

Universidad de Matanzas
Sede "Camilo Cienfuegos"
Facultad de Ciencias Técnicas



**EVALUACIÓN DE RIESGOS POR TOXICIDAD,
INCENDIO Y EXPLOSIÓN EN LA SECCIÓN DE
HIDROFINACIÓN DE DIÉSEL DE UNA REFINERÍA DE
PETRÓLEO**

Trabajo de diploma presentado en
opción al título académico de
Ingeniero Químico

Autor: Camelis Rodríguez Figueroa

Tutor: MSc. Roberto Ángel Lugo Martínez

MSc. Leiby Montes De Oca Rodríguez

Consultante: DrC. Jesús D. Luis Orozco

Matanzas, 2018

Declaración de autoridad

Yo Camelis Rodríguez Figueroa, declaro que soy la única autora de la siguiente tesis, titulada Evaluación de riesgos por toxicidad, incendio y explosión en la sección de hidrofinación de diésel de una refinería de petróleo y, en virtud de tal, cedo el derecho de copia de la misma a la Universidad de Matanzas, bajo la licencia *Creative Commons* de tipo *Reconocimiento No Comercial Sin Obra Derivada*, con lo cual se permite su copia y distribución por cualquier medio siempre que mantenga el reconocimiento de sus autores, no haga uso comercial de la obra y no realice ninguna modificación de ella.

Camelis Rodríguez Figueroa

Nota de aceptación

Presidente del tribunal:

Firma:

Miembro del tribunal:

Firma:

Miembro del tribunal:

Firma:

Miembro del tribunal:

Firma:

Dado en la Ciudad de Matanzas a los ____ días del mes de julio del año 2018.

Dedicatoria

*A mi madre por darme la vida y la educación perfecta,
porque gracias a eso me esfuerzo por dar lo mejor de mí
y hacerla sentir orgullosa.*

Agradecimientos

“La vida es una cadena de sueños, metas y propósitos; sólo aquellos que estemos rodeados de buenas personas lograremos hacerlos realidad.”

Mi mamá

Hoy tengo la oportunidad de agradecerles a todos los que de una manera u otra han contribuido y me han apoyado en la tarea de cumplir uno de mis sueños:

- ✓ A mi mamá por estar siempre para mí, por darme la fortaleza necesaria para enfrentar cada obstáculo de la vida, por ser el pilar fundamental de mi familia y no rendirse jamás a pesar de los golpes y decepciones que ha recibido, por ser todo para mí y porque no me imagino una vida sin ella.
- ✓ A mis abues Tensi y Carlos por la experiencia y amor que me profesan, son de lo mejor que tengo en mi vida.
- ✓ A mamá Teté y tío Toni por ser mis segundos papás, por la confianza y cariño brindado.
- ✓ A Camila que desde que llegó a mi vida no ha hecho más que darme momentos inolvidables.
- ✓ A Bárbaro por comprenderme cuando ni yo misma lo hago, por darme tranquilidad cuando el estrés me supera, por el amor y el cariño brindado.
- ✓ A mi papá, Yania y Emily por el apoyo y cariño brindado.
- ✓ A la memoria de Bori, porque fue corto el tiempo que compartimos pero dejó huellas profundas; gracias a toda su familia por el apoyo.
- ✓ A mi madrina Carmita y mi padrino José porque siempre han estado pendiente de mí y me ha ayudado en todo a pesar de la distancia.
- ✓ A mi abue Dochita, mis tías Made, Marbe y Golli mil gracias por formar parte de mi vida.
- ✓ A mi tía Sonia y mis primas Yaima, Yanira y Grisel por su preocupación y apoyo.
- ✓ A mi familia en general que me han apoyado incondicionalmente y me han hecho sentir colmada de amor y cariño.
- ✓ A mis vecinas Rula, Magaly, Roxi y Carmita que son excelentes personas y las quiero como familia.

- ✓ A Jonathan por estar siempre en las buenas y malas, por compartir su inteligencia, por su personalidad cariñosa y protectora que, sin dudas, lo ha convertido en un hermano para mí.
- ✓ A Julio por ser más que mi amigo, mi mentor.
- ✓ A mis amigas Burbi y Liadna por sacarme una sonrisa en los momentos de estrés, porque de las mejores experiencias de mi paso por la universidad sin dudas fue haberlas conocido.
- ✓ A las loquis de Yisel y Marianela por la confianza y el cariño ofrecido y por hacerme sentir como en casa.
- ✓ A mis compañeros de aula por hacer de estos cinco años un arsenal de buenos momentos y experiencias inolvidables.
- ✓ A Robe y Adielis que más que mis profes han sido mis amigos, verdaderamente agradezco porque personas como ustedes quedan pocas y haberlos encontrado es una dicha para mí.
- ✓ Al profe Orozco por ser ejemplo a seguir para todos, por enseñarnos que la genialidad y la inteligencia se esconden detrás de la persona más humilde.
- ✓ A los profes Yoney y Leiby por el apoyo brindado, por compartir su inteligencia y regalarme parte de su tiempo.
- ✓ Al claustro de profesores del departamento porque no sólo nos han convertido en excelentes ingenieros, sino que nos han hecho mejores personas.

A todos muchas gracias.

Agradezco a Dios por regalarme tantas personas lindas que me han hecho sentir especial y afortunada.

Resumen

En la presente investigación se efectúa el análisis de riesgos por incendio, explosión y toxicidad en la sección de hidrofinación de diésel (S-300) de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos. Se realiza la caracterización del proceso estudio con el fin de definir los equipos fundamentales, sustancias que se manipulan y condiciones de operación. Luego se aplica la metodología establecida por *Dow* para evaluar el índice de fuego y explosión (IFE). Se identifican quince unidades de proceso, de las cuales, el horno (F-301) y el reactor (R-301) resultan las de mayor IFE, bajo la clasificación de severo. Se determina el área de exposición, donde el reactor es la unidad que presenta mayor valor (6 221,52 m²) y consecuentemente genera pérdidas económicas superiores a la planta (\$ 5 640 840). Finalmente se emplea la metodología propuesta por ICI para determinar el índice de *Mond* y por tanto el grado de toxicidad de las sustancias más peligrosas que se presentan en la industria objeto de análisis. Se delimitan trece unidades de proceso donde la sustancia clave es el hidrógeno; de ellas, el horno (F-301) y el reactor (R-301) presentan los más altos índices globales de riesgo, estos se encuentran fuera del límite máximo permisible establecido.

Abstract

In this research is made an analysis of the risk by fire, explosi3n and toxicity on the section of diesel's hydrotreatment (S-300) of the petroleum refinery Camilo Cienfuegos. It is made the characterization of the study process which is intended to define the esencial equipment, the substances in use and conditions of operation. Then is applied the methodology established by Dow to evaluate the index of firer and explosi3n. It is been identified fifteen units of process, where the fired heaters (F-301) and the reactor (R-301) have the higher IFE and are clasified as severo. Besides is determined the exposure 3rea, where the reactor is the unit with higher value (6 221,52 m²) and therefore it generates economic losses bigger than the plant (\$ 5 640 840). Finally is applied the methodology proposed by ICI to determine the Mond index and this way the toxicity degree of the most dangerous substances presented in the industry wich is the object of analysis. It is selected thirteen process units where the key substance is hydrogen. The highest index of risk are in the fired heaters (F-301) and the reactor (R-301). Those are found out of the established limit.

Glosario de nomenclaturas y simbología

A	Índice de explosión aérea
APR	Análisis Preliminar de Riesgos
BLEVE	<i>Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion</i> (Explosión de vapores en expansión de líquidos en ebullición)
BP	<i>Boiling Point</i> (Punto de ebullición)
BSW	<i>Bottom Sediment and Water %</i> (Porcentaje de agua y sedimentos)
C	Índice del máximo incidente tóxico
C₁	Factor de bonificación por control de proceso
C₂	Factor de bonificación por aislamiento del material
C₃	Factor de bonificación por protección contra fuego
CEI	<i>Chemical Exposure Index</i> (Índice de exposición química)
CS	Acero al carbono
D	Índice global <i>Dow/ICI</i>
E	Potencial de explosión interna
ERIC	<i>Evaluation du risc d'incendie par le calcul</i>
ETA	<i>Event Tree Analysis</i> (Análisis de árbol de eventos)
F	Potencial de fuego
F₁	Factor de riesgos generales del proceso
F₂	Factor de riesgos especiales del proceso
F₃	Factor de riesgo de la unidad de proceso
FA	Factor de excursión
FE	Factor de escala
FM	Factor material
FMEA	Análisis de modalidades de fallos y sus efectos

FP	<i>Flash Point</i> (Punto de evaporación instantánea)
FTA	<i>Fault Tree Analysis</i> (Análisis de árbol de fallos)
H	Altura
HAZOP	<i>Hazard and Operability</i> (Análisis de peligro y operatividad)
HRN	<i>Hazard Rating Number</i> (Evaluación numérica de peligro)
IFAL	<i>Instantaneous Fractional Annual Loss</i> (Pérdida anual fraccionada instantánea)
IFE	Índice de Incendio y Explosión
K	Peso del material contenido en la unidad de proceso
K₁	Crédito por sistemas de contención
K₂	Crédito por control de procesos
K₃	Crédito por actitudes de seguridad
K₄	Crédito por protección contra fuego
K₅	Crédito por aislamiento del material
K₆	Crédito por combate contra incendios
L	Riesgos correspondientes al arreglo de los equipos
M	Riesgos especiales del material
MESERI	Método Simplificado de Evaluación del Riesgo de Incendio
N	Área superficial
N_f	Valor de inflamabilidad
N_{fw}	Valor de inflamabilidad a la temperatura de trabajo
N_H	Factor de salud
N_r	Valor de reactividad
N_{rw}	Valor de reactividad a la temperatura de trabajo
P	Riesgos generales del proceso

PPP	Tiempo de parada probable de la producción
P_w	Presión de trabajo
Q	Riesgos asociados a las cantidades
R	Índice global de riesgo
S	Riesgos especiales del proceso
SEPTRI	Sistema de Evaluación y Propuesta de Tratamiento de Riesgos
T_w	Temperatura de trabajo
U	Índice unitario de toxicidad
UCSIP	<i>Union des Chambres Syndicales d'Industrie du Pétrole</i>
VC	Velocidad de corrosión

Tabla de contenidos

Introducción	1
Capítulo 1. Análisis bibliográfico	3
1.1 Aspectos significativos del proceso de refinación	3
1.1.2 Proceso de hidrofinación de diésel	5
1.2 Principales aspectos de riesgos industriales	6
1.2.1 Riesgos, incendios y explosiones	7
1.3 Riesgos industriales de mayor incidencia en procesos de tratamiento de petróleo	12
1.4 Métodos para el estudio de riesgos industriales	14
1.4.1 Métodos comparativos	15
1.4.2 Métodos generalizados	16
1.4.3 Índices de riesgos industriales	17
1.5 Conclusiones parciales del capítulo	24
Capítulo 2. Materiales y métodos	25
2.1 Descripción del proceso objeto de estudio	25
2.2 Descripción de la metodología de trabajo del Índice de Incendio y Explosión (IFE) de <i>Dow</i>	27
2.2.1 Descripción de las etapas del procedimiento para el cálculo del IFE	27
2.3 Metodología para el cálculo del índice de <i>Mond</i> de ICI	40
2.3.1 Descripción de las fases para el cálculo del índice de <i>Mond</i>	40
2.4 Conclusiones parciales del capítulo	51
Capítulo 3. Resultados y discusión	52
3.1 Análisis y desarrollo de la metodología del IFE de <i>Dow</i>	52
3.1.1 Selección de las unidades de proceso	52
3.1.2 Determinación del factor material	53
3.1.3 Determinación del factor de riesgo de la unidad de proceso (F_3)	54
3.1.4 Estimación del índice de fuego y explosión IFE	56
3.1.5 Desarrollo de las etapas 5 hasta la 7 de la metodología del IFE	58
3.1.6 Desarrollo de las etapas 8 y 9 de la metodología del IFE	59

3.1.7 Asignación de bonificaciones por unidad de proceso. Influencia sobre el valor del daño máximo probable a la propiedad (Etapas 10 y 11)	61
3.1.8 Análisis y desarrollo de las etapas 12, 13 y 14 de la metodología de <i>Dow</i>	64
3.2 Análisis y desarrollo de la metodología correspondiente al índice de <i>Mond</i> de ICI	66
3.2.1 División de una planta en unidades de proceso y selección de las sustancias más peligrosas que se manipulan	66
3.2.2 Cálculo del factor material (FM)	66
3.2.3 Cálculo de factores de penalización del riesgo	67
3.2.4 Cálculo de los índices de riesgo potencial	70
3.2.5 Cálculo del efecto global de los factores de reducción	72
3.3 Análisis de los resultados obtenidos por las metodologías de <i>Dow</i> y <i>Mond</i>	75
3.4 Conclusiones parciales del capítulo	76
Conclusiones	77
Recomendaciones	78
Bibliografía	79

Introducción

La industria petrolera fue relevante para el avance sostenido que la humanidad mantuvo en el siglo XX. Los cambios significativos que enfrenta repercuten en los patrones de consumo de sus productos, con efectos importantes en las refinerías, específicamente en el planteamiento de las futuras operaciones. El uso eficiente de crudos pesados en los procesos de refinación es cada vez más frecuente, debido a factores como la escasez de crudos ligeros e intermedios en el mundo y al continuo incremento de las demandas de productos libres de contaminantes. Por esta razón, es una de las producciones que más ha avanzado en materia tecnológica al desarrollar grandes posibilidades en diferentes áreas. Desafortunadamente de la mano de este progreso se acrecientan los registros de accidentes laborales y la posibilidad de provocar daños al ecosistema (Garea, 2010; Domínguez, 2014).

Desde el momento que se extrae el petróleo hasta su tratamiento final se evidencian múltiples riesgos, esto se debe primeramente a las características de este compuesto y sus derivados, donde pueden ser citadas su inflamabilidad, volatilidad, corrosividad, toxicidad y agresividad, de manera general para el hombre, el ecosistema y la instalación. También se adhieren riesgos inherentes a las vías que se usan para su tratamiento, estos vienen dados por las altas temperaturas y presiones de operación que puede dar origen a incendios y explosiones. La obsolescencia de las instalaciones, debido al poder corrosivo de este compuesto aporta también riesgos significativos, pues pueden derivarse de ella averías, y por consiguiente derrames y escapes capaces de aportar incendios en todas sus manifestaciones. (Kraus, 1998; Quintero 2013).

Las refinerías de petróleo son industrias con alta probabilidad para la ocurrencia de accidentes de gran impacto, puesto que se encargan del almacenamiento, manipulación y tratamiento de combustibles, esto favorece que los riesgos de incendio, explosión y toxicidad se encuentren inherentes a la actividad productiva (Saavedra, 2015).

Según Álvarez (2012) el hidrotreatmento es una de las operaciones más significativas que se llevan a cabo durante la refinación del petróleo. Consiste en un amplio grupo de procesos que requiere de altas presiones y temperaturas, en

los cuales se utiliza el hidrógeno como reactante. El principal subproducto generado por este proceso es el H₂S. Por otra parte, la mayoría de los equipos operan por control automático con un sistema supervisorio SCADA (*WinCC*), aunque este último es bastante confiable siempre existe un margen de error y se ha visto el caso en que dejan de funcionar. Es por ello que en este proceso juega un papel fundamental el compromiso y la responsabilidad del personal de trabajo en la prevención de un posible accidente.

Generalmente en las industrias existen registros de los accidentes ocurridos por año, sin embargo se carece de un estudio que cuantifique de forma predictiva los efectos de accidentes ocasionados por incendios y explosiones. Además se necesita definir si el nivel de riesgo por toxicidad es aceptable o no.

En correspondencia con lo anterior se presenta como **problema de la investigación:**

¿Cómo determinar los niveles de riesgos por toxicidad, incendio y explosión que presenta una sección de hidrofinación de diésel bajo las condiciones actuales de operación?

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

Si se aplican los índices de *Mond* y *Dow* se podrá determinar los niveles de riesgos por toxicidad, incendio y explosión que presenta la sección de hidrofinación de diésel de una refinería de petróleo.

Para dar cumplimiento a la hipótesis se propone el siguiente **objetivo general:** Determinar los niveles de riesgos mediante los índices de *Mond* y *Dow* en la sección de hidrofinación de diésel de una refinería de petróleo.

Objetivos específicos:

1. Describir las herramientas de mayor uso a nivel mundial para el análisis de riesgos industriales.
2. Caracterizar el proceso de hidrofinación de diésel, caso estudio.
3. Evaluar los riesgos industriales mediante los índices de *Mond* y *Dow* en el proceso objeto de análisis.
4. Comprobar el efecto económico y toxicológico que pueden generar los niveles de riesgos industriales.

1. Análisis bibliográfico

En este capítulo se realiza una revisión bibliográfica que permite al lector comprobar la fiabilidad del análisis desarrollado en el presente trabajo de diploma. Se abordan temas referidos al funcionamiento de las refinerías, específicamente al proceso de hidrofinación de diésel; se exponen diferentes criterios y definiciones de riesgo y seguridad industrial, particularmente los riesgos por incendio y explosión. Se analizan los riesgos que tienen mayor frecuencia en la industria química y cómo se ha incrementado la ocurrencia de los mismos en las últimas décadas. Además, se describen las principales técnicas para identificar peligros y evaluar riesgos en la actualidad, lo que conlleva a establecer comparaciones entre ellas y definir las más recomendadas de acuerdo al propósito perseguido.

1.1 Aspectos significativos del proceso de refinación

El petróleo crudo o no refinado tiene poco uso o valor de uso en la industria actual por lo que es necesario transformarlo en productos de mayor valor agregado (Martínez, 2015).

La innovación en la industria petrolera es importante para reducir costos, riesgos y generar una mayor competitividad; los retos físicos, ambientales y sociales son cada vez más complejos. Son tres los baluartes para innovar dentro de la industria petrolera: el acceso a la tecnología, el desarrollo de las habilidades de los profesionistas y de una inversión continua (RULD, 2017).

El proceso de refinación consiste en el empleo de sustancias químicas, catalizadores, calor y presión para separar moléculas de hidrocarburos con diferentes intervalos de temperaturas de ebullición, denominadas fracciones (Kraus, 1998).

Lluch (2008) expone que una refinería de petróleo está constituida por una serie de procesos, en los que mediante separaciones físicas o transformaciones químicas, se modifican las características de las materias primas hasta obtener los productos deseados.

Según Hernández (2003) existen refinерías con distintos esquemas para adaptarse a las necesidades del mercado, aunque en general se rigen por un diseño común (Figura 1.1).

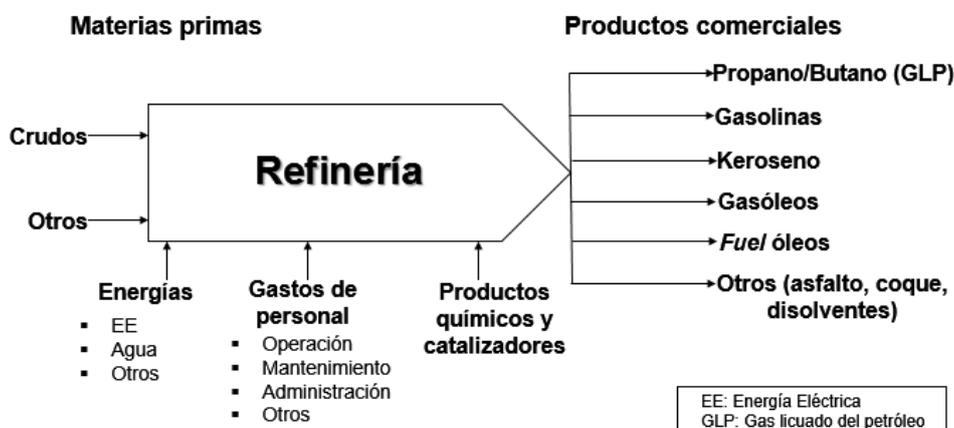


Figura 1.1 Esquema general de refinación de petróleo

Fuente: Hernández (2003)

Calzadilla (2016) fundamenta que los esquemas de refino se suelen clasificar en función de su capacidad de conversión o reducción de residuos (*fuel* óleos), los que son transformados en destilados más ligeros (gasolinas, gasóleos):

1. *Hydroskimming*
2. *Topping*
3. Refinería con conversión media
4. Refinería con conversión profunda

Autores como Wauquier (1995) y Decoopman (2001) concuerdan en que las refinерías con esquema *Hydroskimming* son las más simples y se limitan a destilar el crudo y tratar los productos así obtenidos para que cumplan con las especificaciones exigidas.

Como parte de la proyección de la rama de refinación en Cuba hasta el 2030, se incluyen una serie de proyectos encaminados a incrementar la capacidad de procesamiento. El propósito de estos es lograr la satisfacción de la demanda de derivados del petróleo en el mercado cubano, llevar la calidad de los productos obtenidos a estándares del mercado internacional, minimizar el impacto al

medioambiente y obtener márgenes de refinación positivos que permitan la sostenibilidad económica del sistema (CUPET, 2016).

Los productos derivados del petróleo como resultado de la refinación se exponen en el anexo 1.

1.1.2 Proceso de hidrofinación de diésel

La hidrodesulfuración o hidrotratamiento, como también se le conoce, es uno de los procesos más importantes dentro de la industria de la refinación. Su propósito es reducir contaminantes en las fracciones de destilados de petróleo crudo. Se fundamenta en la eliminación de alrededor del 90 % de los elementos indeseables en las fracciones de petróleo líquidas (nitrógeno, azufre, metales e hidrocarburos insaturados “olefinas”). De manera general consiste en mezclar una fracción de petróleo con gas hidrógeno, se hacen reaccionar mediante el empleo de un catalizador y un aumento considerable de las condiciones de operación (presión y temperatura). Además consta de un ciclo de estabilización que implica la conversión de hidrocarburos insaturados tales como olefinas y diolefinas que son formadores de goma, en donde es necesario hidrogenar sus anillos aromáticos para convertirlos en parafinas. El principal subproducto generado es el H₂S, el cual se recupera para su tratamiento de lavado con aminas y posteriormente se envía a la planta de azufre (Quintero, 2013).

Saavedra (2015) refiere que el término hidrotratamiento consiste en un amplio grupo de procesos en los cuales se utiliza el hidrógeno como reactante; puntualiza además que en la industria de la refinación del petróleo, se define como el contacto de una alimentación de hidrocarburos con hidrógeno, en presencia de un catalizador y condiciones de operación específicas.

Según Poujaud (2017) en refinerías del tipo *Hydroskimming*, las unidades de hidrofinación son utilizadas con el fin de pretratar la nafta de alimentación al reformador catalítico (eliminación de azufre y nitrógeno), hidrodesulfurar la gasolina y gasóleos para cumplir la especificación de azufre, y eliminar la corrosión por keroseno.

Para Álvarez (2012), en la industria de refinación el hidrotratamiento se basa en hacer reaccionar una fracción de petróleo (desde nafta ligera hasta residuo de

vacío) con hidrógeno en presencia de un catalizador a condiciones severas de presión y temperatura. Becerra (2013) y Hernández (2015) consideran que el objetivo principal del hidrotratamiento de nafta es acondicionar la carga a las unidades de reformación catalítica e isomerización. La remoción de metales junto con la eliminación de azufre y nitrógeno es necesaria para preservar la integridad de los catalizadores. Además, posibilita mejorar la calidad de los productos terminados y convertir fracciones a otras de menor punto de ebullición.

Durante el proceso de hidrofinación ocurren distintos tipos de reacciones que permiten complementar el tratamiento, al eliminar compuestos sulfurados y nitrogenados, convertir las olefinas en compuestos saturados y reducir el contenido de aromáticos. Las reacciones mencionadas inherentes al hidrotratamiento son fuertemente exotérmicas y reversibles (Palacios, 2002; Garea, 2010).

Quintero (2013) fundamenta que durante este proceso, la carga se desairea, se mezcla con hidrógeno, se precalienta y se hace pasar a alta presión por un reactor catalítico de lecho fijo. El hidrógeno se separa y recicla y el producto se estabiliza en una columna de destilación primaria donde se eliminan los residuos ligeros. (Figura A 2.1 Anexo 2). La remoción de metales, junto con la eliminación de azufre, oxígeno y nitrógeno es necesaria debido a que estos son venenos para los catalizadores. Referente a la hidrodesulfuración de naftas plantea como procedimiento el hacer reaccionar hidrógeno con hidrocarburos insaturados (olefinas y aromáticos) transformándolos en saturados (parafínicos y nafténicos) y propone el esquema tecnológico mostrado en la figura A 2.2 del anexo 2.

Desafortunadamente, este proceso implica grandes riesgos y provoca consecuencias severas en el ecosistema si algo falla, por lo cual uno de los retos es poder desarrollar la industria necesaria para causar el menor impacto posible.

1.2 Principales aspectos de riesgos industriales

El hombre ha tratado siempre de prevenir y controlar una serie de riesgos que han evolucionado a la par de él. La búsqueda de la seguridad es, por tanto, una tarea ligada a la naturaleza humana.

1.2.1 Riesgos, incendios y explosiones

✓ Definiciones de riesgo

PNUMA (1999), González y Gaya (2017) plantean que el riesgo es la probabilidad de que ocurra un daño por determinado peligro y depende de la exposición. Para definirlo de manera más formal se puede decir que es la posibilidad de que se produzca un evento dañino (muerte, lesión o pérdida) por exposición a un agente químico o físico en condiciones específicas. Según CCPS (2000) este es una medida de daño humano, ambiental o pérdidas económicas.

Una definición más rigurosa es la ofrecida por Casal, *et al.* (2001), la misma se basa en el producto de la frecuencia prevista para un determinado suceso por la magnitud de las consecuencias probables:

$$\text{Riesgo} = \text{frecuencia} \cdot \text{magnitud de consecuencia}$$

Es una expresión sencilla pero de poca aplicación práctica porque requiere identificar todos y cada uno de los peligros presentes en una instalación industrial. También es necesario conocer la frecuencia con la que ocurre un evento no deseado y la magnitud del daño que se produce.

En términos ingenieriles, el riesgo se describe como las pérdidas esperadas (personas que resultan lesionadas o mueren, daño a la propiedad e interrupción de las actividades económicas) causadas por un fenómeno en particular. Riesgo es la función de la probabilidad de sucesos particulares y las pérdidas que cada una causa (Correa, 2004; Morales 2004).

Bonilla (2007), expone una expresión matemática que permite medir el riesgo, basada en el producto de la probabilidad de la ocurrencia del evento considerado por las consecuencias esperadas.

$$\text{Riesgo} = \text{amenaza} \cdot \text{vulnerabilidad}$$

Soldano (2008) comenta que esta fórmula expresa matemáticamente que cuando se está en presencia de una amenaza (peligro) y surge una vulnerabilidad (humana) asociada ante la misma, entonces existe un riesgo.

La norma técnica de INPSASEL NT – 01:2008 corrobora las definiciones anteriores; enuncia que riesgo es la probabilidad de que ocurra daño a la salud, a los materiales, o ambos.

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.

Galán (2012) y Lodos (2015) exponen un resumen donde se reiteran los conceptos definidos hasta el momento y plantean que las formas más comunes de riesgos en las instalaciones son golpes, contactos térmicos, proyecciones, incendios y explosiones.

En la II Conferencia Colombiana de Geología Ambiental (1992) se debatieron aspectos vitales sobre la evaluación de riesgos y se propuso la siguiente formulación:

$$Rie = f(Ai, Ve)$$

El término (A_i) se interpreta como la probabilidad de que se presente un evento con una intensidad mayor o igual a (i), durante un período de exposición (t). En cambio, la vulnerabilidad (V_e) es la predisposición intrínseca de un elemento expuesto (e) a ser afectado o sufrir una pérdida ante la ocurrencia de un evento. El riesgo (Rie) se entiende como la posibilidad de exceder unas consecuencias sociales y económicas durante un tiempo dado.

Riesgo químico

Badia (2004), Carranza (2014) y Domínguez (2014) declaran que el riesgo químico es aquel susceptible de ser producido por una exposición no controlada a agentes químicos. Estos últimos consisten en sustancias que pueden afectar directa o indirectamente a la persona a través de tres vías: respiratoria, ingestión y dérmica.

Alonso (2015) resume una definición de riesgo químico muy similar a las anteriores, destaca además que el nivel de riesgo, no depende, solamente de la toxicidad intrínseca de la sustancia, sino también de la forma de utilizarla, de la concentración en el ambiente y en el organismo humano.

Riesgo biológico

Carranza (2014) y Domínguez (2014) establecen que el riesgo biológico es la exposición a agentes vivos capaces de originar cualquier tipo de infección, aunque también puede provocar alergia o toxicidad. Las infecciones son enfermedades transmisibles originadas por la penetración en el organismo de los microorganismos o sus productos tóxicos, como: virus, bacterias, parásitos, hongos, plantas tóxicas y alérgicas, o el contacto con animales que puedan provocar alergias.

Otros tipos de riesgos laborales

Pacheco (2013) y Carranza (2014) fundamentan que en un estudio riguroso de riesgos industriales no puede pasarse por alto la existencia de los riesgos laborales: mecánicos, físicos, ergonómicos, psicosociales, meteorológicos, eléctricos, locativos y físico-químicos.

Un concepto fundamental en las plantas químicas es el de factor de riesgo, Cortés (2007) enuncia la existencia de elementos, fenómenos, ambiente y acciones humanas que encierran una capacidad potencial de producir lesiones o daños materiales, y cuya probabilidad de ocurrencia depende de la eliminación y/o control del elemento agresivo.

✓ Incendios

Medina (2015), establece que incendio es un proceso de combustión no organizado que trae consigo pérdidas de bienes materiales y en ocasiones de vidas humanas.

Bové (2003) y Galán (2012) definen el incendio como una manifestación del fuego que se desarrolla sin control en el tiempo y en un lugar imprevisto que provoca daños y pérdidas. El fuego es un fenómeno de reacciones químicas de oxidación-reducción con un elevado potencial exotérmico.

Según Pulido (2005) un incendio implica la rápida oxidación a temperaturas por encima de 815 °C con presencia de productos gaseosos muy calientes y la emisión de radiaciones visibles e invisibles.

Entre los diversos accidentes que pueden ocurrir en una industria, el incendio es el que, en términos generales, tiene un radio de acción menor. Si la radiación térmica afecta otras partes de la planta y genera nuevos accidentes (explosiones o escapes), sus efectos pueden ser temibles. Por otra parte, el humo puede, además, complicar notablemente la actuación de los equipos de intervención y someterlos a un peligro adicional (falta de visibilidad o intoxicación) (Casal, *et al.*, 2001).

PNUMA (1999) afirma que, obviamente, se debe evitar todo tipo de fuego, debido a que representa un peligro, y es necesario considerar equipos y herramientas resistentes a las llamas y chispas; también se debe tomar en cuenta la eliminación de posibles fuentes de electricidad estática. Además, se debe disponer de un equipo de extinción de incendios apropiado, tanto para el peligro como para el área. Rodríguez (2006) enuncia que los elementos combustibles deben estar alejados de zonas calientes o con llamas abiertas.

La ocurrencia de un incendio está dada por su naturaleza y la disposición del combustible, de acuerdo a ello García (2014) delimita tres grupos:

- Incendio de líquidos (de sus vapores) en disposición abierta (de charco). 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 tanques de almacenamiento, donde la altura del líquido combustible es considerable. Dan lugar a proyecciones o rebosamientos que pueden propagar las llamas.
- 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.

Casal, *et al.* (2001) hace alusión al incendio de una nube de gas (*flash fire*), el mismo, tiene lugar cuando se produce el vertido de un gas o un vapor inflamable, de manera que se forma una nube que se dispersa hasta que encuentra una fuente de ignición. El escape puede ser instantáneo o continuo. Estas nubes pueden estar originadas también por el vertido de un líquido que en condiciones atmosféricas experimente un *flash* o que se evapore muy rápidamente.

