

POLITEXT

Joaquim Casal - Helena Montiel
Eulàlia Planas - Juan A. Vílchez

Análisis del riesgo en instalaciones industriales

EDICIONS UPC

POLITEXT

Joaquim Casal - Helena Montiel
Eulàlia Planas - Juan A. Vílchez

Análisis del riesgo en instalaciones industriales

EDICIONS UPC

Traducción del catalán: Irene Pérez Camp de Padrós

Primera edición: septiembre de 1999

Diseño de la cubierta: Manuel Andreu

© los autores, 1999

© Edicions UPC, 1999
Edicions de la Universitat Politècnica de Catalunya, SL
Jordi Girona Salgado 31, 08034 Barcelona
Tel. 934 016 883 Fax. 934 015 885
Edicions Virtuals: www.edicionsupc.es
e-mail: edupc@sg.upc.es

Producción: CBS - Impressió digital
Pintor Fortuny 151, 08224 Terrassa (Barcelona)

Depósito legal: B-36.970-99
ISBN: 84-8301-227-8

Quedan rigurosamente prohibidas, sin la autorización escrita de los titulares del copyright, bajo las sanciones establecidas en las leyes, la reproducción total o parcial de esta obra por cualquier medio o procedimiento, comprendidos la reprografía y el tratamiento informático y la distribución de ejemplares de ella mediante alquiler o préstamo públicos, así como la exportación e importación de ejemplares para su distribución y venta fuera del ámbito de la Unión Europea.

POLITEXT

Joaquim Casal - Helena Montiel
Eulàlia Planas - Juan A. Vílchez

Análisis del riesgo en instalaciones industriales

EDICIONS UPC

Traducción del catalán: Irene Pérez Camp de Padrós

Primera edición: septiembre de 1999

Diseño de la cubierta: Manuel Andreu

© los autores, 1999

© Edicions UPC, 1999
Edicions de la Universitat Politècnica de Catalunya, SL
Jordi Girona Salgado 31, 08034 Barcelona
Tel. 934 016 883 Fax. 934 015 885
Edicions Virtuals: www.edicionsupc.es
e-mail: edupc@sg.upc.es

Producción: CBS - Impressió digital
Pintor Fortuny 151, 08224 Terrassa (Barcelona)

Depósito legal: B-36.970-99
ISBN: 84-8301-227-8

Quedan rigurosamente prohibidas, sin la autorización escrita de los titulares del copyright, bajo las sanciones establecidas en las leyes, la reproducción total o parcial de esta obra por cualquier medio o procedimiento, comprendidos la reprografía y el tratamiento informático y la distribución de ejemplares de ella mediante alquiler o préstamo públicos, así como la exportación e importación de ejemplares para su distribución y venta fuera del ámbito de la Unión Europea.

Prólogo

El desarrollo tecnológico experimentado por los países industrializados ha llevado consigo una notable mejora en el nivel de vida. Sin embargo, la proliferación de instalaciones industriales y el transporte de determinados materiales han implicado asimismo la aparición de nuevos riesgos, que pueden originar accidentes graves con un fuerte impacto sobre la población y sobre el entorno. Esta situación hace patente la necesidad de dedicar mayores esfuerzos a la reducción de estos riesgos a un nivel tolerable, compatible con los objetivos de desarrollo sostenible actualmente perseguidos.

Sólo aquello que es conocido puede ser controlado. Hemos de ser capaces, por tanto, de identificar las situaciones de peligro y analizar y evaluar el riesgo asociado. Éste es el objetivo del presente libro: el conocimiento de los riesgos asociados a instalaciones industriales y al transporte de sustancias peligrosas; es decir, la evaluación de la frecuencia con la que probablemente tendrá lugar un accidente —que posiblemente nunca llegue a ocurrir— y de sus efectos y consecuencias. Un aspecto especialmente importante en este proceso ha sido la descripción de los modelos matemáticos que permiten estimar las consecuencias de los distintos accidentes (incendios, explosiones, escapes tóxicos) posibles. El tratamiento adoptado ha sido una solución de compromiso entre la complejidad de los modelos, su fiabilidad y la aplicación práctica de los mismos.

El análisis de riesgos se ha introducido recientemente en determinados estudios universitarios (ingeniería industrial, ingeniería química); al mismo tiempo, esta temática ha pasado a formar parte del conjunto de conocimientos que se supone que un profesional de los sectores relacionados ha de tener. Hacen falta por tanto obras que den una visión de conjunto y, simultáneamente, permitan abordar y resolver problemas específicos. Este libro lo hemos escrito basándonos en nuestra experiencia y en el contacto con situaciones reales existentes en la industria; no es, pues, una simple recopilación bibliográfica, si bien hemos utilizado numerosas aportaciones de otros autores. Está basado en una obra publicada en 1995, en la que hemos introducido considerables modificaciones. Creemos que el resultado es una contribución que puede ser útil tanto a estudiantes de carreras técnicas como a profesionales de la industria.

Los autores

Barcelona, primavera de 1999

Índice

1 Introducción

1.1	La industria y los accidentes mayores	15
1.2	Riesgo: definición y tipos	19
1.3	Parámetros de medición del riesgo	22
1.4	Tolerabilidad del riesgo	24
1.5	Criterios de tolerabilidad	26
1.6	Riesgos mayores y catástrofes	31
1.7	El análisis de riesgo	33
1.7.1	Un método simplificado para la estimación del riesgo	35
1.7.2	Dos casos significativos: el informe Rasmussen y el estudio de la Isla de Canvey	36
1.8	Riesgo, fiabilidad y coste	38
1.9	Bibliografía	39

2 Identificación de peligros

2.1	Conceptos previos	41
2.2	Descripción de las técnicas de análisis	45
2.2.1	Identificación del riesgo asociado a las sustancias	45
2.2.2	Análisis histórico de accidentes	47
2.2.3	Análisis de peligros y operabilidad (HAZOP)	53
2.2.4	Árboles de fallos	64
2.2.5	Métodos semicualitativos: índices de riesgo	74
2.3	Bibliografía	76
2.4	Nomenclatura	78

3 Accidentes mayores

3.1	Introducción	79
-----	--------------------	----

3.2	Definiciones previas	79
3.3	Fenómenos peligrosos y límites de aceptabilidad de las variables físicas asociadas.....	81
3.4	Escenarios accidentales	84
3.5	Factores que determinan la escala del riesgo.....	90
3.6	Bibliografía.....	91
4	Incendios	
4.1	Introducción	93
4.2	Conceptos básicos de termoquímica.....	94
4.2.1	Calor de formación.....	94
4.2.2	Calor de combustión	95
4.2.3	Temperatura adiabática de llama.....	95
4.2.4	Velocidad de combustión.....	98
4.3	Conceptos básicos de transferencia de calor	100
4.3.1	Poder emisor.....	100
4.3.2	Transmisividad atmosférica	101
4.3.3	Factor de vista.....	103
4.3.4	Coefficiente de transferencia de calor por convección.....	108
4.3.5	Temperatura y velocidad del gas en el eje de la llama	108
4.4	Características de inflamabilidad	110
4.4.1	Límites de inflamabilidad	111
4.4.2	Métodos para estimar los límites de inflamabilidad.....	112
4.4.3	Diagramas de inflamabilidad	114
4.4.4	Temperatura de inflamación.....	116
4.4.5	Temperatura de autoignición.....	117
4.5	La ignición.....	118
4.5.1	Energía de ignición	118
4.5.2	Retraso en la ignición.....	118
4.5.3	Fuentes de ignición	119
4.6	Incendio de un líquido.....	120
4.6.1	Charcos de fuego al aire libre.....	120
4.6.2	Charcos de fuego sobre el mar.....	125
4.6.3	Incendios en movimiento	127
4.7	Incendio de un gas.....	128
4.7.1	Incendio de un chorro de gas	128
4.7.2	Incendio de una nube de gas	134
4.8	Ejemplo de cálculo: incendio de un charco	137
4.9	<i>Boilover</i> o borbollón.....	139
4.9.1	Condiciones necesarias para la existencia de <i>boilover</i>	141
4.9.2	Hidrocarburos susceptibles de experimentar un <i>boilover</i>	142

4.9.3	Efectos derivados de un <i>boilover</i>	143
4.9.4	Casos históricos.....	144
4.9.5	<i>Boilover</i> de capa delgada	144
4.10	Bibliografía.....	145
4.11	Nomenclatura	148

5 Explosiones

5.1	Introducción	153
5.2	Detonaciones y deflagraciones.....	154
5.3	Tipos de explosiones accidentales.....	155
5.3.1	Explosiones de vapores confinadas.....	155
5.3.2	Explosiones de nubes de vapor no confinadas	156
5.3.3	Explosiones de recipientes	158
5.3.4	Explosión por ignición de polvo combustible en suspensión.....	158
5.4	Métodos para estimar las consecuencias de las explosiones de nubes de vapor.....	161
5.4.1	Propagación de la onda explosiva en el ambiente	161
5.4.2	Método del TNT equivalente	162
5.4.3	Método multienergía	165
5.4.4	Otros métodos	167
5.4.5	Carga que actúa sobre las estructuras como resultado de la interacción de éstas con la onda de sobrepresión.....	167
5.4.6	Respuesta de las estructuras ante los efectos de la onda de choque	169
5.5	Ejemplo de cálculo: explosión de una nube de vapor.....	170
5.6	Bibliografía.....	170
5.7	Nomenclatura	171

6 BLEVE – bola de fuego

6.1	Introducción	173
6.2	Descripción del fenómeno.....	176
6.3	Condiciones para la existencia de BLEVE.....	179
6.3.1	Sobrecalentamiento y despresurización	179
6.3.2	Temperatura y línea límite de sobrecalentamiento.....	180
6.4	Estimación de los efectos	184
6.4.1	Radiación térmica	184
6.4.2	Energía liberada en el estallido	189
6.4.3	Onda de sobrepresión.....	192
6.4.4	Fragmentos proyectados.....	192
6.5	Medidas de prevención.....	195
6.6	Ejemplo de cálculo	198

6.7	Bibliografía.....	201
6.8	Nomenclatura	203

7 Dispersión de nubes tóxicas o inflamables

7.1	Conceptos previos	207
	7.1.1 El viento	208
	7.1.2 Estabilidad atmosférica	210
	7.1.3 La temperatura y la humedad relativa	214
	7.1.4 La inversión térmica.....	214
7.2	Modelos de dispersión.....	214
	7.2.1 Definición y tipos.....	214
	7.2.2 Alcance de los modelos.....	217
7.3	Modelos para gases neutros (modelos gaussianos)	218
	7.3.1 Modelos para escapes continuos	219
	7.3.2 Modelos para escapes instantáneos	222
7.4	Modelos para gases pesados.....	223
	7.4.1 Descripción del fenómeno.....	223
	7.4.2 Ejemplo de aplicación	228
7.5	Medidas protectoras	233
	7.5.1 Sistemas de mitigación.....	233
	7.5.2 Protección por confinamiento	235
7.6	Aspectos que se deben considerar en la dispersión de gases	238
7.7	Bibliografía.....	241
7.8	Nomenclatura	242

8 Reacciones fuera de control

8.1	Introducción	245
8.2	Origen.....	247
	8.2.1 Haga y Naito, 1982	247
	8.2.2 Brogli, 1983	248
	8.2.3 Barton y Nolan, 1984	249
	8.2.4 Rasmussen, 1987.....	250
	8.2.5 Cardillo, 1988	251
	8.2.6 Marrs y Lees, 1989.....	251
	8.2.7 Causas más comunes.....	251
8.3	Riesgo de reacciones fuera de control en procesos industriales	255
	8.3.1 Riesgo intrínseco de las sustancias químicas	255
	8.3.2 Evaluación del riesgo en procesos químicos	256
8.4	Aspectos cinéticos	257

8.5	Vaporización repentina y evacuación de mezclas líquido/vapor.....	262
8.6	Evolución de la presión durante el incidente.....	264
8.7	Cálculo de oberturas de alivio.....	266
	8.7.1 Método de Leung.....	268
	8.7.2 Método simplificado de Fauske.....	271
8.8	Tratamiento de la descarga.....	275
8.9	Métodos experimentales para el estudio de las reacciones fuera de control.....	278
	8.9.1 Métodos microtérmicos.....	279
	8.9.2 Métodos macrotérmicos.....	280
	8.9.3 Métodos calorimétricos.....	281
	8.9.4 Métodos informáticos preliminares.....	286
8.10	Índice de riesgo para reacciones fuera de control.....	288
8.11	Utilización de disco de rotura-válvula de seguridad.....	293
8.12	Bibliografía.....	295
8.13	Nomenclatura.....	297

9 Vulnerabilidad

9.1	Análisis <i>probit</i>	299
9.2	Vulnerabilidad a la radiación térmica.....	302
9.3	Vulnerabilidad a las explosiones.....	307
9.4	Vulnerabilidad a las sustancias tóxicas.....	312
9.5	El peligro de los gases inertes.....	316
9.6	Bibliografía.....	319
9.7	Nomenclatura.....	320

Anexo I: El índice de incendio y explosión de la compañía DOW.....	321
---	------------

Anexo II: Marco legal y directrices oficiales que se deben considerar en los estudios de seguridad.....	337
--	------------

Anexo III: Datos y propiedades de sustancias.....	343
--	------------

Índice alfabético de materias.....	351
---	------------

Índice alfabético de autores.....	359
--	------------

1 Introducción

1.1 La industria y los accidentes mayores

La rápida evolución tecnológica que ha experimentado la industria en general y la industria química en particular, su gran crecimiento y, consecuentemente, el incremento de inventarios de productos químicos en las instalaciones y en diversos medios de transporte, han provocado un aumento de la probabilidad de que ocurran grandes accidentes con un notable impacto sobre personas, medio ambiente y equipo.

Estos riesgos se han puesto de actualidad en las últimas décadas, por desgracia, a causa de algunos accidentes de graves consecuencias. Concretamente 1984 registró tres de los accidentes más graves de la historia: Sao Paulo (rotura de una conducción de gasolina, 800 muertos), Ciudad de México (explosión e incendio de un parque de almacenamiento de GLP, 450 muertos) y Bhopal (escape de gas con formación de una nube tóxica, 3.000 muertos). En 1989 la explosión de una gran nube de gas —probablemente la mayor de la historia— procedente de un escape, provocó la muerte de aproximadamente 1.000 personas en los Urales. Respecto al impacto ambiental, 1986 registró un grave episodio de contaminación en el Rin originado por el incendio de una industria química.

Recientemente se ha llevado a cabo un análisis histórico [VILC95] sobre un total de 5.325 accidentes ocurridos en la industria química y en el transporte de mercancías peligrosas (correspondientes a 6.168 registros del banco de datos MHIDAS), desde principios de siglo hasta julio de 1992. La distribución en el tiempo de los 5.325 accidentes está representada en la figura 1.1.

A pesar de que el hecho de abarcar un período de tiempo tan amplio puede implicar la aparición de efectos difíciles de evaluar, como por ejemplo el crecimiento de la industria química a lo largo del tiempo, un análisis de este tipo resulta muy interesante pues proporciona una visión completa de la evolución de los diferentes aspectos del riesgo asociado a materiales peligrosos.

Puede observarse un incremento progresivo —cada vez más importante— en el tiempo: aproximadamente el 95% de los casos corresponden a los últimos 30 años. Ello debe atribuirse tanto a un mayor acceso a la información sobre accidentes, como al desarrollo de la actividad industrial en muchos países y el consiguiente incremento del transporte de productos peligrosos.

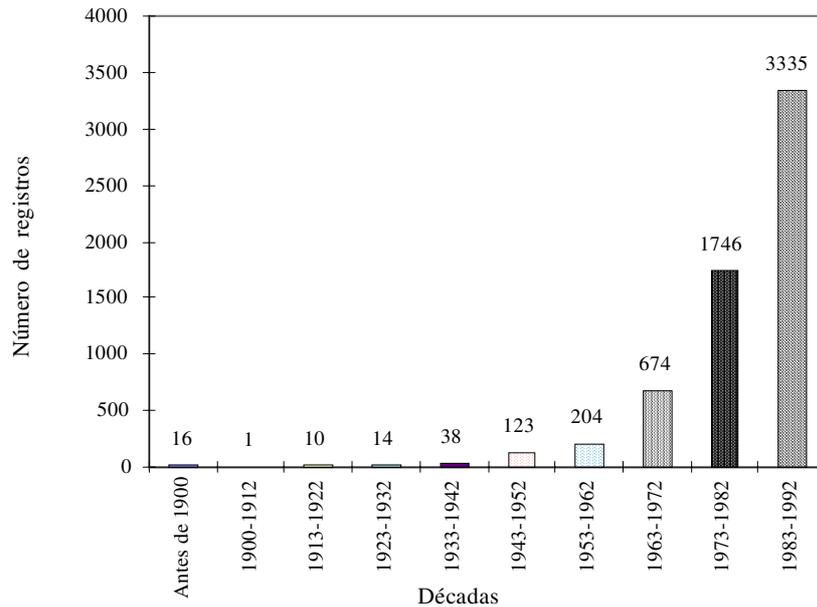


Fig. 1.1 Distribución de los accidentes en el tiempo

Con relación al tipo de accidente, en la tabla 1.1 puede verse el tratamiento estadístico. La base de datos utilizada clasifica los accidentes en cuatro tipos diferentes: escape, fuego, explosión y nube de gas. La segunda parte de la tabla muestra la distribución de los accidentes donde estaban implicados al menos uno de estos cuatro tipos: como en un mismo suceso pueden darse dos de ellos, la suma de los porcentajes es superior a 100. Hubo un escape en más del 50% de los casos; el incendio (44%) fue el más frecuente del resto de accidentes, seguido por la explosión (36%) y la nube de gas (12%).

Tabla 1.1 Tipos de accidentes

	<i>Núm. de accidentes</i>	<i>% del total</i>
Accidentes de tipo conocido	5.921	96,0
Accidentes de tipo desconocido	247	4,0
	<i>Núm. de accidentes</i>	<i>% de tipo conocido</i>
Escape	3.022	51,0
Incendio	2.603	44,0
Explosión	2.133	36,0
Nube de gas	719	12,1

Por lo que se refiere al tipo de actividad o instalación donde ha ocurrido el accidente, la información se ha resumido en la tabla 1.2.

Tabla 1.2 Origen de los accidentes

	<i>Núm. de registros</i>	<i>% sobre el total</i>
Origen general conocido	5.992	97,2
Origen general desconocido	176	2,8
	<i>Núm. de registros</i>	<i>% de origen conocido</i>
Transporte	2.341	39,1
Plantas de proceso	1.469	24,5
Plantas de almacenamiento	1.044	17,4
Carga/descarga	494	8,2
Doméstico/comercial	348	5,8
Almacenamiento de sólidos	225	3,8
Almacenamiento de residuos	71	1,2
	<i>Núm. de registros</i>	<i>% sobre el tipo</i>
Transporte		
Transporte por ferrocarril	622	26,5
Transporte por carretera	510	21,8
Contenedores móviles	371	15,8
Tuberías	360	15,4
Barcos	299	12,8
Barcazas	89	3,8
Otros orígenes	32	1,4
No definido	58	2,5
Plantas de proceso		
Recipientes de proceso	258	17,5
Tuberías de proceso	231	15,7
Reactores	205	14,0
Bombas/compresores	71	4,8
Cambiadores de calor	52	3,5
Contenedores móviles	41	2,8
Equipos contra incendios	32	2,2
Recipientes a presión atmosférica	29	2,0
Equipos de tratamiento de sólidos	17	1,2
Otros orígenes	42	2,9
No definido	491	33,3
Plantas de almacenamiento		
Recipientes a presión atmosférica	499	47,9
Contenedores móviles	177	16,9
Recipientes a presión	138	13,2
Tuberías	49	4,7
Almacenamiento de sólidos	23	2,2
Otros orígenes	40	3,8
No definido	118	11,3

El origen era conocido en 5.992 casos (97% de los registros del banco de datos utilizado). Puede observarse cómo la contribución más importante corresponde a los accidentes ocurridos en el transporte, con un 39% de los casos, seguido por las plantas de proceso, con un 24,5%, y las instalaciones de almacenamiento de líquido/gas (17,4%); en operaciones de carga y descarga (cisternas, etc.) encontramos un 8%. Éstas son las cuatro contribuciones más importantes.

Los otros apartados de la tabla muestran la distribución de accidentes en el transporte, en las plantas de proceso y en las plantas de almacenamiento. Un dato significativo es que el número de accidentes en el transporte por tren (26,5%) es más elevado que en el transporte por carretera (21,8%). Por lo que se refiere a los accidentes ocurridos en plantas de proceso, las contribuciones más importantes corresponden a recipientes de proceso (17,5%), tuberías (15,7%) y reactores (14%). Finalmente, en plantas de almacenamiento, el 48% de los casos ocurrieron en depósitos a presión atmosférica, el 17% en contenedores móviles y el 13% en depósitos a presión.

Finalmente, la figura 1.2 muestra el número de víctimas como consecuencia de los accidentes de cada categoría arbitraria (0 fallecidos, 1-10 fallecidos, etc.): el valor más alto, más de 1.000, corresponde al accidente ocurrido en Bhopal (1984).

Los valores entre paréntesis indican el porcentaje de accidentes en los cuales esta información es conocida. Sólo el 55% de todos los registros del banco de datos indicaban el número de fallecimientos causados por el accidente; el resto no daba ninguna explicación. En el 59% de los registros en que se daban detalles, no hubo víctimas mortales; en los que sí las hubo, la mayor parte corresponden a la categoría 1-10 muertos (1.173 registros, 35% del total y 84% de los registros que implican fallecimientos). En muy pocos casos hubo más de 100 muertos (26 registros, 0,8% del total y 2% de los registros que implican fallecimientos).

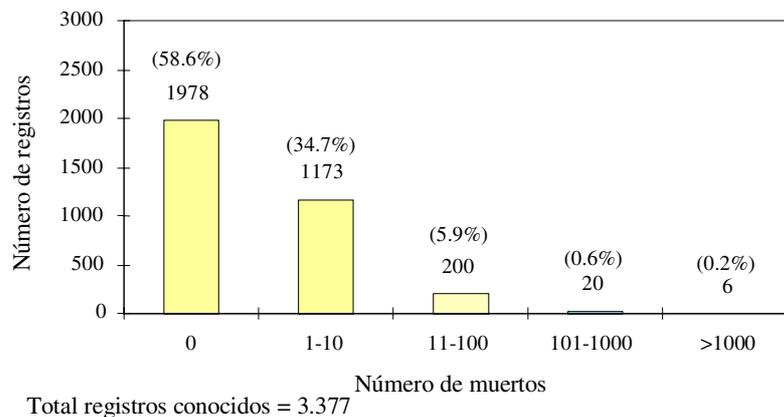


Fig. 1.2 Clasificación de los accidentes según el número de muertos

Informaciones de este tipo han puesto de manifiesto la necesidad de mejorar la seguridad o, dicho en otros términos, de reducir el riesgo de los denominados accidentes mayores. Esta necesidad perentoria ha provocado diversos cambios en la legislación, el más importante de los cuales es la llamada Directiva Seveso (Directiva 82/501/CEE), sobre prevención de accidentes mayores en determinadas actividades industriales, de aplicación en los países de la Comunidad Económica Europea. Esta Directiva se ha implantado en el Estado Español mediante el Real Decreto 886/1988 (BOE del 5 de agosto de 1988).

Éste es, sin duda, el esfuerzo legislativo más importante realizado en la mayoría de los países de la Comunidad Europea para afrontar los riesgos mayores, y ha significado un avance muy importante tanto en la metodología como en la filosofía con que se trata el problema del riesgo tecnológico. La Directiva Seveso no incluye ningún valor concreto para el riesgo tolerable, sino que establece un marco legal para facilitar a la administración el control del riesgo originado por las instalaciones industriales; contempla la utilización de un conjunto de técnicas de evaluación agrupadas en torno al llamado “análisis del riesgo”, y llega incluso a considerar en determinados casos la aplicación de la evaluación probabilística (estimación de la frecuencia probable del accidente). En conjunto, es un buen instrumento que, bien utilizado, representa un importante paso adelante en la obligada tarea de controlar el riesgo.

1.2 Riesgo: definición y tipos

Se han propuesto diversas definiciones del riesgo: “situación que puede conducir a una consecuencia negativa no deseada en un acontecimiento”, o bien “probabilidad de que suceda un determinado peligro potencial” (entendiendo por peligro una situación física que puede provocar daños a la vida, a los equipos o al medio), o aún, “consecuencias no deseadas de una actividad dada, en relación con la probabilidad de que ocurra”.

Un tratamiento riguroso del riesgo requiere una definición más precisa que permita su cuantificación. Una definición que cumple estos requisitos y que es utilizada por muchos profesionales es la basada en el producto de la frecuencia prevista para un determinado suceso por la magnitud de las consecuencias probables:

$$\text{Riesgo} = \text{frecuencia} \cdot \text{magnitud consecuencias}$$

Así, si un accidente tiene una frecuencia estimada de una vez cada 50 años y sus consecuencias se estiman en un centenar de muertos, el riesgo es de 2 muertes año⁻¹. O, si el accidente con la misma frecuencia produce unas pérdidas evaluadas en 300 millones de pesetas, el riesgo es de 6 millones de pesetas por año.

Esta forma de definir el riesgo presenta realmente dificultades e inconvenientes. En primer lugar las unidades: la magnitud de las consecuencias de un accidente no se mide únicamente en fallecimientos o en dinero; existe también la posibilidad de que se produzcan heridos o secuelas a largo plazo en la población, de difícil o imposible estimación (por ejemplo los casos de Seveso y Bhopal), o de contaminación de áreas más o menos extensas (Seveso o el Rhin).

En segundo lugar, no resulta fácil calcular los dos parámetros que intervienen en la definición, la frecuencia y la magnitud de las consecuencias. Como se verá más adelante, existen a pesar de todo metodologías que permiten estudiar estos parámetros, no de forma exacta pero sí con una precisión razonable para poder estimar el riesgo.

Es interesante matizar aquí la diferencia entre *riesgo* y *peligro*. Puede definirse el peligro como aquello que puede producir un accidente o un daño. El riesgo, sin embargo, estaría asociado a la probabilidad de que un peligro se convierta realmente en un accidente con unas consecuencias determinadas. Si bien en la terminología anglosajona estos dos términos están diferenciados, en castellano se suelen utilizar de forma indistinta, tal y como se verá en los capítulos siguientes.

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

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

Como referencia, y para eventuales comparaciones, la tabla 1.3 presenta una estimación del valor de algunos riesgos (mortalidad) asociados a la vida ordinaria (datos correspondientes a Gran Bretaña y a Estados Unidos).

Debe tenerse en cuenta que estos datos estadísticos, que a menudo aparecen en la bibliografía, pueden variar de una fuente a otra, y que —como todas las estadísticas— deben interpretarse con buen criterio. Si han sido elaborados con seriedad, sin embargo, el orden de magnitud suele ser el mismo.¹

¹ Por ejemplo, datos de Holanda dan los valores siguientes: morir fulminado por la acción de un rayo, 5×10^{-7} ; muerte por accidente viajando en avión, $1,2 \times 10^{-6}$; y ahogarse por rotura de una presa, 10^{-7} .