✓ Explosiones

Casal, *et al.* (2001) define explosión como una liberación repentina de energía que genera una onda de presión, al alejarse de la fuente mientras disipa energía. Esta liberación tiene que ser rápida y concentrada para que la onda que se genera sea audible. No es necesario que se produzcan daños para poder considerar este fenómeno como explosión.

Pulido (2005) denomina las explosiones como la conversión repentina de energía potencial (química o mecánica) en energía cinética, con la producción y liberación de gases a presión. Estos últimos realizan un trabajo mecánico como: desplazar, cambiar o dispersar los materiales cercanos.

Tipos de explosiones:

- Explosiones mecánicas: son aquellas en las que un gas a alta presión produce una reacción exclusivamente física. Esa reacción no supone cambios en la naturaleza química básica de la sustancia que hay en el recipiente. Las explosiones de vapores en expansión de líquidos en ebullición (*BLEVE*) son explosiones mecánicas que afectan a recipientes que contienen líquidos a presión, a una temperatura superior a su punto de ebullición a la presión atmosférica.
- Explosiones químicas: la generación de gases a alta presión es el resultado de las reacciones exotérmicas que hacen cambiar la naturaleza química del combustible. Las reacciones químicas que se producen como resultado de las explosiones se suelen propagar en un frente de reacción que se desplaza a partir del punto de explosión.

- Explosiones por combustión: se caracterizan por la presencia del aire como comburente (oxidante). Se generan elevadas presiones por la combustión rápida del combustible y la consiguiente producción de subproductos de la combustión y gases calientes en gran volumen. Estas explosiones se clasifican como deflagraciones y detonaciones, según la velocidad de propagación del frente de llamas a través del combustible.

Según Wells (1997) el proceso de explosión ocurre mucho más rápido que el fuego, debido a que los reactantes ya se encuentran mezclados cuando la ignición tiene lugar. Esto ocurre generalmente cuando el combustible es un gas, un líquido o sólido finamente dividido. Las explosiones pueden ser físicas, químicas o eléctricas.

Las explosiones constituyen el riesgo más eminente en el manejo, almacenamiento y traslado de combustibles (Brown, 2000).

PNUMA (1999) plantea que la precaución principal que se debe tomar en el caso de los gases inflamables y vapores es mantener sus concentraciones fuera de los límites de inflamabilidad.

Las consecuencias de la explosión son la onda de sobrepresión y la proyección de fragmentos, estas 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). Respecto a esto Pulido (2005) establece que los efectos de las explosiones se producen de cuatro formas principales: efecto de la onda expansiva, efecto metrallera, efecto del calor y efecto sísmico.

1.3 Riesgos industriales de mayor incidencia en procesos de tratamiento de petróleo

Brown (2000) y Casal, *et al.* (2001) plantean que un accidente es un suceso fortuito e incontrolado, capaz de producir daños. En general, en la industria química este suceso coincide con situaciones de emisión, escape, vertido, incendio y explosión, donde están implicadas sustancias peligrosas.

Según las estadísticas de la Administración de Seguridad y Salud Ocupacional (OSHA), la industria petrolera reportó siete veces más muertes entre 2003 y 2010

que cualquier otro campo laboral. Hay muchos factores que contribuyen a estas alarmantes cifras, donde se incluyen la presencia de sustancias químicas y maquinaria peligrosa en el campo, así como el horario de trabajo riguroso que requiere de muchos empleados (Rosero, 2015).

Carol (2001) y Casal, *et al.* (2001) realizan estudios sobre la evolución de los accidentes en el tiempo, (Anexo 3, figura A 3.1 y A 3.2), donde se evidencia que prácticamente en cada década se ha duplicado o triplicado el número de accidentes registrados respecto a la anterior.

Se analiza además lo referente al número de muertos y su evolución con el tiempo (Anexo 4), donde el autor recopila cierta información referida a los accidentes más significativos ocurridos en el período de 1900 a 1999.

Casal, *et al.* (2001) fundamenta que los accidentes de gran magnitud que pueden ocurrir en una industria química están casi siempre asociados al escape de un producto tóxico o inflamable, generalmente un fluido. Sin embargo, algunos accidentes, por ejemplo las explosiones de atmósferas de polvo pueden suceder en el interior del equipo sin que se produzca un escape. Según la forma de salida y las características del fluido puede dar lugar a un incendio, una nube tóxica o inflamable, entre otros. Si el escape es de líquido, se forma un charco siempre en función de la disposición del terreno y ocurre evaporación; si el producto es combustible, puede tener lugar directamente un incendio del líquido vertido, o bien puede transformarse en una nube que se inflamará al encontrar un punto de ignición, con la explosión consiguiente.

Según plantea Montenegro (2008), entre los accidentes más graves que pueden ocurrir está la dispersión de nube tóxica, este incluso representa un riesgo mayor que los incendios y las explosiones, debido a que afecta un área más amplia. Casal, *et al.* (2001) realiza una representación gráfica de la evolución de una nube de gas (Anexo 5).

CSIPQ (2002) publicó un documento con los resultados de una fuga de sulfuro de hidrógeno en *Georgia Pacific* en el Molino de *Naheola*, que dio lugar a la formación de una nube tóxica, lo que trajo como consecuencia la muerte de dos trabajadores y lesiones severas a ocho personas.

Una vez analizados los riesgos más comunes en el proceso de tratamiento de petróleo se evidencia la necesidad de conocer los métodos para su estudio, lo que permite analizar su magnitud de forma cualitativa o cuantitativa, las consecuencias y medidas a poner en práctica en función de las afectaciones, así como predecir la frecuencia con que ocurrirá el evento no deseado.

1.4 Métodos para el estudio de riesgos industriales

Según Pacheco (2013) las técnicas para la estimación de riesgo se clasifican de la siguiente manera: cualitativas y semicualitativas o cuantitativas.

Cualitativas: se encargan principalmente de identificar y describir los riesgos existentes en una determinada área. Se caracterizan por no recurrir a cálculos numéricos. Este método consta de dos clasificaciones:

- ✓ Comparativas: se basan en la utilización de técnicas obtenidas de análisis previos de accidentes similares o basados en experiencia adquirida.
- ✓ Generalizadas: se fundamentan en un estudio de las instalaciones y procesos mucho más estructurados desde el punto de vista lógico-deductivo. Estos procedimientos siguen una secuencia lógica de deducción de fallos, errores, desviaciones en equipos, instalaciones, procesos, entre otros; con la finalidad de obtener las causas y por ende las soluciones de los posibles eventos.

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

- ✓ Índices de riesgo: es un método de evaluación de peligro relativamente simple que da como resultado una clasificación del riesgo asociado a un establecimiento industrial o a partes del mismo.

1.4.1 Métodos comparativos

Lista de comprobación o verificación

Según Orozco (2009) es una guía que permite revisar un proceso e identificar carencias de seguridad o áreas que requieren un estudio más profundo. Bonilla (2007) establece que este método está especialmente adaptado para garantizar el cumplimiento de normas o reglamentos técnicos y hace posible la reproducibilidad del análisis de forma periódica, lo que permite estudiar las desviaciones que se producen en el tiempo. No obstante, en dependencia de la calidad de la lista de comprobación o del grado con que se adapte a la planta analizada puede pasar por altos peligros evidentes no contemplados en las listas o incidir excesivamente en puntos que sin lugar a dudas no plantean peligros importantes. En ese sentido, no es un método creativo.

Análisis histórico de accidentes

Según Casal, *et al.* (2001) es una técnica identificativa orientada a la búsqueda de información de accidentes industriales ocurridos en el pasado. El resultado principal de los análisis históricos de accidentes es una lista de accidentes que efectivamente han sucedido, por lo que el riesgo identificado es indudablemente real y permite el establecimiento de puntos débiles y operaciones críticas en instalaciones similares. El análisis histórico de accidentes es de aplicación limitada para instalaciones con procesos innovadores, de los cuales no existe una experiencia previa.

Análisis preliminar de peligros (APR)

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

Según ISIS (1997) el procedimiento consiste en obtener información completa sobre materiales, sustancias, reactivos y operaciones previstas. Luego es necesario comparar estos procesos con otros de los que se tenga experiencia anterior. Se debe adaptar esas semejanzas al caso actual y analizar las operaciones y equipos previstos desde el punto de vista de los peligros presentes en cada uno (toxicidad, corrosividad, carga energética, entre otros).

1.4.2 Métodos generalizados

Análisis de árbol de eventos (ETA)

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

Análisis “¿qué sucedería si...?” (*what if?*)

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

Carol (2001) señala que este método resulta un sistema muy creativo, de simple aplicación y, por tanto, económico.

Análisis de peligro y operatividad (HAZOP)

Según Casal, *et al.* (2001) es una técnica deductiva para la identificación, evaluación cualitativa y prevención del riesgo potencial y de los problemas de operación derivados del funcionamiento incorrecto de un sistema técnico. Consiste en evaluar, en todas las líneas y en todos los sistemas, las consecuencias de posibles desviaciones en las unidades de proceso, tanto si es continuo como discontinuo. Debido a que este método se basa en que cualquier desviación de la variable de proceso con respecto a los parámetros normales de operación en un sistema dado o en una etapa determinada puede traer como consecuencia riesgos, accidentes o problemas de operatividad. Las desviaciones del valor de diseño o los parámetros clave son estudiados mediante palabras guías. Esto supone que los valores de diseño de los flujos,

temperaturas, presiones, concentraciones y otros procesos variables son inherentemente seguros y operables (Ramos, 1987; Wells, 1997).

Análisis de modalidades de fallos y sus efectos (FMEA)

Según GUIAR (2008) el método consiste en la elaboración de tablas o listas con los posibles fallos de componentes individuales, los modos, la detección y los efectos de cada uno. Un fallo se puede identificar como una función anormal de un componente, una función fuera del rango del componente, función prematura, entre otras.

Los efectos son el resultado de la consideración de cada uno de los fallos identificados individualmente sobre el conjunto de los sistemas de la planta o instalación.

Toledo (2016) afirma que es una técnica muy utilizada en los sistemas de calidad para identificar causas de fallos.

Análisis de árbol de fallos (FTA)

Autores como Amendola y Saiz de Bustamante (1988), Piqué (1994), Aranguren y Tarantino (2004), y Balderas y Nelson (2007), coinciden en que es una técnica que permite estimar la probabilidad de ocurrencia de un fallo determinado (suceso capital o "*top event*") a partir del conocimiento de la frecuencia de ocurrencia de los sucesos iniciadores o causales, mediante la utilización de procesos lógicos inductivos y la confección de una secuencia lógica de sucesos.

En otras palabras un esquema de las secuencias o concatenaciones de sucesos que deben producirse para que tenga lugar un "suceso no deseado" o accidente (Casal, *et al.*, 2001).

En el anexo 6 se evidencia la utilización de las técnicas de riesgos descritas anteriormente y queda demostrado que las que suelen usarse con mayor frecuencia son ¿*What if...?* y Listas de control.

1.4.3 Índices de riesgos industriales

Diversos autores coinciden en que los índices de riesgos se fraccionan en tres grandes categorías en función de su nivel de descripción de la realidad, esta información se muestra en el anexo 7.

- ✓ Índices basados en la definición matemática de riesgo

La metodología consiste en la aplicación de la expresión matemática:

$$Riesgo = frecuencia \cdot magnitud$$

Se trata de una adaptación o desarrollo de esta definición, mediante la incorporación de algunos parámetros que permiten describir mejor el objeto de estudio (Carol, 2001).

Fine

Es un método no exclusivo de la industria química, apto para valorar cualquier tipo de peligro, de aplicación universal y muy simple pero con poca especificidad y selectividad. Esta técnica 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 (Montes de Oca, 2013).

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

Este procedimiento 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 y poco precisas (Rubio, 2004).

Evaluación numérica de peligro (HRN)

Esta técnica en teoría, es muy similar a los índices de *Fine* y SEPTRI, la diferencia viene dada en que la presente evalúa las consecuencias del evento en función del daño a las personas y no como valor económico del daño (Rubio, 2004).

Los índices basados en la definición matemática de riesgo se consideran sencillos pero no son adecuados para identificar un peligro en concreto debido a la descripción abstracta de la realidad que los caracteriza (Toledo, 2016).

- ✓ Índices basados en la carga de fuego

Toledo (2016) expone que 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.

Método simplificado de evaluación del riesgo de incendio (MESERI)

Propone el cálculo de un índice simplificado del riesgo de incendio exclusivamente en edificios de uso general. Además, se basa en la estimación de una serie de factores que generan o agravan el riesgo de incendio (factores X), y otros que protegen frente al riesgo (factores Y) (Garza, 2007).

Según Fuertes, *et al.* (2003) resulta muy limitada su aplicación sobre riesgos del sector químico, debido a que no se tiene en cuenta las características del proceso, los materiales (reactividad, toxicidad) y los procedimientos de trabajo. Tampoco se contemplan otros daños que no sean materiales y directos derivados del incendio, los que están restringidos en su aplicación al incendio en edificios sin analizar otro factor de riesgo adicional (fugas, derrames, contaminaciones).

Gretener

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 (Bové, 2003).

Método del coeficiente K

Es un método de evaluación que se basa en suponer que la acción destructora del fuego se desarrolla en dos ámbitos: los edificios y su contenido. Por ello, se calculan dos coeficientes independientes. El método del coeficiente K, pretende determinar si la estabilidad o resistencia al fuego de un determinado recinto es

suficiente o no en función del riesgo intrínseco del mismo para garantizar el confinamiento del incendio. Además, atiende más o menos detallado, los elementos del equipamiento y de las medidas de seguridad, pero desatiende muchos otros factores relevantes, con respecto a otros métodos (Garza, 2007).

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

Método de los factores α

Según Garza (2007) pretende determinar si la estabilidad y resistencia al fuego de un determinado recinto es suficiente o no en función del riesgo intrínseco del mismo, de manera que se garantice que, de iniciarse un incendio en su interior, sus consecuencias quedarían confinadas, sin afectar a otros sectores. Nguyen (2011) corrobora la definición anterior y plantea la similitud de este método con el del coeficiente K, pues ambos tienen el propósito de evaluar la resistencia al fuego de los elementos constructivos.

Evaluación de riesgo de incendio (ERIC)

Se fundamenta en 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. Carol (2001) plantea que este método pretende facilitar la aportación de medidas de seguridad que aumenten la calidad de esta. Se basa en el método *Gretener* y está claramente enfocado al riesgo en edificios, donde se diferencian tres ambientes: industrial, establecimientos con gran afluencia de público y viviendas.

Purt

Rubio (2000) establece el fundamento de esta técnica en la base de que la reducción del riesgo de incendio se produce si se disminuye la acción destructora del incendio, que se desarrolla en dos ámbitos distintos: los edificios y su contenido. Este método se caracteriza por su sencillez en la identificación del riesgo de incendio, no es específico para la industria química. Ofrece resultados de forma más rápida y algo más sobredimensionados que el método *Gretener*.

Toledo (2016) establece que los métodos de índices basados en la carga de fuego no valoran la peligrosidad intrínseca de las sustancias utilizadas y las condiciones de proceso. Evalúan solamente la magnitud de las consecuencias derivadas del incendio, y no se considera la probabilidad de inicio del mismo. Luego de este análisis se infiere la poca aplicación de estas metodologías en el estudio que se pretende llevar a cabo con este trabajo de diploma, debido a su escasa utilidad para la valoración de riesgos en la industria química y petroquímica.

✓ Índices basados en la peligrosidad de las sustancias químicas

Se fundamentan en la valoración del 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 e intoxicación (Carol, 2001).

Pérdida anual fraccionada instantánea (IFAL)

Se caracteriza por 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; se asume que durante ese tiempo las condiciones de operación se mantienen constantes. Se compone de tres factores: uno de ingeniería, uno de gerencia y el más importante, el de proceso. Este último 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 (Carol, 2001).

Esta técnica se emplea fundamentalmente para estimar la variación de la pérdida anual esperada en función de las modificaciones que se introducen durante la etapa de diseño de la planta.

Método UCSIP

El método surge como herramienta para las industrias petroleras, refinerías y plantas petroquímicas, pero puede ser adaptado a otras producciones 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.

Se caracteriza además, por requerir de amplia información acerca del problema y presentar una metodología compleja.

Para D.G.P.C. (1990) presenta como desventaja que 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.

Índice de exposición química (CEI) de Dow

Según Duclos y Binder (1995) 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. Por su parte, Etowa, *et al.* (2002) establece que la técnica 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 de Incendio y Explosiones (IFE) de la compañía Dow

IFE es un índice de riesgo exclusivo para incendios y explosión en empresas químicas con riesgo de incendio significativo. Se propone cuantificar el daño esperado ocasionado por dichos accidentes, identificar los equipos que generen el mayor riesgo potencial y priorizar las medidas a adoptar (Rosero, 2015).

Piedra y Valdivieso (2013) definen este método como una útil herramienta para la evaluación realista del riesgo potencial de fuego, explosión y reactividad química de los equipos de proceso y su contenido, aluden además, que 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.

Storch (2001) sugiere que IFE es una técnica bastante económica en recursos y tiempo y requiere de buena información referente al proceso y equipos.

Se evidencia una concordancia de criterios entre Gupta, *et al.* (2003), Fibbiani y Moreno (2004), Suardin, *et al.* (2007) y GUIAR (2008) al plantear que IFE es el índice de peligro más reconocido por la industria química y proporciona información clave para evaluar el riesgo total de fuego y explosión.

Índice Mond

Su aplicación requiere dividir la instalación objeto de estudio en unidades de proceso, lo que da paso a la descripción de los materiales determinantes en el riesgo y a la evaluación del peor caso. Se obtiene un primer resultado que es corregido con la modificación de los índices más determinantes, para luego modificar los valores obtenidos mediante la aplicación de factores correctores que tienen en consideración aquellos aspectos que minimizan el riesgo (Martínez, 2011).

La principal diferencia del IFE con el índice de *Mond* es que este último introduce la toxicidad de las sustancias presentes, y dicho parámetro se considera como factor independiente (GUIAR, 2008).

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

1. Considera más detalles en los factores de riesgo y en las protecciones, por lo que utiliza índices correspondientes a los mismos.
2. 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.
3. Proporciona índices desglosados frente a varios peligros.

A criterio de la autora basado en el estudio de la literatura, en industrias petroleras donde se procesan grandes volúmenes de crudos y existen sustancias tóxicas que provocan daños severos al hombre es necesario un análisis completo de la planta. Por tanto, la aplicación de los índices de *Dow* y *Mond* se considera un estudio idóneo que permite evaluar riesgos y cuantificar las pérdidas económicas generadas en la instalación por incendio y explosión en las diferentes unidades de proceso, determinar índices de toxicidad basados en

la inhalación y absorción por la piel de la sustancia que representa mayor peligro y finalmente estimar un factor global de riesgo para cada unidad que da una idea del peligro potencial al que se expone todo trabajador de la industria estudiada.

1.5 Conclusiones parciales del capítulo

1. En las plantas químicas los riesgos más frecuentes son emisión, escape, vertido, incendio y explosión.
2. Los estudios de riesgos previenen heridos, enfermedades, muertes, y pérdidas materiales, de ahí su importancia.
3. La aplicación de los índices de *Dow* y *Mond* se considera un estudio idóneo para industrias petroleras que procesan grandes volúmenes de crudo y manipulan sustancias peligrosas.

2. Materiales y métodos

Los estudios de riesgos previenen heridos, muertes, y pérdidas materiales, de ahí su importancia y solamente pueden ser efectuados exitosamente si se estudian previamente las particularidades de la industria a la cual se va a aplicar. En este capítulo se realiza la caracterización del proceso tecnológico a utilizar como caso de estudio, en una fracción de la sección de hidrotreatmento de diésel en una refinería de petróleo. Donde se identifican las sustancias más peligrosas que se manipulan, los equipos que intervienen, así como las operaciones fundamentales que tienen lugar y las condiciones de trabajo. Luego se presenta la metodología de trabajo del Índice de Incendio y Explosión (IFE) de *Dow* y se explica detalladamente el procedimiento (por etapas) para su aplicación. Para estudiar la influencia toxicológica de las sustancias involucradas en el proceso, se explica la metodología del Índice de *Mond* propuesta por ICI.

2.1 Descripción del proceso objeto de estudio

La sección hidrofinadora de diésel perteneciente a la refinería caso estudio está estructurada por tres bloques. El primero de reacción cuyo objetivo es refinar la materia prima con hidrógeno, un segundo fundamentado en la estabilización del hidrogenado y finalmente la depuración de gases, donde se purifica el gas recirculante rico en hidrógeno y el gas hidrocarburado con solución de amina. En general, esta sección está destinada al hidrotreatmento de la fracción 180 - 350 °C, a base de petróleo con un contenido de azufre del 1,1 % (por peso). Tiene como propósito fundamental obtener el combustible diésel con un contenido de azufre del 0,2 % (por peso).

Ciclo de reacción

La materia prima (fracción 180 - 350 °C) se mezcla con el gas recirculante rico en hidrógeno, para ser calentado en los intercambiadores de calor hasta alcanzar una temperatura de 300 - 350 °C; se emplea una mezcla de productos con gas como medio de calentamiento. Después se aumenta aún más la temperatura (360 - 400 °C) a su paso por el horno tubular, lo que garantiza las condiciones propicias para su entrada al reactor. En este último tiene lugar la hidrogenación de los compuestos sulfurosos contenidos en la materia prima con formación del

ácido sulfhídrico, así como un *hidrocracking* parcial con formación del gas hidrocarbónico y fracciones livianas de gasolina. Al salir del reactor la mezcla de productos con gas se enfría hasta una temperatura de 45 °C mediante aire y agua e inmediatamente pasa a un separador de alta presión.

El hidrogenado inestable pasa al separador de baja presión, donde la disminución de la presión trae consigo un desprendimiento de una parte del gas disuelto (gas hidrocarbónico), el cual es enviado a la torre de absorción con el propósito de depurar el H₂S.

El hidrogenado inestable que ha reducido su presión en 8 kgf/cm² se calienta de 220 - 250 °C y luego se suministra a la torre de estabilización, donde se separan el gas hidrocarbónico y la gasolina.

La fracción estable hidrotratada 180 - 350 °C de la parte inferior de la torre de estabilización es bombeada hacia un horno con el fin de elevar la temperatura hasta 330 – 350 °C y se retorna a la torre para mantener el régimen de temperatura, el exceso del combustible diesel estable se evacúa de la instalación a través de intercambiadores de calor y enfriadores de aire con la temperatura de 55 °C en la salida. Los vapores de gasolina y el gas hidrocarbónico se extraen de la parte superior de la torre de estabilización, luego atraviesan una etapa de condensación mediante enfriadores de aire y agua donde finalmente se logra reducir la temperatura a 45 °C. Los productos enfriados pasan a un separador, donde se dividen el gas hidrocarbónico, el agua y la gasolina. Parte de esta última se bombea hacia la parte superior de la torre como reflujo. El gas hidrocarbónico se envía a la torre de absorción para separar el H₂S.

La gasolina en exceso del separador, conjuntamente con la que es extraída en el tambor son bombeadas hacia tanques intermedios o a la sección 200, en dependencia de sus características.

El ácido sulfhídrico acuoso del separador se envía a la línea de sulfurosos alcalinos.

Finalmente se efectúa la separación entre la gasolina y la solución de aminas, en ella se desprende el gas hidrocarbónico y la solución de amina rica se envía

por la propia presión del tambor separador hacia la planta regeneradora de aminas.

El esquema tecnológico correspondiente al proceso que se describe, se muestra en el anexo 8.

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

El Índice de Fuego y Explosión (IFE) de *Dow*, permite jerarquizar los riesgos asociados a incendios y explosiones de diferentes unidades de proceso, de modo que constituye una evaluación objetiva, paso a paso, de un fuego real, explosión o reactividad potencial. El método se puede aplicar tanto a unidades individuales (bomba, compresor, tanque de almacenamiento, reactor, entre otros), como a agrupaciones de unidades de proceso que representen una clara unidad funcional. Las medidas cuantitativas usadas en el análisis están basadas en datos históricos de pérdidas y en la energía potencial del material a estudiar.

El diagrama de bloque referido en el anexo 9, describe el procedimiento a seguir (por etapas), en la determinación del Índice de Incendio y Explosión (IFE).

2.2.1 Descripción de las etapas del procedimiento para el cálculo del IFE

Etapas 1. Delimitar las unidades pertinentes del proceso en estudio con el propósito de determinar el Índice de Incendio y Explosión (IFE) correspondiente a cada una de estas por separado

Se definen las unidades de proceso basándose en las experiencias acumuladas por el personal especializado que labora en la planta, así como en lo planteado por AIChE (1994) y Orozco (2010). Una unidad de proceso es todo equipo o la unión de ellos que impliquen un riesgo específicamente por incendio y explosión, debido a la o las sustancias que manejan.

Entre los factores más importantes que se tienen en cuenta a la hora de seleccionar las unidades de procesos pueden ser citados: su impacto potencial, tipo de materiales que procesan, cantidad de compuestos peligrosos correspondiente a la unidad, presión y temperatura de proceso, pH, historial de problemas de seguridad, densidad del capital y unidades críticas para la operación de la planta.

Etapas 2. Calcular el factor material (FM)

Para determinar el factor material se debe tener en cuenta que el mismo, 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.

Se denomina factor material a un número comprendido entre 1 y 40, asignado a un compuesto, de acuerdo a su potencial intrínseco para liberar energía en un incendio o en una explosión. Estos parámetros incluyen: calor de reacción (combustión), índices de reactividad química, índices de peligrosidad para la salud, inflamabilidad, punto de destello (*flash*) y temperatura de ebullición.

El FM se puede obtener tabulado para diferentes sustancias a una temperatura de hasta 60°C (Anexo 10).

Dado el caso que la sustancia de interés no se refiera en la tabla, el FM se puede obtener a través de los valores de reactividad (Nr) y de inflamabilidad (Nf) de las sustancias. Estos últimos deben ser estimados de acuerdo a sus descripciones cualitativas y los puntos de ebullición (BP) y evaporación instantánea (FP) del material que se analiza (Anexos 11 y 12).

Se conoce que el fuego y el riesgo de reacción de un material aumentan con la temperatura. El riesgo de fuego de un combustible líquido a temperaturas superiores a su punto límite es equivalente al de un líquido inflamable a temperatura ambiente.

El FM para sustancias expuestas a temperaturas superiores a 60°C debe ser ajustado por el procedimiento mostrado en el anexo 13.

Etapas 3. Determinar el factor de riesgo de la unidad de proceso (F₃)

El primer paso es establecer dos factores: factor de riesgos generales del proceso (F₁) y factor de riesgos especiales del proceso (F₂).

- ✓ Determinación de los riesgos generales del proceso (F₁)

La ecuación 2.1 extraída de Casal, *et al.* (2001), se emplea para obtener el factor de riesgo de la unidad de proceso y se basa en la adición de la unidad y la sumatoria de la penalización, esta última es explicada con detalle debido a su importancia.

$$F_1 = 1 + \sum \text{penalización} \quad (2.1)$$

Se consideran riesgos generales del proceso aquellos factores que determinan principalmente la magnitud de un incidente. Existen 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

Las penalizaciones para reacciones exotérmicas van desde 0,3 hasta 1,25 en dependencia de la categoría y tipo de la reacción que cabe esperar. El grupo más suave incluye hidrólisis e hidrogenación. El más severo incluye reacciones críticas en lo referente a su control, tales como las de nitración.

Se aplica esta penalización solamente 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.

b) Procesos endotérmicos

Se aplica una penalidad pequeña, comprendida entre 0,2 y 0,4, para procesos tales como: la pirólisis o el craqueo, donde se necesitan grandes cantidades de energía para impulsar la reacción. Las reacciones endotérmicas vienen a ser especialmente significativas cuando la energía es suministrada por vía de fuego directo.

c) Manejo y conducción de productos

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 Nf 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 Nf igual a 3, cuando Nf es igual a 2 la penalidad correspondiente es de 0,4. Para combustibles líquidos con un punto de evaporación instantánea (FP) superior a 37,8 °C e inferior a 60 °C se aplica una penalidad de 0,25.

d) Unidades de procesos encerradas o cubiertas

Se aplican penalizaciones entre 0,25 y 0,90 si la unidad de proceso no se encuentra bien ventilada.

En términos más específicos 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 3,79 m³ (1 000 galones) 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

El equipo de emergencia debe tener acceso rápido a la zona que incluye la unidad considerada. Así, se aplican penalizaciones si no es tal el caso.

Todas las áreas de proceso superiores a 925 m² que no tengan un acceso adecuado reciben una penalización de 0,35. Todos los almacenes con un área superior a 2 312 m² 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) Drenajes y control de derrames

Si alrededor de la unidad de proceso el drenaje es poco eficiente, lo que permite la formación de charcos de material inflamable en lugar de ser transportado tal material a una zona segura y remota, se establece una penalización. Esta última es de 0,5 para el caso de que ocurra un derrame o drenaje en las unidades de procesos y el mismo afecte solamente a la propia unidad de proceso, en caso que se vean afectadas otras unidades pues entonces se le atribuye otra penalización de 0,5.

✓ Determinación de los riesgos especiales del proceso (F_2)

La ecuación 2.2 tomada de Casal, *et al.* (2001), se emplea para el cálculo del factor especial de riesgo, esta es similar a la igualdad 2.1, la diferencia está en los valores de penalizaciones.

$$F_2 = 1 + \sum \text{penalización} \quad (2.2)$$

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 explosión.

a) Materiales tóxicos

Se aplican penalizaciones cuya magnitud se incrementa con la toxicidad de las materias sujetas a proceso.

Según Suardin (2007) si el valor de la penalidad por toxicidad de una sustancia no está tabulada se puede determinar mediante la ecuación 2.3 que se relaciona a continuación:

$$\text{Penalidad} = 0.20 \cdot N_H \quad (2.3)$$

Donde N_H es el factor de salud que se encuentra tabulado en el anexo 10, para aquellas sustancias que no se indiquen en la tabla debe estimarse un valor mediante el empleo del anexo 14.

b) Presión sub-atmosférica o uso de vacío

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 0,66 atm (500 mmHg).

c) Operación cerca del límite de inflamabilidad

Esta es claramente una condición que debe evitarse, si se puede, mediante la moderación de las condiciones del proceso.

En cuanto a penalizaciones, se establece un valor de 0,5 para tanques que almacenen líquidos inflamables con un Nf de 3 o 4. Para el caso de equipos o tanques de almacenamiento del proceso que pueden 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.

d) Explosión de polvos

Se asignan penalizaciones basadas en el tamaño de partícula, las cuales varían desde 0,25 hasta 2. Esta penalización puede evitarse si se cambia de material o se emplea en una forma menos peligrosa.

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. Para unidades de bombeo preferentemente, se recomienda estimar el valor de la penalidad mediante la igualdad 2.4 establecida por Suardin (2007) y corroborada por Toledo (2016).

$$Penalidad = 0,16109 + \frac{1,61503 \cdot P}{1000} - 1,42879 \left[\frac{P}{1000} \right]^2 + 0,5172 \left[\frac{P}{1000} \right]^3 \quad (2.4)$$

Donde:

P: es la presión de operación de la unidad en lbf/pulg² absolutas

Para el caso de los líquidos inflamables y combustibles esta penalidad se determina mediante la figura A 15.1 del anexo 15, donde el eje "x" es la presión en lbf/pulg² absoluta y el eje "y" es el valor de la penalidad.