Debe resaltarse que en la misma tabla hay causas de muerte de características totalmente diferentes: algunas, como por ejemplo la caída de meteoritos o la acción de los rayos, afectan prácticamente por un igual a toda la población de un país, mientras que otras —como viajar en avión o en motocicleta— sólo afectan a un sector determinado; por otra parte, en la tabla hay hechos que causan la muerte repentina junto a hechos que en realidad lo que hacen es reducir la esperanza de vida, y también hechos involuntarios y otros provocados voluntariamente: suicidarse no es en realidad un riesgo sino un acto voluntario.

Tabla 1.3 Mortalidad anual asociada a diversos sucesos y actividades

<i>actividad/suceso</i>	<i>mortalidad por año y por persona</i>	<i>mortalidad por persona</i>
Caída de meteoritos	$6,0 \times 10^{-11}$	1 de 17.000 millones
Explosiones de recipientes a presión	$5,0 \times 10^{-8}$	1 de 20 millones
Viajar en avión	$1,0 \times 10^{-7}$	1 de 10 millones
Fulminados por un rayo	$1,0 \times 10^{-7}$	1 de 10 millones
Mordedura de serpiente venenosa	$2,0 \times 10^{-7}$	1 de 5 millones
Viajar en tren	$5,0 \times 10^{-7}$	1 de 2 millones
Rotura de presas	$1,0 \times 10^{-6}$	1 de 1 millón
Tornado (Midwest), terremoto (California)	$2,0 \times 10^{-6}$	1 de 500.000
Ahogados	$4,0 \times 10^{-5}$	1 de 25.000
Atropello por automóvil	$5,0 \times 10^{-5}$	1 de 20.000
Abuso del alcohol	$7,5 \times 10^{-5}$	1 de 13.300
Suicidio	$1,0 \times 10^{-4}$	1 de 10.000
Viajar en automóvil	$1,7 \times 10^{-4}$	1 de 5.900
Viajar en motocicleta	$1,0 \times 10^{-3}$	1 de 1.000
Fumar (más de 20 cigarrillos/día)	$5,0 \times 10^{-3}$	1 de 200

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

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

De estos tres tipos de riesgo, los dos primeros corresponden al tratamiento clásico de la seguridad e higiene en el trabajo, y por su forma de actuar son en general relativamente fáciles de prever. Por el contrario, las características especiales de los riesgos mayores los convierten probablemente en la contingencia más temible. Actuando con una severidad a veces extrema, estos accidentes pueden tener una característica muy importante: la de ultrapasar los límites de la instalación e incidir sobre la población externa y sobre el medio ambiente.

Son estas características de los riesgos mayores las que han contribuido esencialmente a conferir a la industria química una imagen de peligrosidad y han desarrollado un cierto sentimiento de rechazo en la sociedad. También se les debe atribuir el esfuerzo realizado actualmente para la prevención de estos riesgos.

1.3 Parámetros de medición del riesgo

Se han propuesto diversos parámetros para cuantificar, de forma breve y sintética, el riesgo de una actividad determinada. Uno de los más utilizados es la denominada *tasa de accidentes mortales*, TAM (o FAR, Fatal Accident Rate, en la literatura anglosajona). La FAR se define como el número de accidentes mortales después de 10^8 (horas·persona) de una determinada actividad. Esta cantidad equivale, aproximadamente, al número de horas trabajadas por un grupo de 1.000 personas después de una vida laboral, e incluye sólo los accidentes con consecuencias inmediatas y no las muertes por enfermedad. El valor de la FAR para la industria química en diversos países se muestra en la tabla 1.4; estos valores se deben en un 50%, aproximadamente, a accidentes convencionales, y en un 50% a accidentes mayores.

Tabla 1.4 Valores de la FAR en la industria química

<i>País</i>	<i>FAR</i>
Alemania (Occidental)	5,0
Francia	8,5
Gran Bretaña	4,0
USA	5,0

Un parámetro alternativo es la frecuencia de los accidentes mortales, expresada en muertes por persona y año. Si bien estas unidades, tomadas de forma estricta, no tienen mucho sentido, debe tenerse en cuenta que se trata de un parámetro estadístico. Tanto la FAR como la frecuencia de accidentes mortales ganan significado a medida que crece la amplitud de la muestra a la que son aplicados.

La relación entre FAR y frecuencia es sencilla. Por ejemplo si la FAR para un trabajador de un determinado sector es aproximadamente de 8, y este trabajador está expuesto durante unas 2.000 horas/año, la frecuencia será:

$$8 \cdot 10^{-8} \cdot 2000 = 1,6 \cdot 10^{-4} \text{ muertes persona}^{-1} \text{ año}^{-1}$$

Respecto a la industria química, puede observarse que el valor más bajo es el de Gran Bretaña, 4; esto implica una frecuencia de aproximadamente $1 \cdot 10^{-4}$ muertos por persona y año. Dicho de otro modo, de cada 10.000 operarios que trabajan en la industria química (referidos evidentemente al grupo de riesgo más alto; esta cantidad no incluye, por ejemplo, determinados oficinistas alejados de la planta), muere uno cada año.

Para comparar este riesgo con otros de la vida diaria, pueden tomarse los siguientes datos: si una persona trabaja toda su vida laboral en una industria química de 1.000 operarios, morirán durante este tiempo 4 compañeros suyos por accidente laboral, unos 20 por otros accidentes (por ejemplo de automóvil) y unos 370 por enfermedad. En la tabla siguiente puede verse la comparación con valores de la FAR correspondientes a otras actividades industriales (datos de Gran Bretaña).

Tabla 1.5 Valor de la FAR según el tipo de actividad

Actividad	FAR
Industria confección	0,15
Industria automóvil	1,30
Industria de la madera	3,00
Industria química	4,00
Industria mecánica	7,00
Agricultura	10,00
Minería	12,00
Industria pesquera	35,00
Construcción	64,00

Indudablemente estos dos parámetros —dos números, en definitiva— contienen muy poca información. Resultan, sin embargo, de utilidad para determinados estudios, como sería el comparar el riesgo de una serie de actividades. Si se quiere conocer el riesgo de una situación o actividad concretas de forma más precisa, se debe realizar un *análisis del riesgo*: mediante modelos físico/matemáticos y modelos de vulnerabilidad se prevén cuáles serían las consecuencias del accidente, y a continuación se estima —con técnicas apropiadas, por ejemplo la del árbol de fallos— la frecuencia con que probablemente se produciría el mismo.

En los estudios del riesgo en personas, cuando se habla de riesgo tolerable, es usual hacer referencia al riesgo a que está sometido un determinado individuo y, también, al riesgo colectivo, o sea, aquel que si se produce afectará a un grupo de personas. El concepto de riesgo colectivo se ha aplicado asimismo a ecosistemas.

Suele entenderse por riesgo individual la probabilidad de que una persona sufra unas consecuencias determinadas como resultado de su exposición, en un determinado lugar, a uno o varios peligros. Hay dos posibilidades: referirse al individuo sometido al máximo riesgo, o bien tomar la media del riesgo individual. En ambos casos, el riesgo individual varía notablemente según la posición en que se encuentre la persona, las características del individuo, etc.; por ejemplo, el riesgo originado por la proximidad de una planta química será en principio mayor para una persona que viva a 100 m de distancia que para una persona que viva a 500 m. El riesgo para un individuo puede expresarse de la siguiente manera:

$$r = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^n x_i f_i \quad (1.1)$$

donde x es el número de muertos para un determinado tipo de accidente potencial, f_i es la frecuencia de este accidente, n es el número de accidentes potenciales, y N es el número total de individuos sometidos al riesgo.

El riesgo colectivo puede definirse como la probabilidad por año de que un grupo de personas sea víctima de un determinado accidente al mismo tiempo. Para ecosistemas, el riesgo colectivo es la probabilidad por año de que un ecosistema sufra unas determinadas consecuencias como resultado de su exposición a un agente.

1.4 Tolerabilidad del riesgo

Los sentimientos de una persona o de un colectivo de personas enfrentadas a un determinado riesgo dependen de muchas circunstancias, y, de hecho, este tema es más propio de psicólogos y sociólogos que de técnicos; por esta razón este aspecto se tratará aquí de forma muy escueta.

Entre los factores que afectan la actitud de un individuo que se encuentra sometido a un riesgo concreto, hay dos que juegan un papel fundamental: el conocimiento/desconocimiento de las características del peligro en cuestión, y el hecho de que el riesgo sea sufrido voluntariamente o no.

Muchos de los riesgos tecnológicos no son adecuadamente conocidos por la gran mayoría de la población; así, el peligro que puede conllevar la radioactividad, una industria química, un vertedero de residuos industriales o un oleoducto es a menudo mal interpretado y a veces magnificado por la

ignorancia o la mala información. Por otro lado, la mayoría de estos riesgos pueden considerarse impuestos a la población, que no ha escogido voluntariamente (la elección se ha hecho sin conocimiento o bien forzada por las circunstancias) vivir o trabajar cerca de una determinada instalación. Estos dos factores permiten clasificar los riesgos —de manera un tanto esquemática— en cuatro categorías, según la percepción social [SLOV87] [CASA95]: los voluntarios y conocidos, los voluntarios y desconocidos, los conocidos e involuntarios y, finalmente, los desconocidos e involuntarios (Fig. 1.3).

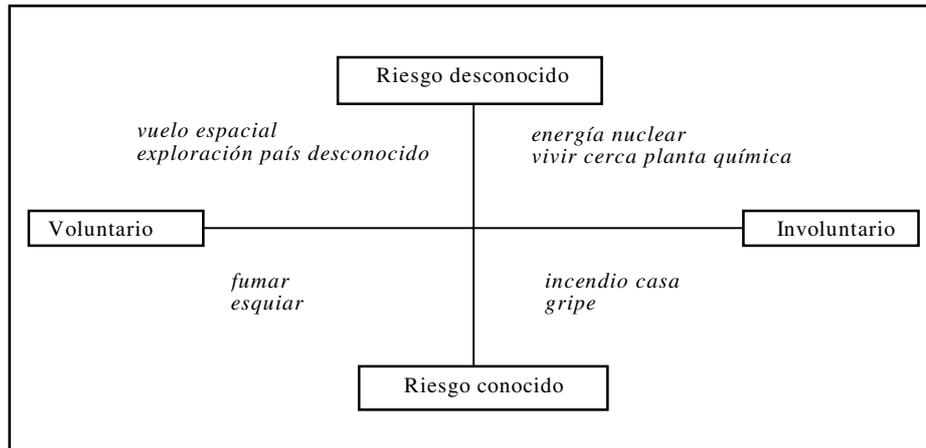


Fig. 1.3 Factores que afectan a la percepción del riesgo

Los riesgos pertenecientes a estas cuatro categorías son muy distintos entre sí y, por lo tanto, compararlos no tiene ningún sentido. Desgraciadamente muchos de los riesgos tecnológicos se encuentran situados en el peor cuadrante de la figura 1.3, es decir, se corren involuntariamente y son desconocidos o deficientemente conocidos. Entre ellos, cabe citar los riesgos originados por la proximidad de centrales nucleares y de industrias químicas, probablemente los más representativos en un país como el nuestro.

Esto dificulta evidentemente la tolerabilidad por parte de la sociedad y hace aún más necesaria una buena gestión del riesgo en todos sus aspectos (reducción, información, medidas de emergencia, etc.).

Por otra parte, debe tenerse en cuenta que la sociedad se atemoriza más por los accidentes que representan un impacto social —la muerte simultánea de un grupo de personas— que no por los que golpean individuo a individuo y afectan de forma directa solamente a un colectivo —la familia— mucho más pequeño. Y esto ocurre aunque el riesgo de este accidente individual sea relativamente mayor que el que afecta al grupo. Es decir, pese a que estadísticamente se pueda demostrar que este

riesgo individual provoca, una a una, al cabo de cierto tiempo, más víctimas que el otro, ello no suele modificar el sentimiento colectivo.

Es interesante por otro lado observar que en los últimos años ha aumentado la presencia en los medios informativos de referencias a catástrofes o a grandes accidentes relacionados con los riesgos tecnológicos. Y es que, realmente, ha habido un aumento del número de accidentes (motivado, entre otras razones, por el aumento del número de instalaciones y su tamaño). Esto ha contribuido a sensibilizar a la población y ha facilitado en algunos casos el crecimiento de alarma y el miedo y, en definitiva, el rechazo.

El rechazo o la aceptación de una determinada actividad están supeditados a la imagen que ésta ha adquirido a los ojos de la sociedad. En el caso de las centrales nucleares, por ejemplo, su imagen ha sido fuertemente afectada por el miedo al accidente. En el caso de la industria química, intervienen dos factores: la polución y el riesgo. Sin embargo, por lo que respecta al primero, hay un cierto efecto de dilución motivado por la problemática generalizada de la contaminación, por la dispersión de sus efectos sobre amplios sectores de la sociedad, y por la sensación —a menudo falsa— de que antes de que estos efectos lleguen a ser realmente graves la situación estará controlada; si bien contribuye a dar una mala imagen de la industria química, sus efectos son en general menos agudos que los del miedo al riesgo de un accidente.

1.5 Criterios de tolerabilidad

Es obvio que el *riesgo cero* no existe y que debemos, pues, asumir unos determinados riesgos. En realidad, cualquier individuo es consciente de este hecho y acepta periódicamente, si no constantemente, un cierto número de riesgos a cambio de determinadas compensaciones. Incluso se aceptan riesgos con una tasa de mortalidad relativamente alta (por ejemplo, fumar, ejercer determinados oficios o practicar ciertos deportes) sin preocuparse demasiado. Así pues, en muchos casos el riesgo se acepta voluntariamente; es decir, el individuo piensa que, de alguna forma, lo controla, de manera que cuando quiera lo podrá eliminar; por otra parte, se trata generalmente de riesgos bien conocidos o, por lo menos, con los que se está familiarizado.

La situación se complica, como se ha dicho antes, cuando el riesgo no es voluntario y cuando, además, es desconocido. No obstante, implícitamente los miembros de una sociedad industrializada como la nuestra son conscientes de las ventajas que representa la industria química, la generación de energía, etc.; esto presupone que, paralelamente, están dispuestos a tolerar un cierto riesgo adicional a cambio de disfrutar de determinadas ventajas de la vida moderna.

El problema surge cuando el riesgo es realmente demasiado elevado o cuando un determinado sector de la sociedad considera que la cuota de riesgo que le corresponde es demasiado alta. Y aquí cabe

contemplar dos aspectos. En primer lugar, que es prácticamente imposible que el riesgo de una determinada instalación —que en principio beneficia a un amplio sector de la sociedad— se reparta por un igual entre todos los individuos, por razones evidentes de proximidad geográfica, etc. En segundo lugar, que, desdichadamente, en un determinado número de casos esta percepción de la sociedad está correctamente fundamentada y el riesgo es, ciertamente, demasiado elevado.

Es evidente, pues, que el control del riesgo y su mantenimiento dentro de unos límites “tolerables” tiene que ser a la fuerza uno de los objetivos tanto de la industria como del gobierno de cualquier país, si bien hay que tener en cuenta que no se puede aspirar a tener determinadas instalaciones sin aceptar un margen de riesgo, y que finalmente siempre quedan algunos factores de difícil o imposible control.

Si bien es difícil y complejo, se han realizado intentos para establecer valores para el riesgo tolerable. Éste es un terreno delicado, en que la unidad de medida —la vida humana— origina la intervención simultánea de factores no sólo de orden práctico sino también de orden ético y social. Por ello prácticamente ningún estado ha fijado oficialmente unos valores para el riesgo “tolerable”, y no parece que la tendencia futura vaya en esa línea. En unos pocos países se han establecido criterios oficiales. Por ejemplo, en Holanda, y a título experimental, se han propuesto los valores mostrados en la figura 1.4.

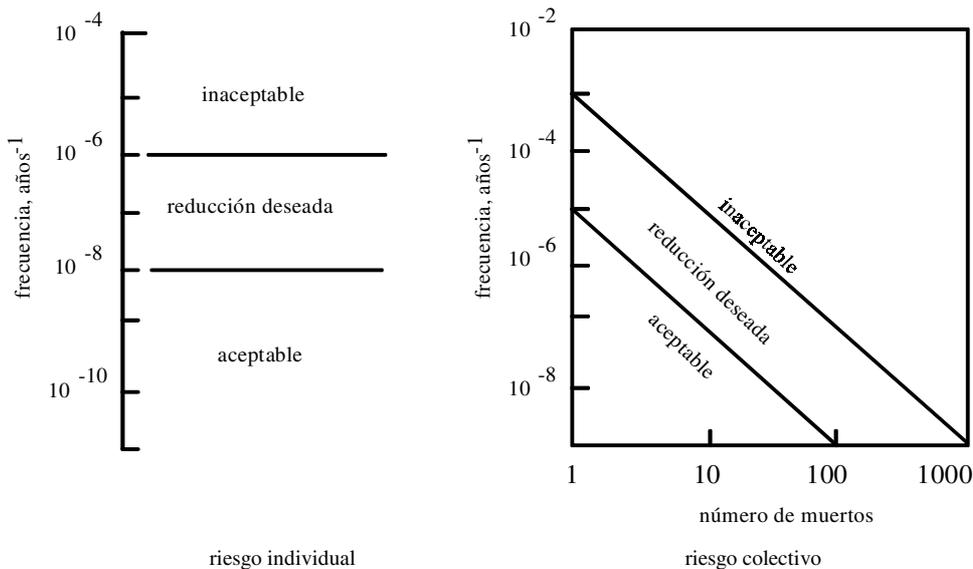


Fig. 1.4 Límites de riesgo para accidentes mayores en Holanda

Para accidentes mayores y situaciones nuevas (fábricas de nueva construcción), el máximo valor permisible para el riesgo individual es en Holanda de 10^{-6} muertos persona⁻¹ año⁻¹ por actividad (por ejemplo, vivir cerca de una fábrica); puesto que una misma persona puede verse afectada por diversas actividades, se ha establecido otro límite para actividades combinadas: 10^{-5} muertos persona⁻¹ año⁻¹.

Para el riesgo colectivo, se especifica que un accidente con 10 muertos debería ocurrir como máximo una vez cada cien mil años; además, a medida que aumenta el número probable de víctimas disminuye correspondientemente la frecuencia: un impacto n veces superior a 10 muertos debería corresponder a una probabilidad de acaecimiento de n al cuadrado veces más pequeña.

Respecto al riesgo tolerable, se considera que es el 1% del riesgo máximo permisible; así, para el riesgo individual es de 10^{-8} año⁻¹ por actividad y de 10^{-7} año⁻¹ para actividades combinadas, y para un accidente que produjese 10 muertos es de 10^{-7} año⁻¹. Para situaciones preexistentes, se supone que deben emprenderse acciones correctivas si el riesgo individual es superior a 10^{-5} año⁻¹ (10 veces mayor que el máximo nivel de riesgo permisible). Los valores relativos a instalaciones industriales son también aplicables en principio al transporte. Referente al riesgo originado por substancias mutagénicas, carcinógenas, etc., el riesgo individual por substancia es de 10^{-6} año⁻¹, y para todas las substancias combinadas, de 10^{-5} año⁻¹ (riesgo despreciable: 1%). El riesgo individual máximo permisible para todas las radiaciones se establece en 10^{-5} muertos persona⁻¹ año⁻¹.

Además de Holanda, unos pocos países han establecido también criterios oficiales; los mismos se han resumido en las tablas 1.6 y 1.7. Los valores propuestos suelen dividir los riesgos en tres apartados, mediante los criterios de “riesgo no tolerable” y “riesgo despreciable”. La zona intermedia corresponde a valores en los que es deseable la reducción del riesgo. En Gran Bretaña, los riesgos en esta zona se consideran tolerables únicamente cuando se han hecho “tan bajos como sea razonablemente practicable” (principio ALARP).

Tabla 1.6 Criterios oficiales para el riesgo individual

Administración	Riesgo no tolerable (por año)	Riesgo despreciable (por año)
VROM, Holanda (plantas nuevas)	10^{-6}	10^{-8}
VROM, Holanda (plantas existentes)	10^{-5}	10^{-8}
Environmental Protection Authority, Western Australia (plantas nuevas)	10^{-5}	10^{-6}
Health & Safety Executive, U.K. (centrales nucleares)	10^{-4}	10^{-6}
Health & Safety Executive, U.K. (nuevas residencias cerca de plantas existentes)	10^{-5}	10^{-6}
Gobierno de Hong Kong (plantas nuevas)	10^{-5}	---

Tabla 1.7 Criterios oficiales para el riesgo colectivo

Administración	Pendiente de la línea FN	No tolerable, ordenada a N=1	Despreciable; ordenada a N=1	Límite para N
VROM, Holanda (plantas nuevas)	-2	10^{-3}	10^{-5}	---
Gobierno de Hong Kong (plantas nuevas)	-1	10^{-3}	---	1000

En el resto de países no se han establecido valores oficiales. Existen sin embargo diversos criterios, propuestos por diferentes autores, que pueden encontrarse en la literatura especializada. Muchos siguen la tendencia de establecer el máximo riesgo de muerte a que puede ser expuesto un individuo. Uno de los más aceptados actualmente es el siguiente: el riesgo originado por la presencia de una instalación debe ser lo suficientemente bajo como para no incrementar significativamente el riesgo preexistente de categoría A. Ha sido propuesto el valor de 10^{-7} muertes por persona y año (que corresponde a una FAR de 0.001): éste es el riesgo de muerte por mordedura de serpiente venenosa o por la acción de un rayo (estos datos varían ligeramente, en función del tipo de sociedad, de los hábitos, etc.; no obstante, en los países europeos los valores son, en general, similares).²

También se ha propuesto —aunque cuenta con menor aceptación— el valor de 10^{-6} muertes persona⁻¹ año⁻¹. A título meramente anecdótico, la tabla 1.8 muestra distintas actividades con un riesgo individual de 10^{-6} (esta información es una extrapolación de datos estadísticos, y como tal, poco significativa).

Tabla 1.8 Actividades con riesgo individual de 10^{-6} muertos persona⁻¹ año⁻¹

Fumar 1,5 cigarrillos
Trabajar 1 h en una mina de carbón
Vivir 2 días en Nueva York
Volar 1500 km
6 min de piragüismo en aguas turbulentas

En Gran Bretaña, el *Health and Safety Executive* [HASE88] ha propuesto los siguientes valores, más altos:

- El riesgo individual de muerte para una persona de la población es inaceptable si es mayor que $1 \cdot 10^{-5}$ por año, y despreciable si es menor que $1 \cdot 10^{-6}$ por año.

² En el Estado Español, el número de muertos por mordedura de víbora es de 3 a 7 por año. Esto da unos valores de la FAR de 0,001-0,002.

- Para el riesgo colectivo, un accidente en una instalación nuclear que ocasione 100 muertos con una frecuencia de $5 \cdot 10^{-6}$ por año estaría en el límite de la tolerabilidad.

Se han sugerido también otros criterios, basados en distintos razonamientos, a veces muy criticados. Por ejemplo, hay quien ha propuesto aumentar el valor del riesgo tolerable con el fin de tener en cuenta que gracias a la industria y a la generación de energía, la media de la esperanza de vida en los países industrializados está creciendo a razón de aproximadamente 0,05 años año⁻¹; esto implicaría que en los países donde la esperanza de vida está aumentando rápidamente, podría tolerarse un nivel de riesgo más alto³.

Otros tratamientos se han basado en criterios de tipo económico, es decir, en establecer cuál es la cantidad máxima de dinero que sería razonable que la sociedad se gastara en evitar una muerte. Esto se ha hecho según una estimación de la producción o servicio futuros del individuo, o según una estimación del valor que el individuo, consciente o inconscientemente, da a su propia vida. Hay diferentes formas de estimar este valor: por ejemplo, hay quien se ha entretenido a hacerlo considerando la probabilidad de morir atropellado al cruzar una calle en una gran ciudad (10^{-8}) y la media del tiempo que se invertiría en ir a buscar el paso de peatones, con semáforo, más cercano. Estos criterios son sin duda anecdóticos, algunos francamente criticables, y en general no tienen ninguna trascendencia.

Todos estos valores corresponden, por supuesto, al riesgo a que está sometida la población externa, o sea la que no trabaja en una determinada instalación sino que vive cerca de ella. En el caso de los trabajadores se considera que el nivel de riesgo tolerable puede ser más alto: han escogido voluntariamente —por lo menos hasta cierto punto— trabajar ahí, están expuestos menos tiempo y, por otro lado, reciben una compensación directa que el resto de la población no tiene. Para la población interna se ha sugerido como riesgo tolerable el correspondiente al menor valor existente de la FAR. Para la industria química, el riesgo tolerable actual sería el correspondiente a una FAR= 4 (valor correspondiente a Gran Bretaña).

Con esto se pretende lo siguiente: si todos realizan un esfuerzo para alcanzar este valor, en algún momento algún colectivo lo sobrepasará y llegará, por ejemplo, a 3,9; a partir de este momento, éste será el nuevo riesgo tolerable. Así, aplicando este criterio, se irá incrementando paulatinamente la seguridad del sector.

³ Evolución de la esperanza de vida de la población catalana, por edades:

	1900	1930	1960	1983
al nacer	36,7	53,8	70,9	77,1
a los 60 años	10,0	13,6	17,7	20,9

[PUJA82]

1.6 Riesgos mayores y catástrofes

¿Cuáles son estos riesgos? Los que más preocupan a la población son los denominados riesgos mayores. Como más comunes podemos citar las explosiones, los incendios, las nubes tóxicas y la dispersión de productos radioactivos. La tabla 1.9 presenta una lista de los principales accidentes con sustancias peligrosas ocurridos entre 1974 y 1988 [SMET91]; comprende los accidentes con al menos 100 muertos, o 400 heridos, o 35.000 evacuados o 70.000 personas sin agua potable (información procedente de los bancos de datos MHIDAS, FACTS, SEI y OCDE).

Tabla 1.9 Principales accidentes con sustancias peligrosas (1974-1988)

Lugar	Año	nº muertos	nº heridos	nº evacuados	Substancia
Yokkaichi, Japón	1974	0	521	0	cloro
Cuernavaca, Méjico	1977	2	500	2.000	amoníaco
Iri, Corea del Sur	1977	57	1.300	0	explosivos (T)
Els Alfacs, España	1978	216	200	0	propileno (TC)
Xilatopec, Méjico	1978	100	200	0	butano (TC)
Three Mile Isl., USA	1979	0	0	200.000	reactor nuclear
Mississauga, Canadá	1979	0	200	220.000	cloro y propano (TT)
Novosibirsk, URSS	1979	300	?	?	productos químicos
Somerville, USA	1980	0	418	23.000	tricloruro de fósforo
Danaciobasi, Turquía	1980	107	0	0	butano (U)
San Juan, Brasil	1981	0	2.000	0	cloro
Montanas, Méjico	1981	28	1.000	5.000	cloro (TT)
Melbourne, Australia	1982	0	1.000	0	butadieno
Tacoa, Venezuela	1982	145	1.000	40.000	hidrocarburos
Nilo, Egipto	1983	317	0	0	GLP (T)
Cubatão, Brasil	1984	508	?	0	gasolina (P)
S. Juan Ixhuatepec, Méjico	1984	503	7.000	60.000	GLP
Bhopal, India	1984	2.800	50.000	200.000	isocianato de metilo
Rumania	1984	100	100	?	productos químicos
Miamisburg, USA	1986	0	140	40.000	ácido fosfórico
Chernobil, URSS	1986	32	299	135.000	reactor nuclear
Alejandro, Egipto	1987	6	460	?	instal. militares
Shangsi, China	1987	0	1.500	30.000	abonos (agua)
Piper Alpha, Mar del Norte	1988	167	?	0	petróleo y gas
Tours, Francia	1988	0	3	200.000	prod. químicos (agua)
Guadalupe, Méjico	1988	20	?	200.000	petróleo
Islamabad, Pakistán	1988	>100	>3.000	?	explosivos
Chihuahua, Méjico	1988	0	7	150.000	petróleo
Arzamas, URSS	1988	73	720	90.000	explosivos (TT)
Sverdlovsk, URSS	1988	4	500	0	explosivos (TT)
Sibenik, Yugoslavia	1988	0	0	60.000	abonos

T: accidentes de transporte; TC: accidentes en carretera; TT: accidentes en tren;
P: accidentes en oleoductos;
U: accidentes en utilización; Agua: accidentes en distribución de agua potable

Accidentes como los de Seveso —cuyas consecuencias, probablemente, han sido a menudo exageradas— Els Alfacs, Ciudad de México, Bhopal (el peor accidente ocurrido jamás en la industria química) o la gran explosión de gas natural ocurrida en los Urales, son unos buenos exponentes.

Prácticamente en todos estos casos se da la presencia de un elemento desconocido por la gran mayoría de la población (la formación y evolución de una nube “que mata”, la explosión e incendio de depósitos combustibles con la formación de esferas de fuego de dimensiones insospechadas), con consecuencias a veces muy graves (más de 200 muertos en Els Alfacs, entre 2.500 y 3.000 en Bhopal, 1.000 en Los Urales) y, a menudo, con una cifra importante de personas evacuadas.

Con un origen diferente, pero con algunas características semejantes a las de los denominados riesgos mayores, se encuentran los riesgos de catástrofes naturales (huracanes, terremotos, etc.).

Es interesante establecer una comparación entre ambos. La figura 1.5 permite comparar el riesgo total provocado por el hombre (grandes accidentes) con el riesgo total debido a acontecimientos naturales; en abscisas se ha representado la magnitud (M) del accidente (número de víctimas), y en ordenadas, la frecuencia de los sucesos (por año) con una magnitud igual o superior a M . Puede observarse como, si bien para bajas magnitudes la frecuencia es similar en ambas categorías, a medida que aumenta el número de muertes la frecuencia disminuye más rápidamente —en general— en el caso de los accidentes causados por el hombre.

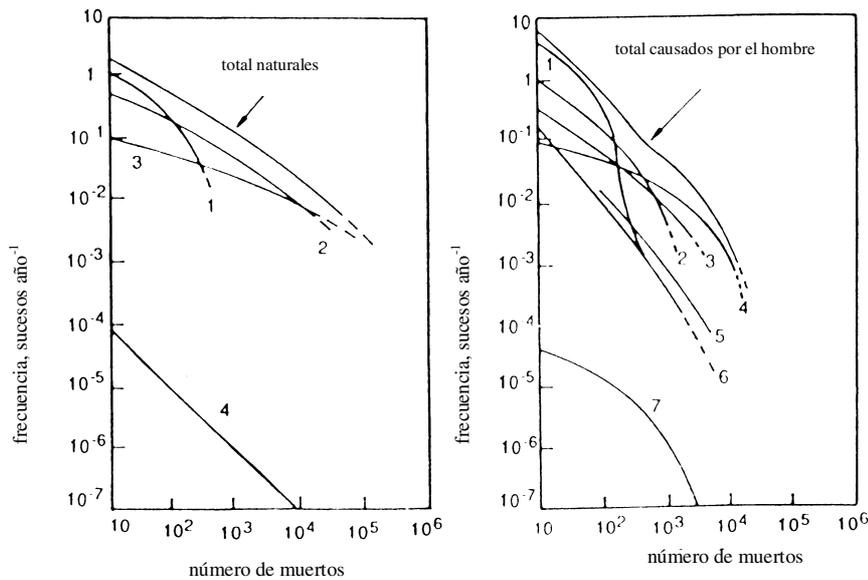


Figura 1.5 Riesgo de muerte por grandes accidentes o catástrofes. Naturales: 1) tornados, 2) huracanes, 3) terremotos, 4) meteoritos. Causados por el hombre: 1) accidentes aéreos (total), 2) incendios, 3) explosiones, 4) rotura de presas, 5) escapes de cloro, 6) accidentes aéreos (personas en tierra), 7) 100 centrales nucleares [ATOM75]

1.7 El análisis de riesgo

La evaluación de los diversos riesgos asociados a una determinada instalación industrial o, incluso, al transporte de mercancías peligrosas, se lleva a cabo, como ya se ha dicho anteriormente, mediante el análisis de riesgos, orientado a la determinación —con una aproximación razonable— de los aspectos siguientes:

- Accidentes que pueden ocurrir.
- Frecuencia de estos accidentes.
- Magnitud de sus consecuencias.

Su aplicación a un proyecto, a una operación o a unas instalaciones determinadas se ha representado de forma simplificada en la figura 1.6 [PICCC85].

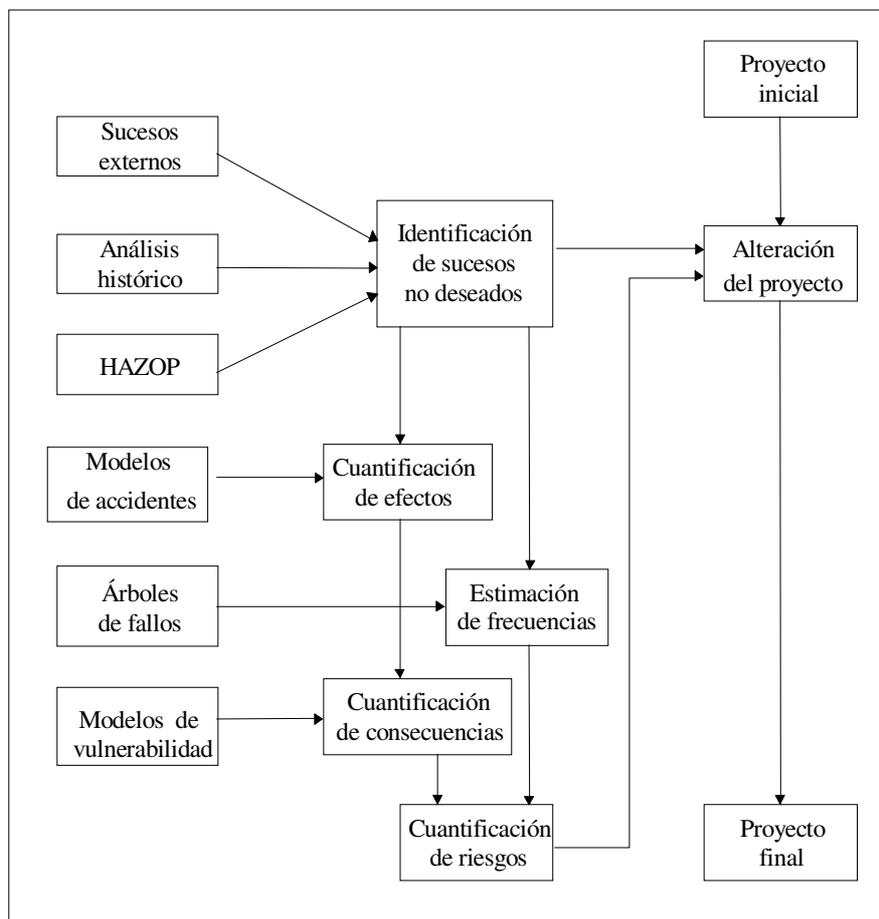


Figura 1.6 Análisis de riesgo

El primer paso es el estudio de los denominados *acontecimientos externos*, es decir, de los peligros que pueden venir de fuera del sistema analizado (por ejemplo, una inundación, una nube tóxica procedente de una fábrica vecina, o un vehículo que se sale de la carretera y, entrando en el recinto de la planta, choca contra un depósito). Este estudio no supone ningún procedimiento especial en sí mismo, se trata simplemente de analizar, con buen criterio, todos los peligros posibles.

Referente a los propios peligros del sistema, la primera forma de analizarlos es el análisis histórico (capítulo 2); consiste en el estudio de los accidentes ocurridos previamente en sistemas que presentaban alguna similitud con el que se está analizando. El análisis histórico, llevado a cabo de forma muy rápida y simple mediante la consulta de un banco de datos informatizado, puede dar de forma muy directa algunos puntos débiles del sistema, o indicar los peligros presumiblemente más esperados. No es, sin embargo, un método que permita explorar sistemáticamente los peligros de una determinada instalación. Por esta razón debe ser complementado con otro procedimiento que implique una exploración exhaustiva de todos los orígenes posibles de accidentes. Es el llamado HAZOP (de HAZard and OPerability analysis) o *análisis de riesgo y operabilidad* (capítulo 2). Hay otros métodos que permiten realizar análisis similares, pero el HAZOP, con sus diversas variantes, es el más utilizado.

Una vez identificados los peligros, deben cuantificarse todas sus consecuencias posteriores. Para calcular sus efectos (es decir, radiación térmica en función del tiempo y la distancia, onda de sobrepresión, distribución de concentraciones en la atmósfera, etc.) se utilizan modelos matemáticos de los accidentes (capítulos 4, 5, 6 y 7). Aquí hay que tener en cuenta que lo que se realizan son cálculos aproximados; la palabra *estimación* resulta, pues, más apropiada que *cálculo*.

Conocidos ya los valores aproximados de los efectos, debe establecerse cuáles serán las consecuencias cuando éstos incidan en personas, en bienes o en el entorno; debe estimarse, pues, cuál será el número de muertos y de heridos, cuál será la destrucción provocada en edificios y equipos, y cuál será el impacto sobre el entorno cuando un accidente determinado se produzca en un lugar determinado. Esto se suele realizar mediante los denominados modelos de vulnerabilidad, que relacionan efectos y consecuencias (capítulo 9).

Si el análisis se da por finalizado aquí, se habrá hecho simplemente un tratamiento de tipo determinístico: establecimiento de los peores accidentes que pueden ocurrir y estimación de sus consecuencias. Para estimar de forma completa el riesgo, según la definición cuantitativa dada al inicio de este capítulo, debe hacerse un análisis más completo realizando, además, un tratamiento de tipo probabilístico. Para llevar a cabo esto, que en definitiva equivale a estimar la frecuencia con que probablemente se producirá el accidente (si llega a ocurrir), el instrumento más utilizado es el análisis cuantitativo de los denominados *árboles de fallos* (capítulo 2).

El árbol de fallos es un esquema de las secuencias o concatenaciones de sucesos que deben producirse para que tenga lugar un "suceso no deseado" o accidente. Mediante este árbol es posible "descender" desde el accidente hipotético hasta acontecimientos mucho más simples (avería de una válvula, por

ejemplo), que comúnmente suceden en cualquier instalación industrial. En estos incidentes "primarios" es posible, pues, conocer la frecuencia del fallo (o la probabilidad de fallo en un momento dado).

Esto permite, mediante la combinación lógica de frecuencias y/o probabilidades, estimar la frecuencia con que presumiblemente sucederá el accidente. De este modo se llega a obtener un valor para el riesgo de un accidente determinado. Si este valor es demasiado alto, se debe modificar el proyecto o la instalación (o el método de trabajo) hasta conseguir un riesgo considerado tolerable.

1.7.1 Un método simplificado para la estimación del riesgo

Un análisis exhaustivo del riesgo es sin duda el mejor sistema para establecer cuál es el riesgo en una determinada situación y si el mismo es o no tolerable. Sin embargo, este método presenta el inconveniente de ser relativamente complejo y caro, y de requerir bastante tiempo de personal especializado. Por esto se han propuesto otros métodos, mucho más sencillos, para hacer estimaciones no tan precisas, que puedan ser aptas para comparar situaciones o para poner de manifiesto la conveniencia de emprender determinadas acciones o adoptar otro tipo de medidas más acordes.

A continuación se expone brevemente el sistema basado en la determinación del *número de riesgo* HRN (*Hazard Rating Number*) [STEE90]. Este método simplificado está basado en los cuatro factores siguientes, a los cuales se atribuye un valor de la gama indicada en cada caso:

- 1 Posibilidad de exposición al peligro (valor comprendido entre 0= imposible y 15= seguro).
- 2 Frecuencia de la exposición al peligro (de 0,1 = no frecuente a 5 = constante).
- 3 Número de personas sometidas al riesgo (desde 1 = entre 1 y 12 personas, a 12 = 50 o más personas).
- 4 Máxima pérdida probable (de 0,1 = arañazos o cardenales a 15 = muerte).

El producto de estos cuatro factores da un valor del HRN; las categorías de riesgo correspondientes pueden verse en la tabla 1.10, así como los planes de acción adecuados.

Tabla 1.10 Estimación del riesgo y niveles de acción que deben emprenderse

<i>Riesgo</i>	<i>HRN</i>	<i>Plan de acción para la gestión</i>
Riesgo "tolerable"	0-1	Aceptar el riesgo/considerar posibles acciones
Riesgo muy bajo	1-5	Actuar en 1 año
Riesgo bajo	5-10	Actuar en 3 meses
Riesgo importante	10-50	Actuar en 1 mes
Riesgo alto	50-100	Actuar en 1 semana
Riesgo muy alto	100-500	Actuar en 1 día
Riesgo extremo	500-1.000	Actuar inmediatamente
Riesgo intolerable	>1.000	Parar la actividad/eliminar el peligro

1.7.2 Dos casos significativos: el informe Rasmussen y el estudio de la Isla de Canvey

Entre todos los trabajos realizados sobre la temática del análisis del riesgo tecnológico y de sus consecuencias, hay dos que tienen una importancia especial por la contribución que aportaron en su momento y que han quedado como puntos de referencia obligada: el Informe Rasmussen sobre el riesgo de los reactores nucleares y el Informe sobre el riesgo de las instalaciones petrolíferas y petroquímicas de la Isla de Canvey.

El Informe Rasmussen

El Informe Rasmussen (o “Reactor Safety Study”) [ATOM75] analizó el riesgo derivado de la instalación de 100 reactores nucleares (prevista para 1980) en los Estados Unidos. El estudio se llevó a cabo en el Massachusetts Institute of Technology (MIT), bajo la dirección de N. C. Rasmussen, entre 1972 y 1975. Se trataba de estudiar la seguridad de los reactores nucleares para evaluar el riesgo de accidentes potenciales; se dedicaron aproximadamente 70 años-hombre de trabajo, con un coste de unos 4 millones de dólares.

Se estudiaron las diversas modalidades de accidentes, tanto desde el punto de vista de las consecuencias (salida de radioactividad al exterior) como del de probabilidades (frecuencia estimada para cada tipo de accidente), teniendo en cuenta el error humano, la dispersión de nubes de gas, la evacuación de la población, etc. Finalmente se obtuvo la relación entre la frecuencia y la magnitud de las consecuencias de los accidentes; esta función puede verse representada en la figura 1.5, junto con otros accidentes provocados por el hombre. Este informe, muy amplio, ha sido objeto sin embargo de numerosas críticas.

El estudio de la Isla de Canvey

El caso de la Isla de Canvey fue distinto. Esta isla, situada en el estuario del Támesis, tenía una población cercana a las 30.000 personas. En Canvey, y en la vecina zona de Thurrock, había un conjunto de instalaciones industriales: refinería, almacenamiento de gases licuados, terminales de carga de barcos, etc. En 1975, a raíz de un proyecto de ampliación con dos nuevas zonas industriales, la alarma se extendió entre la población (un año antes había ocurrido el grave accidente de Flixborough, con un fuerte impacto sobre la opinión pública; un artículo escrito por un periodista dio la voz de alarma), que, dedicada básicamente a actividades no industriales, no vio clara la futura situación.

Como resultado de esta inquietud, se llevó a cabo un análisis del riesgo y de cómo éste afectaría a la población; es decir, se estudió cómo la esperanza de vida de la población resultaba afectada por las nuevas instalaciones.

El análisis puso de manifiesto un incremento significativo del riesgo. A continuación, pues, el proyecto fue modificado y se mejoró la seguridad. Un segundo análisis demostró un riesgo muy inferior; por ejemplo, para la zona más peligrosa, el riesgo individual en el proyecto inicial era de 25,7 (unidades 1/10.000 años) y, después de las modificaciones, de 0,7.

Estos valores se han comparado en la curva de mortalidad de la figura 1.7 con la media de Gran Bretaña.

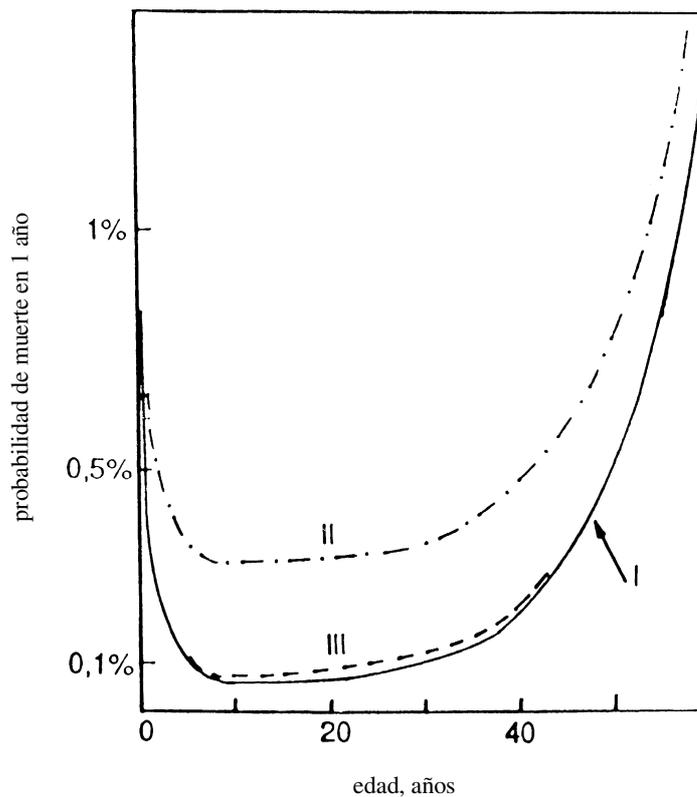


Figura 1.7 Curva de mortalidad: I. Valores medios en Gran Bretaña; II. Isla de Canvey (zona de más riesgo), proyecto inicial; III. Id. id., proyecto modificado [HASE78]

Este caso es, pues, un buen ejemplo de cómo un proyecto inicial, considerado en principio suficientemente seguro por sus responsables, es rechazado por la población y sometido por tanto a una reconsideración, que pone en evidencia que esta población —que en realidad desconocía los detalles del proyecto y el nivel del riesgo— tenía razón.

1.8 Riesgo, fiabilidad y coste

La frecuencia con que tendrá lugar un accidente está directamente relacionada con la probabilidad de que, en un momento dado, todos los componentes del sistema en cuestión estén en disposición de cumplir correctamente con la función para la cual se han previsto. La frecuencia de un accidente está, pues, estrechamente relacionada con la *disponibilidad* del sistema (definida como la relación entre el tiempo durante el cual el sistema está en condiciones de operación correcta y el tiempo total).

El estudio de fiabilidad de una instalación tiene, pues, una doble incidencia sobre el coste: por una parte, aumenta la seguridad del sistema y reduce o elimina el coste —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 (Fig. 1.8) [CASA87].

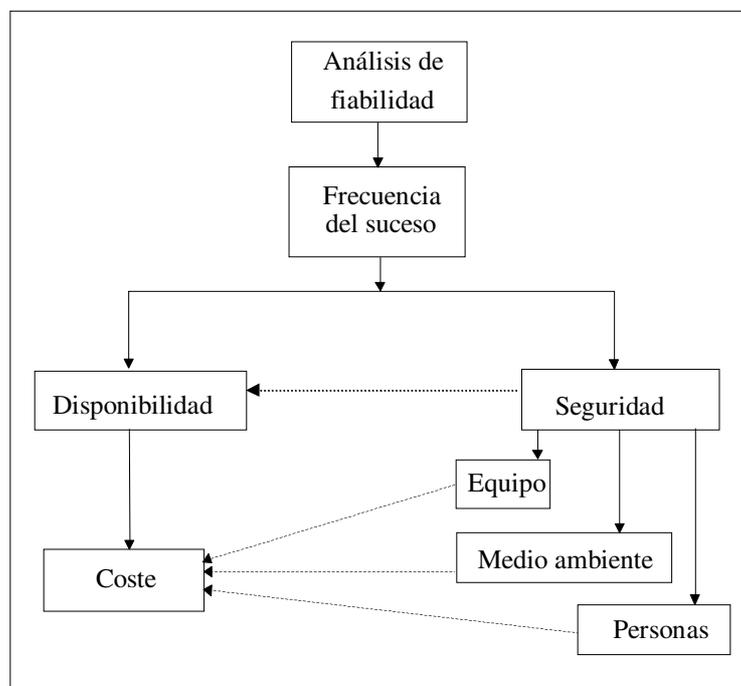


Fig 1.8 Relación entre análisis de fiabilidad, seguridad y coste

Es verdad que, paralelamente, el análisis de riesgo implica asimismo un coste añadido: en primer lugar el coste del equipo humano que realiza el estudio, que variará en función de su extensión; en segundo lugar, hay que tener en cuenta que el análisis de riesgo origina casi siempre un coste

adicional para el proyecto o la instalación, debido a las modificaciones y al aumento de instrumentación, elementos redundantes, etc.

No obstante, las mejoras debidas al incremento de la productividad y a la reducción del número y la magnitud de los accidentes —de un coste económico muy elevado, además del coste social— son, generalmente, muy superiores. Esto supone que incluso desde el punto de vista puramente económico, el análisis de riesgos sea una metodología aconsejable para muchas instalaciones.

1.9 Bibliografía

- [ATOM75] ATOMIC ENERGY COMMISSION. *Reactor Safety Study. An Assessment of Accident Risks in U.S. Commercial Nuclear Power Plant*. Rep. WASH 1400. Washington DC, 1975.
- [CASA87] CASAL, J. "Relationships between availability, reliability and safety. EnReData Seminar on Case Studies on Availability Assesment". Special Publication n.º. 87.64, PER 1414/87 (ed. A. Amendola). Commission of the European Communities. Joint Research Centre. Ispra, 1987.
- [CASA95] CASAL, J. "Tolerabilitat del risc tecnològic". *Arxius de la Secció de Ciències*, 100, pp. 565-584. Institut d'Estudis Catalans. Barcelona, 1995.
- [HASE78] HEALTH AND SAFETY EXECUTIVE. *Canvey: an Investigation of Potential Hazards from Operations in the Canvey Island/Thurrock Area*. HMSO. Londres, 1978.
- [HASE88] HEALTH AND SAFETY EXECUTIVE. *The Tolerability of Risk from Nuclear Power Stations*. HMSO. Londres, 1988.
- [PICC85] PICCININI, N. *Affidabilità e Sicurezza nella Industria Chimica*. Institut d'Estudis Catalans. Barcelona, 1985.
- [PUJA82] PUJADES, I. "La població a Catalunya: anàlisi espacial de les interrelacions entre els moviments migratoris i les estructures demogràfiques". Tesis doctoral. Facultat de Geografia e Historia. Universidad de Barcelona. Barcelona, 1982.
- [SLOV87] SLOVIC, P. "Perception of Risk". *Science*, 236, pp. 280-285. 1987.
- [SMET91] SMETS, H. "Social constraints of tolerable risks near a hazardous installation". *Proc. 3rd. Conference of SRA*, pp. 583-596. P. Hubert and M. Poumadère Ed. París, 1991.
- [STEE90] STEEL, J. "Risk Estimation", *The Safety and Health Practitioner*. 20 de junio, 1990.
- [VILC95] VILCHEZ, J.A.; SEVILLA, S.; MONTIEL, H.; CASAL, J. "Historical analysis of accidents in chemical plants and in the transportation of hazardous materials". *J. Loss Prev. Process Ind.* Vol. 8, núm. 2, pp. 87-96. 1995.

2 Identificación de peligros

2.1 Conceptos previos

El primer requisito para una evaluación y una gestión correctas del riesgo industrial es la identificación de los distintos accidentes que razonablemente pueden producirse en una determinada instalación.

Las técnicas de identificación de peligros no se limitan sólo a la individualización de los accidentes mayores, sino también a la posibilidad de que se produzcan otros incidentes relacionados con el funcionamiento del proceso. Las técnicas de identificación de peligros dan respuesta a las preguntas *¿qué puede funcionar mal?* y *¿por qué razón?* La respuesta a otras cuestiones como *¿con qué frecuencia?* y *¿qué efectos tiene?* se resuelven con otras técnicas probabilísticas y determinísticas del análisis del riesgo.

En la industria química, los accidentes suelen ser el resultado de unas condiciones de proceso inadecuadas para las diversas características físicas y químicas de los materiales y de las sustancias. Estas condiciones, excepto en el caso de fallos de diseño, suelen ser desviaciones de las condiciones normales de funcionamiento y se presentan como problemas no siempre evidentes desde la experiencia operativa.

Antiguamente, el método más utilizado para responder a la pregunta *¿qué es lo que puede funcionar mal?* consistía en construir, poner en marcha y mirar lo que sucedía [KLETZ92]. En la actualidad esta metodología resulta del todo inadecuada, sobre todo a causa de la rápida evolución tecnológica y el aumento paralelo de la magnitud de los accidentes. Para la identificación del peligro potencial de los procesos industriales, la tendencia de las últimas décadas ha sido desarrollar técnicas o métodos de análisis cada vez más racionales y sistemáticos.

El proceso racional de identificación se realiza en dos fases bien diferenciadas: la primera para detectar posibles accidentes, y la segunda para la caracterización de sus causas, o sea, los sucesos o cadenas de sucesos que provocan el incidente no deseado. La primera fase es relativamente sencilla, pero debe realizarse con mucha atención ya que define el desenlace de la segunda.

Entre las técnicas identificativas cabe destacar los métodos de análisis más utilizados; en el ámbito estatal son de referencia obligada los métodos descritos en las *Notas técnicas de prevención* editadas por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo desde el año 1989, y las *Guías Técnicas* editadas por la Dirección General de Protección Civil.

- Métodos cualitativos: auditoría de seguridad (*Safety review*), análisis histórico de accidentes, análisis preliminar de peligros (*Preliminar Hazard Analysis, PHA*), listados de control (*Check lists*), ¿qué pasa si...? (*What if...?*), análisis de peligro y operabilidad (*HAZard and OPerability analysis, HAZOP*) y análisis de modos de fallo y efectos (*Failure Modes and Effect Analysis, FMEA*).
- Métodos semicuantitativos: índice *Dow*, índice *Mond*, índice *SHI* y *MHI* (*Substance Hazard Index i Material Hazard Index*), árboles de fallos (*Fault Tree, FT*) y árboles de sucesos (*Event Tree, ET*)¹.