Para cada unidad de proceso debe obtenerse una penalidad que corresponda a la presión de operación de la misma y otra que corresponda a la presión de disparo o alivio; la penalización real se establece según la ecuación 2.5.

$$Penalidad_{final} = Penalidad_{P_w} \cdot \left(\frac{Penalidad_{P_w}}{Penalidad_{P_{Alivio}}} \right) \quad (2.5)$$

f) Bajas temperaturas

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.

g) Cantidad de productos inflamables o inestables: sólidos, líquidos, gases y productos reactivos en proceso, o en almacenamiento.

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 procesa, medida en términos de su calor de combustión. De ello se deduce que una reducción de la cantidad de materia disminuye la escala de cualquier incidente potencial.

El valor de la penalidad se estima, para líquidos y gases almacenados en el proceso a través de la figura A 15.2 y para líquidos y gases almacenados a través de la figura A 15.3 del anexo 15. En ambas gráficas el eje "y" corresponde al valor de la penalidad y el eje "x" al producto del calor de combustión y la cantidad de material contenido en la unidad. Sin embargo para combustibles sólidos almacenados y polvos en el proceso se emplea la figura A 15.4 del anexo 15, que contrariamente a las anteriores analizadas el eje "y" o de las abscisas corresponde a la cantidad de sólidos medida en libras.

h) Corrosión y erosión

Esta penalización subraya la necesidad de asegurar la compatibilidad de los materiales de construcción con las materias sujetas a proceso.

Se considera que la velocidad de corrosión es la suma de las velocidades de corrosión internas y externas. Estas se localizan en Perry (1984), de no aparecer el material correspondiente a la unidad, Torres (2014) enuncia que esta puede ser determinada mediante la siguiente igualdad:

$$VC = k_1 \cdot \left(\frac{i_{corr}}{\rho} \right) \cdot EW \quad (2.6)$$

Donde:

VC: velocidad de corrosión en (mm/año)

i_{corr} : densidad de corriente de corrosión ($\mu\text{A}/\text{cm}^2$)

k_1 : $3,27 \cdot 10^{-3}$ (mm g/ μA cm año)

EW: peso equivalente

ρ : densidad del material (g/cm^3)

Cuando no se conoce el peso equivalente del material y resulta difícil estimarlo por técnicas de laboratorio, Fuentes (2007) propone una reducción de esta expresión siempre que el material que se corroe es el hierro o sus aleaciones.

$$VC(\text{mm} / \text{año}) = i_{corr}(\text{amp} / \text{cm}^2) \cdot 4,6 \cdot 10^5 \quad (2.7)$$

Según lo normado, para velocidades de corrosión menores que 0,127mm/año la penalidad establecida es de 0,1. Para velocidades de corrosión mayores que 0,127mm/año y menores que 0,254 mm/año se fija un valor de 0,2 y para mayores que 0,254 mm/año es de 0,5. Cuando la corrosión, según el material, es por estrés entonces se le aplica una penalidad de 0,75.

i) Fugas a través de juntas y empaquetaduras

La penalidad tiene un valor numérico equivalente a 0,1 si en la unidad de proceso existe una bomba con alguna fuga de menor naturaleza. En caso de la existencia de un compresor con alguna fuga de menor naturaleza la penalidad es 0,3. Para aquella unidad de proceso donde el material es de naturaleza penetrante o un lodo abrasivo la penalidad es de 0,4. Un valor de penalidad de 1,50 está relacionado con la existencia de mirillas o juntas de expansión.

j) Uso de calentadores con llama o equipos sometidos a fuego directo

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. Cuando el equipo está en la unidad de proceso la penalización es 1. Para la determinación de la penalidad en función de la distancia a la que se encuentran los equipos sometidos a fuego de la unidad de proceso se consulta la figura A 15.5 del anexo 15.

k) Sistemas de transmisión de calor mediante aceite térmico

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 penaliza 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 2.1 Penalidades según el volumen de los intercambiadores de calor

Penalidad para equipos de transferencia de calor que utilicen aceite caliente		
Capacidad (m ³)	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)

l) Equipo rotativo

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

Del análisis anterior se puede inferir que 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. Estas penalizaciones deben ser calculadas en 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.

Una vez calculados los factores F_1 y F_2 se procede al segundo paso de esta etapa que corresponde a la determinación del valor numérico del índice de riesgo de la unidad de proceso. Este se estima a partir de la ecuación 2.8 que establece el producto del índice general de riesgo de la unidad de proceso (F_1) y el índice especial de riesgo de la unidad de proceso (F_2). Se utiliza la multiplicación en lugar de la suma porque los elementos considerados en F_1 y F_2 tienen un efecto potenciador entre ellos.

$$F_3 = F_1 \cdot F_2 \quad (2.8)$$

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

Se determina el índice de fuego y explosión a través del factor material y el factor de riesgo de la unidad de proceso. Se hace uso de la ecuación 2.9 referida en AIChE (1994) y ratificada por Casal, *et al.* (2001) que a continuación se muestra.

$$IFE = F_3 \cdot FM \quad (2.9)$$

En la tabla 2.2 se resumen las categorías de riesgo previstas para diferentes intervalos de IFE, esto ofrece una idea de la severidad del mismo. Además se pueden comparar las pequeñas variaciones que han sufrido los índices de riesgos normados en las últimas ediciones de *Dow*, los resultados obtenidos deben ser comparados con los intervalos normados por la séptima edición que constituye la de mayor ámbito actual.

Tabla 2.2 Categorías de riesgo en función del valor del índice de *Dow* de incendio y explosión

<i>Grado de peligro</i>	<i>Índice de incendio y explosión</i>			
	<i>4ª ed.</i>	<i>5ª ed.</i>	<i>6ª ed.</i>	<i>7ª ed.</i>
Ligero	1-50	1-60	-	1-60
Moderado	51-81	61-96	-	61-96
Intermedio	82-107	97-127	-	97-127
Intenso	108-133	128-158	-	128-158
Severo	≥134	≥159	-	≥159

Fuente: Casal, *et al.* (2001)

Etapa 5. Determinar del factor de daño (F_D)

El factor de daño se obtiene a partir de los factores de materiales (FM) y el de riesgo del proceso (F_3) (Anexo 16). Dicho factor representa el efecto global de fuego más el daño de la explosión resultante.

El factor de daño representa el porcentaje (del valor en \$) que se estima destruido dentro del radio de exposición (RE).

Etapa 6. Obtener el radio de exposición (RE)

El radio de exposición (RE) a los efectos del fuego y explosión debidos a un accidente en la unidad considerada se estima mediante el gráfico del anexo 17 o simplemente mediante la ecuación lineal que relaciona ambos ejes de coordenadas.

$$RE = 0,84 \cdot IFE \quad (2.10)$$

Etapa 7. Estimar el área de exposición (AE)

Una vez que se conoce el RE se procede a calcular el AE; para ello se emplea la ecuación 2.11 y debe considerarse que esta región es la que contiene el equipo que puede estar expuesto a un fuego o en la que existe la posibilidad de generación de 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 de la unidad de proceso. La altura del cilindro es igual al radio de exposición. En algunos casos se usa el volumen esférico. Aquellas unidades de proceso contenidas en dicho volumen también están expuestas al riesgo de daños por fuego o explosión.

$$AE = \pi \cdot (RE)^2 \quad (2.11)$$

Etapa 8. Obtención del valor del área de exposición (VAE)

El propósito de esta etapa es determinar el valor de sustitución de los equipos dañados (aquellos que se encuentran dentro del área de exposición calculada), para ello es imprescindible conocer la distancia entre cada unidad de proceso así como su disposición en un plano de la planta.

El método establece que el costo asociado a la destrucción derivada del accidente es igual al producto siguiente:

$$VAE = 0.82 \cdot FE \cdot C_{ORIGINAL} \quad (2.12)$$

Donde el factor de escalado (FE) es un coeficiente de actualización del precio original de la instalación y se determina de la siguiente manera:

$$FE = \frac{I \text{ costo}_{Año. actual}}{I \text{ costo}_{Año. original}} \quad (2.13)$$

El valor del capital inmovilizado original contenido en el área expuesta ($C_{ORIGINAL}$), se obtiene a través de la igualdad 2.14 referida a continuación:

$$C_{ORIGINAL} = CRU + CMU + CRE_{dentro.RE} + CME_{dentro.RE} \quad (2.14)$$

El costo de reposición de la unidad (CRU) puede obtenerse en los registros contables de la compañía o simplemente estimarlo mediante un *software*, mientras que el costo de reposición de los equipos contenidos en el RE de la propia unidad ($CRE_{dentro RE}$) no es más que la suma de los CRU comprendidas en el área de exposición calculada para la misma unidad de proceso.

El costo del material contenido en la unidad de proceso (CMU) debe ser ofrecido por la dirección de la empresa objeto de estudio, mientras el costo de los materiales contenidos en los equipos comprendidos en el RE de esa unidad ($CME_{dentro RE}$) se fundamenta en la adición de los CMU alcanzados por el área de exposición de la propia unidad.

El coeficiente 0,82 es para descontar elementos (obra civil, preparación de terreno, gastos de proyecto y otros) que no se destruyen. El mismo se explica al considerar que ciertas obras pueden ser aprovechadas (cimentaciones, accesos, otros.) en caso de rehacer las instalaciones.

Etapa. 9 Obtención del valor básico del daño máximo probable a la propiedad (DMPP₀)

$$DMPP_0 = F_D \cdot VAE \quad (2.15)$$

El DMPP₀ debe ser expresado en \$ (USD).

Etapa 10. Determinar del factor de bonificación (FB)

Primeramente se cuantifica la influencia beneficiosa de las medidas de protecciones existentes o previstas en la unidad considerada. Ello se hace mediante un factor de bonificación obtenido del producto de los coeficientes globales definidos en la ecuación 2.16.

$$FB = C_1 \cdot C_2 \cdot C_3 \quad (2.16)$$

Donde:

C₁: factor de bonificación por control de proceso.

C₂: factor de bonificación por aislamiento del material.

C₃: factor de bonificación por protección contra fuego.

Para entender que representa cada uno de los coeficientes globales se recomienda consultar el anexo 18.

C₁, C₂ y C₃ pueden ser calculados a través del producto de las bonificaciones aplicables por cada concepto (C_i = ∏ bonificación). El valor numérico de las bonificaciones para cada coeficiente global depende de la existencia o no de una serie de aspectos característicos de la planta objeto de estudio (Anexo 19).

En caso de no requerir una bonificación o no pueda ser aplicada se debe tomar como valor la unidad.

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 y se obtiene el daño máximo probable a la propiedad (DMPP) que se expresa en unidades monetarias.

$$DMPP = DMPP_o \cdot FB \quad (2.17)$$

Etapa 12. Estimar el tiempo de parada probable de la producción (PPP)

Se establece el tiempo (días) de parada probable de la producción destinada a reparaciones, acopios, falta de suministro de materias primas y otros (Anexo 20).

Etapa 13. Calcular el lucro cesante (LC)

Para la determinación del valor numérico del lucro cesante debido a la parada y expresado en unidades monetarias, se emplea la ecuación 2.18 que permite cuantificar los efectos sobre la producción de la compañía.

$$LC = 0,70 \cdot PPP \cdot \frac{VAP}{365,25} \quad (2.18)$$

Donde:

VAP: valor anual de la producción, expresado en las mismas unidades monetarias que LC y DMPP.

Etapa 14. Determinar las pérdidas probables totales (PPT)

Se establecen las pérdidas probables totales y a su vez se obtiene el resultado económico del riesgo mediante la expresión 2.19.

$$PPT = DMPP + LC \quad (2.19)$$

2.3 Metodología para el cálculo del índice de *Mond* de ICI

Según Plascencia (1995) el índice de *Mond* es un método desarrollado en la *Imperial Chemical Industries* (ICI) a partir del índice de *Dow*. Es más detallado que este último, debido a que considera un mayor número de parámetros de riesgo y bonificaciones. Es importante destacar que este método se selecciona siempre que en la instalación se presentan sustancias tóxicas en cantidades apreciables.

2.3.1 Descripción de las fases para el cálculo del índice de *Mond*

Primera fase. División de una planta en unidades de proceso y selección de las sustancias más peligrosas que se manipulan

El procedimiento para delimitar las unidades de proceso es igual al establecido en la metodología de *Dow*.

Segunda fase. Listado de materiales para la sección

Se deben seleccionar las sustancias más peligrosas que se manipulan en cada unidad de proceso. Para que un material se seleccione como material clave, debe estar presente en tal magnitud que sea peligroso.

Tercera fase. Cálculo del factor material (FM)

Para materiales normalmente inflamables se define como el calor neto de combustión en aire a 25°C del material clave en su estado normal y se calcula según la ecuación 2.20.

$$FM = \frac{\Delta H_c}{1000} \quad (2.20)$$

Cuarta fase. Cálculo de factores de penalización del riesgo

Primeramente se determinan los riesgos especiales del material (M) a través de la ecuación 2.21.

$$M = \sum_{a) }^{j)} \text{factores} \quad (2.21)$$

Donde los factores son estimados según la tabla 2.3.

Tabla 2.3 Estimación de los factores correspondientes a M

Aspectos a analizar	Rango
a) Productos oxidantes	0 a 20
b) Reacción a con agua y produce gas combustible	0 a 30
c) Características de mezclado y dispersión (m)	-50 a 100
d) Puede inflamarse espontáneamente	30 a 250
e) Puede polimerizarse espontáneamente	25 a 75
f) Sensibilidad a la ignición (Anexo 21)	-75 a 150
g) Sujeto a descomposición explosiva	75 a 125
h) Puede dar lugar a detonación del gas	0 a 150
i) Propiedades de la fase condensada	200 a 1500
j) Otro comportamiento extraño	0 a 150

La expresión 2.22 responde al cálculo de los riesgos generales del proceso (P) y se fundamenta en el empleo de la tabla 2.4 para estimar los factores correspondientes.

$$P = \sum_{a) }^{f)} factores \quad (2.22)$$

Tabla 2.4 Estimación de los factores correspondientes a P

Aspectos a analizar	Rango
a) Manipulación y cambios físicos	10 a 60
b) Reacciones continuas simples	25 a 60
c) Reacción <i>batch</i> simples	10 a 60
d) Multiplicidad de reacciones	25 a 75
e) Desplazamiento del material	0 a 150
f) Contenedores transportables	10 a 100

Luego se deben determinar los riesgos especiales del proceso (S), para ello se emplean la ecuación 2.23 y la tabla 2.5.

$$S = \sum_{a) }^{n)} factores \quad (2.23)$$

Tabla 2.5 Estimación de los factores correspondientes a S

Aspectos a analizar	Rango
a) Presión baja (P < 15 psia)	50 a 150
b) Presión alta (p) (Anexo 22) 0-900 psig (Figura 22.1) 1 000-10 000 psig (Figura 22.2)	0 a 150
c) Temperatura baja (CS 10 °C a -25°C)	0 a 30
d) Temperatura baja (CS a -25°C)	30 a 100
e) Temperatura baja (otros materiales)	0 a 100
f) Temperatura alta (material inflamable)	0 a 35
g) Temperatura alta (resistencia del material)	0 a 100
h) Corrosión y erosión	0 a 400
i) Fugas por juntas y cierres	0 a 60
j) Vibración y fatiga	0 a 100
k) Procesos/Reacciones difíciles de controlar	20 a 300

Tabla 2.5 Estimación de los factores correspondientes a S

l) Operación cerca o en el rango de inflamabilidad	25 a 450
m) Riesgo de explosión superior al valor medio	40 a 100
n) Riesgo de explosión por polvo o neblina	30 a 70
ñ) Oxidantes potentes	0 a 100
o) Sensibilidad del proceso a la ignición	0 a 400
p) Riesgo de electricidad estática	10 a 200

El siguiente paso consiste en valorar los riesgos asociados a las cantidades (Q) relacionados con el uso de grandes volúmenes de combustibles, inflamables, explosivos o materiales que puedan descomponerse. Al igual que en el índice de *Dow* se debe determinar el peso del material contenido en la unidad de proceso (K), con la diferencia que el factor de cantidad se asigna por medio de las figuras 23.1, 23.2 o 23.3 del anexo 23 según corresponda. Se debe usar el valor mínimo de 1 para una cantidad menor o igual a los 100 kg.

Otro de los riesgos a calcular es el correspondiente al arreglo de los equipos (L); primeramente se debe definir la altura (H) de la unidad de proceso y la superficie plana (N) que ocupa la misma en la planta. Para el cálculo de este riesgo se emplea la igualdad 2.24 y la tabla 2.6.

$$L = \sum_{a)}^{e)} \text{factores} \quad (2.24)$$

Tabla 2.6 Estimación de los factores correspondientes a L

Aspectos a analizar	Rango
a) Diseño de la estructura	0 a 200
b) Efecto dominó	0 a 250
c) Bajo tierra	50 a 150
d) Superficie de drenaje	0 a 100
e) Otros	50 a 250

El último riesgo a valorar es aquel asociado a la toxicidad (T); se utiliza la ecuación 2.25 y la tabla 2.7 para su evaluación.

$$T = \sum_{a) }^{c)} \text{factores} \quad (2.25)$$

Tabla 2.7 Estimación de los factores correspondientes a T

Aspecto a analizar	Rango o especificación
a) Forma del material	0 a 200
b) Riesgo de exposición corta (Ecuación 2.26 y Tabla 2.8)	-100 a 150
c) Efectos por inhalación	0 a 150

$$FA = \frac{STEL}{TWA} \quad (2.26)$$

Donde:

TWA (*Time-Weighted Average*): se define como la concentración promedio ponderada para 8 horas que no deberá ser superada en ningún turno de 8 horas para semanas laborales de 40 horas.

STEL (*Short-Term Exposure Limit*): se define como concentración promediada para períodos de 15 minutos (si no se especifica otro período de tiempo) que no debe superarse en ningún momento de la jornada de trabajo.

Tabla 2.8 Selección del factor según el FA

Factor de excursión (FA)	Factor
$FA \leq 1,25$	150
$1,25 < FA < 2$	100
$2 < FA < 5$	50
$5 < FA < 15$	20
$15 < FA < 100$	0
$FA \geq 100$	-100

En caso de desconocer el valor del STEL (por no estar reportado) debe considerarse un factor de excursión de 1,5 con un factor de 100.

Quinta fase. Cálculo de índices de riesgo potencial

Se determina el índice global *Dow/ICI* (D) a través de la ecuación 2.27 y mediante la tabla 2.9 se identifica la categoría en que se encuentra, lo que permite un análisis cualitativo.

$$D = FM \left(1 + \frac{M}{100} \right) \left(1 + \frac{P}{100} \right) \left[1 + \left(\frac{S+L+Q}{100} \right) + \frac{T}{400} \right] \quad (2.27)$$

Tabla 2.9 Categorías de riesgo en función del valor del índice D

Índice	Equivalente
0 – 20	Suave
20 – 40	Ligero
40 – 60	Moderado
60 – 75	Moderadamente alto
75 – 90	Alto
90 – 115	Extremo
115 – 150	Muy extremo
150 – 200	Potencialmente catastrófico
+200	Muy catastrófico

Luego se determina el potencial de fuego (F) como muestra la igualdad 2.28, donde la cantidad de material contenido en la unidad debe ser expresada en toneladas y el área plana ocupada por la misma en (m²).

$$F = \frac{FM \cdot K}{N} \left(20500 \frac{BTU}{ft^2} \right) \quad (2.28)$$

Tabla 2.10 Categorías de riesgo en función del valor del índice F

Cantidad de Fuego (F)	Categoría	Rango de duración (fuego-horas)
0 – 50 000	Ligero	¼ - ½
50 000 – 100 000	Bajo	½ - 1
100 000 – 200 000	Moderado	1 – 2
200 000 – 400 000	Alto	2 – 4

Tabla 2.10 Categorías de riesgo en función del valor del índice F

400 000 – 1 000 000	Muy alto	4 – 10
1 000 000 – 2 000 000	Intenso	10 – 20
2 000 000 – 5 000 000	Extremo	20 – 50
5 000 000 – 10 000 000	Muy extremo	50 – 100

Se calcula además el potencial de explosión interna (E) a través de la ecuación 2.29. Las categorías asignadas a los valores del índice E se muestran en la tabla 2.11.

$$E = 1 + \frac{(M+P+S)}{100} \quad (2.29)$$

Tabla 2.11 Categorías de riesgo en función del valor del índice E

Explosión Interna (E)	Categoría
0 – 1	Ligero
1 – 2,5	Bajo
2,5 – 4	Moderado
4 – 6	Alto
+6	Muy alto

Posteriormente se estima el índice de explosión aérea (A) referido en la ecuación 2.30 y se clasifica según la tabla 2.12.

$$A = FM \left(1 + \frac{m}{100} \right) QHE \frac{t}{300} \left(\frac{1+p}{1000} \right) \quad t \text{ en (K)} \quad (2.30)$$

Tabla 2.12 Categorías de riesgo en función del valor del índice A

Explosión Aérea (A)	Categoría
0 – 10	Ligero
10 – 30	Bajo
30 – 100	Moderado
100 – 500	Alto
+500	Muy alto

Finalmente se obtienen: el índice unitario de toxicidad (U), el índice del máximo incidente tóxico (C) y el índice global de riesgo (R) a través de las expresiones matemáticas 2.31, 2.32 y 2.33 respectivamente; estos son calificados según las tablas 2.13, 2.14 y 2.15 en el orden en que fueron mencionados.

$$U = \frac{T}{100} \left(1 + \frac{M + P + S}{100} \right) \quad (2.31)$$

Tabla 2.13 Categorías de riesgo en función del valor del índice U

Índice unitario de Toxicidad (U)	Categoría
0 – 1	Ligero
1 – 3	Bajo
3 – 6	Moderado
6 – 10	Alto
+10	Muy alto

$$C = Q \cdot U \quad (2.32)$$

Tabla 2.14 Categorías de riesgo en función del valor del índice C

Índice máximo de accidente tóxico (C)	Categoría
0 – 20	Ligero
20 – 50	Bajo
50 – 200	Moderado
200 – 500	Alto
+500	Muy alto

$$R = D \left(1 + \sqrt{\frac{FUEA}{1000}} \right) \quad (2.33)$$

Cuando uno de los factores de esta ecuación tiene valor cero, se debe considerar un valor mínimo de 1.

Tabla 2.15 Categorías de riesgo en función del valor del índice R

Factor Global de Riesgo (R)	Categoría
0 – 20	Suave
20 – 100	Bajo
100 – 500	Moderado
500 – 1 100	Alto (grupo 1)
1 100 – 2 500	Alto (grupo 2)
2 500 – 12 500	Muy alto
12 500 – 65 000	Extremo
+65 000	Muy Extremo

Sexta fase. Reducción de los riesgos mediante la multiplicación por los factores de bonificación

Primeramente se deben determinar los factores globales de bonificación K_1 , K_2 , K_3 , K_4 , K_5 y K_6 a través del producto de las bonificaciones seleccionadas en las tablas 2.16, 2.17, 2.18, 2.19, 2.20 y 2.21. El inciso que no se aplique a las características de la planta estudio recibe una bonificación correspondiente a la unidad.

K₁: Sistemas de contención

Tabla 2.16 Créditos correspondientes a K_1

Aspecto a bonificar	Rango
a) Tanques a presión	0,8 a 0,9
b) Tanques verticales	0,8 a 0,9
c) Tuberías de transferencia	0,6 a 0,9
d) Otras barreras adicionales	0,45 a 0,9
e) Detección y control de fugas	0,7 a 0,95
f) Venteos de emergencia	0,9 a 0,95

K2: Control de procesos

Tabla 2.17 Créditos correspondientes a K₂

Aspecto a bonificar	Rango
a) Sistema de alarmas	0,9 a 0,95
b) Generadores de emergencia	0,9
c) Sistema de enfriado de emergencia	0,9 a 0,95
d) Sistema de gases de inertización	0,8 a 0,95
e) Estudio de actividades peligrosas	0,7
f) Paradas de seguridad reguladas	0,7 a 0,9
g) Control automático por ordenador	0,85 a 0,96
h) Protección contra reacciones fuera de control	0,8 a 0,95
i) Procedimientos normalizados de operación	0,75 a 1
j) Vigilancia de la planta	0,9 a 0,97

K3: Actitudes de seguridad

Tabla 2.18 Créditos correspondientes a K₃

Aspecto a bonificar	Rango
a) Implicación de la gerencia	0,9 a 0,95
b) Entrenamientos de seguridad	0,85 a 0,95
c) Procedimientos de mantenimiento y seguridad	0,8 a 0,97

K4: Protección contra fuego

Tabla 2.19 Créditos correspondientes a K₄

Aspecto a bonificar	Rango
a) Protección de la estructura	0,8 a 0,98
b) Muros cortafuegos	0,8 a 0,97
c) Equipamiento de protección	0,5 a 0,97

K5: Aislamiento del material

Tabla 2.20 Créditos correspondientes a K₅

Aspecto a bonificar	Rango
a) Sistema de válvulas	0,65 a 0,9
b) Ventilación	0,9

K₆: Combate contra incendios

Tabla 2.21 Créditos correspondientes a K₆

Aspecto a bonificar	Rango
a) Alarma de incendio	0,9 a 0,98
b) Extintores	0,85 a 0,95
c) Suministro de agua	0,75 a 1
d) Sistema de monitores o rociadores	0,87 a 0,97
e) Espuma y otros inertizantes	0,7 a 0,9
f) Brigada contra incendio	0,7 a 0,9
g) Ventilación de humos	0,8 a 0,9

Una vez definidos los factores de bonificación, se procede a la reducción de los índices ya calculados.

a) Carga de fuego reducida

$$F_{\text{reducido}} = FK_1K_3K_5K_6 \quad (2.34)$$

b) Índice reducido de explosión

$$E_{\text{reducido}} = EK_2K_3 \quad (2.35)$$

c) Índice reducido y bonificado de riesgo de explosión aérea

$$A_{\text{reducido}} = AK_1K_5K_6 \quad (2.36)$$

d) Índice global de riesgo reducido y bonificado

$$R_{\text{reducido}} = RK_1K_2K_3K_4K_5K_6 \quad (2.37)$$

Este índice es importante para determinar si el nivel de riesgo de la unidad de proceso es aceptable o no y para escoger un arreglo satisfactorio de la planta durante las primeras etapas de diseño.

2.4 Conclusiones parciales del capítulo

1. El índice de *Dow* permite identificar las unidades de proceso más susceptibles a un posible incendio o explosión y cuantificar el daño económico a la planta que trae consigo un accidente de este tipo.
2. La metodología de *Mond* posibilita el reconocimiento de las unidades de proceso más peligrosas en cuanto a toxicología de las sustancias manipuladas y concentra su análisis en los perjuicios al organismo humano.

3. Resultados y discusión

El presente capítulo muestra los resultados referentes al estudio de riesgos por incendio, explosión y toxicidad en el ciclo de reacción perteneciente a la sección de hidrofinación de diésel de la refinería caso de estudio. Esto permite un análisis tanto cuantitativo como cualitativo del peligro presente en el proceso, las pérdidas económicas generadas por un accidente de este tipo, la necesidad de incentivar el compromiso y la responsabilidad de los operarios de la planta, así como la importancia del cumplimiento de las medidas de seguridad establecidas.

3.1 Análisis y desarrollo de la metodología del IFE de Dow

3.1.1 Selección de las unidades de proceso

La delimitación de las unidades de procesos se realiza mediante el empleo de los razonamientos presentados en el capítulo anterior. Deben ser incluidos dentro de la misma unidad de proceso todos aquellos equipos próximos entre sí que manipulen los mismos materiales en condiciones de trabajo similares.

Se definen 15 unidades de proceso y se identifican las sustancias más peligrosas involucradas así como las condiciones de operación (Anexo 24). Dichas condiciones no corresponden a valores promedios en operación normal, se seleccionan en el momento que existen alteraciones del proceso; es decir, aquellos valores más elevados, en correspondencia a lo planteado por AIChE (1994), los incendios y las explosiones pueden ocurrir con mayor probabilidad a las temperaturas más altas.

Debido a la extensa metodología del índice de Dow, se decide mostrar solamente los resultados obtenidos para el reactor catalítico (unidad 5); su selección se basa en el papel que juega esta unidad como pilar fundamental del ciclo de reacción y el logro de la hidrogenación de los compuestos orgánicos sulfurosos, nitrosos y oxigenados. Los resultados correspondientes a las unidades restantes se muestran en los anexos del 24 al 27.

3.1.2 Determinación del factor material

Una vez que se identifican las sustancias más susceptibles al riesgo por incendio y explosión (diésel, *fuel oil*, gasolina e hidrógeno) presentes en cada unidad, así como los valores de temperaturas para un momento dado, se procede a calcular el factor material. En el caso de las unidades 1, 6, 7, 8, 11, 12, 13 y 15 que poseen temperaturas inferiores o iguales a 60 °C, el procedimiento consiste en seleccionar el valor tabulado según la sustancia, lo cual se encuentra en el anexo 10. En cuanto a las unidades 2, 3, 4, 5, 9, 10, y 14 que presentan temperaturas superiores a 60 °C se debe seguir lo descrito en el capítulo anterior. Localizar los valores de Nf, Nr, BP y FP (Anexo 10) y a través de los anexos 11, 13 y el empleo de las propiedades referidas de la tabla 25.1 del anexo 25 se rectifican, tanto los índices de reactividad e inflamabilidad, como el factor material. En ambos casos, cuando una misma unidad manipula varias sustancias, se toma el factor material que presente el valor numérico superior.

Se analiza el caso particular de la unidad de proceso 5 (Tabla 3.1). La misma opera con hidrógeno, fracciones de gasolina y ácido sulfhídrico, este último no representa un peligro desde el punto de vista de fuego y explosión.

Tabla 3.1 Factor material de las sustancias en la unidad de proceso 5

Sustancia	T _w (°C)	N _{fw}	N _{rw}	FM
Hidrógeno	425	4	0	21
Gasolina	425	4	1	21

En este caso ambas sustancias comparten el mismo factor material, por lo cual se concluye que para esta unidad el factor material es 21.

Los valores de N_{fw}, N_{rw} y FM de todas las unidades de proceso se muestran en la tabla 26.1 del anexo 26.

Al analizar cualitativamente los resultados se evidencia que sólo las unidades 1 y 15 presentan un factor material inferior y diferente de la mayoría (10). Para comprender esto es necesario recordar que dicho factor es propio de las sustancias que se manipulan en el proceso y puede variar en dependencia de la temperatura. Por tanto una misma sustancia a diferentes temperaturas no

necesariamente tiene igual factor material. En el proceso caso estudio la sustancia más peligrosa y que por tanto, tiene mayor factor material es el hidrógeno. Todas las unidades de proceso con excepción de las dos mencionadas trabajan con este gas; estas dos operan con diésel, de ahí la diferencia en los resultados de esta etapa. También, es válido aclarar que el índice de inflamabilidad depende del punto de evaporación instantánea, así como el índice de reactividad obedece al punto de ebullición y ambos están relacionados con la temperatura de trabajo; donde FP y BP son característicos de cada sustancia, por lo que puede darse el caso de que diferentes sustancias tengan igual factor material.

3.1.3 Determinación del factor de riesgo de la unidad de proceso (F_3)

Esta fase consta de dos partes, la primera se fundamenta en el cálculo de los factores de riesgos generales del proceso (F_1), lo que permite establecer la magnitud de un incidente, y los riesgos especiales del proceso (F_2) que favorecen la probabilidad de que ocurra un incidente con pérdidas. El valor numérico de cada uno se obtiene mediante la aplicación de las ecuaciones 2.1 y 2.2. El análisis de las penalizaciones requiere un conocimiento amplio del área a estudiar, por lo cual fue necesario el apoyo de profesores con experiencia en procesos de refinación y consultas al personal de trabajo de la planta. En la tabla 3.2 se presentan los resultados obtenidos.

Tabla 3.2 Factores de riesgos de la unidad de proceso 5

Factor de riesgo	Penalización	Valor establecido
F_1	a) Reacciones químicas exotérmicas	0,30
	c) Manejo y conducción de productos	
	Punto de inflamación < 37,8°C	0,50
	Líquido o gas inflamable (Nf 3 - 4)	0,85
f) Drenajes y control de derrames		
Cubeto sin drenaje	0,50	

Tabla 3.2 Factores de riesgos de la unidad de proceso 5

F ₂	a) Materiales tóxicos	0,20
	c) Operación cerca del límite de inflamabilidad	0,30
	e) Alivio de presión	0,63
	h) Corrosión y erosión VC > 0,25 mm/año	0,50

Del análisis de la tabla anterior se obtienen: $F_1 = 3,15$ y $F_2 = 2,63$.

La segunda parte de esta fase plantea el cálculo del factor de riesgo de la unidad de proceso (F_3) como el producto de los dos factores ya estimados (Ecuación 2.8). Para la unidad de proceso bajo estudio F_3 es igual a 8,28. Los resultados de esta etapa para las restantes unidades se muestran en la tabla 26.1 del anexo 26.

Para los factores de riesgos generales del proceso, todas aquellas unidades que operan con hidrógeno fueron penalizadas por el inciso c) Manejo y conducción, puesto que este gas presenta un punto de inflamación inferior a 37,8 °C y tiene un valor de inflamabilidad entre 3 y 4. Todas las secciones de la refinería constan con una pequeña inclinación del terreno que evita la formación de charcos, tanto de agua como de combustibles, sin embargo el proceso carece de drenajes propios de equipos, es por ello que todas las unidades de procesos se penalizan según el apartado f) Drenajes y control de derrames. Únicamente el reactor es penalizado por el inciso a) Reacciones exotérmicas.

En caso de los factores de riesgos especiales del proceso fueron penalizadas por el inciso a) Materiales tóxicos, todas aquellas unidades que manipulan gasolina, pues de acuerdo con la ecuación 2.3 del capítulo anterior, la penalidad depende del factor de salud; este último fue tomado del anexo 10 y es característico de cada sustancia. Todas las unidades de proceso recibieron penalidad por alivio de presión (e), valor que fue determinado según la igualdad 2.5, la figura 15.1 del anexo 15 y los datos de presión de trabajo y presión de alivio extraídos de la base de datos ofrecida por la refinería (Anexo 24).

Referente a la penalización por cantidad de productos inflamables o inestables (g), se determina la carga de cada unidad de proceso (Tabla 25.3 Anexo 25). Mediante la densidad se obtiene la masa que se multiplica por el calor de combustión. Este último aparece en el anexo 10. Luego se obtiene el eje x del gráfico presentado en la figura 15.2 del anexo 15. Este acápite no se penaliza puesto que las cantidades de materiales que se manipulan son pequeñas. Cuando esto sucede AIChE (1994), Ciudad y Acero (2010) plantean que el factor de penalidad correspondiente no se considera significativo para el estudio de riesgo. Todas las unidades reciben penalidad por corrosión y erosión (h); la velocidad de corrosión se determina mediante la ecuación 2.7 y la tabla 25.2 del anexo 25. Solamente las unidades 1, 10 y 13 obtienen penalización por posibles fugas a través de juntas y empaquetaduras (i); la existencia de bombas sin sello o de rotor encapsulado fue decisiva en este análisis. Por otra parte, las unidades de proceso 4 y 14 incluyen hornos, este último constituye un equipo sometido a fuego directo (j) y demanda ser penalizado. En cuanto al sistema de transmisión de calor mediante aceite térmico (k), son penalizadas las unidades 3 y 9, debido a que tanto el fluido frío como el caliente son combustibles, se localiza la capacidad de estos intercambiadores en la tabla 25.3 del anexo 25, los valores de FP y BP en el anexo 10 y la penalidad en la tabla 2.1.

Los valores numéricos de los factores F_3 para todas las unidades de proceso oscilan de 2,6 a 9,2; lo que corrobora lo planteado por AIChE (1994) cuando afirma que un estudio realizado correctamente debe arrojar factores de riesgos de unidades de proceso inferiores o iguales a 8, aunque también son aceptados valores inferiores o iguales 10 como es el caso de las unidades 4 y 5. ANIQ (2015), Ciudad y Acero (2010) fundamentan que aquellas unidades de proceso que presenten factores de riesgos de proceso superiores a 8 representan un peligro potencial a gran escala y por tanto deben ser observadas continuamente.

3.1.4 Estimación del índice de fuego y explosión IFE

Una vez alcanzados los valores de FM y F_3 se calcula el IFE mediante la ecuación 2.9, este da una medida del deterioro probable que puede producirse en una unidad de proceso. Los resultados, así como su clasificación según la tabla 2.2 se muestran en la tabla 26.1 del anexo 26. Para comparar y analizar

con facilidad los valores obtenidos en cada unidad, se elabora el gráfico de la figura 3.1.

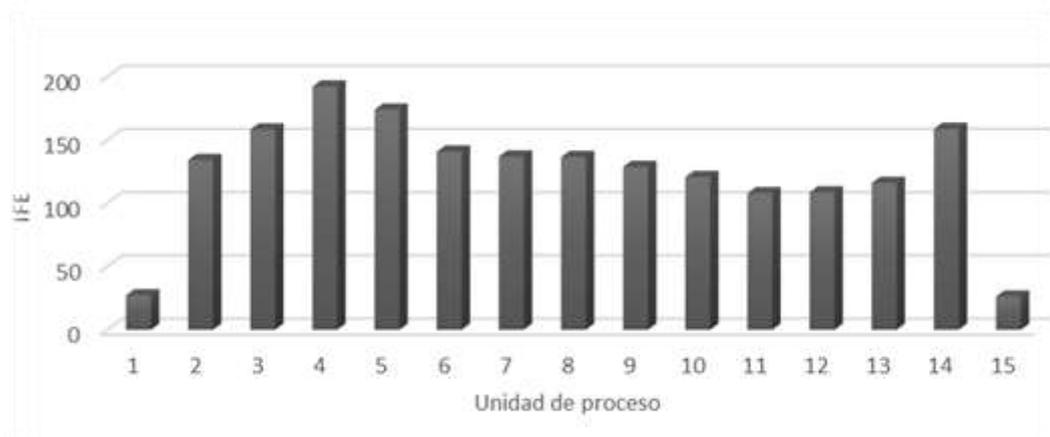


Figura 3.1 Comportamiento del IFE en cada unidad de proceso

Las unidades con mayor índice de fuego y explosión son el horno (F-301) y el reactor (R-301) bajo la máxima clasificación de riesgo “severo”. Lo anterior corrobora lo planteado por Toledo (2016) al enunciar que una de las unidades más peligrosas en la industria de refinación son los hornos. Estos últimos son equipos sometidos a fuego directo, la probabilidad de ignición ante una posible emisión de gas o líquido inflamable es alta. Según ANIQ (2015) la presión es uno de los factores más influyentes en la ocurrencia de un accidente por fuego o explosión, de ahí que a mayor presión aumenta el peligro y por ende el IFE debe ser superior. Esta es la causa de que el horno (F-301) reciba la clasificación de severo y el (F-302) se catalogue como intenso. Por otra parte, en el reactor ocurre una reacción exotérmica donde se desprende gran cantidad de energía; según Calvet (1999) cuando ésta es aguda puede generar fuego. Romero (2017) corrobora lo anterior al plantear que los reactores catalíticos constituyen una fuente de riesgo, de ahí la necesidad de supervisión y mantenimiento continuos.

Aquellas unidades que presentan índices con clasificaciones de intensos constituyen también fuentes de peligro. En el caso de los intercambiadores de calor, operan con fluido combustible y gas hidrógeno, tanto por los tubos como por la coraza, además trabajan a altas temperaturas. El nudo de mezcla es el punto donde se unen el gas hidrógeno y el combustible diésel, esta unión es controlada por válvulas automáticas. De ahí la importancia del correcto funcionamiento del sistema de control automático, debido a que un exceso de

cualquiera de estas sustancias podría desencadenar un incidente con consecuencias catastróficas. Por último, aquellas unidades que operan con gasolina (3, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13) poseen las condiciones idóneas para la ocurrencia de una detonación a gran escala.

Luego de este análisis se recomienda una evaluación y observación profunda de las unidades de proceso que ocupan las categorías de severo e intenso, así como la sistemática capacitación de los trabajadores encargados de estos equipos.

3.1.5 Desarrollo de las etapas 5 hasta la 7 de la metodología del IFE

La determinación del factor de daño, el radio y el área de exposición se basa en empleo de los gráficos y fórmulas referidas en el capítulo antecesor.

Mediante FM, F_3 y el gráfico del anexo 16 se estima F_D , este último es significativo para el desarrollo de posteriores etapas y oscila en un rango de 0 a 1. RE se obtiene a partir de la ecuación 2.10 y el valor del IFE. Finalmente se determina el área de exposición a través de la ecuación 2.11.

Se muestran los resultados de la aplicación de estas etapas para la unidad de proceso 5 en la tabla 3.3.

Tabla 3.3 Resultados de las etapas 5, 6 y 7 para la unidad 5

Datos necesarios			Resultados obtenidos		
FM	F_3	IFE	F_D	RE (m)	AE (m ²)
21	8,28	173,86	0,84	44,51	6 221,52

Al analizar los resultados arrojados se evidencia que a mayor factor material y factor de riesgo de la unidad de proceso, corresponde superior factor de daño. Debido a que este último constituye una representación del efecto conjunto de la potencialidad de la sustancia con las condiciones que posibilitan el desarrollo del accidente. Entre el radio de exposición y el índice de fuego y explosión existe un comportamiento lineal y creciente, de ahí que un mayor IFE concierne un valor de RE más grande y por tanto un aumento del área que resulta afectada.

Los resultados correspondientes a estas etapas, para el resto de las unidades de proceso se muestran en la tabla 26.2 del anexo 26. Se evidencia que todas las unidades de proceso, excepto la 1 y la 14 presentan áreas de exposición superiores al área total de la planta (1 500 m²); esto indica que un accidente en cualquiera de estas no solo va a afectar todos los equipos instalados en la sección objeto de estudio, sino gran parte de la refinería, lo que traería consecuencias catastróficas y posiblemente costaría muchas vidas humanas. Lo anterior confirma la necesidad de una supervisión continua a las unidades que resultan más peligrosas cuando se analiza el valor del IFE.

3.1.6 Desarrollo de las etapas 8 y 9 de la metodología del IFE

Las etapas que a continuación se describen tienen un enfoque económico, tanto el radio como el área de exposición son cruciales en la estimación de los costos que propone la compañía *Dow*, puesto que refleja el daño monetario que trae consigo la ocurrencia de un fuego o explosión en cualquiera de las unidades estudiadas.

Primeramente, es necesario conocer el costo de reposición de cada una de las unidades de proceso. Debido a que no fue posible el acceso a los registros contables de la refinería, este se estima mediante el *software* CAPCOST. Seguidamente se calcula el costo del material contenido en las diferentes unidades mediante el producto del volumen de carga (m³) de la unidad y el precio unitario del material (\$/m³) contenido en ella; ambos se localizan en las tablas 25.3 y 25.4 respectivamente (Anexo 25). Para el siguiente paso fue necesario consultar el criterio en la temática, al necesitar amplio conocimiento de la disposición y ubicación de los equipos en la sección estudiada. El propósito es delimitar que unidades o equipos están contenidos en el área de exposición de otras unidades. Se procede al cálculo de $CRE_{dentro\ RE}$ y $CME_{dentro\ RE}$ como se explica en el capítulo anterior, luego se determina el valor del capital inmovilizado original contenido en el área expuesta, según la ecuación 2.14.

Posteriormente se obtiene el factor de escala mediante la igualdad 2.13 y las consideraciones referidas a continuación:

- 1- El índice de costo original es el correspondiente al año para el cual fueron calculados los costos de las unidades de proceso.
- 2- El índice de costo más actual encontrado corresponde al año 2017 y según Vatauvuk (2017) tiene un valor de 535,3.

Finalmente se emplea la ecuación 2.12 para determinar el valor del área de exposición correspondiente a cada unidad de proceso. Luego el valor básico del daño máximo probable a la propiedad (DMPPo) se determina por el producto de VAE y F_D , ya calculados.

Es necesario destacar que las unidades de proceso 3 y 5 se encuentran distanciadas del resto de los equipos, pues según lo establecido en las refinerías, los reactores nunca deben estar ubicados cerca de las torres de absorción. Esto justifica que el costo de reposición de los equipos dentro del radio de exposición ($CRE_{dentro RE}$), el costo de los materiales contenidos en los equipos comprendidos en el radio de exposición ($CME_{dentro RE}$) y valor del capital inmovilizado original contenido en el área expuesta ($C_{original}$); propios de esas unidades de proceso, puedan presentar valores pequeños, aunque no es el caso, puesto que el área de exposición de ambas es elevada, de modo que un posible accidente afecta a toda la planta. Los hornos se encuentran instalados fuera de la sección tecnológica en estudio, debido al peligro que representan, por lo que un incendio o explosión en uno de ellos sólo provocaría consecuencias en el otro y no en el resto de los equipos de la instalación. El factor de escala es el mismo para todas las unidades, debido a que los costos fueron determinados para el mismo año. El VAE es, por tanto, altamente dependiente del RE y el AE de la unidad, de la configuración y/o disposición de los equipos en la planta. El valor básico del daño máximo probable es consecuencia de la influencia de la peligrosidad de las sustancias involucradas y también de las condiciones que propician un ambiente favorable para el desarrollo de eventos no deseados sobre el valor del área de exposición.

Se exponen los resultados para la unidad de proceso 5; los restantes se muestran en la tabla 26.3 del anexo 26.

Tabla 3.4 Resultados de las etapas 8 y 9 para la unidad 5

Material que manipula	Diésel
Carga (m³)	54,85
Precio unitario de venta (\$/m³)	261,54
Unidades contenidas dentro del radio de la unidad en cuestión	1; 2; 3; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 15
CRU (\$)	1 117 395,00
CMU (\$)	14 344,82
CME dentro RE (\$)	67 921,90
CRE dentro RE (\$)	8 128 037,00
C original (\$)	9 327 698,70
FE	1,21
VAE (\$)	9 217 370,63
DMPPo (\$)	7 742 591,33

El reactor catalítico es, de todas las unidades de proceso, la que mayor valor de DMPPo presenta, porque un accidente debido a incendio o explosión en este equipo es capaz de afectar la sección bajo estudio en su totalidad e incluso otras cercanas. Además, presenta un factor de daño cercano a 1 que, según Ciudad y Acero (2010) evidencia el riesgo potencial de las sustancias que se manipulan bajo las condiciones de trabajo propias del equipo.

3.1.7 Asignación de bonificaciones por unidad de proceso. Influencia sobre el valor del daño máximo probable a la propiedad (Etapas 10 y 11)

Según AIChE (1994) una estimación correcta del factor de bonificación requiere un estudio previo de la seguridad de la planta, ya sea por control del proceso o por los recursos disponibles para la protección de la fuerza de trabajo y de los bienes materiales; es por ello que fue indispensable la cooperación de ingenieros especialistas de la entidad.

Cada factor global tiene una serie de bonificaciones organizadas por incisos. Tales créditos son analizados por el orden de estos factores. Para el caso de C₁, los apartados a) y b) son aplicados a todas las unidades de proceso, debido a la existencia de grupos electrógenos y sistemas de enfriamiento diseñados para

mantener refrigeración por al menos 10 minutos durante una condición anormal. El inciso c) es también impuesto a toda la planta dado el buen abastecimiento de extintores de polvos universales. Por otra parte, la instrumentación instalada en todos los equipos es capaz de iniciar una parada del proceso, de ahí que se aplica el acápite d). Los incisos e) y g) son también tomados en cuenta, el primero dado a la existencia de una red de control compuesta por controladores redundantes con protocolo *Hart* y *Profibus DP*. El segundo debido a que la refinería goza de un excelente programa de capacitación y dispone de todos los manuales de operación. Todas las unidades son acreditadas por el acápite h) como resultado del empleo sistemático del documento referido a la revisión de reactivos químicos.

El factor global C_2 depende de otra serie de bonificaciones; como resultado de que todas las válvulas existentes en la planta operan de forma automática se aplica el inciso a) a todas las unidades. Además son impuestos los acápites b) y c), el primero pues ante una condición de emergencia existe la opción de descargar el contenido de la unidad de proceso en un tanque ubicado fuera de la sección, el segundo dado por la presencia de cierta inclinación en la superficie de la planta que evita la formación de charcos de agua y combustible.

C_3 también tiene sus propios créditos, dado por la existencia de detectores de gas que solamente dan alarma e identifican la zona afectada se aplica el inciso a). El apartado b) es igualmente impuesto; sin embargo, como depende de la altura de la estructura que sostiene a cada equipo, difiere entre algunas unidades. Las unidades 1, 3, 5, 8 y 9 se asocian a la bonificación establecida para alturas inferiores a 5 m, otro crédito es aplicado para la 2, 6, 7, 10, 11, 12, 13 y 15 por presentar estructuras con alturas entre 5 y 10 m. Para el caso particular de los hornos (4 y 14) que presentan estructuras mayores a 10 m reciben la bonificación instituida según esta condición. Referente a la bonificación c), el suministro de agua a la planta es capaz de entregar la demanda máxima calculada para un período de 4 horas en caso de situaciones críticas y menor que 4 horas para peligros leves, de ahí el factor de crédito asumido. Consecuentemente con la existencia de sistemas especiales se aplica el apartado d). Los incisos e) y g) son válidos también en todas las unidades de proceso, el primero dado por un suministro excelente de sistemas rociadores en

todas las áreas de la planta, el segundo por la existencia de sistemas de espuma automáticos. Por último, son asignados los apartados h) e i), como resultado de la instalación de monitores capaces de controlar un fuego, ubicados fuera de la planta y la existencia de bandejas de metal para proteger los cables eléctricos.

Tabla 3.5 Obtención de C₁, C₂, C₃ y FB para la unidad de proceso 5

Aspecto a bonificar	Unidad 5
Control del proceso (C₁)	0,60
a) Generador eléctrico para emergencias	0,98
b) Enfriamiento	0,99
c) Control de Explosiones	0,84
d) Parada de emergencia	0,96
e) Control por ordenador	0,93
f) Gas inerte	1,00
g) Manuales de operación	0,91
h) Revisión de reactivos químicos	0,91
i) Otros procesos de análisis de riesgo	1,00
Aislamiento del material (C₂)	0,86
a) Válvulas de control remoto	0,98
b) Vaciado o despresurización	0,96
c) Drenajes	0,91
d) Enclavamientos	1,00
Protección contra incendio (C₃)	0,70
a) Detección de fugas	0,98
b) Estructuras de acero	0,98
c) Suministro de agua	0,97
d) Sistemas especiales	0,91
e) Sistemas rociadores	0,97
f) Cortinas de agua	1,00
g) Sistema de espuma	0,92
h) Extintores y monitores manuales	0,95
i) Protección de cables	0,98
Factor de bonificación (FB)	0,36

El producto de cada crédito da lugar a los factores globales, la multiplicación de estos últimos permite estimar el factor de bonificación. FB tiene la función de reducir el daño a la propiedad mediante el empleo de la ecuación 2.17 y por tanto, cuantificar la influencia beneficiosa de las medidas de protección de la planta. De ahí que mientras menor sea el factor de bonificación ejerce mayor influencia en el valor del daño (real) máximo probable a la propiedad.

Para el reactor (unidad 5) el valor de DMPP calculado es \$ 2 813 047; se evidencia una disminución con respecto al DMPPo (\$ 7 742 591) de aproximadamente un 36 %.

Se exponen los resultados de los factores globales C_1 , C_2 , C_3 , el FB y el DMPP para todas las unidades de proceso en las tablas 26.4 y 26.5 del anexo 26.

3.1.8 Análisis y desarrollo de las etapas 12, 13 y 14 de la metodología de Dow

Se estima el tiempo de parada probable de la producción (PPP) mediante el valor de DMPP y el gráfico ilustrado en el anexo 20, en este último se observan tres funciones graficadas, sólo se toma la curva normal, pues las otras dos corresponden a los límites inferiores y superiores.

Seguidamente se calcula el lucro cesante a través de la ecuación 2.18, el PPP y el valor anual de la producción. Este último, según AIChE (1994) corresponde al total de dinero recaudado en un año independientemente del material que lo aporte y fue tomado de Toledo (2016); se muestra en la tabla 25.4 del anexo 25. De modo que la diferencia en el valor de LC entre las unidades de proceso va a estar dada por los días probables de interrupción puesto que VAP es constante para todas. Finalmente se determinan las pérdidas probables totales y por tanto el resultado económico del riesgo mediante la ecuación 2.19.

La tabla 3.6 recoge los resultados correspondientes a estas tres últimas etapas para cada una de las unidades analizadas.

Tabla 3.6 Resultados de las etapas finales 12, 13 y 14

Unidad	PPP (días)	LC (\$)	PPT (\$)
1	4,56	2 503 349,13	2 786 893,76
2	5,13	2 817 665,76	5 436 274,09
3	5,14	2 826 099,64	5 605 658,58
4	4,65	2 553 922,58	2 959 395,53
5	5,15	2 827 792,97	5 640 840,57
6	5,13	2 821 200,72	5 506 102,93
7	5,13	2 819 444,29	5 471 199,56
8	5,13	2 820 894,47	5 499 987,42
9	5,13	2 817 314,75	5 429 430,38
10	5,12	2 812 191,87	5 331 359,38
11	5,11	2 806 497,50	5 226 224,18
12	5,12	2 806 497,50	5 226 224,18
13	5,11	2 810 319,11	5 296 339,68
14	4,64	2 552 229,25	2 952 875,14
15	4,12	2 265 349,91	2 318 022,83

En cuanto al tiempo de parada probable, las unidades de proceso generan una pausa en el rango de cuatro a seis días ante un accidente por incendio o explosión; es decir, demandan una semana para reparaciones, reemplazos, acopios, inventarios y mantenimientos generales. Si se recuerda que el PPP depende del AE y del costo de los equipos contenidos en esta; se puede comprender con facilidad que la poca variación de este parámetro viene dada por la cercanía de la mayoría de las unidades de proceso y el elevado radio de exposición que abarcan. Por tanto un accidente en cualquiera de estas afecta casi todos los equipos de la planta; a excepción de las unidades 1, 4, 14 y 15 que provocan menos horas de parada de la planta que el resto. En el caso de los hornos (unidades 4 y 14) la causa es su ubicación fuera de la instalación en estudio, donde un accidente afecta otras secciones de la refinería, lo cual no es objeto de análisis en este trabajo de diploma. Sin embargo las unidades 1 y 15 abarcan una pequeña área de exposición como consecuencia de que operan solamente con diésel. En ambos casos disminuye el número de equipos afectados en la sección ante un suceso indeseado, lo que provoca un

decremento del daño máximo probables a la propiedad y por tanto se reduce el tiempo de parada probables de la producción.

Evidentemente estos días de parada generan pérdidas a la empresa, estas se cuantifican a través del lucro cesante. Las unidades presentan valores de LC en un rango de 2,3 a 2,8 millones de pesos, lo que no constituye una alarmante pérdida y está muy bien justificado a través del PPP. Referente a pérdidas probables totales, como era de esperarse, las unidades 1, 4, 14 y 15 son las que menos pérdidas económicas provocan en la sección de hidrotreatmento de diésel. Mientras que la unidad de proceso 5 es la que mayores pérdidas genera (\$ 5 640 840), lo que representa el impacto económico probable, tanto por daño a la propiedad como por interrupción de la producción de la planta evaluada. La diferencia en los valores de PPT en las unidades está dada por el DMPP puesto que el LC no presenta grandes fluctuaciones.

3.2 Análisis y desarrollo de la metodología correspondiente al índice de *Mond* de ICI

3.2.1 División de una planta en unidades de proceso y selección de las sustancias más peligrosas que se manipulan

Tanto las unidades de proceso como los materiales que manipulan se definen en la primera etapa del índice de *Dow*; para el índice de *Mond* sólo se tienen en cuenta aquellas unidades que operan con gas hidrógeno, puesto que el propósito que se persigue con este estudio es referente al peligro de toxicidad generado por esta sustancia.

Por tanto se identifican 13 unidades de proceso (de la 2 a la 14 en correspondencia con las delimitadas por el IFE), donde la sustancia clave es el gas hidrógeno (Tabla 27.1 del anexo 27).

3.2.2 Cálculo del factor material (FM)

El factor material se determina por la expresión 2.20; es evidente que no es el mismo que el establecido por *Dow*. El actual depende únicamente del calor de combustión del hidrógeno a temperatura y presión atmosférica. Para el índice IFE está en correspondencia tanto con el calor de combustión como con los índices de inflamabilidad y reactividad de la sustancia estudio, así como con los

puntos de ebullición y evaporación instantánea. Además, en la metodología de *Dow* la temperatura influye en el FM, para valores inferiores a 60 °C esta propiedad es constante; sin embargo, cuando se supera este valor, debe ser rectificado. Para el índice *Mond* el factor material sólo genera diferencias entre las unidades de proceso si cambia el material clave, de otra manera es constante y no depende de las condiciones de operación (Tabla 27.2 del anexo 27).

3.2.3 Cálculo de factores de penalización del riesgo

A continuación se explica el procedimiento puesto en práctica para la selección de los factores de penalización y por ende la estimación de los riesgos establecidos por la metodología de *Mond*. Estos resultados se muestran en la tabla 27.2 del anexo 27.

Se calculan los riesgos especiales del material (M) según la ecuación 2.21, donde es imprescindible tener conocimiento amplio del material clave (hidrógeno). Este último, según OxyChile (2017), constituye un potente reductor y es más ligero que el aire; no se polimeriza espontáneamente y cuando es un reaccionante en reactores de lecho empacado puede dar lugar a la formación de materiales pirofóricos con tendencia a generar fuego. Las mezclas de hidrógeno con aire son altamente inflamables en un amplio rango de composiciones. De igual forma posee la propiedad de inflamarse casi instantáneamente. Según las propiedades descritas hasta el momento se seleccionan los factores correspondientes a cada inciso de la tabla 2.3.

Luego se estiman los riesgos generales del proceso (P) mediante el empleo de la ecuación 2.22. Para la selección de los factores debe considerarse que la planta en estudio se caracteriza por el desarrollo de operaciones de proceso, manejo y cambio físico en un sistema cerrado con tuberías permanentemente instaladas (como destilación, absorción, evaporación, entre otros). Se debe penalizar la ocurrencia de reacciones químicas que, en el reactor caso estudio, es de tipo *batch* simple. Es necesario prestar atención a la velocidad volumétrica, la cual corresponde al valor de 3 h⁻¹ perteneciente al rango de velocidad media establecido por el índice *Mond*.

La determinación de los riesgos especiales del proceso (S) incluye el uso de la igualdad 2.23 y la selección de los factores correspondientes. Todas las unidades de proceso operan a presiones superiores a la atmosférica, de ahí que demandan ser penalizadas por alta presión a través de la figura 22.1 del anexo 22 y mediante los datos de presión mostrados en la tabla 27.1 del anexo 27. Referente a los factores propuestos por corrosión y erosión, se seleccionan de acuerdo a las velocidades de corrosión ya calculadas para cada unidad en el índice IFE. Por tanto, las unidades 2, 8 y 13 reciben un factor correspondiente a VC superior a 1 mm/año, el resto de las unidades adoptan un factor inferior puesto que la VC es cercana a 1. En cuanto a la penalización i) deben considerarse las uniones bridadas que llegaran a tener fugas regulares de menor cuantía como los intercambiadores de tubo y coraza y uniones de tuberías (unidades 2, 3, 7, 9 y 12); también pueden ocasionar fugas los sellos de las bombas (unidades 10 y 13). La vibración y/o fatiga debe ser penalizada en intercambiadores de calor y hornos (unidades 3, 4, 6, 7, 9, 11, 12 y 14). Como la reacción entre el hidrógeno y el diésel es de tipo líquido-gas, hay una cantidad amortiguadora que actúa como un agente *buffer* en los riesgos introducidos por un cambio en el flujo de un material y necesita ser penalizado (unidad 5). En correspondencia con el apartado l) se confiere penalización al reactor (unidad 5) porque opera cerca del rango inflamable, donde se debe tener confianza en la instrumentación para permanecer fuera de los límites de inflamabilidad; los equipos donde ocurren destilación o vaporización (unidades 3, 4, 8, 9, 10, 13 y 14) reciben otro factor de penalización. Todas las unidades adoptan penalidades por el inciso m); a pesar de que la sustancia clave en todas es el hidrógeno también se debe tener en consideración que las mismas operan con diésel (líquido inflamable) a temperaturas y presiones tales que una fuga resulta en rápida vaporización y atmósfera circundante. El acápite n) es también aplicable a cada unidad de proceso puesto que los riesgos de explosión por neblina dentro o fuera de los equipos únicamente se producen por ruptura o falla de los mismos. A la unidad 5 se confiere la penalidad correspondiente al apartado o) como consecuencia de la probabilidad de formación de materiales pirofóricos por contacto del catalizador de hidrogenación con los reaccionantes. En cuanto a riesgos de electricidad estática todas las unidades reciben factor puesto que

trabajan con volúmenes considerables de gas a gran velocidad lo que trae como resultado cargas electrostáticas. La torre de estabilización (unidad 10) recibe el doble del factor establecido inicialmente, como consecuencia de la presencia tanto de la fase gaseosa como de la líquida.

Se toma un valor mínimo de 1 correspondiente al factor que penaliza el riesgo asociado a las cantidades (Q), puesto que las masas de material contenido en las unidades de proceso resultaron inferiores a 100 kg. La masa (K) se determina como el producto del volumen de la unidad de proceso y la densidad del material que contiene, debe estar expresada en toneladas (Tabla 27.1 del anexo 27).

Seguidamente se determina el riesgo por arreglo de los equipos a través de la ecuación 2.24. Todas las unidades de proceso son penalizadas por el apartado a); las unidades 3, 5, 8 y 9 reciben un factor por presentar estructuras abiertas de proceso con altura menor de 7 m sin diques locales, para el caso de las unidades 4, 6, 7, 10, 11, 12, 13 y 14 se aplica un factor mayor por poseer estructuras abiertas de altura superior a 7 m sin pisos intermedios sólidos o diques. En correspondencia con el inciso b), sólo la torre (unidad 10) demanda ser penalizada, por tener más de 20 metros de altura. Se requiere un factor al cuál se le adicionar un crédito, puesto que la altura de la unidad tres veces mayor que la altura de la base que la sostiene. Se estiman además la altura de las unidades de proceso desde el piso hasta el extremo superior de la unidad sin tener en cuenta estructuras (H) y el área de trabajo por unidad (N).

Se calcula el riesgo por toxicidad mediante la ecuación 2.25. Se aplica un factor de penalización según establece el inciso a) por ser el hidrógeno un material inodoro y no se puede ver en su nivel tóxico. El apartado b) establece la aplicación de una penalidad que está en correspondencia con el factor de excursión. Este último se considera de 1,5 puesto que el valor de *Short -Term Exposure Limit* (STEL) no se registra en la planta estudio, por tanto, se toma la penalidad establecida en el capítulo anterior para esta situación. De manera general el peligro que representa el hidrógeno desde el punto de vista toxicológico viene dado a la absorción de este por el cuerpo a través de la inhalación. Los individuos que respiran esta atmósfera pueden experimentar

síntomas que incluyen: dolor de cabeza, mareos, inconsciencia, náuseas, vómitos y bajo determinadas circunstancias se puede producir la muerte.

3.2.4 Cálculo de los índices de riesgo potencial

Mediante las ecuaciones 2.27, 2.28, 2.29, 2.30, 2.31, 2.32 y 2.33 se determinan el índices *Dow/ICI*, el potencial de fuego, el potencial de explosión interna, el de explosión aérea, el de toxicidad, el de máximo incidente tóxico y el índice global de riesgo. Según ANIQ (2015) estos dan una medida del peligro presente en la planta que se estudia.