Todas las técnicas de análisis mencionadas se caracterizan porque se desarrollan en tres etapas: preparación, realización del estudio propiamente dicho y documentación. La preparación es una actividad muy similar en todas las técnicas de análisis e implica actividades tan diversas como la recogida de información, la definición del objetivo y su alcance, la selección del personal implicado —en general, este tipo de estudios es realizado por equipos multidisciplinares—, la programación, etc. El conocimiento de las propiedades de las sustancias y su manipulación dentro del proceso es un aspecto importante para el correcto desarrollo del análisis posterior. De la misma manera, una definición ajustada del objetivo y del alcance del estudio permitirá llevarlo a cabo eficientemente.

La realización del estudio varía mucho según las diversas técnicas de análisis y responde al seguimiento de su propio protocolo. La documentación no sólo hace referencia a los resultados conseguidos, sino también al propio desarrollo del estudio.

Estas técnicas son aplicadas a distintas etapas de la vida de los procesos industriales: diseño, construcción, puesta en marcha y funcionamiento de una operación normal, modificaciones del proceso y desmantelamiento o abandono de las instalaciones². La identificación de los accidentes potenciales en las primeras etapas de diseño mejora la eficacia de las medidas reductoras del riesgo, y al mismo tiempo disminuye los costes de su implementación. No se debe dejar de lado que la gestión del riesgo se realiza de forma continuada a lo largo de la vida de la instalación; por lo tanto, la identificación siempre está presente. En las distintas etapas del proyecto, el nivel de detalle e inclusive los objetivos de la identificación varían.

1 Se han incluido los árboles de fallos y los árboles de sucesos puesto que se utilizan para la identificación de cadenas de circunstancias que conducen a un acontecimiento no deseado.

2 Este último punto tiene una importancia especial en la clausura de centrales nucleares.

Las técnicas de análisis tienen características distintas, lo cual las hace apropiadas para ser aplicadas a diferentes etapas de la vida de una instalación o para proporcionar un nivel de detalle del estudio diferente. La elección de una u otra técnica se debe efectuar a partir del conocimiento de las ventajas y desventajas de cada una, y de una correcta estimación de la duración del estudio (concepto siempre ligado a aspectos económicos). Una estimación inadecuada de cualquiera de los aspectos —complejidad del proceso, etapa del proyecto, nivel de detalle que se quiere conseguir y recursos necesarios— suele desbaratar el estudio o simplemente producir resultados inadecuados a los objetivos planteados. La figura 2.1 (adaptada de [CCPS92]) muestra las técnicas de análisis que son utilizadas normalmente en las diferentes etapas de la vida de las instalaciones de proceso.

	Auditoría de seguridad	Análisis histórico de accidentes	Listas de control	Análisis preliminar de peligros	Qué pasa si ...?	HAZOP	FMEA	Árboles de fallos	Árboles de sucesos
Definición del proceso (I+D)	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Experimentación planta piloto	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Proyecto básico	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Proyecto de detalle	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Ejecución de obra e inicio	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Operación normal	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Modificaciones	<input checked="" type="checkbox"/>								
Estudio de incidentes	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Abandono del proceso	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>

Poco utilizado
 Utilizado normalmente

Fig. 2.1 Utilización de las técnicas identificativas del riesgo

Los tres tipos de resultados que estos estudios pueden proporcionar son: un listado de situaciones peligrosas, la valoración de estas situaciones y una serie de medidas dirigidas a la reducción del riesgo asociado. No todas las técnicas tienen que propiciar estos tres tipos de resultados; de hecho, muchas

de ellas simplemente deben identificar el problema, mientras que otras tienen que priorizar y proponer medidas correctoras. Las auditorías de seguridad, el análisis histórico de accidentes, los listados de control, el análisis preliminar del peligro y los índices *Dow*, *Mond*, *SHI* y *MHI* proporcionan una primera idea general del peligro de la instalación a estudiar. Los análisis *¿qué pasa si...?*, *HAZOP* y *FMEA* permiten una visión más detallada del peligro intrínseco y de operación de la instalación. Los árboles de fallos y de sucesos dan un elevado nivel de detalle en situaciones de extrema gravedad.

El seguimiento adecuado de los estudios incrementa su efectividad y proporciona una mejora en la seguridad y fiabilidad de la instalación industrial. Otra mejora no evidente es la disminución de los costes de operación añadidos por la indisponibilidad y los accidentes de la planta. Éstos son difícilmente cuantificables ya que no son fijos, ni aparecen en la cuenta de resultados, ni forman parte del precio final del producto. El seguimiento del estudio incluye temas tan diversos como la documentación del análisis, la comunicación del riesgo, y la priorización y control de las medidas propuestas para la reducción del riesgo.

Hay cinco limitaciones [CCPS92] inherentes a todas las técnicas de identificación que aquí se presentan:

- *La exhaustividad del estudio*: no hay posibilidad de verificar que todas las posibles desviaciones y fallos del sistema hayan sido identificados. Tampoco puede verificarse que todas las causas y efectos de los accidentes potenciales hayan sido considerados. Y, finalmente, tampoco puede asegurarse que la valoración de los incidentes y sucesos identificados sea la más conveniente.
- *La reproducibilidad de los resultados*: el mismo estudio llevado a cabo en idénticas condiciones por diferentes especialistas da resultados distintos. La carga subjetiva de los estudios hace que éstos sean difícilmente reproducibles.
- *Lo inextricable de las conclusiones*: la cantidad de documentación generada por el estudio y la falta de detalles importantes que sólo se materializan en la comunicación verbal de las sesiones de trabajo, hacen los análisis relativamente difíciles de interpretar.
- *La importancia de la experiencia*: todas las técnicas que se presentan, desde las listas de control hasta el análisis HAZOP, están basadas en mayor o menor grado en la experiencia adquirida y en la creatividad del analista.
- *El nivel de confianza generado por el estudio*: la subjetividad introducida en la valoración de los sucesos identificados puede generar cierto escepticismo respecto a los resultados del estudio.

Pese a las limitaciones aparentes de las técnicas de análisis que aquí se presentan, debe señalarse su versatilidad y su amplia utilización. En realidad, la experiencia demuestra que en una gestión del riesgo adecuada, basada siempre en una identificación correcta, el número de accidentes tiende a disminuir paralelamente a la disminución de la magnitud de sus consecuencias.

2.2 Descripción de las técnicas de análisis

El objetivo de este apartado es mostrar una recopilación significativa de las técnicas de análisis más utilizadas en la industria química para la detección de los riesgos potenciales.

En primer lugar, se presenta una metodología muy sencilla para identificar el peligro intrínseco de las sustancias implicadas en el proceso estudiado; éste sería el primer paso de cualquier estudio de identificación. El análisis histórico de accidentes ha sido escogido como técnica representativa de las que ofrecen una primera aproximación y una visión general del riesgo de una instalación. Se ha hecho especial referencia al análisis HAZOP por ser éste, posiblemente, el método más reconocido y utilizado en la industria química, y porque es el que presenta más variantes metodológicas en la práctica. Para finalizar, también se presentan los árboles de fallos como método más representativo de las técnicas que estudian con detalle posibles accidentes ya identificados.

2.2.1 Identificación del peligro asociado a las sustancias

El primer paso para una identificación correcta del peligro potencial de una instalación industrial es la identificación y caracterización de las sustancias involucradas en el proceso. Los datos de interés para los análisis posteriores son básicamente las propiedades de las sustancias presentadas en la tabla 2.1.

Tabla 2.1 Datos de uso común para la identificación del peligro de las sustancias

<p>Etiquetado:</p> <ul style="list-style-type: none"> - etiquetado de peligro (F+, F, T+, T, O, C, Xi, Xn, N) - frases R y S <p>Toxicidad:</p> <ul style="list-style-type: none"> - aguda por inhalación, ingestión o contacto - crónica por inhalación, ingestión y contacto <p>Límites de exposición:</p> <ul style="list-style-type: none"> - TLV - IPVS <p>Propiedades físicas:</p> <ul style="list-style-type: none"> - punto de congelación - coeficiente de expansión - punto de ebullición - solubilidad - presión de vapor - densidad - corrosión - capacidad calorífica 	<p>Propiedades químicas:</p> <ul style="list-style-type: none"> - reacción principal y reacciones secundarias - cinética de reacción - contaminantes - reacciones de descomposición - estabilidad <p>Inflamabilidad y explosividad:</p> <ul style="list-style-type: none"> - límite inferior de inflamabilidad - límite superior de inflamabilidad - límite inferior de explosividad - límite superior de explosividad - temperatura de autoignición - temperatura de inflamación - energía mínima de ignición <p>Biodegradabilidad</p> <p>Otras</p>
---	---

Hay una numerosa bibliografía donde se puede encontrar la mayoría de las propiedades expuestas en la tabla anterior. La legislación vigente en el Estado Español sobre accidentes mayores, *el Real Decreto 886/88* y las correcciones posteriores en el *BOE*, junto con su aplicación en Cataluña, Ordenes del 13 de abril de 1989 y del 18 de marzo de 1991 del *DOG*, proporcionan la lista de las sustancias que son consideradas peligrosas por la misma normativa.

El interés de estos datos radica principalmente en el efecto que las condiciones de operación producen sobre las sustancias involucradas en el proceso (por ejemplo, el agua en condiciones normales no presenta peligro de explosión; en cambio, en una caldera donde las condiciones de temperatura y presión son muy superiores al punto de ebullición a presión atmosférica, puede producir un accidente mayor del tipo BLEVE). El conocimiento de las posibles condiciones de operación normales y anómalas permite considerar y eliminar diferentes sustancias como susceptibles de provocar un accidente mayor.

Para identificar estas relaciones entre sustancias y condiciones de proceso se puede utilizar el sentido común, la experiencia y técnicas más sistemáticas como son las matrices de interacción.

Las matrices de interacción consisten simplemente en matrices, normalmente con dos entradas, donde se relacionan y evalúan los efectos que las condiciones normales y anómalas de funcionamiento producen sobre las sustancias involucradas en el proceso (Fig. 2.2).

Los resultados de estas matrices permiten orientar el posterior estudio de la instalación y evitan desatender aspectos que pueden ser relevantes (ver el ejemplo de análisis HAZOP en el apartado 2.2.3 f).

	Substancia 1	Substancia 2	...	Substancia n	Comentarios
Substancia 1					
Substancia 2					
.....					
Substancia 3					
Presión de trabajo del equipo 1					
Presión máxima del equipo 1					
.....					

Fig. 2.2 Matriz de interacción

2.2.2 Análisis histórico de accidentes

a) Descripción y objetivos

El análisis histórico de accidentes es una técnica identificativa orientada a la búsqueda de información de accidentes industriales ocurridos en el pasado. Esta técnica de análisis es esencialmente cualitativa pero también permite extraer resultados numéricos o cuantitativos si el número de accidentes es suficientemente significativo y permite un análisis estadístico.

La técnica se basa en una recopilación de accidentes con productos químicos en forma de banco de datos donde se encuentra almacenada la información relativa a los mismos. La recogida sistemática de información relativa a diferentes accidentes ocurridos en el pasado en plantas químicas y actividades afines ha permitido, en algunos casos, la acumulación de datos concretos sobre una determinada situación, equipo u operación: carga o descarga de cisternas, transporte de mercancías peligrosas, procesos de fabricación de un producto determinado, parques de almacenamiento, vertido de líquidos inflamables, escape de un gas tóxico, etc.

En bastantes casos, el número de accidentes registrados es suficientemente elevado como para permitir una deducción de información significativa. En estas condiciones es posible observar una determinada “pauta” presente en el origen de un determinado porcentaje de incidentes (por ejemplo, en la operación de carga y descarga de fluidos o por la acumulación de un líquido inflamable derramado cerca de un depósito que también lo contiene). En otras ocasiones es posible simplemente identificar un cierto número de situaciones, operaciones o errores que han favorecido el inicio de un accidente en un tipo de instalación determinado. En todos estos casos, el conocimiento de la información adecuada permite, de alguna manera, el establecimiento de “puntos débiles” en el sistema cuya seguridad quiere estudiarse.

Por otro lado, los accidentes ocurridos en el pasado constituyen un conjunto de “datos experimentales”, obtenidos a menudo a un precio muy elevado, relativos a un campo en el que resulta casi imposible la experimentación a escala real: explosiones de todo tipo, confinadas y no confinadas, de polvo, de gas, BLEVE, incendios, formación de nubes tóxicas, etc. El conocimiento exacto de las condiciones en que se ha producido un accidente determinado —masa involucrada, dimensiones de la nube, condiciones atmosféricas, etc.— y sus consecuencias —radiación y/o impacto a diversas cotas y distancias, daños a personas y construcciones, etc.— permite contrastar y validar los modelos teóricos de predicción de efectos de este tipo de accidentes. Sin esta información, estos modelos únicamente se pueden contrastar, en el mejor de los casos, con la experimentación a pequeña escala, actualmente desarrollada en pocos centros de investigación.

Evidentemente, esta experiencia real sólo puede utilizarse en aquellos casos en los que se dispone de una información completa sobre el accidente: causas iniciales, secuencia posterior, condiciones ambientales, etc. Por ello la investigación de cualquier accidente y el posterior almacenamiento de la información en un archivo adecuado es tan importante.

Debe decirse que la palabra *accidente* comprende no sólo los accidentes ocurridos sino también los *casi-accidentes*, es decir, aquellas situaciones que, de no haberse controlado a tiempo, fácilmente hubieran podido terminar en un auténtico accidente.

Actualmente se recoge información, tanto por lo que se refiere a accidentes como a fiabilidad de componentes, en actividades muy diversas:

- centrales nucleares
- transporte y aviación
- transporte de mercancías peligrosas
- industria química y afines
- plataformas petrolíferas
- construcción
- tratamiento médico, etc.

Los entes interesados en la recogida de datos son también diversos:

- administración
- propietarios y técnicos de plantas
- procedimientos judiciales
- compañías aseguradoras
- servicios de intervención en emergencias
- investigadores.

Evidentemente, los intereses y los objetivos de la recogida de datos y el estudio de estos datos pueden ser distintos en cada caso.

b) Recogida de información

La recogida de información de un accidente debe constituir una verdadera investigación. El estudio detallado del accidente puede enfocarse, a grandes líneas, de dos formas distintas:

- Evaluación de la magnitud de las consecuencias: daños a personas, bienes o medio ambiente.
- Establecimiento de la situación que existía con anterioridad al accidente y de la secuencia de sucesos que lo provocaron.

El conjunto de estas dos vías de investigación permite elaborar el historial del accidente. La información contenida en este historial resulta de gran utilidad para:

- Detectar medidas técnicas u organizativas para reducir la probabilidad de que se repitan los accidentes.
- Elaborar medidas de protección, internas y externas, que reduzcan las consecuencias probables del eventual accidente.
- Contrastar los modelos de evaluación de efectos y consecuencias.

Esta información, para ser realmente útil, debe cumplir las condiciones siguientes:

- Ser registrada sistemáticamente en un archivo.
- Contener la referencia de las fuentes originales.
- Ser asequible desde distintas entradas.
- Admitir un tratamiento estadístico de datos.

Todas estas condiciones justifican la necesidad de establecer bancos de datos. La forma como se debe recoger y archivar la información se comenta en el siguiente apartado.

c) *Bancos de datos de accidentes*

La estructura de un banco de datos de este tipo depende esencialmente de dos factores:

- el tipo de usuario previsto
- las fuentes de información.

El tipo de usuario determina la necesidad de profundizar en la secuencia del accidente o en sus consecuencias, o bien en los dos aspectos simultáneamente. Las fuentes de información pueden abarcar también preferentemente uno de estos dos aspectos; en todo caso, debe tenerse en cuenta que la información suele ser fragmentaria e incompleta, por lo cual el sistema de captación y archivo empleado no puede consentir rehusarla. Las fuentes de información más usuales son:

- Informes redactados en la misma industria.
Suelen ser detallados y completos, y permiten incluir incidentes o *casi-accidentes*. Su utilización suele estar restringida a una industria o grupo de industrias.
- Información pública.
Suele corresponder a los accidentes de cierta importancia que aparecen publicados en la prensa. El tratamiento periodístico que se da a este tipo de información acostumbra a revestirse de dramatismo; también presenta los inconvenientes inherentes a una publicación muy rápida (errores, inexactitudes). A pesar de esto, su carácter de aparición inmediata hace que pueda ser un complemento útil en cualquier investigación posterior.
- Sumarios judiciales.
Tienen la ventaja de incluir al mismo tiempo causas y efectos. Están disponibles pero con cierto retraso, que en algunos casos puede ser considerable.
- Investigaciones de la administración.
Pueden ser muy rápidas y completas, pero en muchos casos son secretas o de difusión restringida.
- Archivos de empresas aseguradoras.
Pueden contener información bastante completa, pero su utilización es restringida.

La recogida de información debe efectuarse de forma sistemática, teniendo especificado con claridad qué datos deben registrarse y con qué nivel de detalle. De forma general, debe comprender los siguientes aspectos:

- Identificación de la actividad.
- Tipo de actividad (transporte, proceso, carga, etc.).
- Tipo de industria (petroquímica, farmacéutica, etc.).
- Tipo de proceso (producción de acrilonitrilo, etc.).
- Principales sustancias implicadas.
- Tipo de accidente: incendio, explosión, nube tóxica, escape de producto, etc.
- Identificación del accidente: fecha y hora, causa o suceso inicial, secuencia, sistemas implicados en la secuencia, etc.
- Identificación de las consecuencias sobre la población interna y externa, sobre la planta y sobre el medio ambiente.
- Medidas adoptadas para evitar nuevos accidentes.

Esta información se recoge en unos formularios. La elaboración de estos formularios no es tarea fácil, ya que deben ser claros y a su vez suficientemente detallados como para admitir cualquier tipo de información disponible. Es interesante tener en consideración, ya desde el primer momento, la futura introducción de la información en un sistema informatizado.

Es muy importante tener en cuenta, cuando se utiliza la información contenida en un banco de datos sobre accidentes, o especialmente cuando se introduce dicha información, que cualquier razonamiento o cálculo basado en información o datos dudosos conduce irremediabilmente a resultados dudosos. Es interesante advertir la conveniencia de que este trabajo sea llevado a cabo por personal especializado. El procedimiento general de tratamiento de la información suele ser el siguiente:

- Recogida de datos.
- Elaboración de una ficha de síntesis para cada accidente (selección eventual de la información “válida” entre toda la recogida procedente de distintas fuentes, o de la misma fuente en ocasiones diversas y sucesivas).
- Selección de los parámetros que se someterán a tratamiento informático.
- Introducción en la memoria del ordenador.

Entre los bancos de datos actuales más importantes, destacan los siguientes:

MHIDAS	con más de 7.000 accidentes de todo el mundo, comercializado en formato CD ROM [MHID93]
FACTS	con los 15.000 accidentes más graves de los últimos 60 años, disponible en disquetes
SONATA	con un número inferior de accidentes, es menos detallado que el MHIDAS, pero más que el FACTS en aspectos descriptivos
MARS	con accidentes ocurridos en países de la comunidad europea y con información muy detallada procedente de las empresas implicadas

En el ámbito del Estado Español, el banco de datos ESTRALL [CERT93] de la Universitat Politècnica de Catalunya recoge accidentes ocurridos en la industria química y en el transporte de mercancías peligrosas.

Evidentemente, el inconveniente de esta metodología es la necesidad de tener acceso a bases de datos cuando la mayoría de las empresas no las posee; debe tenerse en cuenta, sin embargo, que algunas de las bases de datos mencionadas están comercializadas, es decir, que es posible adquirir la información deseada pagando previamente la licencia correspondiente para su utilización.

d) Metodología de análisis

El método de análisis empleado no está excesivamente estructurado. El acceso a las bases de datos suele realizarse mediante palabras clave. La concurrencia de diferentes palabras clave permite acotar la información y llegar a la identificación de los accidentes que pueden ser interesantes para el estudio. Después de una evaluación de la información, ésta se ordena y, si los datos lo permiten, se procesa estadísticamente para obtener resultados numéricos que faciliten su interpretación.

e) Advertencias y limitaciones

Las principales limitaciones del análisis histórico de accidentes son:

- La instalación objeto de estudio no es exactamente igual a las que ya han sufrido accidentes.
- El número de accidentes que han ocurrido en el pasado y de los cuales se tiene información es limitado, y estos accidentes no son representativos de todos los que pueden ocurrir.
- La información de los accidentes suele ser incompleta y, en muchas ocasiones, inexacta o de uso restringido.
- No da información sobre todos los accidentes posibles sino únicamente sobre los que han sucedido y se han documentado hasta la fecha.
- El acceso a los bancos de datos implica un cierto coste.

Todas estas limitaciones hacen del análisis histórico de accidentes una técnica de identificación muy interesante, pero que debe ser complementada con otros estudios de índole más sistemática (análisis HAZOP, árboles de fallos, etc.).

f) Resultados y aplicabilidad

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. Los resultados

permiten dar una idea general del riesgo potencial de la instalación y verificar los modelos de predicción de efectos y consecuencias de accidentes con datos reales.

El análisis histórico de accidentes es de aplicación limitada para instalaciones con procesos innovadores de los cuales no existe una experiencia previa.

g) Ejemplo de análisis histórico

El ejemplo que se presenta es el resultado de un análisis histórico sobre accidentes ocurridos en el almacenamiento de gas licuado de petróleo. El análisis se basó en 80 casos. La distribución porcentual de los accidentes fue la que se muestra en la tabla 2.2.

Tabla 2.2 Distribución porcentual de accidentes

	<i>Núm. accidentes (%)</i>
Llamarada	34
Escape dispersado sin incendio	19
BLEVE	17
Explosión de nube de vapor no confinada	15
Explosión confinada de vapor	15

Considerando que los accidentes (o incidentes) sin consecuencias evidentes son a menudo ocultados y no declarados, el porcentaje correspondiente a los “escapes dispersados sin incendio” es probablemente poco fiable. Parece más realista, pues, prescindir de ellos. En este caso, la nueva distribución sería la de la tabla 2.3.

Tabla 2.3 Distribución porcentual modificada de accidentes

	<i>Núm. accidentes (%)</i>
Llamarada	41
BLEVE	21
Explosión de nube de vapor no confinada	19
Explosión confinada de vapor	19

Del estudio de estos accidentes se extrae la información simplificada siguiente:

Causas originarias:

- rotura de mangueras
- derrame por rebosamiento
- congelación en posición abierta de válvulas de purga
- rotura de conexiones de pequeño diámetro
- choque de vehículos en maniobra
- mantenimiento defectuoso
- causas naturales.

Puntos de ignición:

- automóviles
- motores y cuadros eléctricos
- llamas libres (hornos, etc.).

Daños:

- proyección de fragmentos hasta 1.200 m
- rotura de vidrios hasta 11 km.
- bolas de fuego de hasta 350 m de diámetro.

Otras informaciones de interés:

- los depósitos sometidos a fuego directo han experimentado BLEVE hasta en 1 min tan sólo desde el inicio de la emergencia.

Conclusiones:

- evitar conexiones flexibles
- prever situaciones de derrame e instalar alarmas de alto nivel
- instalar doble válvula (una, controlada a distancia) en las conducciones de purga
- limitar y controlar las conexiones de pequeño diámetro (poco resistentes)
- reglamentar el tránsito interior de vehículos
- eliminar puntos de ignición, prever distancias de separación, prever el control de derrames y la dispersión de vapor, etc.

2.2.3 Análisis de peligros y operabilidad (HAZOP)*a) Descripción y objetivo*

El análisis de peligros y operabilidad (*HAZard and OPerability Analysis, HAZOP*), conocido también

como análisis de riesgo y operabilidad³ o análisis funcional de operabilidad (AFO) o análisis operativo (AO), en un método que fue diseñado en Inglaterra en la década de los sesenta por Imperial Chemical Industries (ICI) para aplicarlo al diseño de plantas de fabricación de pesticidas.

La definición dada por la Chemical Industry Association [CIA85] en su guía es:

“La aplicación de un examen crítico, formal y sistemático a un proceso o proyecto de ingeniería de nueva instalación, para evaluar el riesgo potencial de la operación o funcionamiento incorrecto de los componentes individuales de los equipos, y los consiguientes efectos sobre la instalación como conjunto.”

El análisis HAZOP es una técnica deductiva para la identificación, evaluación cualitativa y prevención del riesgo potencial y de los problemas de operación derivados del funcionamiento incorrecto de un sistema técnico. El análisis pretende, mediante un protocolo relativamente sencillo, estimular la creatividad de un equipo de expertos con diferente formación para encontrar los posibles problemas operativos [PICC85].

La técnica se fundamenta en el hecho de que las desviaciones en el funcionamiento de las condiciones normales de operación y diseño suelen conducir a un fallo del sistema. La identificación de estas desviaciones se realiza mediante una metodología rigurosa y sistemática. El fallo del sistema puede provocar desde una parada sin importancia del proceso hasta un accidente mayor de graves consecuencias.

b) Metodología del análisis

El paso previo para el desarrollo del análisis es la definición del objetivo y el alcance del estudio, de los límites físicos de la instalación o el proceso que se quiera estudiar y de la información requerida. Además debe estudiarse el sistema o proceso ya definido para conocer la información disponible, prepararla y organizar el equipo de estudio, y planear la secuencia de estudio y las sesiones de trabajo.

Después del estudio previo se puede comenzar el análisis propiamente dicho (ver la figura 2.3 adaptada de la bibliografía). El primer paso es la selección de los elementos críticos que deben estudiarse (depósitos, reactores, separadores, etc.). A continuación, sobre cada *nodo de estudio*, que corresponde a cada línea de fluido de cada elemento seleccionado, y de forma secuencial y repetitiva, se aplican las *palabras guía* (*no, más, menos, otro, parte de*, etc.) a cada una de las condiciones de operación del proceso, las sustancias y las variables que intervienen (flujo, presión, temperatura,

3 Análisis de peligros y operabilidad es una traducción estricta del inglés, pero la expresión más extendida es análisis de riesgo y operabilidad. La utilización indistinta de los vocablos peligro y riesgo es común en el castellano, como ya se ha comentado al principio del libro.

nivel, tiempos, etc.). Operando de esta manera se generan las desviaciones significativas de las condiciones normales de operación y se realiza un repaso exhaustivo de los posibles funcionamientos anómalos.

Las principales *palabras guía* propuestas originalmente por ICI y los parámetros de proceso a los que se aplican se muestran en la tabla 2.4. Un caso particular es el estudio de procesos discontinuos y manuales operativos, donde se toman las operaciones propiamente (carga, descarga, etc.) como parámetro sobre las cuales aplicar las palabras guía.