Se muestran los resultados correspondientes al reactor en la tabla 3.7; para el resto de las unidades de proceso los mismos son registrados en la tabla 27.3 del anexo 27.

Tabla 3.7 Índices de riesgo obtenidos en la unidad 5

Índice	Valor	Clasificación
D	1 517,67	Muy Catastrófico
F	1 562,41	Ligero
E	7,48	Muy Alto
A	302,04	Alto
U	22,45	Muy Alto
C	22,45	Bajo
R	428 831,23	Muy extremo

El reactor catalítico (unidad 5) presenta los mayores valores de índices en comparación con las restantes unidades e incluso, algunos índices obtienen la más alta categoría establecida en el rango de riesgo. Esto se justifica puesto que además de operar con hidrógeno a elevados valores de temperatura y presión, existe desprendimiento de energía a través de la ocurrencia de una reacción exotérmica. Lo anterior, ligado a las propiedades del gas hidrógeno ofrece una idea de la catástrofe que puede detonarse si ocurre un accidente en este equipo.

Se debe prestar atención a los índices D, U y C puesto que no admiten ser reducidos mediante las bonificaciones conferidas por medidas de seguridad, medios de protección y sistemas especiales. El primero de los índices que se mencionan es calificado como muy catastrófico en todas las unidades de proceso, los riesgos que más influyen son los asociados a la toxicidad, los especiales del proceso y los especiales del material, en ese orden. Los índices U y C presentan el mismo valor, se analiza que el máximo incidente tóxico se fundamenta en el peligro por toxicidad que representa la cantidad de material contenido en la unidad de proceso, este último no ejerce influencia pues la planta objeto de estudio trabaja con volúmenes pequeños de fluido, desde el punto de vista industrial. Todas las unidades obtienen clasificaciones de muy alto índice unitario de toxicidad, el cual se encuentra influenciado por los riesgos asociados a la toxicidad, los especiales de proceso y del material. Lo anterior corrobora lo planteado por Bartual (2017) cuando afirma que los procesos donde se manipulan grandes cantidades de hidrógeno son extremadamente peligrosos por el efecto de la toxicidad. El índice de máximo incidente tóxico y el potencial de fuego se corresponden con la categoría de ligero para todas las unidades, pues como bien fue expuesto anteriormente, la sección hidrofinaadora de diésel opera con equipos de baja capacidad volumétrica, lo cual contribuye a reducir el peligro.

Los valores del índice potencial de explosión interna oscilan en el rango de alto y muy alto como consecuencia de la influencia de la acción de los riesgos especiales del proceso y especiales del material. El índice de explosión aérea oscila en un rango de clasificación de ligero a alto. Este responde a la altura de los equipos, al factor material, a los riesgos por cantidades y a los valores de temperatura y presión de trabajo, estos últimos son los que más influencia ejercen en los resultados. Los valores del índice global de riesgo obtenidos resultan alarmantes pues son clasificados en las categorías de alto grupo 1, alto grupo 2, muy alto, extremo y muy extremo. Se considera como límite máximo permisible de trabajo en industrias un valor de R igual a 1 100, bajo la clasificación de alto grupo 1 (ANIQ, 2015).

3.2.5 Cálculo del efecto global de los factores de reducción

Primeramente se determinan los factores de créditos que bonifican los índices ya estimados. Al igual que en el índice de *Dow* estas bonificaciones confieren mayor fiabilidad a los resultados obtenidos, puesto que el riesgo disminuye si los medios de protección y medidas de seguridad establecidas se cumplen al pie de la letra. Los créditos establecidos por *Mond* son más específicos que los expuestos por la metodología del IFE. Estos se muestran en la tabla 27.4 del anexo 27.

Referente a las bonificaciones por sistemas de contención (K_1), se acreditan las unidades de proceso (5, 8 y 13) de acuerdo al inciso a) puesto que están diseñadas bajo los preceptos de la norma ASME *Pressure Vessel code section*. Todas las unidades reciben bonificaciones bajo el apartado c) debido a que el material empleado para la construcción del sistema de tuberías es altamente resistente. Toda la planta adopta factores de créditos según los acápites f) y e) pues, relativo a la detección de fugas, los operadores en el cuarto de control son capaces de lograr el aislamiento y la efectiva despresurización por medio de válvulas accionadas remotamente; en correspondencia con el venteo de emergencia, todo el material gaseoso se envía a quemadores.

Para establecer las bonificaciones por control de proceso (K_2) se indaga en los sistemas de seguridad y protección existentes en la refinería caso estudio. Existe un sistema de alarma capaz de indicar peligro, bajo condiciones anormales, por lo cual se aplica la bonificación referente al inciso a). Los créditos correspondientes a los acápites b) y c) son también designados como resultado de la existencia de grupos electrógenos y sistemas de enfriamiento de emergencia, estos últimos capaces de operar alrededor de 10 minutos luego de ocurrir un evento indeseable. Con relación al inciso e) se designa un factor de acuerdo al tiempo y al personal con experiencia disponible para el estudio de riesgos. Además, son bonificados los acápites f) y g) basados en la aplicación de sistemas de paro (sistema de redundancia directa) y controles por ordenadores en línea directamente a monitores de flujo de proceso para garantizar una operación más uniforme que con instrumentación o control manual. En cuanto a instrucciones de operación y supervisión de la planta i) y j),

son designados los mínimos factores de créditos correspondientes al mayor beneficio.

Se analizan los créditos correspondientes al factor global destinado a la actitud frente a temas de seguridad (K_3). Son bonificados los acápites desde el a) hasta el c) como resultado de fomentar la seguridad a través de: entrenamiento del personal de trabajo, buenas normas de mantenimiento, la aplicación correcta de sistemas de aprobación a las modificaciones y permisos de trabajo, verificaciones regulares y eficientes de todos los sistemas de seguridad y control e un informe de circunstancias anormales, fallas y accidentes menores.

El factor global (K_4) referente a la protección contra fuego se bonifica a través de dos acápites diferentes. El inciso a) acredita las estructuras que soportan a las unidades provistas hasta la tercera parte de su altura total, (reciben bono 2, 4, 6, 7, 10, 11, 12, 13, 14). El inciso c) bonifica todas las unidades de proceso de acuerdo al equipamiento de protección y aislamiento térmico.

Se analiza el factor por aislamiento de materiales (K_5) bonificado por el apartado a) puesto que todas las unidades de proceso cuentan con válvulas de corte operadas a control remoto y las líneas o cables de control se encuentran protegidas contra fuego.

Finalmente se razona el factor de lucha contra incendio (K_6) donde acreditan los apartados desde el a) hasta el f) de acuerdo a sistemas de inundación y rociadores con agua, suministro adecuado de agua contra incendio, disponibilidad de brigadas y equipo, espuma y otros materiales especiales para combatir incendios y sistemas de alarma o comunicación. Los incisos que no se mencionan no son aplicables a la planta estudio, por tanto obtienen una bonificación correspondiente a la unidad.

La fase final de la metodología del índice de *Mond* se basa en la reducción de los índices F, E, A y R ya calculados, a través de las bonificaciones definidas para cada unidad de proceso; se emplean las expresiones de la 2.34 a la 2.37.

Se exponen (Tabla 3.8) los resultados correspondientes a la unidad de proceso 5, el resto se registra en la tabla 27.5 del anexo 27.

Tabla 3.8 Reducción de los índices en la unidad 5

Índice	Valor	Clasificación
F.reducido	130,73	Ligero
E.reducido	1,23	Bajo
A.reducido	41,29	Moderado
R.reducido	9 168,02	Muy alto

De manera general los índices de potencial de fuego, de explosión interna y de explosión aérea se reducen a tal punto que ninguna de las unidades de proceso representa peligro para los trabajadores de la planta siempre que se cumpla con los protocolos de seguridad y los medios de protección instaurados.

El índice global de riesgo, a pesar de reducirse considerablemente con respecto al inicial calculado, en las unidades 4 y 5 (horno F-301 y reactor R-301) no logra insertarse dentro del límite máximo permisible establecido por la compañía ICI y corroborado por ANIQ (2015) correspondiente a 1 100. Esto significa que las medidas y medios de protección con que cuenta la planta de hidrofinación de diésel no son suficientes para garantizar la seguridad de los trabajadores. Los riesgos más influyentes en esta situación son el asociado a la toxicidad, el especial de proceso y especial del material. Como resultado de que ambas unidades operan a elevados valores de temperatura y presión, esto las ubica dentro del rango de inflamabilidad del hidrógeno. Este último tiene características que lo hacen peligroso por naturaleza y una fuga puede detonar una gran explosión como consecuencia de su baja densidad y su capacidad de formar mezclas altamente peligrosas con aire.

Se analizan las tablas 3.7 y 3.8 referidas a la unidad 5; se aprecia una reducción en los índices de potencial de fuego, potencial de explosión interna, de explosión aérea e índice global de riesgo con respecto a los iniciales correspondientes a: 8, 16, 14 y 2 %, respectivamente. Lo anterior evidencia el efecto de los factores de bonificación en la disminución de los riesgos industriales. Se debe prestar atención a las dos unidades que representan un peligro en potencia y fortalecer la seguridad en las mismas.

3.3 Análisis de los resultados obtenidos por las metodologías de *Dow* y *Mond*

A medida que se desarrolla este capítulo se han expuesto similitudes y diferencias entre las metodologías de los índices de *Dow* y *Mond*, esto permite establecer una comparación de los resultados obtenidos para ambos.

Las unidades de proceso constituidas por el horno (F-301) y el reactor (R-301) son, en ambas metodologías, las que representan el mayor riesgo en la sección estudiada, porque trabajan a condiciones de temperatura y presión elevadas y manipulan grandes cantidades de hidrógeno. Este último constituye una sustancia potencialmente inflamable y tóxica. Los factores de bonificación establecidos logran reducir los niveles de riesgos, puesto que según Casal, *et al.* (2001), Correa (2004) y Bonilla (2007) un análisis de riesgo no sólo debe implicar el estudio de la frecuencia con que ocurre y la magnitud de la consecuencia, sino también las medidas correctoras que incluyan los medios de protección y protocolos de seguridad existentes en la industria que se estudia.

Ambos estudios demuestran que el reactor es la unidad más peligrosa de la sección de hidrotratamiento de diésel de la refinería Camilo Cienfuegos, puesto que un accidente en la misma no sólo trae consecuencias catastróficas a la economía de la empresa, sino que en dependencia de la magnitud, puede implicar pérdidas humanas.

3.4 Conclusiones parciales del capítulo

1. Las unidades de proceso que representan el mayor riesgo por incendio y explosión son las constituidas por el horno (F-301) y el reactor catalítico (R-301) al encontrarse en el máximo rango de riesgo (severo).
2. El horno (F-301) y el reactor catalítico (R-301) presentan los mayores valores de área de exposición (7597 y 6221 m² respectivamente).
3. La unidad de proceso 5 integrada por el reactor catalítico (R-301) es la que mayores pérdidas económicas genera a la instalación (\$ 5 640 840) en caso de ocurrir un accidente por incendio o explosión.
4. Las unidades 4 y 5 integradas por el horno (F-301) y el reactor (R-301) son las que presentan mayor índice de riesgo global por toxicidad (1532 y 9168), bajo las clasificaciones de alto grupo 2 y muy alto; estas exceden en 432 y 8 068 respectivamente al límite máximo permisible (1100) establecido por la compañía ICI.
5. Los riesgos que más influyen en los altos valores presentados por los índices estimados son: los riesgos asociados a la toxicidad, los especiales de proceso y los especiales del material.

Conclusiones

- 1- El estudio que se realiza en la sección de hidrotratamiento de diésel de la refinería “Camilo Cienfuegos” permite determinar los niveles de riesgos por toxicidad, incendio y explosión a los que está sometida la instalación, lo cual corrobora la hipótesis planteada para esta investigación.
- 2- Según la bibliografía consultada, la aplicación de los índices de *Dow* y *Mond* se considera un estudio idóneo para industrias petroleras que procesan grandes volúmenes de crudo y manipulan sustancias peligrosas.
- 3- La caracterización del proceso tecnológico permite identificar los equipos fundamentales y condiciones de operación necesarios para la aplicación de las metodologías de *Dow* y *Mond*.
- 4- Las unidades de proceso que representan el mayor riesgo por incendio y explosión son las constituidas por el horno (F-301) y el reactor (R-301) al encontrarse en el máximo rango de riesgo (severo) con valores de IFE correspondientes a 192 y 173 respectivamente.
- 5- La unidad de proceso 5 integrada por el reactor (R-301) es la que mayores pérdidas económicas genera a la sección estudio (\$ 5 640 840) en caso de ocurrir un accidente por incendio o explosión, lo que representa un 8% del total (\$ 70 686 828).
- 6- Las unidades 4 y 5 integradas por el horno (F-301) y el reactor (R-301) presentan un índice de riesgo global por toxicidad superior al resto (1532 y 9168 respectivamente); estas no cumplen con el límite máximo permisible (1100) establecido por la compañía ICI.

Recomendaciones

Realizar otros análisis que permitan localizar los puntos débiles de la sección que se analiza, a través del estudio de las causas de los sucesos indeseados; por ejemplo el árbol fallas.

Bibliografía

1. Aboud, A. (2008). Planning of Petrochemical Industry under Environmental Risk and Safety Considerations. A thesis presented to the University of Waterloo in fulfilment of the thesis requirement for the degree of Master of Applied Science in Chemical Engineering. Canadá.
2. Alonso, H. A. (2015). Manipulación, transportación y almacenamiento de sustancias peligrosas. Manual de Documentos de Seguridad y Salud en el Trabajo.
3. Álvarez, M. G. (2012). Modelado del proceso de hidrotreatmento de diésel. *Revista ION* [online], Vol. 25, No. 2, pp. 7-14. ISSN 0120-100X. Disponible en: http://www.scielo.org.co/scielo.php?pid=S0120-100X2012000200002&script=sci_abstract&tlng=es
4. Amendola, A., Saiz de Bustamante, A. (1988). Reliability engineering. Proceedings of the ISPRA course hold at the Superior Technical Naval Engineering School, Madrid, 22-26 Septiembre 1986, Kluwer. Madrid-España.
5. American Institute of Chemical Engineers (AIChE) (1994). Dow's fire and explosión index hazard classification guide (7th Ed.). New York, Estados Unidos.
6. Aranguren, S. y Tarantino, R. (2004). Sistemas para la detección y diagnóstico de fallas: Implantación Industrial. *Revista Colombiana de Tecnologías de Avanzada*. I.I.D.T.A. ISSN: 1692-7257 Volumen 3. Pamplona-Colombia.
7. Asociación Nacional de la Industria Química (ANIQ) (2015). Identificación y selección de metodologías de análisis de riesgos de proceso. Barcelona, España.
8. Badia, M. D. (2004). Manual de documentos de la Planta de Procesamiento de Crudo. Reglamentos tecnológicos. MINBAS, La Habana.

9. Balderas Cañas, R., Nelson Edelstein, P. F. (2007). Aplicación de la Irradiación a la Industria Alimenticia y Análisis de Riesgos. Universidad Nacional Autónoma de México. Simposio LAS/ANS-2007. Cancún-Quintana Roo-México.
10. Bartual Sánchez, J. (2017) Criterios toxicológicos generales para los contaminantes químicos. Centro de investigación y asistencia técnica. Barcelona. Disponible en: <http://es.scrib.com/document/228304932>
11. Becerra, G. (2013). Hidrotratamiento. Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química. Universidad de Los Andes.
12. Bonilla Estrada, J. (2007). Estudios de riesgo. Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios PEMEX.
13. Bové Badell, M. (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.
14. Brown (2000). National Transportation Risk Assessment (NTRA).
15. Calvet Márquez, S. (1999) Reacciones químicas exotérmicas (I): factores de riesgo y prevención. Ministerio de trabajo y asuntos sociales, España. Disponible en: <https://prevention-world.com/foro/viewtopic.php?64235>
16. Calzadilla León, L. (2016). Integración energética mediante programación lineal en la sección de Hidrofinación de Diesel de una refinería de petróleo. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas. Cuba.
17. Carol Llopart, S. (2001). Una nueva metodología para la predicción de la gravedad de los accidentes industriales aplicando el análisis histórico. Tesis presentada para optar por el grado de Doctor Ingeniero Industrial Departamento de Ingeniería Química. Universidad Politécnica de Cataluña. Barcelona, España.
18. Carranza, L. (2014). Riesgos y peligros en la industria. Blog de seguridad industrial.
19. Casal, J., Montiel, H., Planas, E. y Vílchez, J. A. (2001). Análisis de Riesgo en Instalaciones Industriales. Alfaomega S.A. Bogotá, Colombia.

20. Center for Chemical Process Safety (CCPS). (2000). Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, 2nd edition, New York: Center for Chemical Process Safety, American Institute of Chemical Engineers (AIChE).
21. Ciudad Real L., Acero Chávez J. (2010) Manual de procedimientos para el índice de incendio y explosión. Disponible en: <http://www.icesi.edu.co/cienfi/images/stories/pdf/glosario/dow-jones.pdf>
22. Comisión de Seguridad e Investigación de Peligros Químicos de los Estados Unidos (CSIPQ) (2002). Resultados de una fuga de sulfuro de hidrógeno en Georgia Pacific en el Molino de Naheola.
23. Correa, A. (2004). Sistema de Gestión de Seguridad y Salud en el Trabajo. Unión Cubapetróleo, La Habana.
24. Cortés Díaz, J. M. (2007). Técnicas de prevención de riesgos laborales: Seguridad e higiene del trabajo. Editorial Tebár, S.L. ISBN 978-84-7360-272-3.
25. Decoopman. F. (2001). Petroleum Conversion Processes. Paris. France: Pierre Leprince. Editions TECHNIP.
26. Departamento de Química-Física (2017). Corrosión, tema 10. Universidad de Alicante, España.
27. Dirección General de Protección Civil (D.G.P.C). (1990). Guía Técnica. Métodos cualitativos para el análisis de riesgos. España.
28. Domínguez, A. (2014). Higiene y seguridad industrial, tipos de riesgos. *Salud y medicina*, La Habana, CEPES, Vol XII, No.5, p. 23 - 33.
29. Duclos, P y Binder, S. (1995). Public health consequences of acute Chemical releases. *Journal of Hazardous Materials*. Vol 23, p. 109 - 112.
30. Energy PIA Group. SA (2015) Ficha de datos de seguridad del *fuel oil*, gasolina y diésel. Puerto Madero – C.A.B.A – Argentina. Disponible en: <http://www.energypiagroup.com>
31. 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.

32. Fagundo Acosta, J. (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. Cuba.
33. Fibbiani, G., Moreno, A. (2004). PSTL (Process Safety Technology Leader) para Europa del Sur y del Medio Este de Dow, Environmental, Health & Safety (EH&S). Delivery Leader para Tarragona (Plastics and Polyurethanes Businesses). Disponible en <http://www.interempresas.net>
34. Fuentes, C., Peña, D. (2007). Predicción de la corrosión por CO₂ + H₂S en tuberías de acero al carbono. *Revista Scientia et Technica*, año XIII, No 36, Septiembre ISSN 0122-1701. Universidad Tecnológica de Pereira.
35. Fuertes Peña, J., Rubio Romero, J. C. (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 No. 25, p. 12 - 17., España.
36. Galán Fontanela, D. S. (2012). Explosión de equipos a presión, Análisis de riesgos y consecuencias. Proyecto Final para la obtención del título de Ingeniero Naval, especialidad en Propulsión y Servicios del Buque. Universidad Politécnica de Catalunya.
37. García Rodríguez, A. (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.
38. Garea, A. (2010). Refino petroquímico. Procesos de transformación en refinerías. Bloque III, parte 1. Departamento de ingeniería química y biomolecular. Universidad de Cantabria. Disponible en: [http://ocw.unican.es/enseñanzas-técnicas/refino-petroquímico/materiales-de-clase-1/bloque III parte 1.pdf](http://ocw.unican.es/enseñanzas-técnicas/refino-petroquímico/materiales-de-clase-1/bloque_III_parte_1.pdf).
39. 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 Ingeniero en Mantenimiento y Seguridad Industrial. p. 60 - 99.

40. González y Gaya, C. (2017). Approach to identification and characterization of the new and emerging risks associated with Industrial Green Building. Manufacturing Engineering Society International Conference 2017, MESIC 2017, 28-30 June 2017, Vigo (Pontevedra), Spain. Disponible en: <http://www.sciencedirect.com>
41. Grupo de Investigación Analítica de Riesgos (GUIAR) (2008). Departamento de Química Analítica - CPS - Universidad de Zaragoza María de Luna, 3 - Edificio Torres Quevedo - E-50018 Zaragoza – SPAIN.
42. Gupta, J. P., Khemani, S. y Mannan, M. S. (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.
43. Hernández, G. (2015). Hidrotratamiento de naftas. Disponible en: <http://gustato.com/petroleo/hidrotratamiento.html>
44. Hernández. P.A. (2003). Procesos de refinados. Instituto Superior de la Energía (ISE).
45. II Simposio Latinoamericano de Riesgo Geológico Urbano y II Conferencia Colombiana de Geología Ambiental (1992). Pereira, Colombia.
46. Institute for Systems Informatics and Safety (ISIS). (1997). Guidance on the Preparation of a Safety Report to meet the Requirements of Council Directive 96/82/EC. G.A.Papadakis and Amendola.
47. Kraus, R. S. (1998). Petróleo y Gas Natural. Proceso de refinado del petróleo. Ed; Enciclopedia de salud y seguridad en el trabajo. Barcelona, España, Chantal Dufresne, 1998. Disponible en: <https://es.scribd.com/document/359200641/Petroleo-y-Gas-Natural/>
48. Linares Díaz, A. (2013). Análisis de riesgos en el área de almacenamiento de gas licuado del petróleo en la Empresa Comercializadora de Combustibles de Matanzas. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas. Cuba.
49. Lluch Urpí, J. (2008). Tecnología y margen de refinado. [online]; [Consultado: 2 de enero de 2018]. Disponible en: <http://www.diazdesantos.es/ediciones>.

50. Lodos, R. (2015). Instrucción inicial general de la EPEP-CENTRO. Manual de Documentos de Seguridad y Salud en el Trabajo
51. Martínez Alfonso, A. (2011). Evaluación de riesgos en el Grupo Electrónico Fuel Oil Agramonte. Tesis en opción al título de Ing. Químico.
52. Martínez Ochoa, Y. (2015) Refinación de petróleo. Fundamentos químicos y biológicos aplicados a la industria. Universidad de Matanzas, Cuba
53. Medina, A. (2015). Instrucción de seguridad para la prevención y extinción de incendios. Manual de Documentos de Seguridad y Salud en el Trabajo.
54. Montenegro, R. (2008). La dispersión de nube tóxica es el riesgo químico más grave en Huelva. © *Joly Digital | Rioja*, 14-16. 41001 Sevilla.
55. Montes de Oca Peña, W. (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.
56. Morales, Y. C. (2004). Manual de procedimientos de Seguridad Industrial. Protección a las instalaciones. La Habana.
57. Nguyen Hoa, M. (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. Cuba.
58. Norma Técnica (NT – 01:2008). Programa de Seguridad y Salud en el Trabajo (2008). Instituto Nacional de Prevención, Salud y Seguridad Laborales (INPSASEL).
59. Orozco, J. L. (2009). Introducción al Análisis de Riesgos. Departamento de Química e Ingeniería Química. Universidad de Matanzas, Cuba.

60. Orozco, J. L. (2010). Análisis de riesgos industriales. Curso correspondiente a la maestría de ingeniería química. Departamento de química Ing. Química. Universidad de Matanzas Camilo Cienfuegos. Cuba.
61. OxyChile (2017). Hojas de datos de seguridad del gas hidrógeno. Número HDS: M1142, versión 5. Chile
62. Pacheco, J. (2013). Identificación de riesgos laborales. © Monografias.com S.A.
63. Palacios, S. (2002). Dimensionamiento de una unidad para la producción de hidrógeno a partir de gases residuales. Universidad Autónoma Metropolitana, Unidad Iztapalapa. México.
64. Perry R.H and Green, D (1984). Chemical Engineer's Handbook. PartoneThirth Edition. McCoraw-Hill Company.
65. Piedra G., J. P. y Valdivieso T., J. C. (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.
66. Piqué, T. (1994). NTP 333. Análisis probabilístico de riesgos: Metodología del árbol de fallos y errores. INSHT. Barcelona-España.
67. Plascencia, E. (1995). Índice de incendio, explosión y toxicidad (Mond - ICI). Diplomado en Riesgo Ambiental. Instituto de Ciencias Avanzadas, A. C. Facultad de Ecología y Ciencias Ambientales.
68. PNUMA/IPCS. (1999). Evaluación de riesgos químicos. Programa de las Naciones Unidas.
69. Poujaud Oliva, D. (2017). Estimación de riesgos por incendio y explosión en la sección de hidrofinación de diésel de una refinería de petróleo. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas. Cuba.

70. Pulido Montoya, J. L. (2005) Prevención y control de incendios y explosiones en la producción y almacenamiento de gas licuado de petróleo – GLP. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero de Higiene y Seguridad Industrial. Universidad Nacional de Ingeniería, Lima, Perú.
71. Quintero, B. (2013). Evolución del proceso de hidrodesulfuración por el manejo de tipo de crudo. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad Nacional de Autonomía de México. Facultad de Estudios Superiores Zaragoza.
72. Ramos, A. (1987). Procedimiento para el análisis de riesgos de operación. Método HAZOP. Comisión Autónoma de Seguridad e Higiene en el Trabajo de Industrias Químicas y Afines, Madrid.
73. *Revista Universo Laboral Digital (RULD)* (2017). [online]. [Consultado: 12 de noviembre de 2017] Los grandes retos de la industria petrolera, México. Disponible en: <http://www.msn.com/?ocid=iehp>
74. 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. Universidad de Matanzas. Cuba.
75. Romero, M. A. (2017). Diseño de Reactores Heterogéneos Catalíticos. Tema 1, Clase 24. Universidad de Alicante, España. Disponible en: http://rua.ua.es/dspace/bitstream/10045/.../1/Tema1_catalizadores_rua.pdf;Reactores
76. Rosero Ruiz, J. A. (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.
77. Rubio Romero, J. C. (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.

78. Rubio Romero, J. C. (2004). Métodos de evaluación de riesgos laborales. Editorial Díaz De Santos, Madrid.
79. Saavedra, N. (2015). Propuesta de un sistema de lavado y remoción de sales en el proceso de Hidrotratamiento del Diésel. Proyecto Parcial del Diplomado Tecnologías de refinación de petróleo. Especialidad en Tecnologías de refinación de petróleo. Matanzas. Cuba.
80. Soldano, Á. (2008). Conceptos de riesgos [online]. Provincia Córdoba, Argentina. Disponible en: <http://www.rimd.org/advf/documentos/4921a2bfbe57f2.37678682.pdf>
81. Storch, J.M. (2001). Manual de Seguridad Industrial en Plantas Químicas y Petroleras. Fundamentos, evaluación de riesgos y diseño. Mc Graw Hill. Madrid-España.
82. Suardin, J., Mannan, M. S. y El-Halwagi, M. (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.
83. Toledo Hernández, A. (2016). Evaluación de riesgos por incendio y explosión en la etapa de destilación atmosférica de la refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos". Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico. Universidad de Matanzas. Cuba.
84. Torres, E., Sierra, A., Peña, D. (2014). Velocidad de corrosión de una aleación base plomo en una solución de ácido sulfúrico a diferentes temperaturas. *Revista Materia*, No 02, V 19. Artículo 11546, p.183 – 196. ISSN 1517-7076.
85. Unión Cubapetróleo (CUPET) (2016). Refinación [online]. Disponible en: <http://www.cupet.cu/operaciones/refinacion/?lang=es>
86. Vatavuk, W. M. (2017) Updating the CE plant cost index. *Engineering Practice*. September 2017.
87. Wauquier, J. (1995). Petroleum refining, crude oil, petroleum products, process flowsheets. Éditions Technip. Institut Français du Pétrole. París, Francia.
88. Wells, G. (1997). Majors Hazards and their management. Gulf Publishing Company. Houston, Texas.

Anexos

Anexo 1. Productos de la refinación del petróleo

Hidrocarburos gaseosos	Usos
Gases licuados	Gas de cocina e industrial Gas combustible para motores Gas de alumbrado Amoníaco Fertilizantes sintéticos Alcoholes Disolventes y acetona Plastificantes Resinas y fibras para plásticos y textiles Pinturas y barnices
Materia prima para la industria química	Productos de goma
Negro de humo	Tintas de imprenta Industria del caucho
Destilados ligeros	
Naftas ligeras	Olefinas Disolventes y diluyentes Disolventes de extracción Materias primas para la industria química
Naftas intermedias	Gasolina para aviones y motores Disolventes de limpieza en seco
Naftas pesadas	Combustible para aviones de reacción militares Combustible para aviones de reacción y queroseno Combustible para tractores
Gasóleo	Carga de craqueo Gasóleo de calefacción y gasóleo diesel Combustible metalúrgico Aceite absorbente, recuperación de benceno y gasolina
Destilados pesados	
Lubricantes técnicos	Aceites textiles Aceites medicinales y cosméticos Aceite blanco: industria alimentaria
Aceites lubricantes	Aceites para transformadores y husillos Lubricantes para motores Lubricantes para máquinas y compresores Aceites hidráulicos y para turbinas Lubricantes para transmisiones Aceites para maquinaria y aislamiento de cables Lubricantes para ejes, engranajes y máquinas de vapor Aceites de mecanizado, corte y rectificado de metales Aceites de temple e inhibidores de la corrosión Aceites de transferencia térmica Grasas y compuestos lubricantes Aceites para tintas de imprenta
Cera de parafina	Industria del caucho Productos farmacéuticos y cosméticos Industrias alimentaria y papelera Velas y cerillas
Residuos	
Petrolato	Vaselina Cosméticos Inhibidores de la corrosión y lubricantes Compuestos para revestimiento de cables
Fuel residual	Fuel de calderas y procesos del n.º 6
Asfaltos	Asfalto para pavimentos Materiales para cubiertas y tejados Lubricantes asfálticos Aislantes y para protección de cimientos Productos para impermeabilización del papel
Subproductos de refinarias	
Coque	Electrodos y combustible
Sulfonatos	Emulsiones
Acido sulfúrico	Fertilizantes sintéticos
Azufre	Productos químicos
Hidrógeno	Reforma de hidrocarburos

Fuente: CUPET (2016)

Anexo 2. Esquema tecnológico del proceso de hidrotratamiento

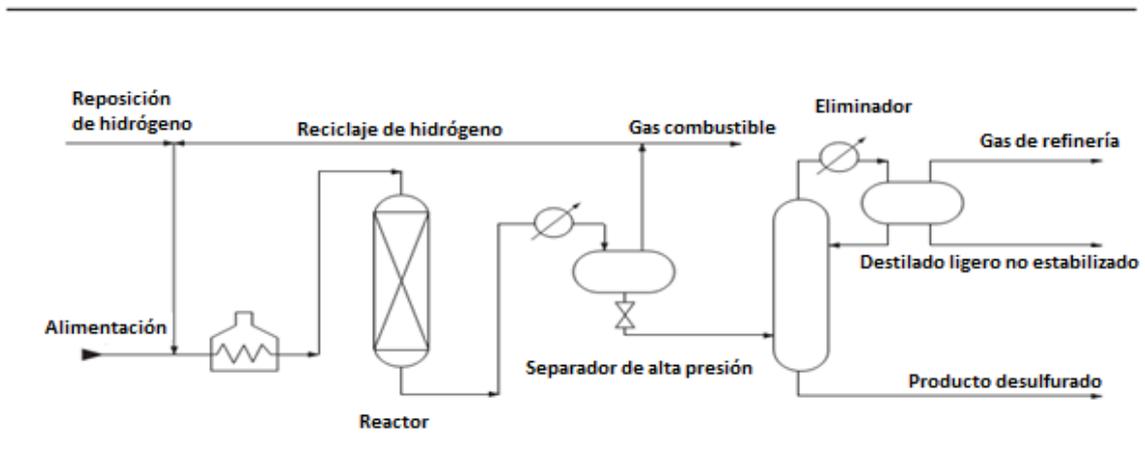


Figura A 2.1. Proceso de hidrodesulfuración

Fuente: Quintero (2013)

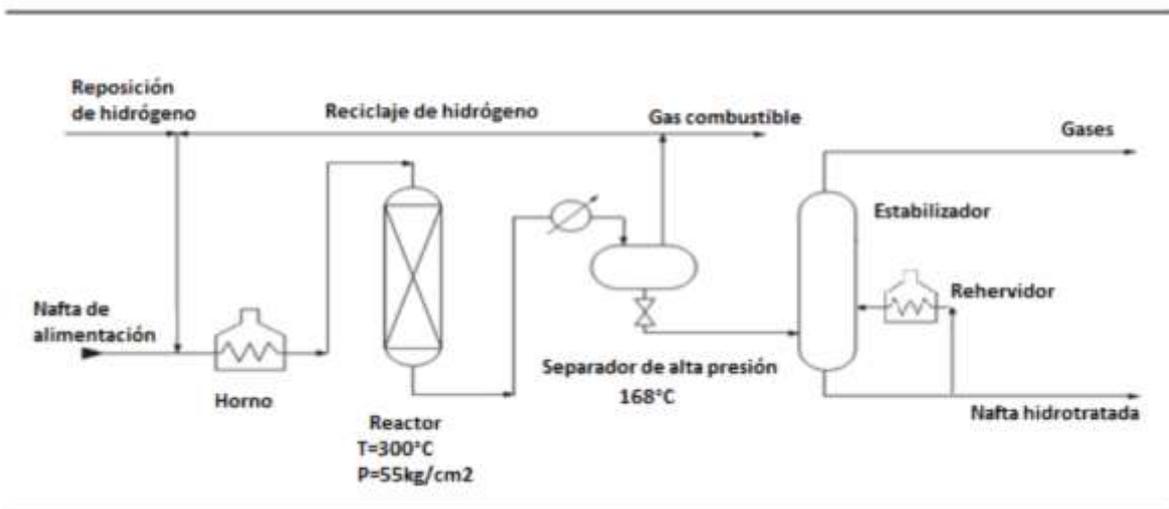


Figura A 2.2. Proceso de hidrodesulfuración de nafta

Fuente: Quintero (2013)

Anexo 3. Evolución de accidentes

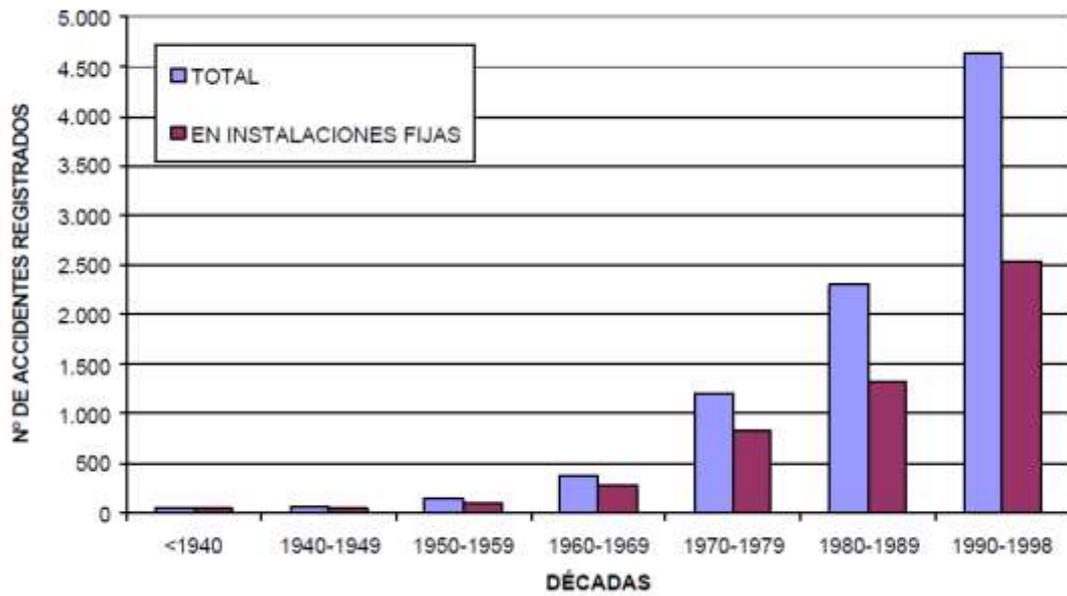


Figura A 3.1. Evolución del número de accidentes registrados por décadas

Fuente: Carol (2001)

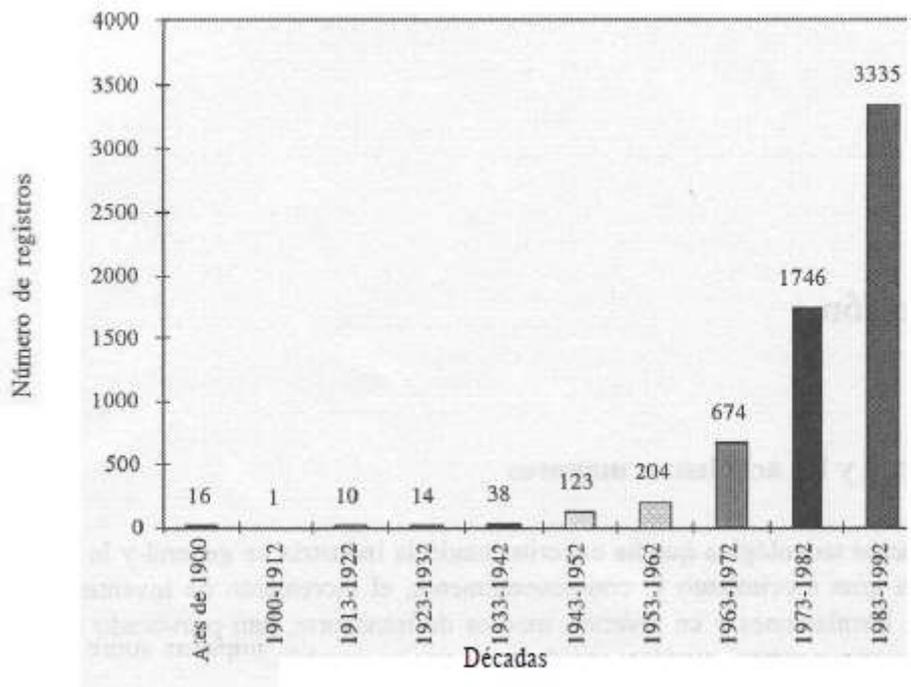
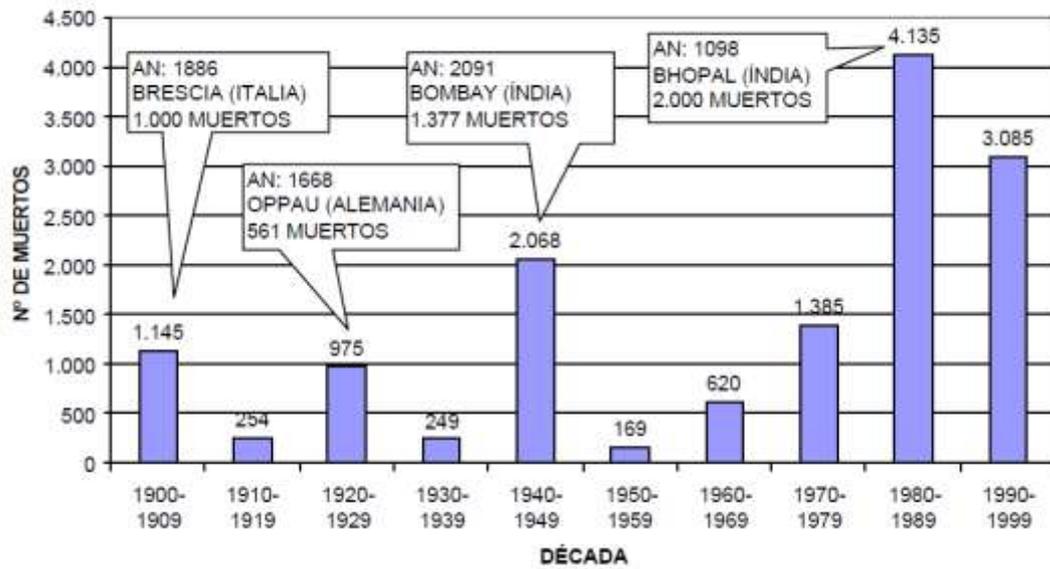


Figura A 3.2. Evolución de accidentes en el tiempo

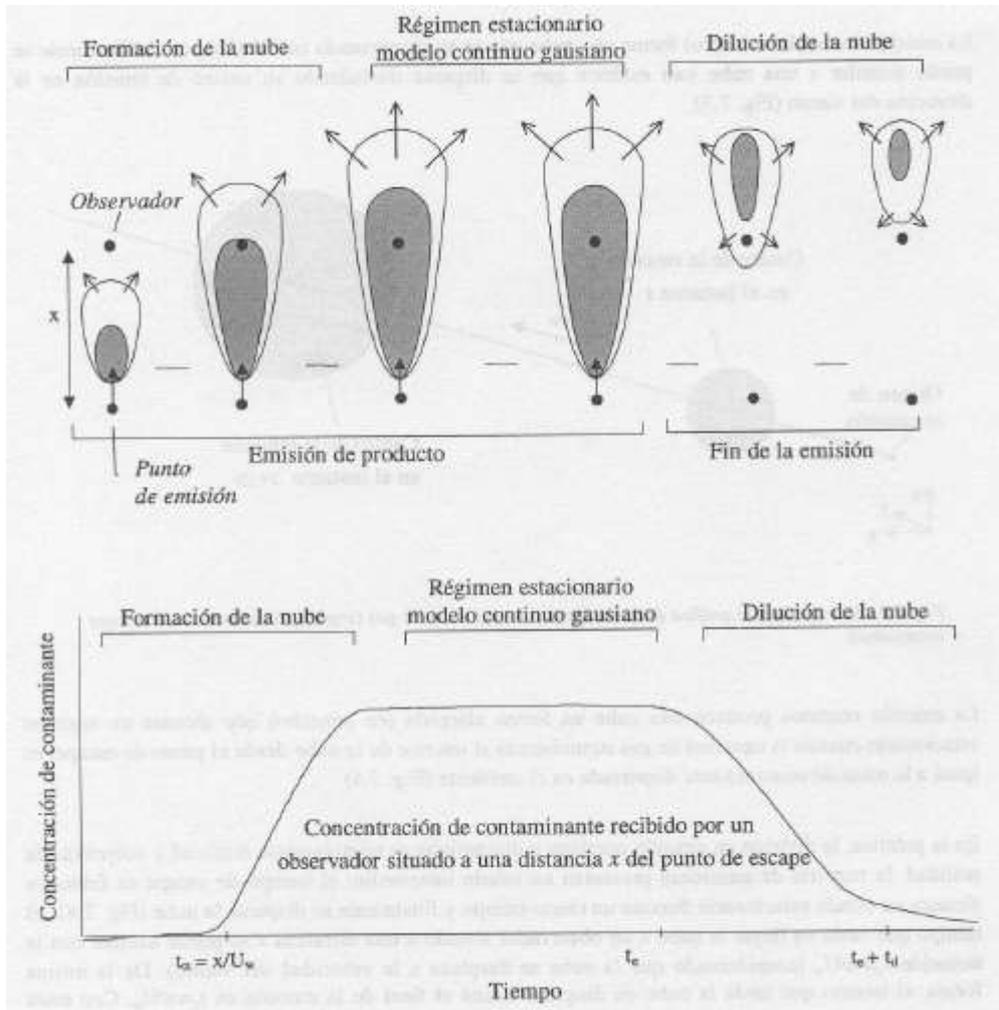
Fuente: Casal *et al.* (2001)

Anexo 4. Número de muertos por décadas



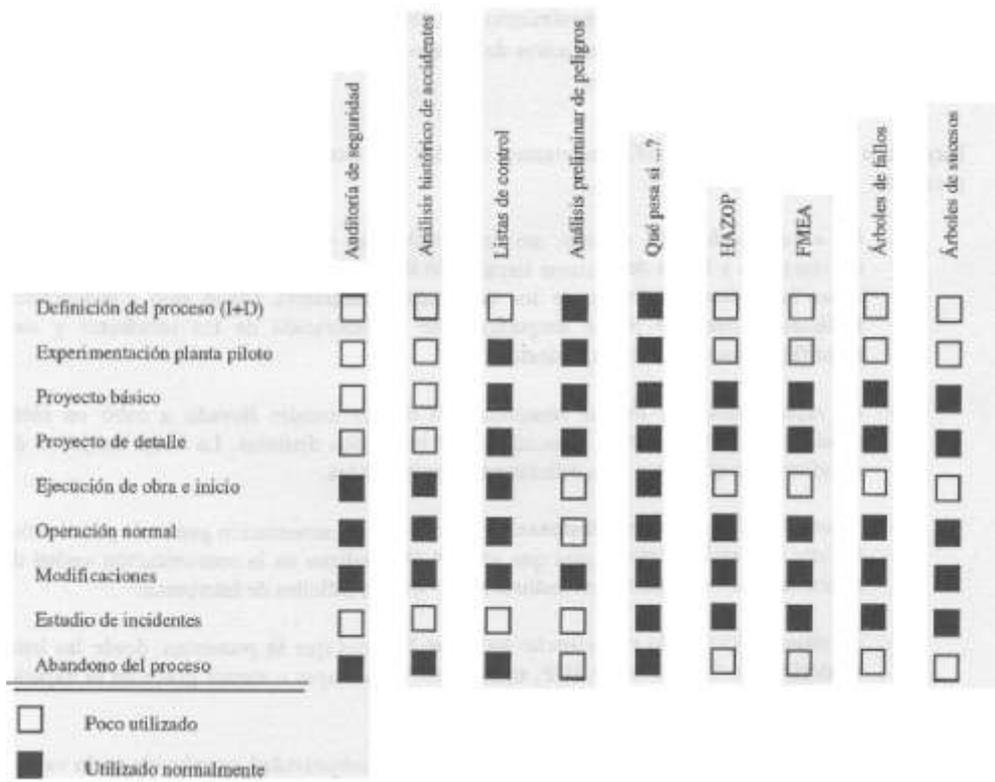
Fuente: Carol (2001)

Anexo 5. Evolución de una nube de gas procedente de un escape continuo



Fuente: Casal *et al.* (2001)

Anexo 6. Técnicas cualitativas de análisis de riesgo, usos a nivel mundial



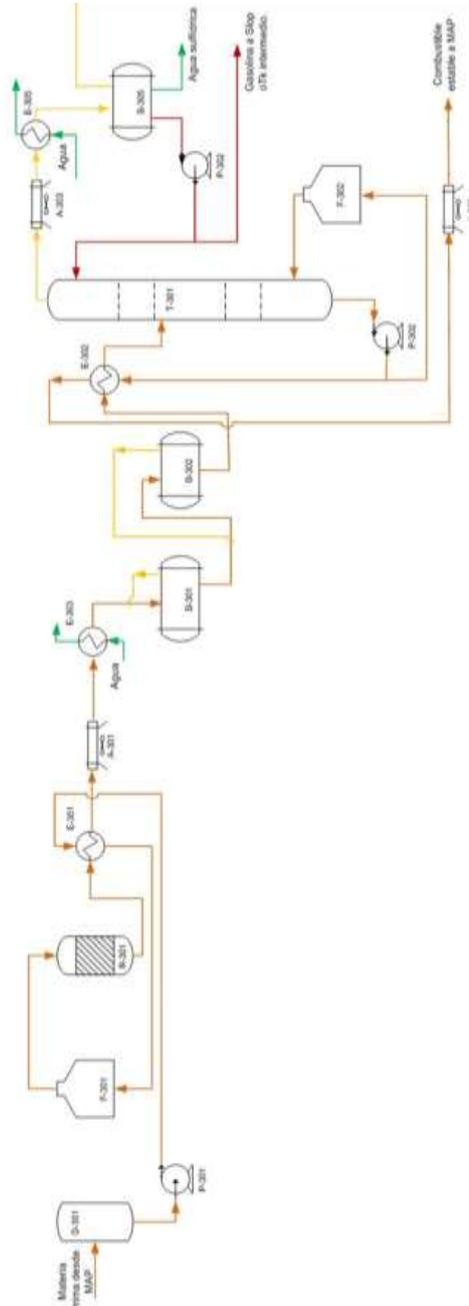
Fuente: Orozco (2010)

Anexo 7. Índices de riesgo

Basados en la definición de riesgo(grado de descripción bajo)	Basados en la carga de fuego(grado de descripción medio)	Basados en la peligrosidad de las sustancias(grado de descripción alto)
Fine	MESERI	IFAL
SEPTRI	Gretener	IFE (de DOW)
HRN	Coeficientes K	Mond (de ICI)
	Coeficientes α	CEI (de DOW)
	ERIC	

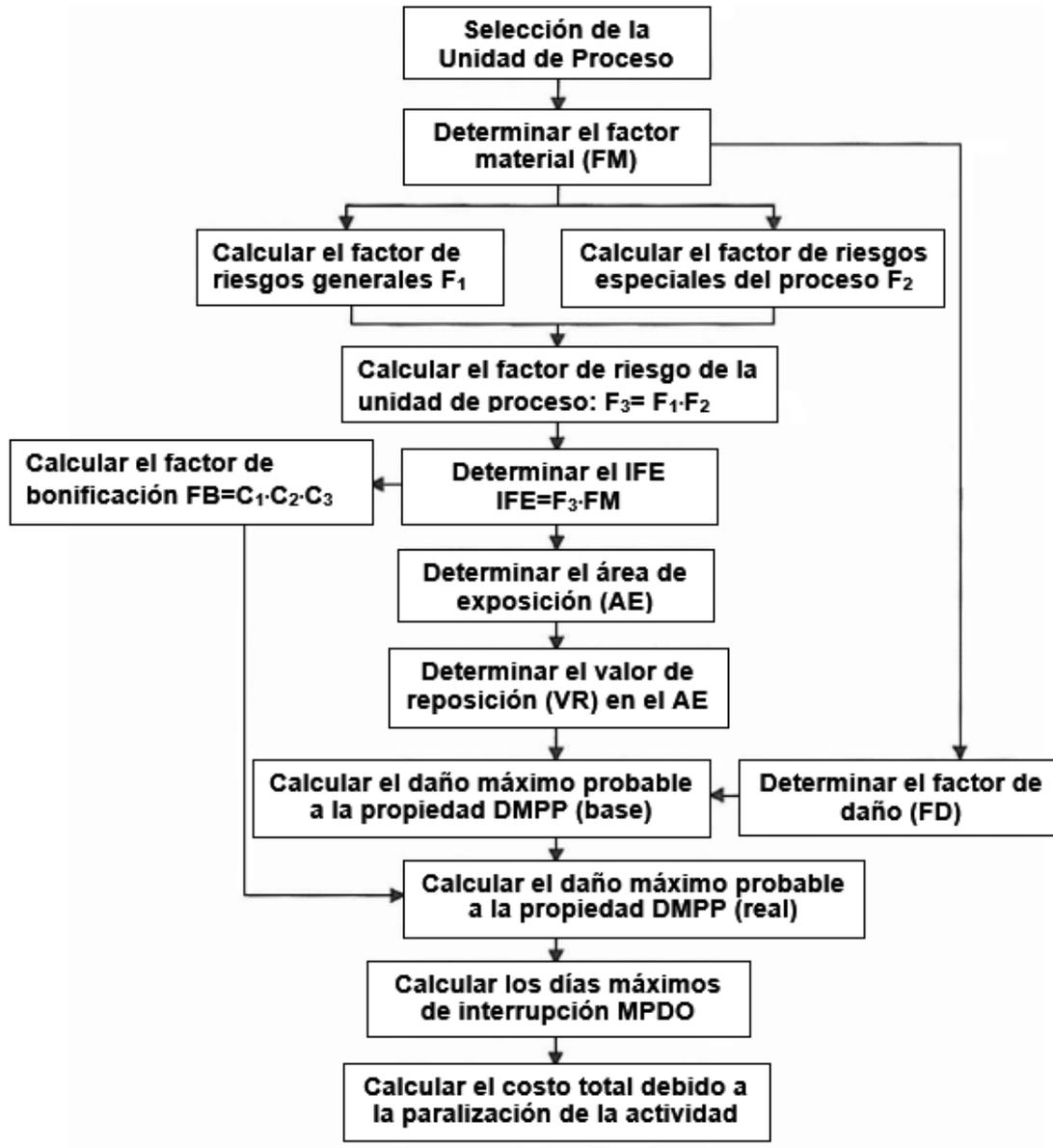
Fuente: Orozco (2010)

Anexo 8. Esquema tecnológico del ciclo de reacción perteneciente a la sección de hidrofinación de diésel de la refinería “Camilo Cienfuegos”



Fuente: Calzadilla (2016)

Anexo 9. Etapas para la determinación del Índice de Incendio y Explosión (IFE)



Fuente: Orozco (2010)

Anexo 10. Factor material y otras propiedades

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 ³	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 ³	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 10. Continuación

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 ³	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 ³	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 (Seto)	381
DOWANOL* EB	10	12.9	1	2	0	150	340

Anexo 10. Continuación

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 ³	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
DURBAN*	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 ³	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 10. Continuación

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 ³	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 ³	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	86	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 10. Continuación

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 ³	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	Hc BTU/LB X 10 ³	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	-	762
Potassium Perchlorate	14	-	1	0	1	-	-
Potassium Peroxide	14	-	3	0	1	-	(9)
Propanal	16	12.5	2	3	1	-22	190
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	310
Propylchloride	16	10.0	2	3	0	< 0	115
Propylene	21	19.7	1	4	1	-162	-54

Anexo 10. Continuación

COMPOUND	MF	Hc BTU/LB X 10 ³	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* 800	4	12.3	1	1	0	> 320 (10)	398
SYLTHERM* XLT	10	14.1	1	2	0	108	345
TELONE* II	16	3.2	2	3	0	83	220
TELONE* 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 ³	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

Fuente: AIChE (1994)

Anexo 11. Cálculo del factor material

Líquidos y gases inflamables o combustibles ¹	NFPA 49	Reactividad o Inestabilidad				
		N _R = 0	N _R = 1	N _R = 2	N _R = 3	N _R = 4
No combustibles ²	N _F = 0	1	14	24	29	40
F.P. > 93,33 °C	N _F = 1	4	14	24	29	40
37,77°C <F.P < 93,33°C	N _F = 2	10	14	24	29	40
F.P < 22,7°C y B.P > 37,77°C	N _F = 3	16	16	24	29	40
F.P < 22,7°C y B.P < 37,77°C	N _F = 4	21	21	24	29	40
Neblina o polvos combustibles³						
St-1 (K _{SI} < 200 bar m/sec)		16	16	24	29	40
St-2 (K _{SI} = 201-300 bar m/sec)		21	21	24	29	40
St-3 (K _{SI} > 300 bar m/sec)		24	24	24	29	40
Sólidos combustibles						
Denso > 40 mm espesor ⁴	N _F = 1	4	14	24	29	40
Abierto < 40 mm espesor ⁵	N _F = 2	10	14	24	29	40
Espuma, fibra, polvo ⁶	N _F = 3	16	16	24	29	40

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

- 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 K_{st} 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).

Fuente: Suardin (2007)

Anexo 12. 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"> • Materiales que no reaccionan con el agua. • Materiales que presentan un comportamiento exotérmico en el rango de $300^{\circ}\text{C} > T > 500^{\circ}\text{C}$.
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"> • Materiales que pueden cambiar o descomponerse en el aire, luz o humedad. • Materiales que presentan un comportamiento exotérmico en el rango de $150^{\circ}\text{C} < T < 300^{\circ}\text{C}$.
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"> • Materiales que presentan un comportamiento exotérmico a una temperatura de 150°C. • Materiales que reaccionan violentamente o forman materiales potencialmente explosivos con el agua
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"> • Materiales que son muy sensibles térmicamente y mecánicamente bajo elevada presión y temperatura. • Materiales que reaccionan explosivamente con el agua aún bajo condiciones normales
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 (2007)

Anexo 13. 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 $T_w \leq 60^\circ\text{C}$ ir a "E"			
C. Si la $T_w > FP$ o $T_w > 60^\circ\text{C}$, poner 1 en Nf			
D. Si la T_w es superior al inicio exotérmico o a la temperatura de autoignición, colocar 1 en Nr			
E. Sumar cada columna; en caso de obtener 5 se pone 4			
F. Usar "E" y el anexo 11 para determinar FM			
Nf: valor de inflamabilidad; Nr: valor de reactividad; St: referente a polvos; FP: punto de evaporación instantánea; FM: factor material			

Fuente: Suardin (2007)

Anexo 14. Descripciones cualitativas para determinar el factor de salud

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

Fuente: Suardin (2007)

Anexo 15. Estimación de la penalidad

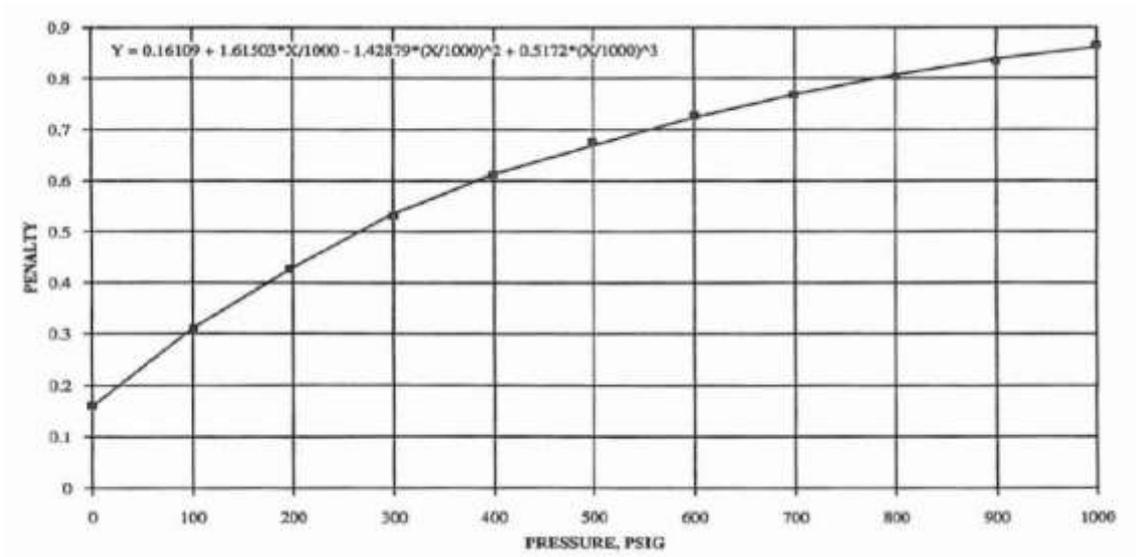


Figura A 15.1. Determinación de la penalidad por presión de alivio para líquidos inflamables y combustibles

Fuente: AIChE (1994)

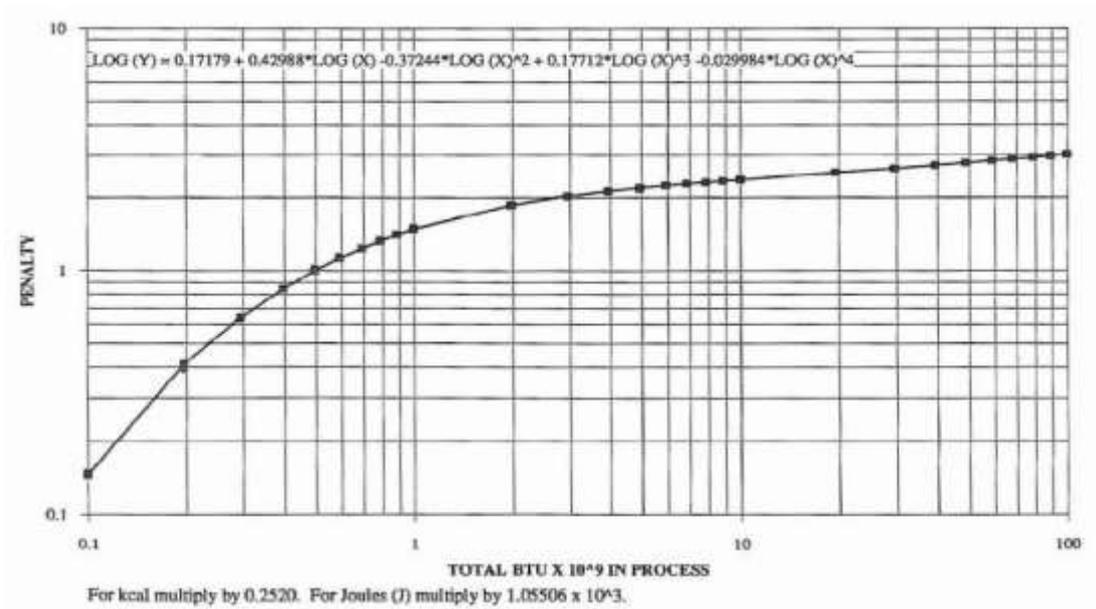


Figura A 15.2. Penalidad por cantidad de material inflamable o inestable para líquidos y gases almacenados en proceso

Fuente: AIChE (1994)

Anexo 15. Continuación

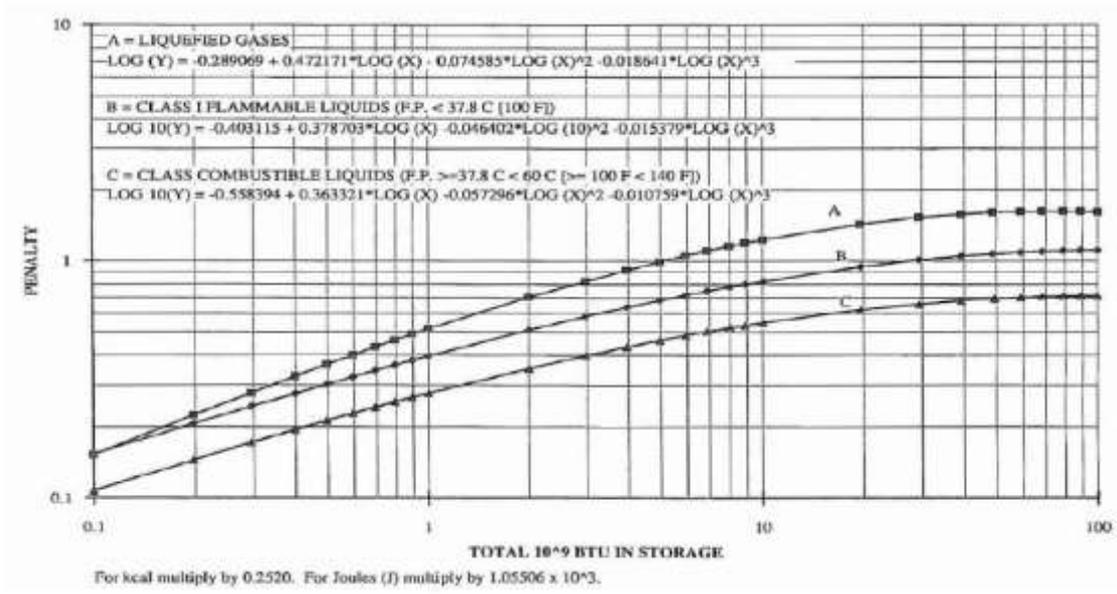


Figura A 15.3. Penalidad por cantidad de material inflamable o inestable para líquidos y gases almacenados