El estudio de las desviaciones conduce a la identificación de sus posibles causas y consecuencias y, por lo tanto, del riesgo potencial y de los problemas derivados de un funcionamiento incorrecto; paralelamente, se buscan los medios protectores del sistema. Toda la información del análisis es documentada ordenadamente en forma de tabla (Fig. 2.4), hecho que permite la evaluación cualitativa de las medidas de control y seguridad. A partir de esta información es relativamente sencillo implementar nuevas medidas para la mejora de la seguridad y fiabilidad del sistema.

La metodología inicialmente desarrollada por ICI propone la aplicación de las *palabras guía* a todas las líneas de flujo de todos los equipos principales que conformen la instalación [AICHe85] [CIA85] [COX91] [KNOW81] [LEES86] [KLETZ92]. Actualmente, las desviaciones se generan en un número de equipos seleccionados según diferentes criterios [CCPS92] [GROS91] [PICC93] [PICC94]. Hay numerosas variaciones del protocolo de análisis que pretenden mejorar la baja efectividad del método *clásico*, donde hasta el 90% de las cuestiones planteadas pueden resultar irrelevantes para la mejora de la seguridad del proceso [GOYA93] [GROS91] [KAI94].

Tabla 2.4 Resumen de palabras guía y variables de proceso utilizadas en los análisis HAZOP

<i>Palabra guía</i>	<i>Significado</i>	<i>Parámetro de proceso</i>	<i>Ejemplos de desviación</i>
NO	Negación de la intención del diseño	Temperatura	"No" + "Caudal" = Falta de caudal
MENOS	Disminución cuantitativa	Presión	
MÁS	Aumento cuantitativo	Nivel	"Menos" + "Nivel" = Bajo nivel
OTRO	Sustitución parcial o total	Reacción	
INVERSA	Función opuesta a la intención de diseño	Composición	"Más" + "Presión" = Presión excesiva
		Caudal	
		Velocidad	"Otra" + "Composición" = Presencia de impurezas
		Tiempo	
		Viscosidad	"Inverso" + "Caudal" = Flujo inverso
		Mezcla	
		Voltaje	
		Adición	
		Separación	
		pH	

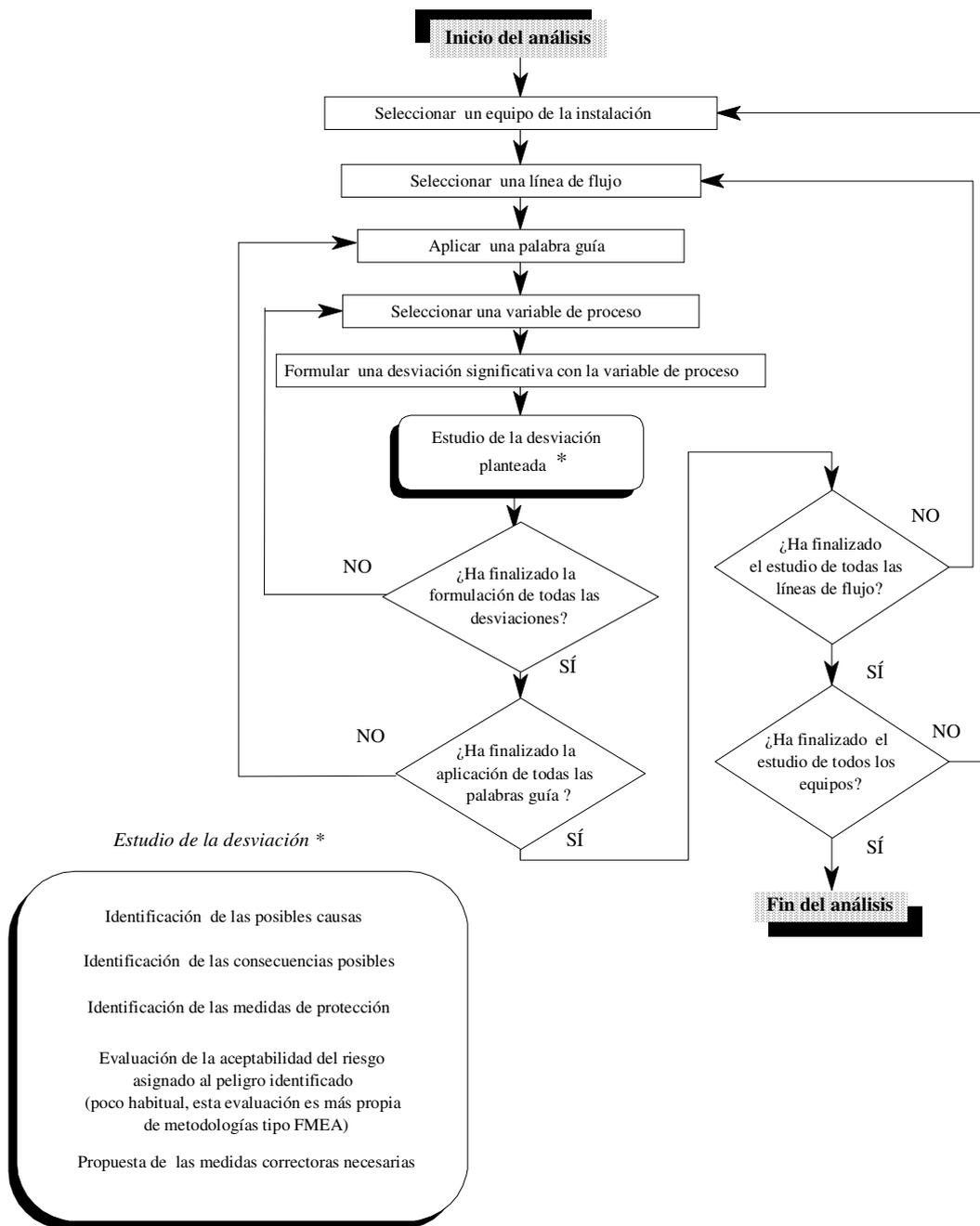


Fig. 2.3 Diagrama lógico de ejecución del análisis HAZOP

En general, las modificaciones al protocolo de análisis mantienen la utilización de las *palabras guía* para generar las desviaciones. Estas modificaciones se efectúan sobre dos aspectos:

- Modificación del protocolo de análisis para la generación de desviaciones, mediante la introducción de criterios para la selección de nodulos críticos de estudio, utilización de listados de control, etc.
- Modificación de las cabeceras de las tablas de documentación del análisis, añadiendo columnas, índices numéricos, etc.

SOCIEDAD: LOCALIDAD: INSTALACIÓN:				FECHA: Revisión: Plano núm.	
PALABRA GUÍA	VARIABLE	DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS POSIBLES	MEDIDAS CORRECTORAS

Fig. 2.4 Modelo orientativo de tabla HAZOP

c) Organización del estudio

Los análisis HAZOP son, en general, estudios multidisciplinarios. La ejecución del estudio HAZOP requiere un conocimiento detallado del sistema que se quiere auditar y del protocolo de análisis. Esta característica condiciona que el trabajo se realice en equipo, donde debe haber representantes de las distintas áreas de conocimiento implicadas en el proceso. Los miembros de los equipos de trabajo son de dos tipos: los técnicos y los analistas de riesgo.

Los técnicos implicados en el estudio soportan el apartado técnico. Los componentes deben ser especialistas en las áreas de conocimiento implicadas en el estudio; es aconsejable que sean verdaderos expertos. Las áreas de conocimiento implicadas en cada estudio pueden variar substancialmente en función del objeto del mismo (refinerías, plantas químicas, centrales eléctricas, centrales nucleares, parques de almacenamiento de combustible, etc.) y del objetivo del estudio que se quiere desarrollar: diseño de nuevas instalaciones, revisión de instalaciones en funcionamiento, modificaciones, etc. Es recomendable que el número de especialistas que elaboran el estudio sea entre tres y seis; grupos menores pueden presentar una falta de conocimiento en determinados campos y grupos mayores suelen tener problemas organizativos.

Los analistas de riesgo deben dar soporte logístico al estudio, es decir, dirigir, moderar y documentar el análisis. Los analistas deben ser especialistas en aplicar la metodología HAZOP. Como tareas

previas al desarrollo del HAZOP, tienen que definir el objetivo y el alcance del estudio, seleccionar el equipo técnico y formarlo en el método de análisis. Además, los analistas deben tener la formación necesaria para entender y controlar la discusión de forma satisfactoria.

El estudio se realiza en diversas sesiones de trabajo, de una duración no superior a dos o tres horas, donde la carga de trabajo tiene que ser racional para motivar y estimular la creatividad y la imaginación (*brainstorming*) del equipo de estudio y garantizar así la utilidad de los resultados obtenidos.

d) Requisitos y limitaciones

El método de análisis HAZOP presupone tres hipótesis:

- La instalación está bien diseñada, en relación con la experiencia, el conocimiento de los procesos implicados y la aplicación de las normas y códigos pertinentes.
- Los materiales de construcción han sido los adecuados y la construcción y el ensamblaje se han hecho correctamente.
- Los análisis son una “fotografía instantánea” donde se mezclan sucesos de efecto inmediato con sucesos de elevada inercia temporal.

Los análisis HAZOP requieren, para ser desarrollados, que por lo menos el diseño del proceso sea completo en las partes más esenciales y que, en instalaciones en funcionamiento, la información esté actualizada. El grado de detalle de la información disponible condiciona el grado de detalle y la corrección del análisis. La tabla 2.5 muestra de forma orientativa la información que puede ser necesaria para la realización del análisis.

e) Resultados y aplicabilidad

El resultado principal de los análisis HAZOP es un conjunto de situaciones peligrosas y problemas operativos y una serie de medidas orientadas a la reducción del riesgo existente o a la mitigación de las consecuencias de los problemas operativos. Estas medidas se dan en forma de cambios físicos en las instalaciones, modificaciones de protocolos de operación o recomendaciones de estudios posteriores para evaluar con más detalle los problemas identificados o la conveniencia de las modificaciones propuestas.

El análisis HAZOP es un instrumento de estudio muy indicado para procesos en fase de diseño y construcción, donde la documentación está totalmente actualizada y las recomendaciones del análisis no suponen modificaciones costosas ni paros en la planta.

Por otro lado, a causa de la laboriosidad del método y del grado de detalle que el estudio proporciona, el análisis HAZOP sólo es indicado para instalaciones específicas y no como método general de análisis.

Tabla 2.5 Información mínima requerida para la realización de los análisis HAZOP

Materia	Información requerida
Ingeniería del proceso	Estudios previos realizados Emplazamiento de la instalación Diagramas P&I (incluyendo la descripción detallada de la instrumentación) Descripción de la operativa de bloqueo de la instalación (automática y manual) Disponibilidad de los servicios Química del proceso (si es necesario) Inventario de productos (si es necesario)
Substancias	Peligrosidad: características físicoquímicas (inflamabilidad, explosividad, estabilidad, reactividad, etc.) Toxicidad: dosis de exposición, efectos sobre la salud, etc.
Equipamiento	Características: materiales de construcción (normas de diseño, etc.), condiciones de trabajo y límites de operación (temperatura y presión máximas, etc.)

f) Ejemplo de aplicación del análisis HAZOP

f.1) Descripción de la instalación que se quiere estudiar

Se trata de un sistema de calentamiento en una refinería consistente en un circuito cerrado de aceite térmico que tiene la función de calentar otros fluidos y equipos (estabilización —*reforming*— de la gasolina, destilación primaria, etc.). El aceite térmico utilizado es producido en la destilación primaria (*topping*) del crudo y tiene una temperatura de inflamabilidad de 175 °C. La temperatura máxima alcanzada por el aceite durante el proceso es de 330 °C a la salida del horno F1. El aceite térmico puede degradarse si no es sustituido al cabo de un determinado tiempo o bien si se sobrecalienta considerablemente. El calor residual de los humos se utiliza para producir vapor de media presión que alimenta a otros equipos. El combustible utilizado en el horno es el gas excedente de la refinería. El control de la llama del quemador del horno se efectúa mediante la temperatura de salida del aceite térmico que regula la válvula TCV1.

El esquema simplificado de la instalación y los detalles del equipo e instrumentación se muestran en la figura 2.5.

f.2) Descripción de las protecciones del horno F1

Las protecciones del horno provocan el corte de combustible del horno mediante la válvula TCV1 por las causas siguientes:

- alta temperatura en la salida de humos, actuador TSH
- baja presión en la línea de gas de refinería, actuador PSL2.

f.3) Consideraciones previas al análisis

Se estudia el sistema en condiciones normales de operación, y esto requiere plantear las hipótesis siguientes:

- Se considera que la bomba P1A impulsa el aceite a través del horno; la bomba P1B es de reserva y sólo entra en funcionamiento cuando se produce una caída de presión en la línea de impulsión del aceite (PSL).
- El horno trabaja a tiro *natural*, es decir, el humo sale libremente pese a la disminución de su temperatura sin que exista ningún equipo de aspiración; de la misma manera, la entrada de aire en la cámara de combustión es *natural*, no hay ningún equipo de impulsión.
- El calor residual de los humos que se utiliza para vaporizar el agua es insignificante, no alterando el funcionamiento del sistema.

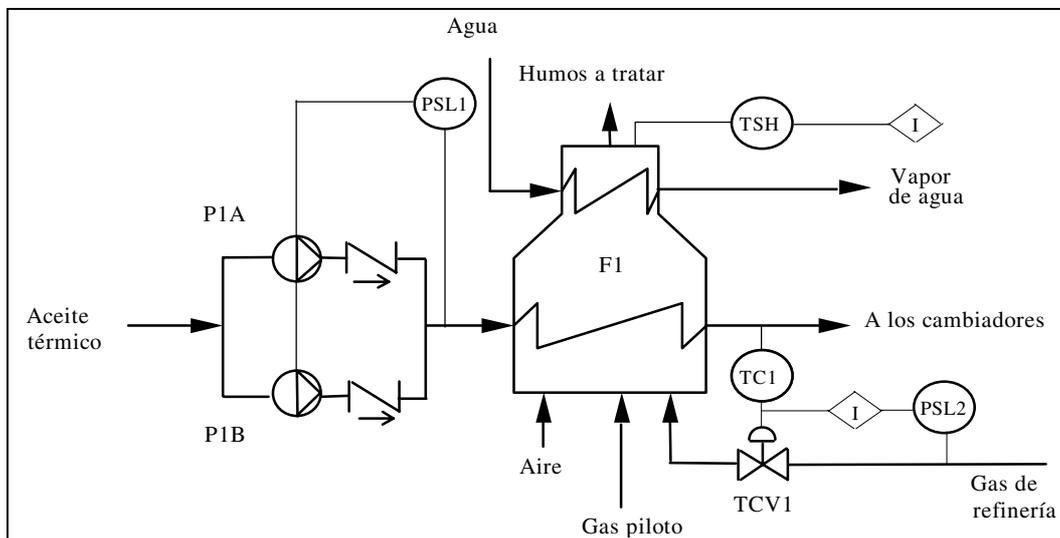


Fig. 2.5 Esquema de la instalación que se quiere analizar

f.4) Estudio preliminar

La tabla 2.6 muestra, mediante la matriz de interacción, el estudio preliminar para determinar la peligrosidad de las sustancias en las posibles condiciones de proceso (normales de operación y anómalas).

Tabla 2.6 Matriz de interacción

	Aceite	Gas	Aire	Agua	Comentarios
Aceite térmico		-	-	-	
Gas de refinería	-		x	-	Atmósfera explosiva
Aire	x	-		-	Atmósfera explosiva
Agua/vapor	-	-	-		
Temperatura de trabajo en el horno F1	x	x	-	-	Aceite líquido inflamable, gas inflamable
Exceso de temperatura en el horno F1	x	x	-	-	Atmósfera explosiva y hollín en tubos, gas inflamable

Mediante la matriz de interacción se han identificado las situaciones peligrosas siguientes:

- La presencia de gas en la aspiración del aire del horno puede producir la formación de una atmósfera explosiva.
- La presencia de aire en el aceite térmico puede favorecer la formación de una atmósfera explosiva, especialmente si está recalentado.
- La temperatura normal de calentamiento del aceite está por encima de su punto de inflamación, y un exceso de temperatura provoca la descomposición del aceite.

f.5) Análisis HAZOP

La tabla siguiente muestra el resultado del análisis HAZOP realizado sobre la instalación de calentamiento del aceite térmico.

Tabla 2.7-a Tabla del análisis HAZOP

SOCIEDAD: --			Revisión: 0		
INSTALACIÓN: Calentamiento de aceite			Plano núm. Figura 1		
PALABRA GUÍA	VARIABLE	DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS POSIBLES	COMENTARIOS Y MEDIDAS CORRECTORA
No	Caudal	Falta de caudal de aceite en el horno F1	1. No funcionamiento del sistema de bombeo (P1A, P1B y PSL1) 2. Falta de aceite por problemas externos a la instalación	Aumento significativo de la temperatura de los tubos de F1 con peligro de formar hollín en el interior de los tubos Igual que para 1 y posibilidad de quemar las bombas que trabajarían en vacío	Instalar una alarma con actuador para bajo caudal de aceite (FSL) que bloquee la entrada de combustible en el quemador Instalar un sistema de bloqueo de las bombas por falta de aceite desde la refinería, o taponamiento de los tubos

Tabla 2.7-b Tabla del análisis HAZOP

SOCIEDAD: --			Revisión: 0		
INSTALACIÓN: Calentamiento de aceite térmico			Planos núm. Figura 1		
PALABRA GUÍA	VARIABLE	DESVIACIÓN	CAUSAS POSIBLES	CONSECUENCIAS POSIBLES	COMENTARIOS Y MEDIDAS CORRECTORAS
Parte de	Composición	Aceite parcialmente degradado	3. Falta de sustitución del aceite	Formación de mezclas explosivas aguas abajo del horno F1 si existe la posibilidad de entrada de aire (ej. a través del depósito pulmón) Mala transmisión de calor aguas abajo de la instalación	Instalar un sistema de control de aceite en la entrada del horno (densímetros, etc.)
Más	Temperatura	Exceso de temperatura del aceite	4. Exceso de combustible en el horno por válvula TCV1 abierta en fallo, o por fallo del bucle de control TC1 5. Menor caudal de aceite por cavitación de la bomba P1A	Degradación del aceite e igual que para 1 y 3 Igual que para 1	Por la alta temperatura de los humos, la actuación del sistema de bloqueo no protege del fallo del bucle de control (TC1 y TCV1) ya que actúa sobre los mismos elementos. Es recomendable instalar una válvula para cortar el combustible independientemente del bucle de control, y también un sistema de bloqueo para temperaturas elevadas (TSH) en los tubos a la salida del aceite
No	Caudal	Falta de combustible en el quemador de F1	6. Falta de gas de refinación por problemas externos a los límites de la instalación 7. Fallo en el cierre de la válvula del bucle de control TC1, o fallo del bucle de control TC1, o actuación incorrecta del bloqueo TSH o PLS2	Cierre del quemador y parada de la instalación Igual que para 6	Valorar la posibilidad de que la instalación funcione con un combustible auxiliar (ej. propano, fuel-oil, etc.)
Más	Caudal	Exceso de combustible en el quemador de F1	8. Válvula TCV1 averiada en posición abierta, o fallo del bucle de control TC1	Igual que para 1 y para 5	La misma consideración que en 5
Otro	Composición	Modificación de la composición del gas de refinación	9. Cambio de los parámetros del gas que determinan la forma de la llama	Cambio de la forma de la llama de manera que llega a los tubos del cambiador, cosa que puede provocar sobrecalentamientos puntuales con peligro de formar hollín en el interior de los tubos	Controlar la composición del gas de refinación en la entrada del horno (densímetros, etc.)

El diagrama de flujo de la instalación presentado en la figura 2.5, con la aplicación de las recomendaciones de la tabla 2.5 quedaría modificado de la manera siguiente (Fig. 2.6):

- Se añade un actuador para bajo caudal de aceite (FSL) que bloquea la entrada de combustible en el horno (I) y protege los tubos interiores de aceite del posible aumento de temperatura. Al mismo tiempo, por su posición (ubicado en la aspiración de las bombas) protege a éstas de trabajar al vacío y las bloquea en caso de falta de aceite desde la refinería o por taponamiento de las tuberías. El actuador FSL no interfiere, pues, en la función del actuador (PSL1) que por baja presión en la impulsión de las bombas activa la bomba de reserva.
- Se separa totalmente el sistema de regulación del horno del sistema protector para que éste pueda bloquear la instalación en caso de fallo del primero. Las modificaciones de la instrumentación del horno son las siguientes:
 - se añade una válvula de corte en la línea de combustible independiente de la válvula de control y de esta forma se permite el bloqueo de los quemadores independientemente del bucle de control que lo protege de cualquier fallo de éste último;
 - se desconecta totalmente el sistema de control del sistema de bloqueo (la línea de transmisión de señal de TC1 a I desaparece);
 - se añade un actuador para alta temperatura (TSH) a la salida de producto independiente del TC1 ya existente, que protege al horno de un exceso de combustible y de una falta significativa de aceite, y que bloquea la llegada del combustible a los quemadores.

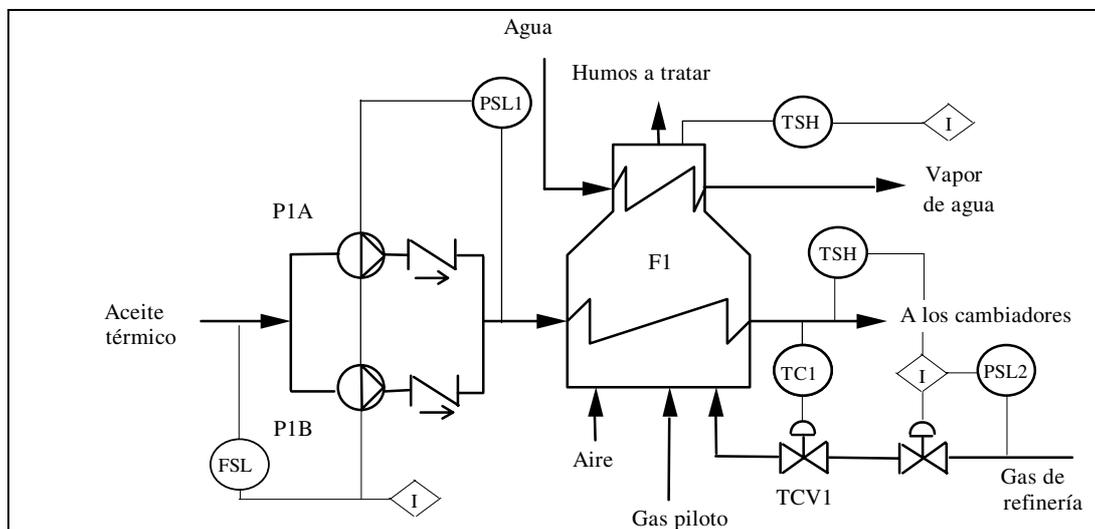


Figura 2.6 Esquema de la instalación con las medidas correctoras implementadas

Estas modificaciones introducidas en el sistema de control y protección de la instalación mejoran su seguridad. La mejora no se da únicamente por la redundancia de señales de bloqueo de los quemadores del horno, sino que mayoritariamente, como ya se ha comentado, es el resultado de la separación de los dos sistemas. Así pues, el sistema protector puede proteger la instalación de cualquier fallo que se produzca en cualquiera de los elementos que integran el bucle de control (falta de señalización en los indicadores, falta de señal en los transmisores, fallo en la apertura de las válvulas, etc.).

2.2.4 Árboles de fallos

a) Descripción y objetivo

La elaboración de árboles de fallos (*Fault Tree (FT)*) es una técnica de análisis creada por Bell Telephone Laboratories al inicio de la década de los sesenta, para mejorar la fiabilidad del sistema de control del lanzamiento de cohetes. Posteriormente, su utilización se extendió a otros campos de la industria y, en especial, fue muy empleada en la industria nuclear.

La utilización de árboles de fallos es una técnica deductiva que se aplica a un sistema técnico o proceso para la identificación de los sucesos y las cadenas de sucesos que pueden conducir a un incidente no deseado, en general un accidente o un fallo global de un sistema. Esta técnica permite asimismo la cuantificación de la probabilidad o frecuencia con que puede producirse un suceso, es decir, permite el cálculo de la no fiabilidad o no disponibilidad del sistema.

La ventaja principal de esta técnica es su representación gráfica, que facilita la comprensión de la causalidad; de hecho, un árbol de fallos como tal es un modelo gráfico en forma de árbol invertido que ilustra la combinación lógica de fallos parciales que conducen al fallo del sistema. La relación lógica entre los sucesos es representada por los operadores lógicos Y, O, INH (el operador condicional) utilizados en álgebra booleana [COX91] [CCPS92] [HAUP86] [LEES86] [NTIS81].

b) Definiciones

Accidente o fallo del sistema (denominado también suceso no deseado o *top event*): son situaciones excepcionales objeto de estudio mediante la elaboración y análisis de árboles de fallos. Estos accidentes se analizan mediante las demás técnicas identificativas comentadas en este capítulo.

Los fallos que se dan en sistemas técnicos pueden ser básicamente de dos tipos⁴:

4 Se podría distinguir adicionalmente entre el fallo (*failure*) y el defecto (*fault*) de componentes, pero en este contexto la distinción no tiene relevancia.

- Fallos primarios: aquellos atribuibles a defectos de los componentes y no a la interacción con el exterior (por ejemplo, una soldadura mal hecha, etc.).
- Fallos secundarios: aquellos atribuibles a la interacción del exterior con los componentes (por ejemplo, la rotura de un motor eléctrico por giro inverso al conectar las fases al revés, etc.). Estos siempre son el resultado de condiciones anómalas de funcionamiento y tienen una causa bien definida.

La distinción de los conceptos —sucesos iniciadores, protecciones del sistema e intervención operativa— ayudan en la elaboración y comprensión del árbol:

- Los sucesos iniciadores, también denominados sucesos o fallos primarios, son los responsables primeros de una variación no deseada en el proceso.
- Las protecciones del sistema son aquellas que permiten frenar la propagación de esta desviación de las condiciones normales de operación y se representan mediante las puertas lógicas INH.
- La intervención operativa es la última intervención del operador para evitar que se produzca el suceso no deseado.

Los conjuntos mínimos de corte o conjuntos minimales (*minimal cut sets*) son los diferentes conjuntos de fallos críticos que al producirse provocan la anomalía global del sistema. El conocimiento de estos conjuntos de fallos primarios permite detectar los puntos débiles de la instalación analizada con la metodología del árbol de fallos.

La figura 2.7 muestra la simbología de los sucesos y las puertas u operadores lógicos utilizados en los árboles de fallos, y la figura 2.8 muestra gráficamente la estructura de los árboles de fallos.

c) Metodología de elaboración y de análisis

c.1) Elaboración

El primer paso para la elaboración de un árbol de fallos es un estudio previo del sistema o proceso que se quiere analizar con el fin de determinar los incidentes susceptibles de ser analizados y evaluados. Este estudio suele realizarse con otras técnicas de identificación, como las que se han presentado a lo largo del capítulo: análisis histórico de accidentes, análisis HAZOP, etc. Una vez determinados los accidentes que se quieren desarrollar, deben establecerse los límites de la instalación: límites físicos, nivel de detalle de la resolución, condiciones iniciales de funcionamiento y otros supuestos.