Fuente: AIChE (1994)

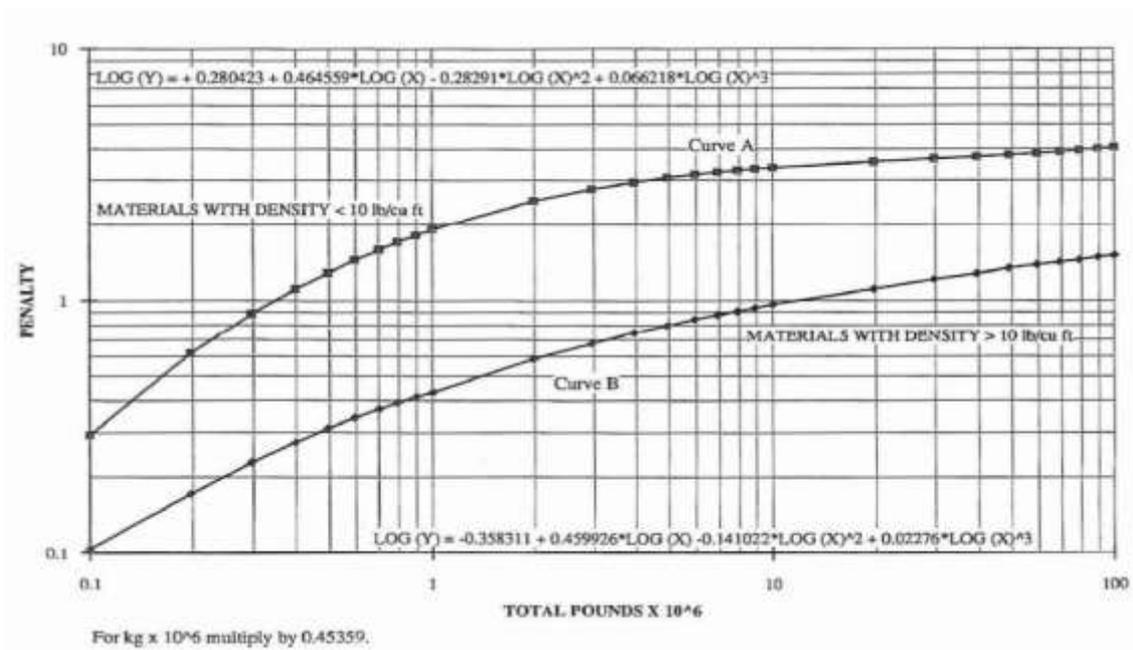


Figura A 15.4. Penalidad para combustibles sólidos almacenados y polvos en el proceso por cantidad de materia inflamable o inestable

Fuente: AIChE (1994)

Anexo 15. Continuación

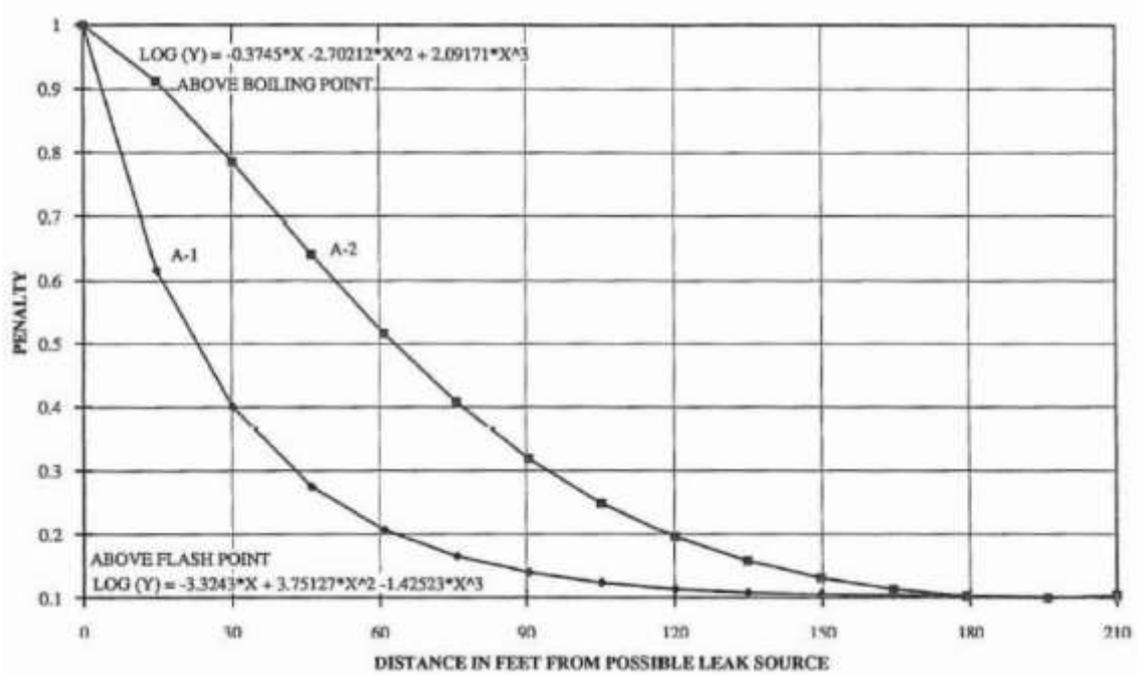
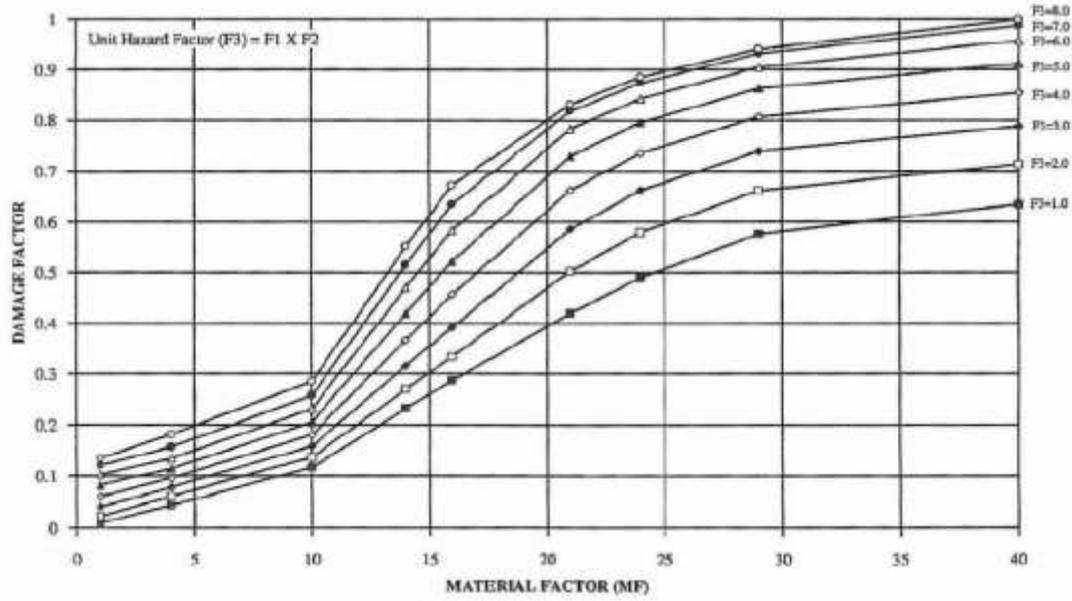


Figura A 15.5 Penalidad para las unidades de proceso cercanas a equipos sometidos a fuego directo

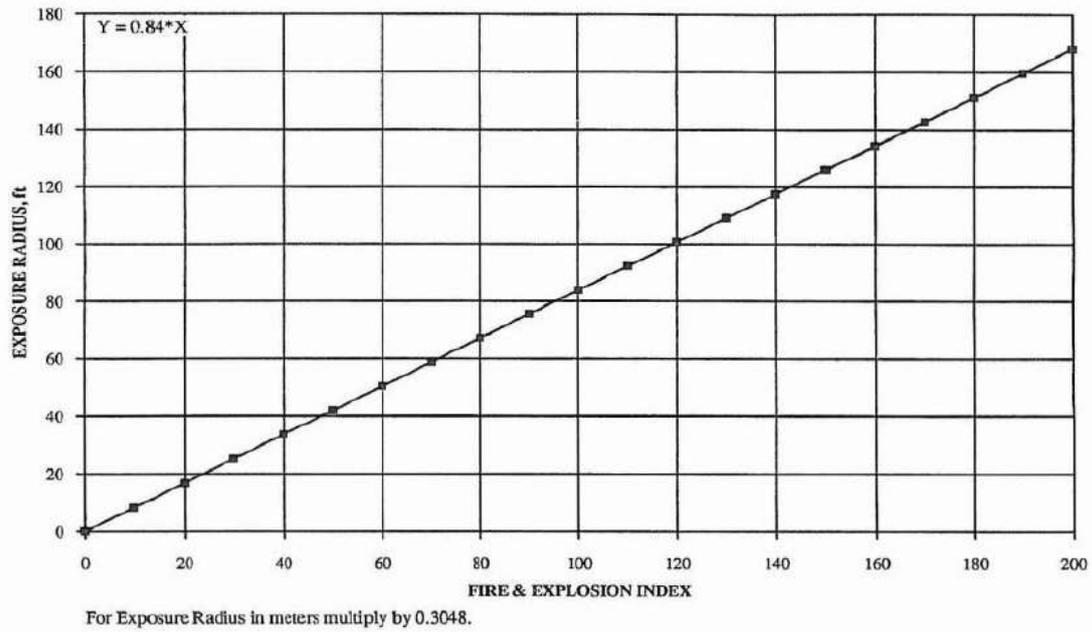
Fuente: AIChE (1994)

Anexo 16. Gráfica para determinar el factor de daño (F_D)



Fuente: AIChE (1994)

Anexo 17. Gráfica para determinar el RE a efectos de fuego y explosión



Fuente: AIChE (1994)

Anexo 18. Análisis de los factores de bonificación

Factor de bonificación	Descripción
C ₁	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 ₂	Hace referencia a las válvulas de control remoto, drenajes, enclavamientos, tanques para vertidos de emergencia.
C ₃	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.

Anexo 19. Coeficientes para bonificar la disponibilidad de medidas de protección

1. Control del proceso			
	C_{i1}		C_{i1}
a) Generador eléctrico para emergencia	0,98	e) Control por ordenador	0,93-0,99
b) Refrigeración	0,97-0,99	f) Inertización	0,94-0,96
c) Control de explosiones	0,84-0,98	g) Manuales de operación	0,91-0,99
d) Parada de emergencia	0,96-0,99	h) Revisión química de reactivos	0,91-0,98
$C_1 = \Pi C_{i1} =$			
2. Seccionamientos de proceso			
	C_{i2}		C_{i2}
a) Válvulas a control remoto	0,96-0,98	c) Drenajes	0,91-0,97
b) Vaciado o despresurización	0,96-0,98	d) Enclavamientos	0,98
$C_2 = \Pi C_{i2} =$			
3. Defensa contra incendios			
	C_{i3}		C_{i3}
a) Detección de fugas	0,94-0,98	f) Sistemas rociadores	0,74-0,97
b) Estructura de acero protegida	0,95-0,98	g) Cortinas de agua	0,97-0,98
c) Tanques enterrados	0,84-0,91	h) Sistema de espuma	0,92-0,97
d) Suministro de agua	0,94-0,97	i) Extintores y monitores manuales	0,95-0,98
e) Sistemas especiales	0,91	j) Cables protegidos	0,94-0,98
$C_3 = \Pi C_{i3} =$			

Fuente: Storch (2001)

Guía para el factor de bonificación según AIChE (1994)

Control del proceso (C₁)

- a) Generador eléctrico para emergencias

Bonificación: 0,98

Está dado por la provisión para servicios esenciales con conversión automática, de normal a emergencia. (instrumentos de aire, agitadores, bombas) con cambio automático de normal a emergencia.

Este deberá ser empleado solamente si es relevante para el control de un incidente en específico en la unidad de proceso que se evalúa.

b) Enfriamiento

Bonificación: 0,97 - 0,99

Si el sistema de enfriamiento está diseñado para mantener refrigeración por al menos 10 minutos durante una condición anormal, debe aplicarse una bonificación de 0,99. Si este sistema permite proveer el 150 % de los requerimientos de enfriamiento por al menos 10 minutos se recomienda bonificar en 0,97.

c) Control de Explosiones

Bonificación: 0,84 - 0,98

La existencia de cualquier medio de reducción de una explosión mediante polvo requiere una bonificación de 0,84.

Cuando el equipo posee dispositivos adicionales de alivio de presión se aplica una bonificación de 0,98. (No es aplicable para válvulas de seguridad instaladas en el equipo de fábrica).

d) Parada de emergencia

Bonificación: 0,96 - 0,99

En caso de ocurrir una secuencia de parada debe aplicarse una bonificación de 0,98. Para equipos rotatorios (compresores, turbinas, ventiladores) que están provistos con instrumentación para detectar vibraciones, si el instrumento activa una alarma requiere una bonificación de 0,99; si el instrumento es capaz de iniciar una parada debe aplicarse 0,96.

e) Control por ordenador

Bonificación: 0,93 – 0,99

Para aquellos equipos que funcionan sin el control de un ordenador o existe una computadora que muestra e indica los parámetros fundamentales al operador pero es incapaz de controlarlos, se aplica una bonificación de 0,99.

Para aquellos ordenadores cuya función es controlar directamente el proceso se recomienda bonificar en 0,97.

En cualquiera de las siguientes opciones emplear 0,93 como bonificación:

1. Entrada de campo crítico redundante.
2. Abortara la fusión en entradas críticas
3. Capacidad de apoyo para sistemas de control

f) Gas inerte

Bonificación: 0,94 - 0,96

Cuando un equipo que contiene vapores inflamables es continuamente tratado con gas inerte debe emplearse una bonificación de 0,96.

Si el sistema de gas inerte tiene capacidad suficiente para purgar automáticamente todo el volumen contenido en la unidad, la bonificación a aplicar será de 0,94. No se aplica bonificación si la purga es controlada manualmente.

g) Manuales de operación

Bonificación: 0,91 - 0,99

Instrucciones de operación (documentación)

1. Arranque-----0,5
2. Apagados de rutina-----0,5
3. Condiciones de operación normal-----0,5
4. Disminución de las condiciones de operación-----0,5
5. Reciclo o reflujo-----0,5
6. Actualización de las condiciones de operación-----1
7. Reiniciar poco después de una parada-----1
8. Reiniciar la planta luego de un mantenimiento-----1
9. Procedimiento de mantenimiento (permisos de trabajo, descontaminación, cierre y lavado del sistema)-----1,5
10. Parada de emergencia-----1,5
11. Modificaciones en equipos y tuberías-----2
12. Situaciones de fallas anormales previsibles-----3

Deben sumarse todos los puntos, se obtiene un valor X que va a permitir determinar el valor final de bonificación para manuales de operación (g) mediante la siguiente igualdad:

$$1 - \frac{X}{150} = g$$

(g) debe encontrarse en el rango 0,91 - 0,99

h) Revisión de reactivos químicos

Bonificación: 0,91 - 0,98

Esta bonificación se basa en la existencia de un documento "Programa de Reactivos Químicos", para aquellas industrias donde este manuscrito se emplea continuamente en las operaciones se aplica una bonificación de 0,91; en caso de sólo ser consultado en ocasiones debe usarse 0,98.

i) Otros procesos de análisis de riesgo

Bonificación: 0,91 - 0,98

Si además se aplica otra técnica de estudio de riesgo requiere una bonificación adicional la cual se refiere a continuación:

Determinación de riesgo cualitativa (QRA)-----	0,91
Análisis detallado de consecuencias-----	0,93
Análisis de árbol de fallos-----	0,93
Estudios de peligro y operatividad (HAZOP)-----	0,94
Análisis de modalidades de falla y sus efectos (FMEA)-----	0,94
Medio ambiente, salud, seguridad y prevención de pérdidas-----	0,96
"Qué pasa si" -----	0,96
Evaluación de listas de control-----	0,98
Administración de revisión de cambios-----	0,98

Aislamiento del material (C₂)

a) Válvulas de control remoto

Bonificación 0,96 - 0,98

Si la unidad está provista con válvulas de aislamiento operadas remotamente de manera que los tanques de almacenamiento, tanques de proceso o mayores secciones de líneas de transferencia puedan ser rápidamente aislados en caso de una emergencia; debe aplicarse una bonificación de 0,98.

Si tales válvulas son reemplazadas al menos 1 vez al año entonces la bonificación será de 0,96.

b) Vaciado o despresurización

Bonificación: 0,96 - 0,98

Cuando existe un tanque de descarga para casos de emergencia, donde puede descargarse todo el contenido de una unidad de proceso se aplica 0,98. Si dicho tanque está ubicado fuera de la unidad de proceso se requiere 0,96.

En caso de escape gas-vapor donde la corriente gaseosa se transporte hacia un recipiente cerrado o hacia un *flare* se emplea 0,96. En caso de escape normal (alivio) se aplica 0,98.

c) Drenajes

Bonificación: 0,91 - 0,97

Para remover un gran derrame de una unidad de proceso o almacenamiento es necesario la existencia de una inclinación de al menos 2 %; en estos casos se usa 0,91 de bonificación.

Si las condiciones de drenaje son excelentes y permiten drenar el contenido lejos de tanques y equipos entonces la bonificación es de 0,91.

Si el diseño del drenaje permite manipular el 50 % del contenido de un tanque grande entonces se bonifica en 0,97.

Si el sistema de drenaje es capaz de manejar derrames moderados se emplea 0,95.

Los tanques de almacenamiento reforzado y asegurados por los cuatro costados no reciben créditos.

Si el sistema de drenaje es capaz de manejar el contenido de un tanque más el 10 % de otro tanque (grandes volúmenes de material) se aplica 0,95.

Si la inclinación del drenaje es dudosa o si la descarga está a menos de 15 metro no se dan créditos.

d) Enclavamientos

Bonificación: 0,98

Consiste en sistemas de prevención de flujo de material incorrecto y por tanto reacciones indeseables.

Protección contra incendio (C₃)

a) Detección de fugas

Bonificación: 0,94 - 0,98

Si existen detectores de gas que sólo dan alarma e identifican la zona de la planta que está afectada; se bonifica en 0,98. Cuando el detector de gas además de dar alarma, activa el sistema de protección antes de alcanzar los límites de inflamabilidad, se aplica 0,94.

b) Estructuras de acero

Bonificación: 0,95 - 0,98

Se basa en el sistema de protección contra fuego y recibe una bonificación en función de la altura (H) de la unidad de proceso.

H < 5 metros-----0,98

5 metros < H < 10 metros-----0,97

H > 10 metros-----0,95

Si existe un sistema de regadío de agua para enfriar las estructuras solamente se aplica una bonificación de 0,98. Si este sistema enfría gran parte de las unidades de proceso la bonificación se reduce a 0,97.

c) Suministro de agua

Bonificación: 0,94 - 0,97

Cuando la presión de entrega es 690 kPa o más, se aplica 0,94. Si la presión es menor que dicho valor entonces la bonificación es de 0,97.

El suministro de agua debe ser capaz de entregar la demanda máxima calculada para un período de 4 horas en caso de situaciones críticas y menor que 4 horas para peligros leves; aplicar 0,97.

d) Sistemas especiales

Bonificación: 0,91

Los sistemas especiales incluyen CO₂, *Halon*, detectores de llamas y humos y paredes o cubículos reforzados.

e) Sistemas rociadores

Bonificación: 0,74 - 0,97

La existencia de un sistema de rociado recibe un factor de crédito de 0,97. Tales sistemas dependen de diversos componentes, cualquiera de los cuales podría fallar parcial o totalmente lo que produce un efecto negativo en la operación y la efectividad del sistema.

f) Cortinas de agua

Bonificación: 0,97 - 0,98

Las cortinas de agua se emplean comúnmente entre una fuente de ignición y un vapor potencial. Recibe diferentes bonificaciones de acuerdo a la disposición de las boquillas.

Para una sola fila de boquillas con elevación máxima de 5 m (15 ft), el factor de crédito es 0,98. Para una segunda fila de boquillas que no exceda los 2 m (6 ft) por encima de la primera fila, recibe una bonificación de 0,97.

g) Sistema de espuma

Bonificación: 0,92 - 0,97

Si el sistema de protección de área incluye la capacidad de inyectar espuma líquida en el sistema de regadío de un puesto de mando manual remoto, debe usarse un factor de crédito de 0.94. En caso de que este sistema sea completamente automático recibe una bonificación de 0,92.

La aplicación manual de espuma en las tapas de sellos de tanques requiere un crédito de 0,97.

Cuando los dispositivos de detección de fuegos son usados para activar el sistema de espuma se usa un crédito de 0,94.

La aplicación de espuma sobre el exterior de un tanque que contenga líquido inflamable también se bonifica; si se realiza manualmente es 0,97, para el caso de un sistema automático 0,94.

h) Extintores y monitores manuales

Bonificación: 0,93 - 0,98

Si existe un suministro adecuado de extintores de fuego portátiles en la mayoría de las áreas de la planta se bonifica en 0,98.

El uso de extintores portátiles no es apropiado para áreas de proceso donde se manejen grandes cantidades líquidos inflamables o combustibles.

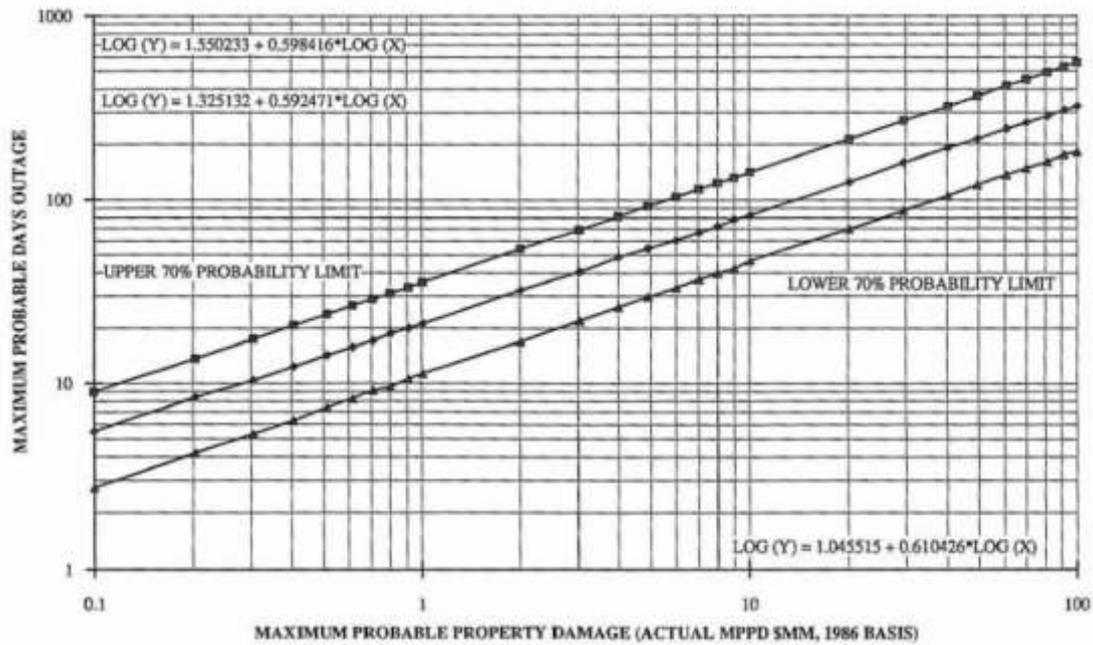
La instalación de monitores que sean capaces de controlar un fuego recibe una bonificación de 0.97. Si estos pueden ser manejados desde una posición ventajosa segura, se usa un factor de crédito de 0.95. Aquel monitor con capacidad de la inyección de espuma recibe un crédito de 0.93.

i) Protección de cables

Bonificación: 0,94 - 0,98

El instrumento y las bandejas de cables eléctricas son muy vulnerables a una exposición de fuego. El uso de una hoja de metal de calibre 14 o 16 debajo de la bandeja protege el sistema de cables ante un posible fuego o explosión, ello justifica un crédito de 0.98. Si los cables están subterráneos se usa una bonificación de 0,94.

Anexo 20. Gráfica para determinar la parada probable de la producción (PPP)



Fuente: AIChE (1994)

Anexo 21. Sensibilidad del material a la ignición

Material	Clasificación de Equipo Eléctrico	Factor
AMONIACO	NEC 500 GRUPO D	- 25
CLORURO DE METILENO		- 50
TRICLOROETILENO Y SIMILARES		- 75
METANO (PURO) Y CLORURO DE METILO	NEC 500 GRUPO D	- 5
MATERIALES DEL GRUPO DEL PROPANO	NEC 500 GRUPO D	0
MATERIALES DEL GRUPO DEL ETILENO (ACRILONITRILLO, BUTADIENO, SULFURO DE HIDROGENO, DIMETIL-ETER, OXIDO DE ETILENO, ETC)	NEC 500 GRUPO C	25
MATERIALES DEL GRUPO DEL HIDROGENO (GASES CON MAS DE 30% DE H2)	NEC 500 GRUPO B	50
MATERIALES DEL GRUPO DEL ACETILENO	NEC 500 GRUPO A	75
MATERIALES SENSIBLES A IGNICIÓN POR COMPRESIÓN ADIABÁTICA (NITRATOS DE ISOPROPILO Y N-PROPILO)		35
PÓLVORA NEGRA, CORDITA Y MEZCLAS CON FASE CONDENSADA DEFLAGRANTE		100
BISULFURO DE CARBONO	NEC 500 GRUPO A	100
FULMINATO DE MERCURIO, NITROGLICERINA PERÓXIDOS ALTAMENTE OXIDANTES, TRICLORURO DE NITRÓGENO Y LÍQUIDOS CON ALTA SENSIBILIDAD A LA IGNICIÓN		150
POLVOS METÁLICOS (ALUMINIO Y MAGNESIO) Y POLVOS INORGÁNICOS CON SENSIBILIDAD A LA IGNICIÓN SIMILAR	NEC 500 GRUPO E	35
POLVOS METÁLICOS ALTAMENTE SENSIBLES COMO ZIRCONIO Y TORIO		50
POLVOS ORGÁNICOS CON ENERGÍAS DE IGNICIÓN MENOR A 0.1 mj.		25
POLVOS ORGÁNICOS CON ENERGÍA DE IGNICIÓN DE 0.1 A 2.5 mj.		0
POLVOS ORGÁNICOS CON ENERGÍA DE IGNICIÓN DE 2.3 A 100 mj.		- 25
POLVOS ORGÁNICOS CON ENERGÍA DE IGNICIÓN MAYOR DE 100 mj.		- 50

Fuente: Plascencia (1995)

Anexo 22. Cálculo del factor por alta presión

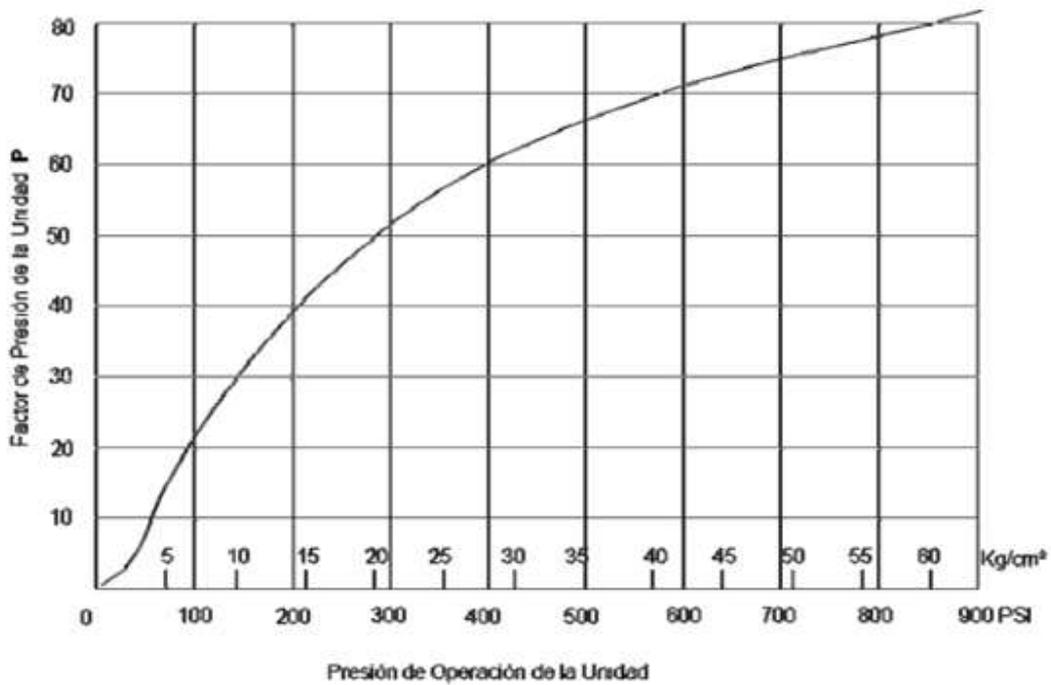


Figura 22.1. Factor por alta presión para el rango 0-900 psig

Fuente: Plascencia (1995)

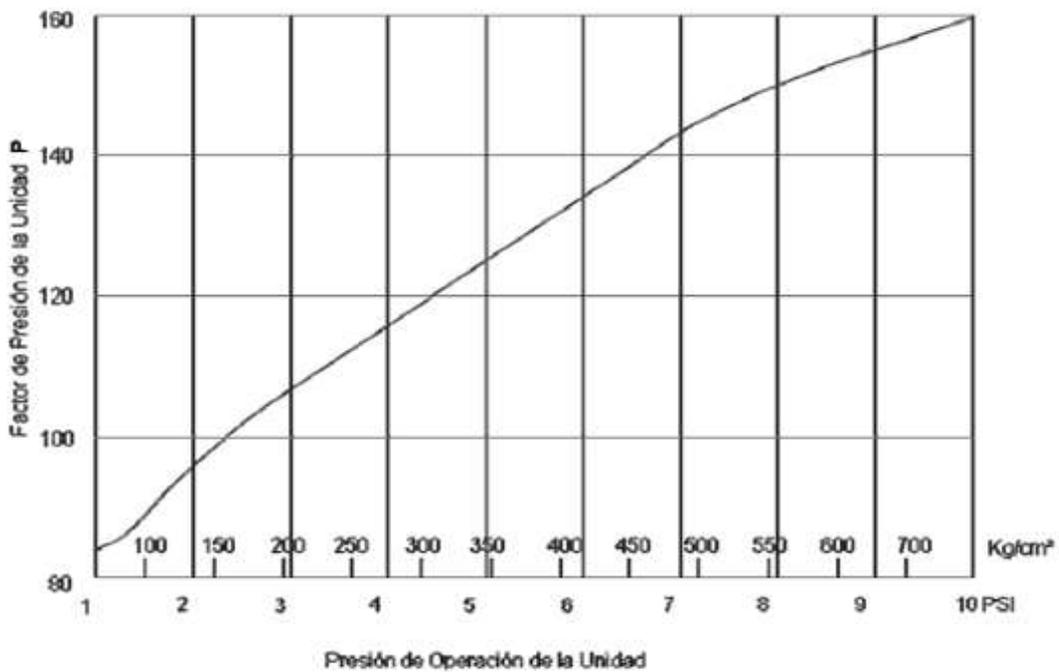


Figura 22.2. Factor por alta presión para el rango 1 000-10 000 psig

Fuente: Plascencia (1995)

Anexo 23. Determinación de las cantidades de productos inflamables contenidas en las unidades de proceso