Seguidamente, y de manera secuencial, es necesario identificar los fallos de los elementos y las relaciones lógicas que conducen al accidente. La identificación de los sucesos y las cadenas de sucesos se hace partiendo de la eventualidad no deseada y deduciendo la combinación lógica de incidentes que

lo pueden desencadenar de forma recurrente. El primer paso es la determinación de los sucesos más inmediatos necesarios y suficientes para que se produzca el fallo del sistema. Con esta forma de operar, para cada nuevo hecho planteado, se generan los árboles de fallos. El proceso finaliza cuando todos los fallos identificados son primarios y no es posible determinar sus causas.

c.2) Análisis

Los árboles de fallos contienen la información de cómo la concatenación de diferentes fallos conduce al fallo global del sistema. Desgraciadamente, esta información no resulta muy evidente en árboles de fallos de tamaño considerable y debe, pues, resolverse el modelo lógico que representa el árbol. Esta resolución se denomina análisis del árbol y consiste principalmente en encontrar la combinación de fallos primarios que pueden producir el accidente estudiado. El proceso de resolución implica la aplicación del álgebra de Boole [COX91] [CCPS92] [HAUP86] [LEES86] [NTIS81] y permite, pues, el análisis cualitativo y cuantitativo. Esta información permite implementar y priorizar medidas para la mejora de la seguridad y la fiabilidad del sistema.

El análisis cualitativo posibilita conocer los conjuntos mínimos de corte. Cada uno de los conjuntos mínimos representa una manera distinta de llegar al suceso no deseado. Los métodos cualitativos de análisis de árboles de fallos son básicamente:

- Métodos analíticos, en los cuales el árbol se transforma en una función lógica mediante el álgebra de Boole (ver el apartado 2.2.4 g).
- Cálculo matricial, en el que el árbol se transforma en una matriz, que se manipula con reglas derivadas del álgebra de Boole (ver el apartado 2.2.4 g).
- Métodos numéricos (método de Monte Carlo), sólo utilizados en programas de ordenador.
- Métodos de reconocimiento de estructuras, utilizados en programas de ordenador, en los cuales se comparan los árboles con estructuras existentes en bases de datos.

El análisis cuantitativo permite calcular básicamente la frecuencia de acontecimiento de un accidente y la indisponibilidad del sistema. Para poder efectuar el análisis cuantitativo se precisa conocer el tiempo de funcionamiento de la instalación y las tasas de fallos, el tiempo de reparación, la indisponibilidad, y el tiempo de comprobación para cada componente.

Actualmente, la resolución de los árboles de fallos se hace habitualmente mediante programas de ordenador. Hay una variada oferta de programas comerciales para la resolución de árboles de fallos; entre los más extendidos en Europa destacan el SALP-PC y el ISPRA-FTA, elaborados por el Joint Research Centre de la Comisión Europea, y el PSAPACK, elaborado por la International Atomic Energy Agency.

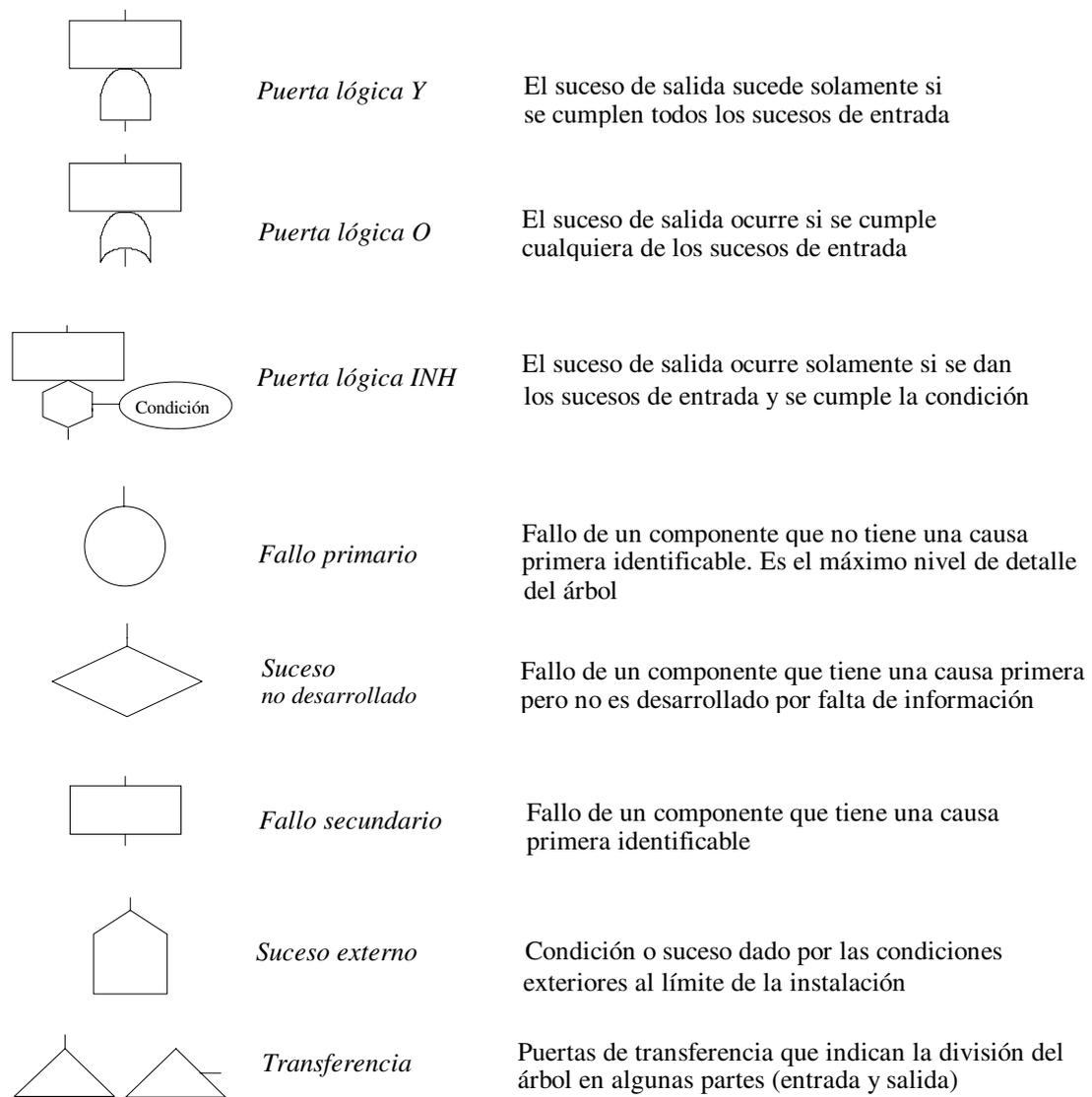


Fig. 2.7 Simbología utilizada en los árboles de fallos

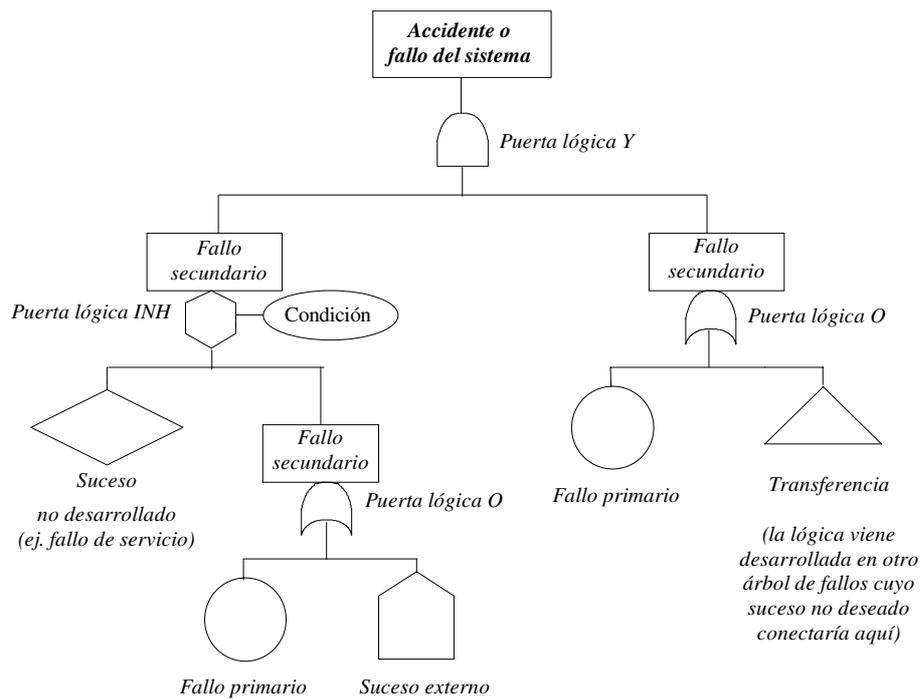


Fig. 2.8 Estructura de un árbol de fallos

d) Requisitos y limitaciones

La elaboración de árboles de fallos requiere una elevada formación técnica, junto con un conocimiento detallado del sistema o proceso y de sus modos de fallo. Además, se requiere que por lo menos la información sobre el proceso sea completa en las partes más esenciales. El nivel de detalle de la información disponible condiciona el nivel de detalle del análisis; el desarrollo progresivo del árbol requiere aún más nivel de detalle.

La limitación principal de la metodología es que únicamente se pueden representar fallos "totales", es decir, los componentes no pueden funcionar a medias, sino que siempre se considera el fallo completo del elemento involucrado en la cadena de sucesos que conduce al accidente. Tal como sucedía en los análisis HAZOP (apartado anterior), los árboles de fallos vuelven a ser "fotografías instantáneas" donde se mezclan acontecimientos de efectos inmediatos y otros de elevada inercia temporal.

e) Resultados y aplicabilidad

El interés de los árboles de fallos para la identificación de riesgos reside en la capacidad de identificar la combinación de fallos críticos del sistema que produce el accidente, es decir, los conjuntos mínimos

de corte. Esto permite priorizar las medidas correctivas para evitar el desarrollo del accidente. Normalmente, los árboles de fallos se utilizan para estudiar situaciones particulares que requieren de un estudio más detallado y que otras técnicas de identificación han señalado como críticas.

Otra utilidad de los árboles de fallos es la comparación de modificaciones en el diseño de la instrumentación de control y en las medidas de seguridad de instalaciones concretas [RODR95].

f) Ejemplo de aplicación

f.1) Descripción de la instalación que se quiere estudiar

El tanque de almacenamiento de amina D453 se carga desde un camión cisterna con la bomba de engranajes P457, mediante una manguera flexible y un conjunto de conducciones fijas. El tanque D453 tiene un serpentín de calentamiento con vapor a baja presión para mantener el producto en condiciones de ser utilizado. Adicionalmente, el tanque D453 requiere un sistema de pulmonación y absorción de gases a causa de la toxicidad de la amina. El sistema de pulmonación funciona con nitrógeno. La absorción del posible efluente gaseoso o líquido se realiza en el tanque absorbedor D455, donde hay una disolución de ácido sulfúrico en agua. El sistema dispone de la instrumentación necesaria para el funcionamiento (Fig. 2.9).

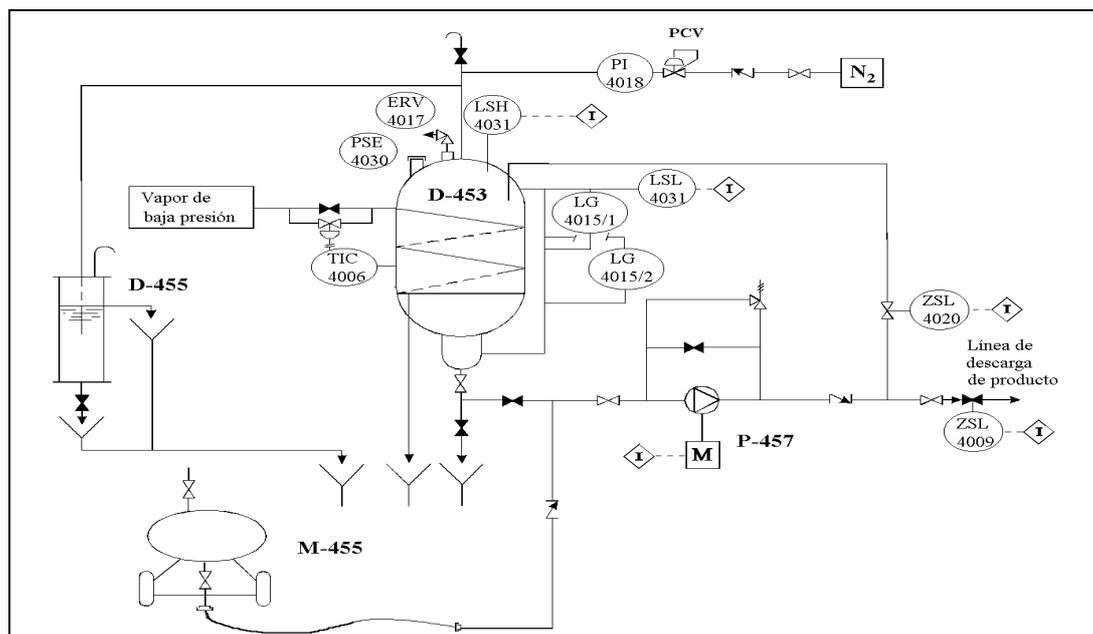


Fig. 2.9 Diagrama de flujo simplificado de la instalación

La bomba P457 es utilizada para la carga, el vaciado y la transferencia de amina del tanque D453 al tanque de mezcla de la unidad de producción (fuera de los límites de la instalación). El sistema de bombeo está constituido por un conjunto de conducciones y válvulas accionadas manualmente.

f.2) Descripción del análisis realizado

Se han efectuado las valoraciones cualitativa y cuantitativa, mediante un árbol de fallos, del suceso más significativo que puede tener lugar en la instalación: *la rotura catastrófica del tanque y el vertido del producto durante la carga del tanque*.

Como hipótesis, y para realizar la valoración cuantitativa, se ha supuesto que en el proceso normal de carga de amina al tanque siempre se consigue el nivel máximo de llenado (probabilidad=1). Todos los datos de frecuencia e indisponibilidad de los acontecimientos primarios se han extraído de la referencia [LEES86] (esta base de datos no aporta información directa de fiabilidad de componentes) (véase la tabla 2.8).

Tabla 2.8 Datos de fiabilidad de los componentes del árbol

Nombre	Descripción	Frecuencia de fallo (h ⁻¹)	Tiempo de reparación (años)	Indisponibilidad (años)	Intervalo de prueba
E11	Rotura de la autoreguladora PCV del nitrógeno	9,14·10 ⁻⁴	4,50·10 ⁻⁴		
E10	Falta de señalización del PI4018	5,92·10 ⁻⁵	1,00		
E2	Falta de señalización del LG4015/2	4,66·10 ⁻⁴	1,00		
E3	Falta de señalización del LI4031	4,66·10 ⁻⁴	4,50·10 ⁻⁴		
E4	Falta de intervención manual sobre señalización			4,00·10 ⁻²	
E5	Falta de intervención manual sobre alarma			3,00·10 ⁻²	
E6	Falta de señalización del LAH4031	6,51·10 ⁻⁴	1,00		
E7	Falta de intervención del bloqueo LSH4031	2,51·10 ⁻⁵	4,50·10 ⁻⁴		
E1	Alto nivel en el tanque D453			1,00	
E8	Falta de señalización del LG4015/1	4,66·10 ⁻⁴	1,00		
E9	Falta de señalización del PI4018	2,06·10 ⁻⁴	4,50·10 ⁻⁴		

f.3) Resultados y conclusiones

El árbol de fallos obtenido en el estudio se muestra gráficamente en la figura 2.10.

Los resultados del análisis del árbol de fallos se han recogido en forma de sumario en la tabla 2.9.

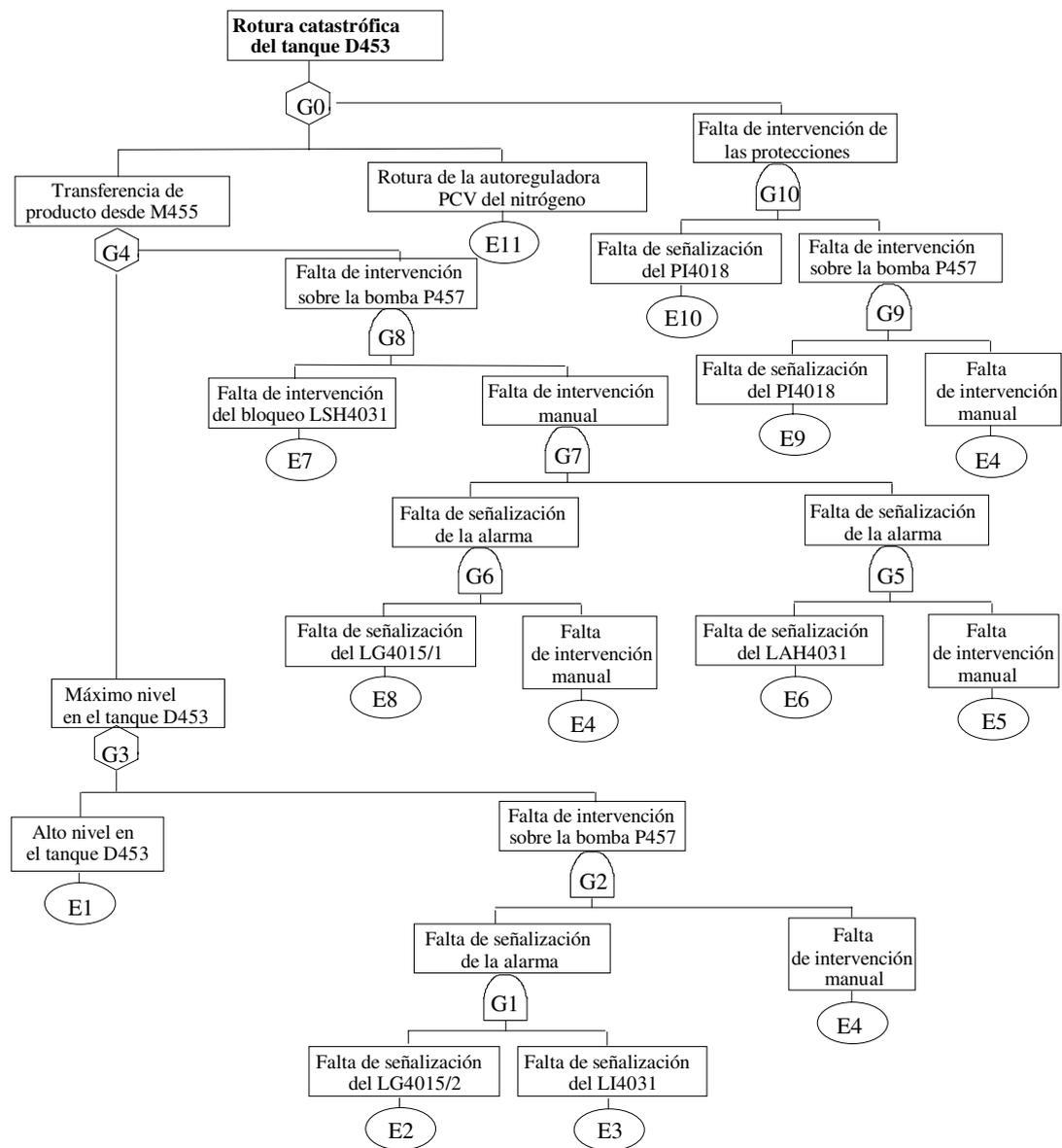


Fig. 2.10 Representación gráfica del árbol de fallos obtenido

Tabla 2.9 Resumen de los resultados

Frecuencia de suceso del accidente: $4,33 \cdot 10^{-8}$ veces al año		
Tiempo de estudio (funcionamiento de la instalación por carga): 2 h		
Error de truncamiento de los cálculos: 10^{-15}		
<i>Relación de los conjuntos mínimos</i>		
<i>Núm. de orden</i>	<i>Frecuencia</i>	<i>Relación de componentes</i>
3	$4,33 \cdot 10^{-8}$	E11 E10 E4
3	$1,00 \cdot 10^{-13}$	E11 E10 E9

Del estudio han surgido dos recomendaciones principales:

- Analizar el transitorio de sobrepresión que se podría generar al romperse o fallar la válvula autoreguladora de presión PCV4004 de la pulmonación (E11), y sus efectos sobre la cubierta del tanque (previsiblemente lo rompe).
- Extremar la atención del operador en la maniobra de carga, ya que de él depende en última instancia la intervención (bloqueo de la bomba) para evitar la rotura del depósito por sobrellenado (E4).

g) *Ejemplo de análisis cualitativo*

Encontrar para el árbol de fallos representado en la figura 2.11, los conjuntos mínimos de corte de manera analítica y matricial.

g.1) Resolución analítica

La resolución analítica del árbol de fallos consiste en transformar el árbol en su expresión lógica y simplificarlo mediante el álgebra de Boole. La equivalencia de las puertas lógicas en el álgebra de Boole es:

- una puerta *O* es equivalente a la unión de conjuntos; signo “+”
- una puerta *Y* o *INH* es equivalente a la intersección de conjuntos; signo “·”

Las propiedades del álgebra de Boole para la resolución del árbol son:

- propiedad conmutativa: $x \cdot y = y \cdot x$
 $x + y = y + x$
- propiedad asociativa: $x \cdot (y \cdot z) = (x \cdot y) \cdot z$
 $x + (y + z) = (x + y) + z$
- propiedad distributiva: $x \cdot (y + z) = x \cdot y + x \cdot z$
 $x + y \cdot z = (x + y) \cdot (x + z)$

Las propiedades y leyes del álgebra de Boole para la simplificación del árbol son:

- propiedad de la idempotencia: $x \cdot x = x$
- ley de la absorción: $x + x \cdot y = x$

Árbol de fallos que se debe resolver analíticamente:

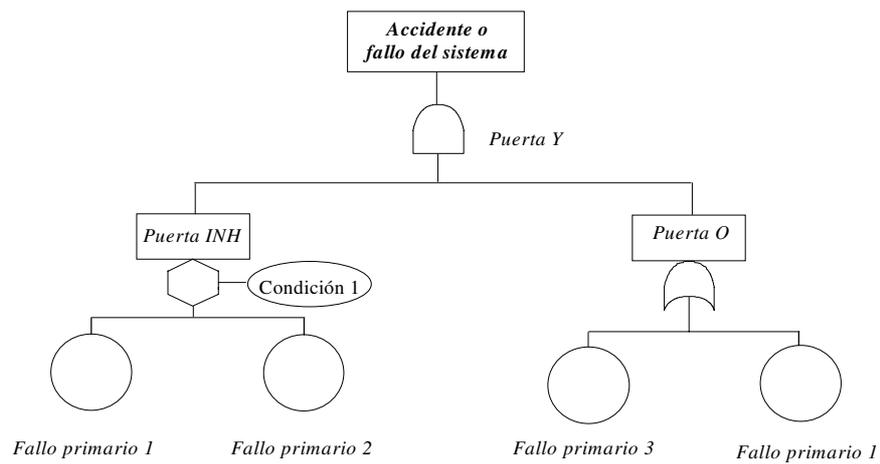


Fig. 2.11 Ejemplo genérico de árbol de fallos

Ecuación del árbol:

$$Y = \text{INH} \cdot O \quad (\text{ec.1})$$

$$\text{INH} = \text{FP1} \cdot \text{FP2} \cdot \text{C1} \quad (\text{ec.2})$$

$$O = \text{FP3} + \text{FP1} \quad (\text{ec.3})$$

Se sustituyen las ecuaciones (ec. 2) y (ec. 3) en la (ec. 1):

$$Y = (FP1 \cdot FP2 \cdot C1) \cdot (FP3 + FP1)$$

Se desarrolla la expresión obtenida del árbol aplicando la propiedad distributiva del álgebra de Boole ($x \cdot (y + z) = x \cdot y + x \cdot z$):

$$Y = FP1 \cdot FP2 \cdot C1 \cdot FP3 + FP1 \cdot FP2 \cdot C1 \cdot FP1$$

Se simplifica la expresión con la propiedad de la idempotencia ($x \cdot x = x$):

$$Y = FP1 \cdot FP2 \cdot C1 \cdot FP3 + FP1 \cdot FP2 \cdot C1 \cdot \cancel{FP1}$$

Se simplifica la expresión con la ley de la absorción ($x + x \cdot y = x$):

$$Y = FP1 \cdot FP2 \cdot C1 \cdot \cancel{FP3} + FP1 \cdot FP2 \cdot C1$$

El resultado final es el conjunto mínimo de corte encontrado analíticamente: $Y = FP1 \cdot FP2 \cdot C1$.

g.2) Resolución matricial

Para resolver el árbol anterior matricialmente hay que transformarlo en una matriz aplicando las reglas derivadas del álgebra de Boole: se construye la matriz sustituyendo las puertas lógicas por sus descendientes en forma de filas (puertas O) o en forma de columnas (puertas Y e INH), y se reduce la matriz con las propiedades de la idempotencia y la ley de la absorción [PIQU94]. Cada fila representa un conjunto mínimo de corte:

Y	IN H	O	FP1	FP2	C1	O	FP1	FP2	C1	FP3	FP1	FP2	C1	FP3	FP1	FP2	C1	FP3
							FP1	FP2	C1	FP1	FP1	FP2	C1	FP1	FP1	FP2	C1	

Propiedad de la idempotencia ↑ Ley de la absorción ↑

El resultado final es el mismo conjunto mínimo de corte que el encontrado analíticamente: $Y = FP1 \cdot FP2 \cdot C1$.

2.2.5 Métodos semicualitativos: índices de riesgo

Bajo este calificativo se agrupan un conjunto de métodos específicamente diseñados para evaluar el riesgo asociado a instalaciones químicas, tanto de proceso como de almacenamiento. Una parte importante del índice está orientada a identificar y valorar mediante factores, las condiciones que pueden determinar el que se produzca una liberación importante de energía en un corto período de tiempo. En la mayoría de los casos este factor energético viene definido por dos parámetros:

- Un *factor de material*, proporcional a la peligrosidad intrínseca del producto. Es un factor multiplicador que afecta en proporción lineal al valor del índice: si se duplica, el índice dobla su valor.
- Un *factor de cantidad* de energía, proporcional al producto:
(cantidad de sustancia, kg) x (calor de combustión, kJ/kg)

En determinadas circunstancias, aunque bastante restringidas por los métodos, puede utilizarse el calor de descomposición. Este factor suele integrarse en el esquema general de cálculo como un elemento más del sumatorio de factores de riesgo. El valor que adopta sigue una evolución creciente y asintótica, de manera que, cuando la energía puesta en juego es de gran magnitud, el factor es poco sensible a la cantidad de producto.

Las condiciones que pueden determinar la liberación de la energía son identificadas y valoradas como factores, atendiendo a diferentes situaciones: posibilidad de reacción química, posibilidad de derrame, posibilidad de atmósfera inflamable, operación a una temperatura que supere la de destello o ebullición de la sustancia, etc. La valoración se puede realizar de dos modos:

- De manera *discreta*, todo o nada, dependiendo de que las circunstancias que se analizan estén presentes. Ejemplos: ¿hay reacción química del tipo ...?, ¿la carga y descarga de productos inflamables implica la conexión y desconexión de líneas de transferencia?, ¿hay corrosión?, etc. Algunas de estas valoraciones pueden estar determinadas por una escala de clases. Por ejemplo, un nivel de corrosión medido en tres intervalos: <1 mm/año, 0,5-1 mm/año y >1 mm/año.
- De manera *continua*, dependiendo del valor de alguna magnitud proporcional al riesgo. Ejemplos: la presión de disparo del sistema de alivio, la distancia a hornos de proceso o llamas abiertas, etc.

Como se puede comprobar con el análisis en profundidad de alguno de los índices, estos métodos pueden tener aplicaciones complementarias:

- Servir de *lista de chequeo* para identificar circunstancias de peligro y riesgo. En el Anexo 1 se han desarrollado listas de chequeo asociadas al índice DOW, como método para identificar factores de riesgo afines a una potencial situación de reacción fuera de control.
- Disponer de *tablas de riesgo relativo*. La aplicación de estos métodos supondrá la subdivisión de la planta en unidades de análisis, generalmente asociadas a equipos principales o secciones de la planta, para los que podrá obtenerse un valor de riesgo o índice que nos permita priorizar acciones futuras de mejora y control de la seguridad. Por ejemplo, en aplicación del índice DOW, un valor superior a 128 implica la necesidad de

desarrollar análisis de riesgos más rigurosos. Precisamente el nacimiento de estos métodos se debió a la necesidad de una metodología que permitiera priorizar, en instalaciones complejas, las acciones tendentes al control de pérdidas y la mejora de la seguridad.

- Justificar el *beneficio de la inclusión de determinados sistemas de protección* (contra incendio, drenaje, bloqueo, control, etc.). La inclusión de estos sistemas implica la adopción de unos factores de reducción (bonificaciones) que repercuten en el valor final del índice calculado o de las pérdidas previstas.
- Valorar *áreas de exposición* por daño severo a las instalaciones. Así, el índice DOW permite un radio de exposición proporcional al índice calculado. En general, este resultado no debe ser empleado como una previsión de las consecuencias en caso de accidente, sino como un dato para utilizar en la toma de decisiones a la hora de diseñar la implantación de unidades y la separación entre equipos de proceso.

2.3 Bibliografía

- [AIChE85] AIChE. *Guidelines for hazard evaluation procedures*. Nueva York, 1985.
- [CERT93] CERTEC (Centre d'Estudis de Risc Tecnològic). *Manual del usuario del banco de datos de accidentes ESTRALL*.
- [CIA85] CHEMICAL INDUSTRY ASSOCIATION. *A Guide to Hazard and Operability Analysis*. 1985.
- [COX91] COX, S. J. & TAIL, N.R.S. *Reliability, Safety & Risk Management. An integrated approach*. Butterworth-Heinemann Ltd. Inglaterra, 1991.
- [CCPS92] CCPS. *Hazard Evaluation Procedures*. American Institute of Chemical Engineers. Nueva York, 1992.
- [GOYA93] GOYAL, R. K. "FMEA, the alternative process hazard method". *Hydrocarbon Processing*, pp. 95-99. Mayo 1993.
- [GROS91] GROSSMAN, G. & FROMM, D. "HAZOP-Proof Ammonia Plant: A New Way of Defining a Safe and Reliable Design". *Plant/Operations Progress*. Vol. 10, núm. 4, pp. 223-227. Octubre 1991.

- [HAUP86] HAUPTMANN, U. *Análisis de árboles de fallos*. Ed. Bellaterra. Barcelona, 1986.
- [KAI94] KAISER, G. D., BEARROW, M. E., FLEGER, S.A., & YOUNG, J. A. "HAZOP techniques for computer based control systems". *Process Plant Safety Symposium*. Vol. 1, pp. 953-966. Proceedings of the symposium held in Texas, 1994. Mary C. Cousins, Anderson Greenwood & Co. and Subsidiary of Keystone International (Editores) 1994.
- [KLETZ92] KLETZ, T.A. *HAZOP and HAZAN. Notes on the Identification and Assessment of Hazards*. IChemE. Rugby, 1986.
- [KNOW81] KNOWLTON, R. E. *Hazard and operability studies*. Chemetics International Ltd. Vancouver. Febrero 1981.
- [LEES86] LEES, F. P. *Loss prevention in the process industries*. Butterworth & Co, Ltd. Londres, 1986.
- [MHID93] UK Atomic Energy Authority. "MHIDAS (Major Hazard Incident Data Service)". Versión CD-ROM. Silver Platter. 1993.
- [NTIS81] National Technical Information Service U. S. Nuclear Regulatory Commission. Ed. Nureg. Washington, 1981.
- [PICC85] PICCININI, N. "Afidabilità e sicurezza nella industria chimica". IEC. Barcelona, 1985.
- [PICC93] PICCININI, N., SCARRONE, M. & CARAMBINO, I. "Operability analysis devoted to the development of logic trees". *Reliability Eng. Syst. Safety*. Diciembre 1993.
- [PICC94] PICCININI, N., SCARRONE, M. AND CARAMBINO, I. "Probabilistic analysis of transient events by an event tree directly extracted from operability analysis. Evaluation of accidental releases of gas from a pressure-regulating installation". *Journal of Loss Prevention in the process industries*. Vol. 7, núm. 1, pp. 23-32. 1994.
- [PIQU94] PIQUÉ, T., CEJALVO, A. "Análisis probabilístico de riesgos: Metodología del Arbol de fallos y errores". *Notas Técnicas de Prevención NTP333-1994*. Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo. Barcelona, 1994.
- [RODR95] RODRÍGUEZ-GIMÉNEZ, S., NIÑO, J., GARCÍA, C., SEVILLA, S., VÍLCHEZ, J. A. "Aspectos básicos de seguridad en los almacenamientos de GLP". *Ingeniería química*. Octubre 1995.

[SANT94] SANTAMARIA, J.M.; BRAÑA, P.A. *Análisis y reducción de riesgos en la industria química*. Ed. Fundación Mapfre. 1994.

2.4 Nomenclatura

B.O.E.: *Boletín Oficial del Estado*.

D.O.G.C.: *Diari Oficial de la Generalitat de Catalunya*.

ET: *Event Tree* (árbol de sucesos).

FMEA: *Failure Modes and Effect Analysis* (Análisis de modos de fallos y efectos).

FT: *Fault Tree* (árboles de fallos).

HAZOP: *HAZard and OPerability analysis* (Análisis de peligros y operabilidad).

IPVS: Concentración inmediatamente peligrosa para la vida o la salud, en la literatura anglosajona *IDLH (Immediately Dangerous to Life and Health)*. Máximo nivel de concentración al que puede estar expuesto un individuo durante un periodo de 30 minutos, de manera que pueda escapar sin síntomas graves ni efectos irreversibles para la salud.

TLV (*Threshold Limit Value*): valores umbral o límite de concentración crítica para exposiciones prolongadas. Se pueden diferenciar tres tipos:

- TLV-TWA (*Time-Weighted Average*): concentración media ponderada en el tiempo a la que, en un turno de 8 horas al día y 5 días a la semana, se pueden exponer todos los trabajadores sin efectos adversos para la salud.
- TLV-STEL (*Short Term Exposure Limit*): máxima concentración a la que pueden exponerse los trabajadores durante 15 minutos repetidamente sin manifestar irritaciones intolerables, cambios irreversibles en los tejidos, narcosis. No se permiten más de 4 exposiciones al día.
- TLV-C (*Ceiling*): valor límite que expresa la concentración instantánea que no se puede sobrepasar en ningún momento

3 Accidentes mayores

3.1 Introducción

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. Si la situación generada se puede calificar como de riesgo grave, catástrofe o calamidad pública —inmediata o diferida— para las personas, el medio ambiente y los bienes, se la denomina “accidente mayor”.

En Europa este tipo de accidentes se controla mediante las Directivas europeas 82/501 [DOCE82], 87/216 [DOCE87], 88/610 [DOCE88] y 96/82[DOCE96]. Ésta última introduce importantes novedades, como la del control de la urbanización en el entorno de instalaciones afectadas (Art. 12).

En este capítulo se hace una presentación general de cuáles son los accidentes de este tipo que pueden suceder en instalaciones industriales o en el transporte de mercancías peligrosas. Se presenta también un esquema simplificado de las distintas posibilidades existentes después de un escape o de una pérdida de contención, en función de las condiciones en las que se encuentre la sustancia emitida (gas, líquido, etc.) y según sean las distintas circunstancias (velocidad de salida, existencia de fuentes de ignición, etc.).

3.2 Definiciones previas

Es evidente que la definición anterior de accidente mayor es tan amplia, desde el punto de vista técnico, que debe ser matizada con elementos adicionales que permitan una clasificación objetiva de cualquier situación de esta clase.

La legislación Española [BOE91] establece tres tipos de categorías para los accidentes mayores¹:

- *Categoría 1.* Aquellos accidentes en los que se prevé que habrá, como única consecuencia, daños materiales en la instalación industrial accidentada. Los daños asociados a la emisión, el escape, el vertido y la explosión quedan, pues, limitados a los límites de la propiedad de la instalación industrial; no se producen víctimas ni heridos.
- *Categoría 2.* Aquellos accidentes en los que se prevé que habrá, como consecuencia, posibles víctimas y daños materiales en la instalación industrial. Las repercusiones en el exterior se limitan a daños leves o efectos adversos sobre el medio ambiente, en zonas limitadas.
- *Categoría 3.* Aquellos accidentes en los que se prevé que habrá, como consecuencia, posibles víctimas, daños materiales o alteraciones graves del medio ambiente en zonas extensas, en el exterior de la instalación industrial.

Los accidentes de las categorías 2 y 3 son considerados accidentes mayores.

Habría que añadir a estas categorías otra de nivel inferior, no recogida en la legislación: la de *incidente*, que es toda aquella situación anómala, en general asociada al vertido, el escape o la explosión, que provoca daños materiales de poca importancia y que no comporta en ningún momento un riesgo para la instalación industrial y su entorno. El incidente suele coincidir con situaciones que quedan controladas, ya desde sus inicios, con los medios técnicos propios de la planta (conato de incendio, vertido en pequeñas proporciones, emisión controlada, etc.).

Las actividades industriales con riesgo de accidente mayor se determinan, desde el punto de vista administrativo, analizando qué productos se manipulan o se almacenan y en qué cantidades. La lista de productos clasificados según este criterio está publicada en las disposiciones legales de ámbito estatal [BOE88 y BOE90] y también de ámbito autonómico [DOGC89 y DOGC91]. En términos generales y según el tipo de producto, estos límites son:

<i>Tipo de producto</i>	<i>Cantidad, toneladas</i>
Líquidos inflamables	50.000
Gases inflamables licuados a presión o refrigerados	200
Gases inflamables	200
Productos tóxicos y oxidantes	200
Productos muy tóxicos	20

¹ Una revisión más amplia del marco legal español y una serie de guías técnicas de carácter oficial sobre el tema se incluye en el Anexo II.

De todas formas, es necesario advertir que estas cantidades son orientativas y referidas a categorías genéricas de sustancias. Hay que tener en cuenta que en las listas mencionadas a veces se consideran como de riesgo de accidente mayor cantidades muy inferiores a las de la tabla anterior (a veces del orden de 1kg).

Las empresas clasificadas mediante este criterio administrativo, basado en el tipo de sustancia y la limitación de cantidades, tienen la obligación de presentar a las autoridades competentes (en general, a los servicios de industria y de protección civil que dependen de la administración autonómica) una información detallada sobre:

- Sus actividades industriales (información básica o IBA).
- Los posibles accidentes que pueden ocurrir y el alcance de sus consecuencias (estudio de seguridad o ES).
- Las medidas organizativas de respuesta a las situaciones de emergencia previstas (redactadas como plan de emergencia interior o PEI).

3.3 Fenómenos peligrosos y límites de aceptabilidad de las variables físicas asociadas

Los accidentes de gran magnitud que pueden ocurrir en instalaciones industriales o en el transporte de mercancías peligrosas pueden tener consecuencias tanto sobre las personas como sobre el medio ambiente y, desde luego, sobre la propia instalación donde se han originado (Fig. 3.1).

En general, los accidentes mayores están relacionados con los siguientes tipos de fenómenos peligrosos:

- De tipo térmico: radiación térmica (descrita detalladamente en los capítulos 4 y 9).
- De tipo mecánico: ondas de presión y proyección de fragmentos (capítulos 5 y 9).
- De tipo químico: emisión a la atmósfera o vertido incontrolado de sustancias contaminantes tóxicas o muy tóxicas. En la práctica, los estudios de seguridad orientan los cálculos para analizar las situaciones de emisión hacia la atmósfera ya que, en este caso, la sustancia tóxica, una vez emitida, es de difícil control, y en pocos minutos puede ser transportada por el viento fuera de la planta y afectar a la población más cercana. En cualquier caso, en el futuro, y a causa de la problemática actual, las situaciones de vertido incontrolado también deberán ser evaluadas. Para estos casos la normativa establece las situaciones de accidente mayor siguientes [BOE91]:
 - Vertido en caudales de corrientes naturales: cuando su concentración, 1 km más abajo del punto de vertido, sobrepase algunos de los valores de toxicidad aguda que establece la legislación vigente.

- Vertidos en lagos: cuando la concentración teórica que resulta de la dilución homogénea y completa de la sustancia en la masa total de agua, en un momento determinado, sobrepase las concentraciones de toxicidad crónica previstas para determinadas especies (vertebrados, invertebrados, algas, bacterias).
- Vertidos en aguas marítimas.
- Vertidos en el subsuelo: cuando puedan provocar una filtración o almacenamiento en el medio acuífero, o alterar las características de potabilidad de las aguas subterráneas.

Puede decirse que la legislación relativa al tema de accidentes mayores está centrada, fundamentalmente, en los efectos que se puedan provocar a los seres humanos. Para evaluar estos efectos la administración exige, en los estudios de seguridad, estimaciones cuantitativas de las zonas de influencia. Los impactos sobre el medio ambiente y la naturaleza, a pesar de que son tenidos en cuenta, tal como ya se ha expuesto anteriormente, son tratados a un nivel mucho más cualitativo, mientras que las repercusiones económicas que puedan tener determinados accidentes son aspectos que las empresas deben tener en consideración al diseñar una política global de seguridad.

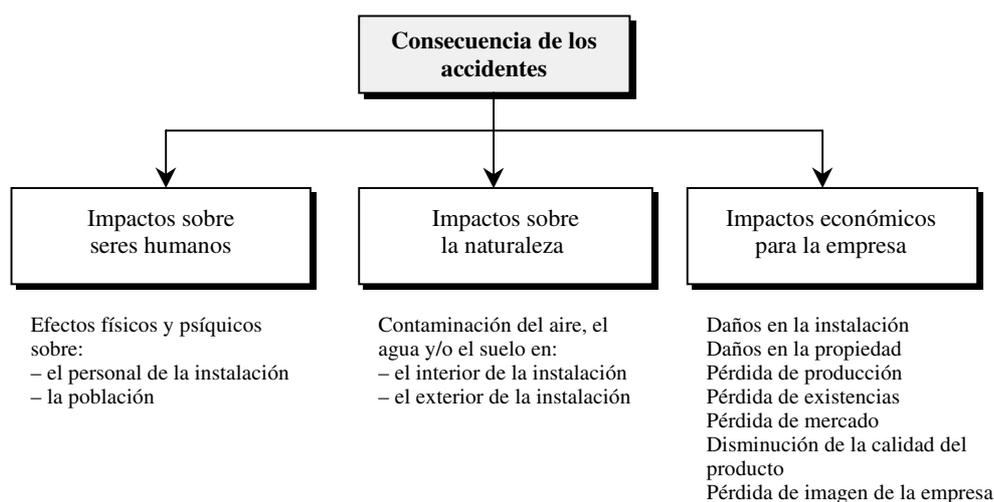


Fig. 3.1 Esquema de las distintas consecuencias de los accidentes mayores (adaptado de [CCPS92])

En los capítulos siguientes se presentan técnicas de cálculo que permiten establecer, en función de la distancia, los valores límite peligrosos para cada uno de estos fenómenos. Es conveniente, no obstante, repasar cuáles son las magnitudes físicas que determinan el daño y los valores límite que se deben respetar:

- Para fenómenos de tipo térmico:
 - Radiación térmica emitida por llamas y cuerpos incandescentes en incendios y deflagraciones. Valores límite: 5 kW m^{-2} durante un tiempo máximo de exposición de 3 minutos para la zona de intervención y 3 kW m^{-2} para la zona definida como de influencia.

- Para fenómenos de tipo mecánico producidos por explosiones y deflagraciones:
 - Valor local integrado del impulso de la onda de presión. Se trata de la integral en el tiempo de la evolución de la sobrepresión, que por el hecho de tratarse de un pico con forma triangular puede ser estimado como $\frac{1}{2} \Delta T \cdot \Delta P$. Valores límite: 150 mbar para la zona de intervención y 100 mbar para la zona definida de influencia.
 - Sobrepresión estática de la onda de presión (pico máximo de la onda de presión). Valores límite: 125 mbar para la zona de intervención y 50 mbar para la zona de influencia.
 - Alcance máximo de los proyectiles con un impulso superior a 10 mbar producidos por la explosión, ya sea a causa del estallido de determinadas instalaciones industriales, o bien originados en otras sucesivas, como consecuencia de estos fenómenos o por desprendimiento de fragmentos debido a una onda de presión. Valores límite: alcance del 95% de los proyectiles en la zona de intervención y alcance del 99,9% de los proyectiles en la zona de influencia.

En general, se tiende a planificar sólo con el alcance de la sobrepresión estática, más fácil de estimar que no el valor del impulso de la onda de presión.

- Para fenómenos de tipo químico:
 - Concentración de sustancias peligrosas superior al equivalente del límite inmediatamente peligroso para la vida y la salud (IPVS), habitualmente expresado en ppm o mg m^{-3} . Este límite depende de la naturaleza tóxica de cada sustancia. Los valores oficiales para un conjunto representativo de sustancias se pueden consultar en [NIOS86].

Las zonas de intervención e influencia mencionadas son representadas mediante círculos centrados en el lugar del accidente y cubren el área en la que se esperan determinados niveles de daño o afectación. De manera genérica son:

- En la *zona de intervención*: las consecuencias de los accidentes producen un nivel de daños que justifica la aplicación inmediata de medidas de protección.

- En la *zona de influencia*: las consecuencias de los accidentes provocan efectos que, a pesar de que son perceptibles por la población, no justifican la intervención, a excepción de grupos críticos.

Una cuantificación más precisa sobre este tipo de daño esperado, en función del tamaño de la variable física peligrosa y del tiempo de afectación, se desarrolla en el capítulo dedicado a la vulnerabilidad.

En base a lo expuesto anteriormente, y dada la importancia que tienen determinados aspectos legales en esta temática (lista de productos, límites que se deben considerar en la clasificación, categorización de su peligrosidad según los criterios de toxicidad en inflamabilidad, etc.), se han desarrollado algunas aplicaciones informática orientadas a la gestión de esta información [GARC93].

3.4 Escenarios accidentales

A lo largo de este libro se pueden encontrar las definiciones de los principales escenarios accidentales que pueden producirse en la industria en general, en la industria química en particular y en el transporte de determinadas sustancias. Este apartado introduce estos escenarios bajo una visión globalizadora de conjunto.

Se presentan aquí una serie de accidentes perfectamente tipificados por lo que es posible, mediante correlaciones matemáticas o modelos de cálculo por ordenador, estimar el alcance de los fenómenos peligrosos que de ellos se derivan². Dependiendo del tipo de fenómeno peligroso principal que caracteriza el accidente, se pueden agrupar los escenarios de la manera siguiente:

- Escenarios que determinan fenómenos peligrosos de tipo térmico:
 - *Incendio de charco (pool fire)*. Combustión estacionaria con llama de difusión del líquido de un charco de dimensiones conocidas (extensión), que se produce en un recinto descubierto.
 - *Dardo de fuego (jet fire)*. Llama estacionaria y alargada (de gran longitud y poca amplitud) provocada por la ignición de un chorro turbulento de gases o vapores combustibles. Un ejemplo típico es el soplete.
 - *Llamarada (flash fire)*. Llama progresiva de difusión, de baja velocidad. No produce ondas de presión significativas. Suele estar asociada a la dispersión de vapores inflamables a ras de suelo. Cuando éstos encuentran un punto de ignición, el frente de la

² Se indican en mayúsculas los acrónimos que se utilizan habitualmente en revistas y publicaciones especializadas de la literatura anglosajona.

llama generado se propaga hasta el punto de emisión, barriendo y quemando toda la zona ocupada por los vapores en condiciones de inflamabilidad. Si el origen de los vapores es un vertido con evaporación, el fenómeno acaba en un incendio de charco.

- **BLEVE-Bola de fuego.** Acrónimo de la expresión inglesa *Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion*. Este escenario se refiere a la bola de fuego (*fireball*) que se produce por el estallido súbito y total, por calentamiento externo, de un recipiente que contiene un gas inflamable licuado a presión, cuando el material de la pared pierde resistencia mecánica y no puede resistir la presión interior. El calentamiento extremo es generalmente producido por un incendio de charco o de dardo de fuego, y la probabilidad de que estalle es especialmente elevada en los casos en los que hay un contacto directo de la llama con la superficie del recipiente.

Las diferentes posibilidades, respecto a los incendios, se han esquematizado en la figura 3.2.

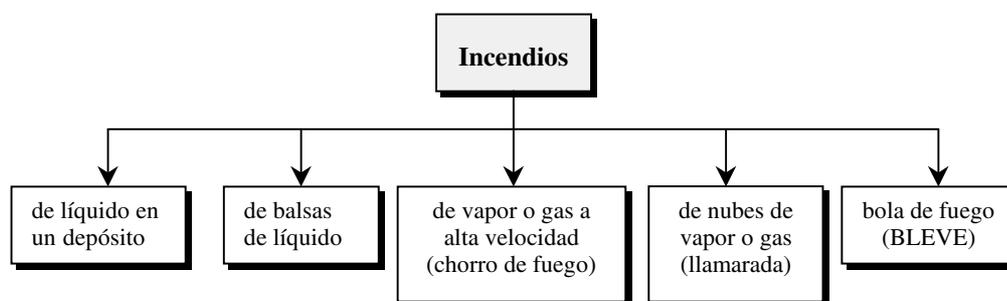


Figura 3.2 Distintas posibilidades de accidente mayor con fuego

- Escenarios que determinan fenómenos peligrosos de tipo mecánico:
 - **Explosión** (en general, sin especificar). Equilibrio en un breve período de tiempo de una masa de gases en expansión contra la atmósfera que la envuelve. Si la energía necesaria para la expansión de los gases procede de una reacción química, se dice que la explosión es química; es el caso de las explosiones derivadas de fenómenos de combustión donde están involucrados gases inflamables, de explosiones derivadas de reacciones incontroladas y de explosiones asociadas a la ignición o descomposición de sustancias explosivas. Si la energía procede de la liberación repentina de un gas comprimido o de la expansión rápida de vapores, se trata de una explosión física (este último tipo de explosión se denomina estallido).

- *Explosión de una nube de vapor inflamable no confinada (UVCE, acrónimo de la expresión inglesa Unconfined Vapor Cloud Explosion)*. Tipo de explosión química que involucra una cantidad importante de gas o vapor en condiciones de inflamabilidad, que se dispersa por el ambiente exterior. Para que esto ocurra, a grandes rasgos, la cantidad de gas tiene que superar el valor de algunas toneladas. Cuando no es así, normalmente la ignición de la masa de vapor deriva en una llamarada sin efectos mecánicos importantes. En general, este tipo de accidentes se asocia a situaciones que determinan el escape masivo de gases licuados, gases refrigerados y líquidos inflamables muy volátiles (con una intensa evaporación), ya que en estas circunstancias se pueden generar una gran cantidad de vapores inflamables en un breve período de tiempo.
- *Explosión de vapor confinado (CVE, acrónimo de la expresión Confined Vapor Explosion)*. Tipo de explosión química que involucra gases inflamables en condiciones de confinamiento (total o parcial). Normalmente se asocia a explosiones derivadas de la combustión en recintos cerrados de vapor inflamable (naves industriales, salas de trascolamiento, cámaras de aire de depósitos, sistemas de drenaje contaminados por productos volátiles, etc.).
- *Estallido de contenedor a presión*. Explosión física derivada de la rotura repentina de un recipiente a presión, causada por la presión interior y por un fallo de la resistencia mecánica del contenedor, que provoca una dispersión violenta del fluido interior, una onda de presión y proyectiles.
- *BLEVE*. Fenómeno de estallido normalmente asociado a la situación accidental descrita antes con el apelativo añadido de bola de fuego. Puede suceder también con sustancias licuadas a presión y no inflamables cuando, en determinadas situaciones de presión y temperatura, el recipiente que las contiene se rompe repentinamente (un capítulo de este libro se dedica específicamente a este tema). Cuando está asociado al fenómeno de bola de fuego, el alcance de la magnitud física peligrosa que caracteriza el efecto mecánico (sobrepresión) suele ser inferior al alcance de la magnitud peligrosa de naturaleza térmica (radiación); de ahí que la planificación de emergencias sólo se realice teniendo en cuenta los daños de este último fenómeno.

La figura 3.3 muestra de forma esquemática las diversas posibilidades de explosión.

- Escenarios que determinan fenómenos peligrosos asociados a la concentración de una sustancia emitida al ambiente (de tipo térmico para sustancias inflamables y de tipo químico para sustancias tóxicas). Un escape de un producto tóxico o inflamable en forma gaseosa, o bien en forma líquida en condiciones de ser vaporizado, produce una nube de gas. Esta nube, según sea la velocidad de salida del producto, se comporta como:

- *un chorro gaseoso (turbulent free jet)*: en este caso, la dispersión del producto depende de la velocidad y de la presión de salida. Cuando el gas o vapor está suficientemente diluido y su velocidad es menor que la velocidad del viento, se dispersará a corta distancia en función de las condiciones meteorológicas;
- *la dispersión atmosférica*: la nube, en función de las condiciones meteorológicas, se extiende y se desplaza mientras se va diluyendo. Las áreas de terreno que quedan bajo el efecto de esta nube sufrirán las consecuencias del producto contaminante, que en algunas ocasiones, como en Bhopal en el año 1984, pueden ser muy graves.

Según la evolución del fenómeno en el tiempo, las emisiones pueden clasificarse en: *instantáneas* (soplo), *continuas* (emisiones prolongadas en el tiempo) y *en régimen transitorio* (emisiones limitadas en el tiempo y a menudo de caudal variable).

Según la densidad del producto, la dispersión puede ser *neutra* o *gaussiana* (gases o vapores con densidad similar a la del aire), o *de gases pesados* (productos más densos que el aire, de manera que la gravedad ejerce una influencia significativa en la evolución de la nube).