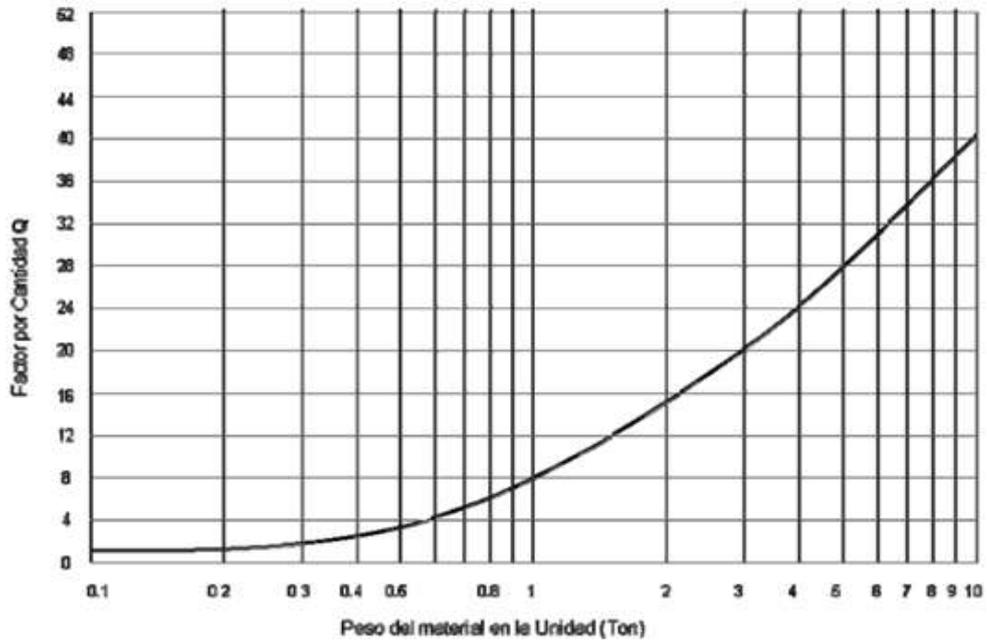


Figura 23.1. Factor por cantidad (rango por debajo de 10 toneladas)

Fuente: Plascencia (1995)

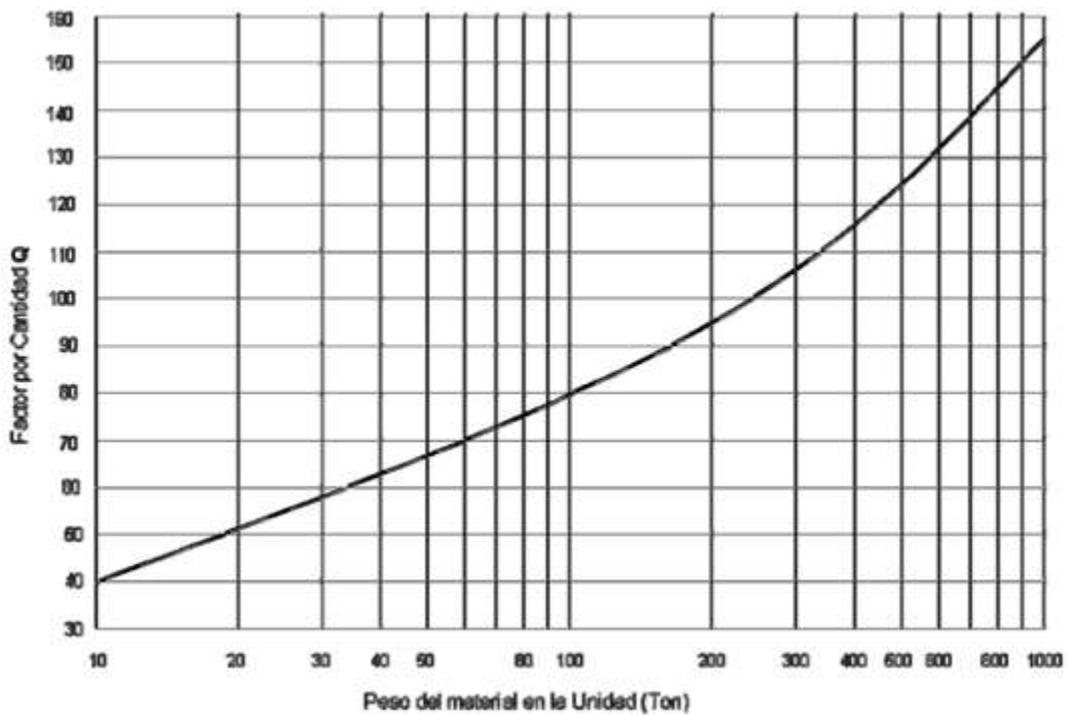


Figura 23.2. Factor por cantidad (rango de 10 a 10³ toneladas)

Fuente: Plascencia (1995)

Anexo 23. Continuación

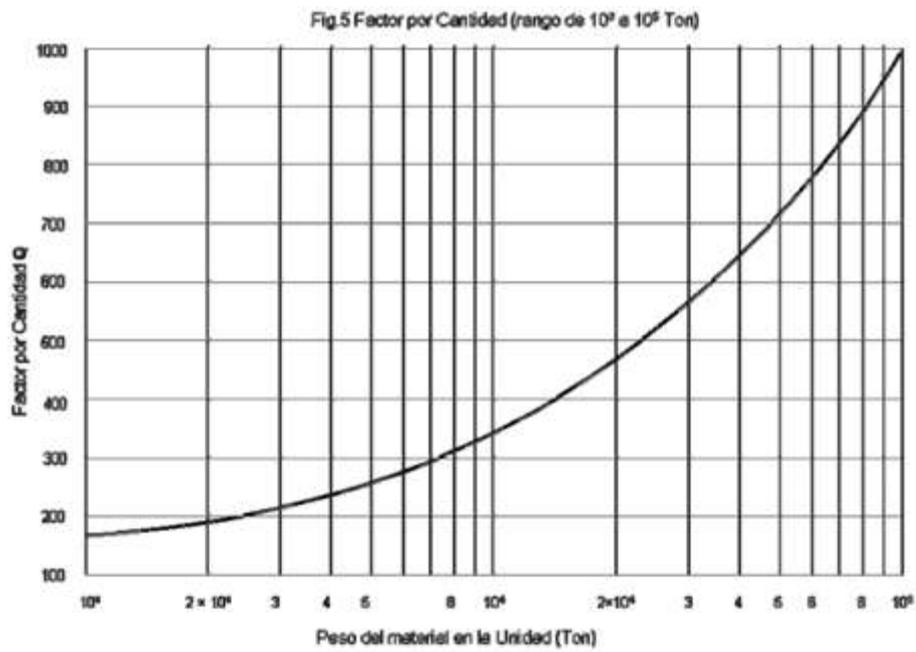


Figura 23.3. Factor por cantidad (rango de 10^3 a 10^5 toneladas)

Fuente: Plascencia (1995)

Anexo 24. Unidades de procesos, sustancias involucradas y condiciones de operación

Unidad de proceso	Sustancias que manipula	Tw (°C)	Pw (lbf/pulg ²) absoluta	P.alivio (lbf/pulg ²) absoluta
1. Tanque D-301; bomba P-301	Diésel	60	85,82	164,59
2. Nudo de mezcla	Diésel e hidrógeno	74	683,19	724,51
3. Intercambiador de calor 1,2,3 E-301	Diésel e hidrógeno (por coraza); gas hidrocarbónico, fracciones livianas de gasolina y ácido sulfúrico (por tubos)	350 (coraza); 145 (tubos)	626,3	736,26
4. Horno tubular F-301	Fuel oil, gas combustible, diésel e hidrógeno	400	583,63	602,53
5. Reactor R-301	Ácido sulfhídrico, gas hidrocarbónico y fracciones livianas de gasolina	425	555,19	724,51
6. Enfriador por aire 1,2 A-301	Diésel, hidrógeno y fracciones de gasolina	55	512,52	573,14
7. Enfriador de agua E-303	Agua, diésel, fracciones de gasolina y gas recirculante (hidrógeno)	45	505,40	561,38
8. Separador de alta presión B-301 y separador de baja presión B-302	Agua sulfhídrica, fracciones de gasolina y gas rico en hidrógeno	45	505,40	602,53
9. Intercambiador de calor 1,2,3,4 E-302	Diésel (coraza); gas rico en hidrógeno y fracciones de gasolina (tubos)	98 (coraza); 200 (tubos)	128,49	179,29
10. Torre de estabilización T-301; bomba P-302	Gas hidrocarbonado y vapores de gasolina (tope); diésel (fondo)	150 (tope); 275 (fondo)	57,37	88,18
11. Enfriador por aire 1,2 A-303	Gas hidrocarbonado y vapores de gasolina	60	27,50	161,65
12. Enfriador de agua E-305	Gas hidrocarbonado, gasolina liviana y agua	45	26,08	132,26
13. Separador B-305; bomba P-302	Gas hidrocarbonado, agua y gasolina	45	26,08	88,18
14. Horno tubular F-302	Fuel oil, gas combustible (contiene hidrógeno) y diésel	340	43,15	132,26
15. Enfriador por aire A-302	Combustible estable (diésel)	55	100,04	161,65

Anexo 25. Tablas de datos y propiedades necesarios para la aplicación de las metodologías de *Dow* y *Mond*

Tabla 25.1 Propiedades físicas de las sustancias involucradas en el proceso

Sustancia	Pto.inf (°C)	Tautoig. (°C)
Hidrógeno	-18	580
Diésel	38	257
Gasolina	- 46	280
<i>Fuel oil</i>	65	260

Fuente: Energy PIA Group. SA (2015); Perry (1984)

Tabla 25.2. Densidades de corriente para la protección catódica de distintas estructuras

Estructura	Características específicas	i_{corr} (mA/m ²)
Interior de tuberías	Acero desnudo	50-100
	Acero revestido	0.2
	Estancada	50
	En movimiento	50-150
Exterior de tuberías y equipos	Hormigón baja calidad	4
	Hormigón medio	1-2
	Hormigón buena calidad	0.4-1
	Aireado y seco	5-20
	Suelo húmedo	30-70
	Suelo muy ácido	50-170
Interior de tanques crudo, <i>fuel oil</i> y gasolina	Acero desnudo	80-100
	Acero pintado	20-40
	Acero bien revestido	5-10
Calentadores o enfriadores de agua	Acero galvanizado	5-10
	Acero esmaltado	1-5

Fuente: Departamento de Química-Física (2017)

Anexo 25. Continuación

Tabla 25.3 Datos físicos de las unidades de proceso identificadas en la planta de hidrofinación de diésel

Unidad de proceso	D.coraza (m)	D.tubo x Cant.tubos (m)	L (m)	Carga real (m ³)
1	2,40	-	10,40	47,02
2	0,25	-	28,00	1,37
3	0,80	0,6	7,60	1,67
4	0,60	-	15,20	10,14
5	2,40	-	12,13	54,85
6	-	0,03	5,00	0,32
7	0,60	0,45	6,00	0,74
8	2,60	-	8,30	44,04
9	0,50	0,38	6,90	0,57
10	2,20	-	30,90	117,40
11	-	0,03	5,00	0,32
12	0,60	0,45	6,00	0,74
13	2,20	-	5,84	22,19
14	0,80	-	15,20	15,27
15	-	0,03	5,00	0,32

Fuente: Base de datos combinada de la refinería (2016)

Tabla 25.4 Datos vinculados directamente con la producción y el comercio en la refinería “Camilo Cienfuegos”

Producto	Producción (barril/año)	Precio unitario de venta (\$/barril)	Precio unitario de venta (\$/m ³)
Gasolina	1 928 906,48	50,95	318,45
Diésel	4 498 457,04	41,85	261,54
Mezcla diésel-gasolina	-	-	289,99

Tabla 25.4 Continuación

	Gasolina	Diésel	Total
Valor anual de la producción (\$/año)	98 281 064,25	188 246 032,10	286 527 096,30

Fuente: Toledo (2016)

Anexo 26. Resultados de la aplicación de la metodología del IFE de Dow para todas las unidades de proceso de la sección de estudio

Tabla 26.1 Resultados de las etapas 2, 3 y 4

Unid.	Nfw	Nrw	FM	F ₁	F ₂	F ₃	IFE	Grado de peligro
1	2	0	10	1,50	1,81	2,72	27,15	ligero
2	4	0	21	2,85	2,24	6,39	134,09	intenso
3	4	1	21	2,85	2,64	7,53	158,19	intenso
4	4	1	21	2,85	3,21	9,15	192,13	severo
5	4	1	21	3,15	2,63	8,28	173,86	severo
6	4	0	21	2,85	2,35	6,70	140,72	intenso
7	4	0	21	2,85	2,29	6,52	136,87	intenso
8	4	0	21	2,85	2,28	6,49	136,38	intenso
9	4	0	21	2,85	2,15	6,12	128,60	intenso
10	4	1	21	2,85	2,02	5,74	120,63	intermedio
11	4	0	21	2,85	1,80	5,14	107,88	intermedio
12	4	0	21	2,85	1,81	5,17	108,59	intermedio
13	4	0	21	2,85	1,94	5,52	115,99	intermedio
14	4	1	21	2,85	2,65	7,56	158,67	intenso
15	2	0	10	1,50	1,75	2,62	26,20	ligero

Tabla 26.2 Resultados de las etapas 5, 6 y 7

Unidad	FD	RE (ft)	RE (m)	AE (m ²)
1	0,15	22,81	6,95	151,77
2	0,79	112,64	34,33	3701,19
3	0,83	132,88	40,50	5151,04
4	0,84	161,39	49,19	7597,90
5	0,84	146,04	44,51	6221,52
6	0,81	118,21	36,03	4076,15
7	0,80	114,97	35,04	3855,72
8	0,80	114,56	34,92	3828,66
9	0,78	108,03	32,93	3404,32
10	0,76	101,33	30,88	2995,16
11	0,73	90,62	27,62	2395,67
12	0,73	91,21	27,80	2426,93
13	0,75	97,43	29,70	2769,00
14	0,83	133,28	40,62	5182,18
15	0,14	22,00	6,71	141,25

Anexo 26. Continuación

Tabla 26.3 Resultados de las etapas 8 y 9

Unidad	CRU (\$)	CMU (\$)	Unidades contenidas dentro del RE
1	815 821	12 298,94	9; 10; 11; 13
2	-	359,29	1; 3; 5; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 15
3	1 964 772	484,43	1; 2; 5; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 15
4	723 003	2 652,62	14
5	1 117 395	14 344,82	1; 2; 3; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 15
6	320 774	92,48	1; 2; 3; 5; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 15
7	123 135	215,13	1; 2; 3; 5; 6; 8; 9; 10; 11; 12; 13; 15
8	227 276	12 772,78	1; 2; 3; 5; 6; 7; 9; 10; 11; 12; 13; 15
9	2 369 616	165,87	1; 2; 3; 5; 6; 7; 8; 10; 11; 12; 13; 15
10	1 418 888	34 045,87	1; 2; 3; 5; 6; 7; 8; 9; 11; 12; 13; 15
11	333 450	101,55	1; 2; 3; 5; 6; 7; 8; 9; 10; 12; 13; 15
12	113 930	236,23	1; 2; 3; 5; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 13; 15
13	273 650	7 065,88	1; 2; 3; 5; 6; 7; 8; 9; 10; 11; 12; 15
14	657 303	3 994,52	4
15	166 725	83,41	6; 7; 11; 12

Tabla 26.3 Continuación

Unidad	CME dentro RE (\$)	CRE dentro RE (\$)	C original (\$)
1	41 379,18	4 395 604	5 265 103,13
2	81 907,41	9 245 432	9 327 698,70
3	81 782,27	7 280 660	9 327 698,70
4	3 994,53	657 303	1 386 953,14
5	67 921,89	8 128 037	9 327 698,70
6	82 174,22	8 924 658	9 327 698,70
7	82 051,58	9 122 297	9 327 698,70
8	69 493,92	9 018 156	9 327 698,70
9	82 100,83	6 875 816	9 327 698,70
10	48 220,83	7 826 544	9 327 698,70
11	82 165,15	8 911 982	9 327 698,70
12	82 030,47	9 131 502	9 327 698,70
13	75 200,82	8971 782	9 327 698,70
14	2 652,62	723 003	1 386 953,14
15	645,39	891 289	1 058 742,80

Anexo 26. Continuación

Tabla 26.3 Continuación

Unidad	VAE (\$)	DMPPo (\$)
1	5 202 827,46	780 424,12
2	9 217 370,63	7 281 722,80
3	9 217 370,63	7 650 417,63
4	1 370 548,26	1 151 260,53
5	9 217 370,63	7 742 591,33
6	9 217 370,63	7 466 070,21
7	9 217 370,63	7 373 896,51
8	9 217 370,63	7 373 896,51
9	9 217 370,63	7 189 549,09
10	9 217 370,63	7 005 201,68
11	9 217 370,63	6 728 680,56
12	9 217 370,63	6 728 680,56
13	9 217 370,63	6 913 027,97
14	1 370 548,26	1 137 555,05
15	1 046 219,99	146 470,80

Anexo 26. Continuación

Tabla 26.4 Cálculo del factor de bonificación para las diferentes unidades de proceso

Aspecto a bonificar/Unidad	1	2	3	4	5	6
Control del proceso (C₁)	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60
a) Generador eléctrico para emergencias	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
b) Enfriamiento	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99
c) Control de Explosiones	0,84	0,84	0,84	0,84	0,84	0,84
d) Parada de emergencia	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
e) Control por ordenador	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
f) Gas inerte	1	1	1	1	1	1
g) Manuales de operación	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91
h) Revisión de reactivos químicos	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91
i) Otros procesos de análisis de riesgo	1	1	1	1	1	1
Aislamiento del material (C₂)	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86
a) Válvulas de control remoto	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
b) Vaciado o despresurización	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
c) Drenajes	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91
d) Enclavamientos	1	1	1	1	1	1
Protección contra incendio (C₃)	0,70	0,70	0,70	0,68	0,70	0,70
a) Detección de fugas	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
b) Estructuras de acero	0,98	0,97	0,98	0,95	0,98	0,97
c) Suministro de agua	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
d) Sistemas especiales	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91
e) Sistemas rociadores	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
f) Cortinas de agua	1	1	1	1	1	1
g) Sistema de espuma	0,92	0,92	0,92	0,92	0,92	0,92
h) Extintores y monitores manuales	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95
i) Protección de cables	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
Factor de bonificación (FB)	0,36	0,36	0,36	0,35	0,36	0,36

Anexo 26. Continuación

Tabla 26.4 Continuación

Aspecto a bonificar/Unidad	7	8	9	10	11	12	13	14	15
(C₁)	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60	0,60
a)	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
b)	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99
c)	0,84	0,84	0,84	0,84	0,84	0,84	0,84	0,84	0,84
d)	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
e)	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93	0,93
f)	1	1	1	1	1	1	1	1	1
g)	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91
h)	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91
i)	1	1	1	1	1	1	1	1	1
(C₂)	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86	0,86
a)	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
b)	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
c)	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91
d)	1	1	1	1	1	1	1	1	1
(C₃)	0,70	0,70	0,70	0,70	0,70	0,70	0,70	0,68	0,70
a)	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
b)	0,97	0,98	0,98	0,97	0,97	0,97	0,97	0,95	0,97
c)	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
d)	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91	0,91
e)	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97	0,97
f)	1	1	1	1	1	1	1	1	1
g)	0,92	0,92	0,92	0,92	0,92	0,92	0,92	0,92	0,92
h)	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95	0,95
i)	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98	0,98
(FB)	0,36	0,35	0,36						

Anexo 26. Continuación

Tabla 26.5 Resultados de las etapas 11, 12, 13 y 14

Unidad	DMPP (\$)	PPP (días)	LC (\$)	PPT (\$)
1	283 544,63	4,56	2 503 349,13	2 786 893,76
2	2 618 608,33	5,13	2 817 665,76	5 436 274,09
3	2 779 558,94	5,14	2 826 099,64	5 605 658,58
4	405 472,95	4,65	2 553 922,58	2 959 395,53
5	2 813 047,60	5,15	2 827 792,97	5 640 840,57
6	2 684 902,21	5,13	2 821 200,72	5 506 102,93
7	2 651 755,27	5,13	2 819 444,29	5 471 199,56
8	2 679 092,95	5,13	2 820 894,47	5 499 987,42
9	2 612 115,63	5,13	2 817 314,75	5 429 430,38
10	2 519 167,51	5,12	2 812 191,87	5 331 359,38
11	2 419 726,68	5,11	2 806 497,50	5 226 224,18
12	2 419 726,68	5,12	2 806 497,50	5 226 224,18
13	2 486 020,57	5,11	2 810 319,11	5 296 339,68
14	400 645,89	4,64	2 552 229,25	2 952 875,14
15	52 672,93	4,12	2 265 349,91	2 318 022,83

Anexo 27. Resultados de la aplicación de la metodología correspondiente al índice de *Mond* en la sección de hidrotreatmento de diésel

Tabla 27.1 Unidades de proceso y condiciones de operación

Unidades de proceso	T (K)	Pw (kgf/cm²) absol.	Masa (K) en (t)
2. Nudo de mezcla	347	48,03	0,0011
3. Intercambiador de calor 1,2,3 E-301	623	44,03	0,0014
4. Horno tubular F-301	673	41,03	0,0082
5. Reactor R-301	698	39,03	0,0445
6. Enfriador por aire 1,2 A-301	328	36,03	0,0003
7. Enfriador de agua E-303	318	35,53	0,0006
8. Separador de alta presión B-301 y separador de baja presión B-302	318	35,53	0,0357
9. Intercambiador de calor 1,2,3,4 E-302	473	9,03	0,0005
10. Torre de estabilización T-301; bomba P-302	548	2,33	0,0952
11. Enfriador por aire 1,2 A-303	333	1,93	0,0003
12. Enfriador de agua E-305	318	1,83	0,0006
13. Separador B-305; bomba P-302	318	1,83	0,0167
14. Horno tubular F-302	613	3,03	0,0130

Anexo 27. Continuación

Tabla 27.2 Factores de penalización de riesgos por unidad

Aspecto/Unidad	2	3	4	5
Factor Material (FM)	51,60	51,60	51,60	51,60
Riesgos especiales del material (M)	115	115	115	215
a) Productos oxidantes	0	0	0	0
b) Reacción a con agua y produce gas combustible	0	0	0	0
c) Características de mezclado y dispersión (m)	-60	-60	-60	-60
d) Puede inflamarse espontáneamente	0	0	0	100
e) Puede polimerizarse espontáneamente	0	0	0	0
f) Sensibilidad a la ignición	50	50	50	50
g) Sujeto a descomposición explosiva	125	125	125	125
h) Puede dar lugar a detonación del gas	0	0	0	0
i) Propiedades de la fase condensada	0	0	0	0
j) Otro comportamiento extraño	0	0	0	0
Riesgos generales del proceso (P)	10	10	10	70
a) Manipulación y cambios físicos	10	10	10	10
b) Reacciones continuas simples	0	0	0	0
c) Reacción <i>batch</i> simples	0	0	0	60
d) Multiplicidad de reacciones	0	0	0	0
e) Desplazamiento del material	0	0	0	0
f) Contenedores transportables	0	0	0	0
Riesgos especiales del proceso (S)	275	443	411	363
a) Presión baja (P < 15 psia)	0	0	0	0
b) Presión alta (p)	75,00	72,60	71,00	68,30
c) Temperatura baja (CS 10 °C a -25°C)	0	0	0	0
d) Temperatura baja (CS a -25°C)	0	0	0	0
e) Temperatura baja (otros materiales)	0	0	0	0
f) Temperatura alta (material inflamable)	0	0	0	0
g) Temperatura alta (resistencia del material)	0	0	0	0
h) Corrosión y erosión	50	20	20	20

Anexo 27. Continuación

Tabla 27.2 Continuación

i) Fugas por juntas y cierres	30	30	0	0
j) Vibración y fatiga	0	50	50	0
k) Procesos/Reacciones difíciles de controlar	0	0	0	30
l) Operación cerca o en el rango de inflamabilidad	0	150	150	100
m) Riesgo de explosión superior al valor medio	40	40	40	40
n) Riesgo de explosión por polvo o neblina	30	30	30	30
ñ) Oxidantes potentes	0	0	0	0
o) Sensibilidad del proceso a la ignición	0	0	0	25
p) Riesgo de electricidad estática	50	50	50	50
Riesgos asociados a las cantidades (Q)	1	1	1	1
Riesgos por arreglo de los equipos (L)	30	10	30	10
Altura (H) de la unidad	7,40	7,60	15,20	12,13
Superficie (m ²) plana ocupada por la unidad (N)	16,00	12,16	45,52	30,11
a) Diseño de la estructura	30	10	30	10
b) Efecto dominó	0	0	0	0
c) Bajo tierra	0	0	0	0
d) Superficie de drenaje	0	0	0	0
e) Otros	0	0	0	0
Riesgo asociado a la toxicidad (T)	300	300	300	300
a) Forma del material	200	200	200	200
b) Riesgo de exposición corta	100	100	100	100
c) Absorción por la piel	0	0	0	0

Anexo 27. Continuación

Tabla 27.3 índices de riesgo potencial. Clasificación

Unid.	Valor	Clasif.	Unid.	Valor	Clasif.	Unid.	Valor	Clasif.
Índice D			Índice F			Índice E		
2	586,93	MC	2	73,65	Li	2	5,00	AI
3	767,03	MC	3	117,84	Li	3	6,68	MA
4	752,88	MC	4	191,12	Li	4	6,36	MA
5	1 517,67	MC	5	1 562,4	Li	5	7,48	MA
6	563,74	MC	6	6,08	Li	6	4,81	AI
7	599,74	MC	7	88,40	Li	7	5,11	AI
8	697,36	MC	8	875,38	Li	8	6,11	MA
9	711,76	MC	9	35,55	Li	9	6,22	MA
10	750,44	MC	10	740,70	Li	10	5,89	AI
11	485,89	MC	11	5,64	Li	11	4,17	AI
12	522,25	MC	12	81,97	Li	12	4,47	AI
13	668,68	MC	13	686,89	Li	13	5,67	AI
14	673,56	MC	14	282,30	Li	14	5,71	AI
Índice A			Índice U			Índice C		
2	67,13	Mo	2	15	MA	2	15	Li
3	172,89	AI	3	20,03	MA	3	20,03	Li
4	322,25	AI	4	19,08	MA	4	19,08	Li
5	302,04	AI	5	22,45	MA	5	22,45	Ba
6	21,82	Ba	6	14,43	MA	6	14,43	Li
7	4,46	Li	7	15,32	MA	7	15,32	Li
8	23,09	Ba	8	18,32	MA	8	18,32	Li
9	8,59	Li	9	18,67	MA	9	18,67	Li
10	34,31	Mo	10	17,67	MA	10	17,67	Li
11	0,92	Li	11	12,52	MA	11	12,52	Li
12	0,18	Li	12	13,41	MA	12	13,41	Li
13	0,82	Li	13	17,01	MA	13	17,01	Li
14	25,62	Ba	14	17,13	MA	14	17,13	Li

Anexo 27. Continuación

Tabla 27.3 Continuación

Índice R		
Unid.	Valor	Clasif.
2	11 888,66	MA
3	40 800,17	Ex
4	65 840,00	ME
5	428 831,23	ME
6	2 274,09	AI 2
7	3 927,60	MA
8	33 850,60	Ex
9	4 952,84	MA
10	39 342,45	Ex
11	738,43	AI 1
12	1 007,95	AI 1
13	5 593,13	MA
14	18 588,77	Ex
Simbología		
Li	Ligero	AI 2 Alto (grupo 2)
Ba	Bajo	MA Muy alto
Mo	Moderado	Ex Extremo
AI	Alto	ME Muy extremo
AI 1	Alto (grupo 1)	MC Muy catastrófico

Anexo 27. Continuación

Tabla 27.4 Factor de bonificación por unidad

Factor de bonificación/Unidad		2	3	4
K₁: Sistemas de contención		0,58	0,58	0,58
Aspecto a bonificar	Rango	Valores		
a) Tanques a presión	0,8 a 0,9	1	1	1
b) Tanques verticales	0,8 a 0,9	1	1	1
c) Tuberías de transferencia	0,6 a 0,9	0,8	0,8	0,8
d) Otras barreras adicionales	0,45 a 0,9	1	1	1
e) Control de fugas	0,7 a 0,95	0,8	0,8	0,8
f) Venteos de emergencia	0,9 a 0,95	0,9	0,9	0,9
K₂: Control de procesos		0,27	0,27	0,27
a) Sistema de alarmas	0,9 a 0,95	0,9	0,9	0,9
b) Generadores de emergencia	0,9	0,9	0,9	0,9
c) Sistema de enfriado de emergencia	0,9 a 0,95	0,95	0,95	0,95
d) Sistema de gases de inertización	0,8 a 0,95	1	1	1
e) Estudio de actividades peligrosas	0,7	0,7	0,7	0,7
f) Paradas de seguridad reguladas	0,7 a 0,9	0,85	0,85	0,85
g) Control automático por ordenador	0,85 a 0,96	0,85	0,85	0,85
h) Protección contra reacciones incorrectas	0,8 a 0,95	1	1	1
i) Procedimientos normalizados de operación	0,75 a 1	0,75	0,75	0,75
j) Vigilancia de la planta	0,9 a 0,97	0,92	0,92	0,92
K₃: Actitud frente a temas de seguridad		0,61	0,61	0,61
a) Implicación de la gerencia	0,9 a 0,95	0,9	0,9	0,9
b) Entrenamientos de seguridad	0,85 a 0,95	0,85	0,85	0,85
c) Procedimientos de mantenimiento y seguridad	0,8 a 0,97	0,8	0,8	0,8
K₄: Protección contra fuego		0,93	0,95	0,93
a) Protección de la estructura	0,8 a 0,98	0,98	1	0,98
b) Muros cortafuegos	0,8 a 0,97	1	1	1
c) Equipamiento de protección	0,5 a 0,97	0,95	0,95	0,95
K₅: Aislamiento del material		0,8	0,8	0,8
a) Sistema de válvulas	0,65 a 0,9	0,8	0,8	0,8
b) Ventilación	0,9	1	1	1

Anexo 27. Continuación

Tabla 27.5 Influencia de los factores de bonificación en los índices de riesgo

Unidad	F.reducido	Clasificación	E.reducido	Clasificación
2	6,85	Ligero	0,82	Ligero
3	10,95	Ligero	1,10	Bajo
4	17,77	Ligero	1,05	Bajo
5	130,73	Ligero	1,23	Bajo
6	0,57	Ligero	0,79	Ligero
7	8,22	Ligero	0,84	Ligero
8	73,24	Ligero	1,01	Bajo
9	3,31	Ligero	1,02	Bajo
10	68,86	Ligero	0,97	Ligero
11	0,52	Ligero	0,69	Ligero
12	7,62	Ligero	0,74	Ligero
13	57,47	Ligero	0,93	Ligero
14	26,24	Ligero	0,94	Ligero

Tabla 27.5 Continuación

Unidad	A.reducido	Clasificación	R.reducido	Clasificación
2	10,20	Bajo	276,76	Moderado
3	26,26	Bajo	969,19	Alto (grupo 1)
4	48,95	Moderado	1532,72	Alto (grupo 2)
5	41,29	Moderado	9168,02	Muy alto
6	3,31	Ligero	52,94	Bajo
7	0,68	Ligero	91,43	Bajo
8	3,16	Ligero	723,70	Alto (grupo 1)
9	1,31	Ligero	117,65	Moderado
10	5,21	Ligero	915,87	Alto (grupo 1)
11	0,14	Ligero	17,19	Suave
12	0,03	Ligero	23,46	Bajo
13	0,11	Ligero	117,18	Moderado
14	3,89	Ligero	432,73	Moderado