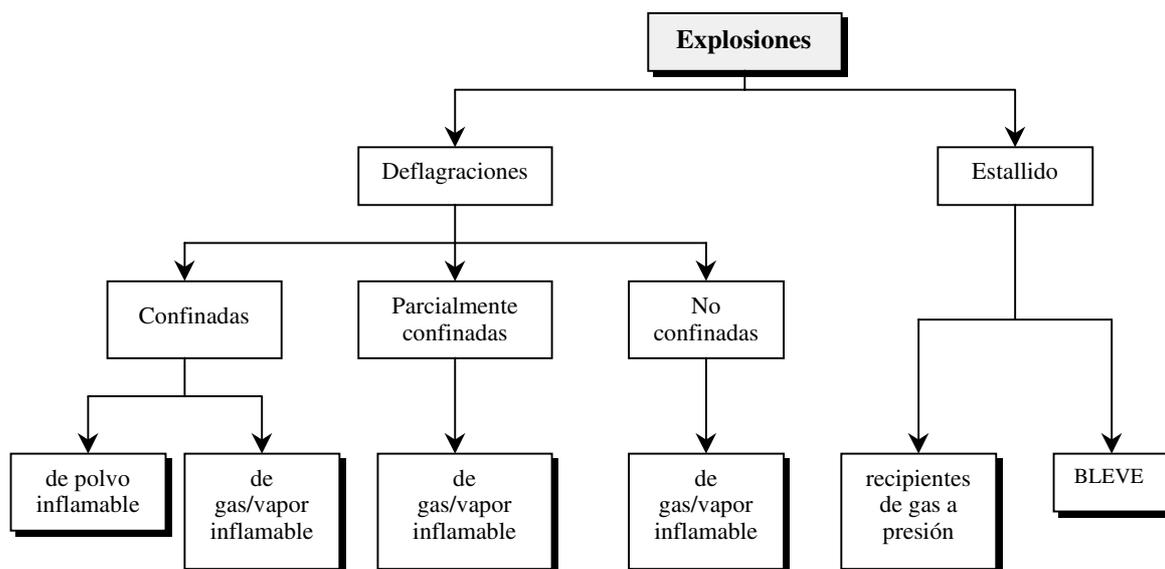


Figura 3.3 Explosiones originadas por una combustión muy rápida

Los principales escenarios accidentales descritos anteriormente no tienen por qué desarrollarse aisladamente. Es habitual que, en una secuencia accidental, diversos escenarios estén concatenados de manera lógica. En la figura 3.4 se presenta un diagrama simplificado sobre distintas posibilidades.

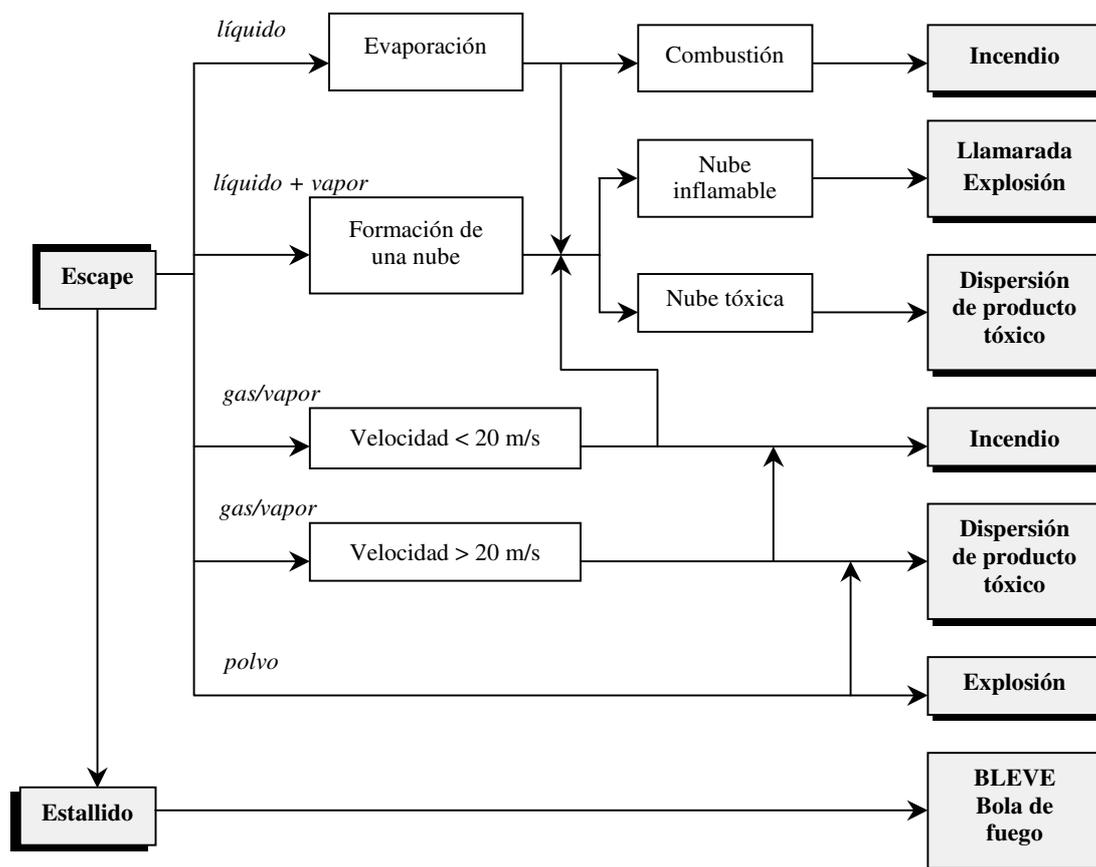


Figura 3.4 Esquema simplificado de los posibles accidentes que se pueden producir en caso de escape accidental de un producto tóxico o inflamable

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.

El escape de un fluido hacia la atmósfera puede producirse por diversas razones: por rotura de una conducción, por explosión de un recipiente a presión, por rebosamiento de un depósito, etc. Según la forma de salida y las características del fluido puede dar lugar a un incendio, una nube tóxica o inflamable, etc. Las distintas posibilidades se han esquematizado en la figura 3.4 [ROMA85] [CASA87].

Si el escape es de líquido, se formará un charco —siempre en función de la disposición del terreno— y habrá 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. Ésta originará una onda de sobrepresión, que puede destruir las instalaciones circundantes y provocar nuevos escapes (efecto *dominó*). Si el producto es tóxico, la nube que se formará puede simplemente expandirse en la atmósfera —si es menos pesada que el aire— o bien desplazarse a ras de suelo, según las condiciones atmosféricas, con el peligro subsiguiente para la población.

Si el escape es una mezcla de líquido y vapor, como suele suceder con líquidos sometidos a presión y temperatura que experimentan una despresurización súbita, es prácticamente seguro que se formará una nube —excepto si el viento lo impide— con las mismas consecuencias finales que para el caso anterior.

En un escape de gas o de vapor, la situación dependerá de la velocidad de salida. Si ésta es inferior a unos 20 m s^{-1} (valor un tanto arbitrario, pero generalmente aceptado), puede formarse también una nube, o, si se trata de un gas combustible, puede arder como una antorcha. Si la velocidad es superior a aproximadamente 20 m s^{-1} , la turbulencia originada impide la formación de la nube y el producto queda diseminado en la atmósfera, o bien, si es combustible, puede inflamarse y formar una antorcha capaz de destruir otras instalaciones cercanas (en estos casos de salida de un producto inflamable a una velocidad relativamente alta, la ignición puede ser provocada por las chispas originadas a causa de la electricidad estática generada por la propia salida del fluido).

Finalmente, es posible también que el accidente sea causado por una sustancia pulverulenta. Los productos sólidos divididos finamente, si son oxidables y están en suspensión en el aire, pueden dar lugar a explosiones con un gran poder destructor. Esto suele ocurrir no en el exterior sino en el interior de determinados equipos. En este caso, pues, puede suceder el accidente sin que se haya producido propiamente un escape. Sólidos aparentemente tan inofensivos como el corcho, la harina, el azúcar, la aspirina o el aluminio han originado fuertes explosiones en silos, ciclones, líneas de transporte neumático, etc. Por otra parte, un sólido dividido finamente puede salir al exterior — por ejemplo, por un sistema de tratamiento de gases defectuoso o de baja eficacia— y originar una nube; ésta difícilmente será combustible pero, en cambio, sí puede crear problemas cuando el producto es tóxico o contaminante.

3.5 Factores que determinan la escala del riesgo

La magnitud de las consecuencias de un accidente determinado depende de una serie de factores, algunos de los cuales se comentan brevemente a continuación:

- *Inventario.* Cuanto mayor sea la masa de material presente en una planta en la que tiene lugar un accidente, mayor será probablemente la masa involucrada en el mismo.
- *Factor energético.* A medida que aumenta la energía contenida en un sistema (energía de presión, calor de combustión) aumenta también su riesgo potencial.
- *Factor tiempo.* La reducción del tiempo en el que es liberada una cantidad determinada de energía o de material implica un incremento de la magnitud de las consecuencias del suceso. Para una cantidad determinada de producto involucrada en el accidente, cuanto más corto sea el tiempo de escape (que puede variar desde décimas de segundo hasta decenas de horas, o incluso, dos o tres días) más elevadas serán las concentraciones a una determinada distancia, más difícil e improbable será la huida o la evacuación de la población y más difícil será el control de la situación.
- *Relación intensidad/distancia.* Como consecuencia de los demás factores, la relación entre la intensidad de la acción (sobrepresión, radiación térmica, etc.) y la distancia a la que se encuentran las personas o el equipo será muy importante al establecer las consecuencias del accidente.
- *Factor de exposición.* El estudio de la distribución sobre el terreno de los efectos (mapas de isorradiación, concentración, etc.) y de las personas, puede conducir a resultados excesivamente alarmistas si no se tiene en cuenta el grado de exposición, y excesivamente optimistas si se sobrevalora. Es necesario, pues, estimar correctamente cuál será el efecto protector de edificios, automóviles, etc., ante determinados accidentes. En caso de nube tóxica, por ejemplo, un edificio puede suponer una protección muy buena si las personas que hay en su interior toman la precaución de cerrar las aberturas y reducir la ventilación al máximo.

Cuando la concatenación de escenarios propaga el accidente hacia diferentes zonas de una planta industrial e involucra cada vez más una mayor cantidad de producto, cosa que agrava de manera significativa el daño producido, se dice que se produce el *efecto dominó*.

En los capítulos siguientes se tratarán más detalladamente las circunstancias que acompañan a estos accidentes, las técnicas numéricas que permiten estimar el alcance de los efectos producidos y los criterios de vulnerabilidad que determinan los daños sobre las personas y los bienes.

3.6 Bibliografía

- [BOE88] REAL DECRETO 886/88. "Prevención de accidentes mayores en determinadas actividades industriales". *BOE* núm. 187, 24285-24292. Madrid, 5 de agosto de 1988.
- [BOE90] REAL DECRETO 952/90. "Modificación de los anexos y complementación del Real Decreto 886/88 sobre prevención de accidentes mayores en determinadas actividades industriales". *BOE* núm. 174, 1322-1039. Madrid, 21 de julio de 1990.
- [BOE91] RESOLUCIÓN de 30 de enero de 1991. "Directriz Básica para la elaboración y homologación de los Planes Especiales del Sector Químico". *BOE* núm. 32, 4033-4060. Madrid, 6 de febrero de 1991.
- [CASA87] CASAL, J. "Risc i seguretat en la indústria química". *Ciència*, vol. 6, pp. 18-22. 1987.
- [CCPS92] CCPS. *Hazard Evaluation Procedures*. American Institute of Chemical Engineers. Nueva York, 1992.
- [DOCE82] DIRECTIVA de 24 de junio de 1982, 82/501/CEE, "Riesgos de accidentes en determinadas actividades industriales". *Diario Oficial de las Comunidades Europeas* n° L 230 de 5.8.82, 228-244. Directiva "Seveso-I".
- [DOCE87] DIRECTIVA de 19 de marzo de 1987, 87/216/CEE, "Modificación de la Directiva 82/501/CEE relativa a los riesgos de accidentes graves en determinadas actividades industriales". *Diario Oficial de las Comunidades Europeas* n° L 85 de 28.3.87, 36-39. Primera modificación de la Directiva "Seveso-I".
- [DOCE88] DIRECTIVA de 24 de noviembre de 1988, 88/610/CEE, "Modificación de la Directiva 82/501/CEE relativa a los riesgos de accidentes graves en determinadas actividades industriales". *Diario Oficial de las Comunidades Europeas* n° L 336 de 7.12.88, 14-18. Segunda modificación de la Directiva "Seveso-I".
- [DOCE96] DIRECTIVA de 9 de diciembre de 1996, 96/82/CEE, "Control de los riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas". *Diario Oficial de las Comunidades Europeas* n° L 10 de 14.1.97, 13-33. Directiva "Seveso-II".
- [DOGC89] ORDEN de 13 de abril de 1989. "Prevenió d'accidents majors en determinades activitats industrials". *DOGC* núm. 1135, 1748-1755. Barcelona, 24 de abril de 1989.

- [DOGC91] ORDEN de 18 de marzo de 1991. "Modificació de l'Ordre de 13 d'abril de 1989, sobre prevenció d'accidents majors en determinades activitats industrials". *DOGC* núm.1425, 1613-1615. Barcelona, 2 de abril de 1991.
- [GARC93] GARCÍA-ROCA, C.; LÓPEZ-BEITIA, C.; VÍLCHEZ, J.A. y CASAL, J. "Informatic management of hazardous substances: legislation, properties and data base". *6th Mediterranean Congress on Chemical Engineering*. Vol. 1, pp. 360-361. Barcelona, 1993.
- [NIOS86] "Guía de riesgos químicos NIOSH/OSHA", 2a ed. Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo. Centro Nacional de Condiciones Materiales. Barcelona, 1986.
- [ROMA85] ROMANO, A.; PICCININI, N.; BELLO, G.C., "Evaluación de las consecuencias de incendios, explosiones y escapes de sustancias tóxicas en plantas industriales". *Ingeniería Química*, 200, pp. 271-278. 1985.

4 Incendios

4.1 Introducción

Entre los diversos accidentes que pueden ocurrir en una industria, el incendio es el que, en términos generales, tiene un radio de acción menor. No obstante, sus efectos pueden ser temibles, ya que la radiación térmica puede afectar a otras partes de la planta y generar nuevos accidentes (explosiones o escapes), tal y como puede verse en la figura 4.1. 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).

Diversos estudios basados en el análisis histórico de accidentes [PLAN97] [VILC95] han revelado que después de los escapes, el incendio es el accidente que presenta un número mayor de registros, seguido por la explosión y la formación de una nube de gas.

El interés que tiene la predicción de los efectos de un incendio es evidente, tanto en lo que atañe al establecimiento de distancias de seguridad, como en la determinación de los caudales de refrigeración necesarios para proteger los equipos sometidos a radiación [CASA95]. En definitiva, la modelización matemática de un incendio permite la predicción de posibles daños a personas e instalaciones y el establecimiento de las medidas que se deben adoptar para reducir tales daños.

Este capítulo tiene un enfoque determinístico. Los modelos que en él se exponen permiten evaluar los efectos de diferentes tipos de incendios, pero sin llegar a tratar cuestiones de probabilidad, que por otra parte ya se han visto en el capítulo 2.

En primer lugar se repasan algunos conceptos básicos, tanto de termodinámica como de transferencia de calor, necesarios para poder desarrollar posteriormente los modelos para el cálculo de efectos. En segundo lugar, se analizan las propiedades y las características de los materiales que facilitan su posible implicación en un incendio; finalmente se detallan los modelos para el cálculo de los efectos de cada tipo de incendio: charco de fuego, dardo de fuego, etc.

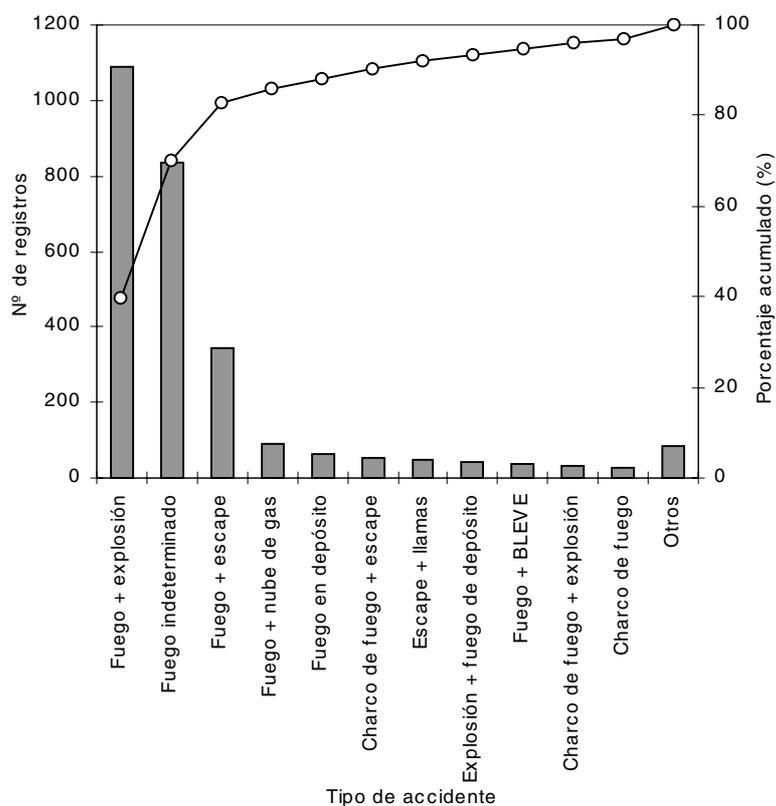


Fig. 4.1 Distribución de los registros de la base de datos de accidentes MHIDAS, en función del tipo de incendio [PLAN96]

4.2 Conceptos básicos de termoquímica

4.2.1 Calor de formación

El calor de formación de un compuesto se define como el incremento de entalpía que se produce cuando se forma 1 mol de este compuesto a partir de sus elementos en condiciones normales (1 atm y 273 K).

El calor de formación permite comparar estabildades relativas de diferentes compuestos químicos y permite también calcular el calor de reacción en los casos en los que este calor no se puede determinar experimentalmente.

Por definición, el calor de formación de todos los elementos equivale a cero a cualquier temperatura. Así se puede calcular el calor de reacción partiendo del calor de formación de reactivos y productos.

$$\Delta H_r = \Delta H_f(\text{productos}) - \Delta H_f(\text{reactivos}) \quad (4.1)$$

Cuando un compuesto tiene un calor de formación (ΔH_f) positivo significa que es endotérmico y, por lo tanto, más inestable que otro con ΔH_f negativo o menos positivo.

4.2.2 Calor de combustión

El calor de combustión de un compuesto (ΔH_c) se define como la cantidad de calor emitido cuando una unidad de este compuesto se oxida completamente para dar un producto final estable. Al ser las reacciones de oxidación exotérmicas, ΔH_c por convenio es negativo. Para los cálculos en incendios se debe utilizar el calor neto de combustión, que corresponde al calor de combustión cuando el agua se emite en forma de vapor.

Normalmente, los valores de ΔH_c a 25 °C se pueden encontrar tabulados para muchos compuestos. En general, para los cálculos de incendios se podrán utilizar tal cual; si bien, en algunos casos, puede ser necesario determinar un ΔH_c para temperaturas más elevadas y en este caso debe recordarse que

$$(\Delta H_c)^{T_2} = (\Delta H_c)^{T_1} + \int_{T_1}^{T_2} \Delta c_p dT \quad (4.2)$$

donde

$$\Delta c_p = \sum c_p(\text{productos}) - \sum c_p(\text{reactivos}) \quad (4.3)$$

y c_p es función de la temperatura, normalmente del tipo

$$c_p = a + bT + cT^2 + \dots \quad (4.4)$$

4.2.3 Temperatura adiabática de llama

Si se considera un sistema donde hay una mezcla de vapor inflamable y aire, y se supone que es adiabático (por lo tanto no hay transferencia de calor desde o hacia el sistema), se puede calcular lo que se denomina temperatura adiabática de la llama. Evidentemente esta temperatura será mucho más elevada que la temperatura que se pueda observar en un incendio real, ya que éste jamás es adiabático:

hay pérdidas de calor por radiación y, además, a temperaturas muy elevadas los productos de reacción se disocian y absorben una parte de la energía. De todas formas, la temperatura adiabática permite obtener una estimación a la alta de la temperatura de las llamas. A continuación se presenta un ejemplo sobre cómo determinar este parámetro.

Ejemplo 4.1

Se supone una llama que se propaga en una mezcla estequiométrica de n-heptano y aire que se encuentra inicialmente a 25 °C y en condiciones adiabáticas. La reacción de combustión será



(Como es una mezcla en aire, debe tenerse en cuenta la presencia de nitrógeno. Al ser la relación oxígeno/nitrógeno en el aire de 1:3,76, los moles de nitrógeno que intervienen en la reacción serán $11 \times 3,76 = 41,36$.)

Teniendo en cuenta que la reacción de combustión del n-heptano libera 4.460 kJ por mol de heptano y que esta energía se utiliza para calentar los productos de la reacción, esto significa que

$$\Delta H_c = c_p (\text{productos}) \cdot (T_f - T_o)$$

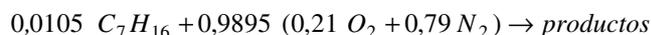
Tomando c_p como media en el intervalo de temperaturas de trabajo, se usará como una constante para cada compuesto producto de la reacción.

Producto	núm. de moles	C_{p1000K} (J/mol K)	C_{p1000K} (J/K)
CO ₂	7	54,3	380,1
H ₂ O	8	41,2	329,6
N ₂	41,36	32,7	1352,47
$C_{p\text{total}}$ (por mol de propano) = 2062,2 J/K			

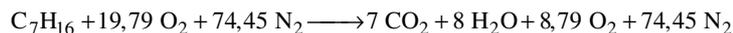
Por lo que,

$$T_f = \left(\frac{\Delta H_c}{c_p} \right) + T_o = \frac{4460000}{2062,2} + 298 = 2461 \text{ K}$$

El límite inferior de inflamabilidad del heptano es de 1,05%. En consecuencia, para una mezcla de este tipo, la reacción que tendrá lugar será



Dividiendo por 0,0105,



En este caso, la cantidad total de calor liberado tiene que calentar además el oxígeno en exceso y una cierta cantidad más de nitrógeno. Efectuando un cálculo similar al del caso anterior, tenemos

<i>Productos</i>	<i>Num. moles</i>	<i>C_{p1000K}</i> <i>(J/mol K)</i>	<i>C_{p1000K}</i> <i>(J/K)</i>
CO ₂	7	54,3	380,1
H ₂ O	8	41,2	329,6
N ₂	74,45	32,7	2434,5
O ₂	8,79	34,9	306,8
<i>C_ptotal</i> (por mol de heptano) = 3451 J/K			

Por lo tanto, la temperatura adiabática de la llama para una mezcla de heptano en el límite inferior de inflamabilidad será

$$T_f = \frac{4460000}{3451} + 298 = 1590 \text{ K}$$

Se ha observado que para un gran número de hidrocarburos, la temperatura adiabática para mezclas en el límite inferior de inflamabilidad está en la gama 1600 ± 100 K. La temperatura real de las llamas, en función de las condiciones en que se desarrolle el incendio, será –en mayor o menor grado– inferior a la temperatura adiabática, pero en cualquier caso ésta ya proporciona una determinada estimación.

4.2.4 Velocidad de combustión

El concepto de velocidad de combustión es quizá un tanto ambiguo, pero a pesar de ello, muy útil, principalmente porque puede expresarse de muchas maneras: como una pérdida de masa (kg/s), como una emisión de calor (kW) o incluso como una disminución de nivel de un líquido (m/s).

En el caso de los combustibles líquidos, la velocidad de combustión depende entre otros factores del diámetro del charco, ya que según sea éste varía el mecanismo de transferencia de calor (véase la tabla 4.1).

Tabla 4.1 Mecanismo de transferencia de calor dominante en función del diámetro del charco

Diámetro (m)	Mecanismo
< 0,05	Convectivo, laminar
0,05 - 0,2	Convectivo, turbulento
0,2 - 1,0	Radiante, ópticamente delgado
> 1,0	Radiante, ópticamente grueso

En charcos de más de 1 m de diámetro, la radiación es el mecanismo dominante, principalmente por el hecho de que la llama es muy grande y se comporta como un cuerpo negro, ópticamente grueso ¹. Cada punto de la superficie del charco puede recibir radiación desde todas las direcciones del hemisferio que lo cubre. Para la mayoría de hidrocarburos, la concentración de partículas de ceniza incandescente entre las llamas es muy elevada. Algunos estudios han demostrado que, a medida que el camino recorrido por la radiación aumenta, ésta también aumenta, pero sólo hasta un máximo para posteriormente mantenerse aproximadamente constante. Los hidrocarburos pesados producen concentraciones mayores de ceniza y, por lo tanto, la radiación alcanza su máximo por una vía más rápida.

¹ El concepto de llama ópticamente gruesa o delgada surge de la expresión que permite determinar la emisividad:

$$\epsilon_{\lambda} = 1 - e^{-K_{\lambda}S}$$

El término $K_{\lambda}S$ se denomina camino óptico u opacidad. Si para una determinada longitud de onda, λ , el camino óptico es $\ll 1$, se dice que es ópticamente delgado. Por el contrario, si es $\gg 1$, se dice que es ópticamente grueso y la ecuación anterior se puede aproximar mediante: $\epsilon_{\lambda} = 1$.

En la bibliografía se pueden encontrar diversas correlaciones, pero quizá la que ha sido más utilizada para combustibles líquidos con diámetros de charco en la región donde domina la radiación ($\phi > 1m$), es la propuesta por Burgess et al. [BURG61]:

$$\dot{y} = \dot{y}_{\max} \left(1 - e^{-0,67D}\right) \quad (4.5)$$

donde

$$\dot{y}_{\max} = 1,27 \cdot 10^{-6} \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v} \quad (4.6)$$

En caso de que el combustible sea una mezcla de compuestos con un rango amplio de volatilidades, Grummer et al. [GRUM61] proponen la siguiente expresión para determinar \dot{y}_{\max} :

$$\dot{y}_{\max} = 1,27 \cdot 10^{-6} \frac{\sum_{i=1}^N n_i \Delta H_{ci}}{\sum_{i=1}^N n_i \Delta H_{vi} + \sum_{i=1}^N m_i \int_{T_a}^{T_b} c_p(T) dT} \quad (4.7)$$

Por otro lado se puede aplicar también la expresión propuesta por Babrauskas [BABR83],

$$\dot{m}'' = \dot{m}_{\infty}'' \left(1 - e^{-k\beta D}\right) \quad (4.8)$$

si bien se requieren dos parámetros experimentales: \dot{m}_{∞}'' y $k\beta$. El propio autor da el valor para algunos de los combustibles más usuales (véase la tabla 4.2).

Poder determinar la velocidad de combustión es importante porque ésta aparece en muchas de las expresiones que existen para calcular parámetros geométricos, pero principalmente porque permite calcular la cantidad total de calor que se emite durante el incendio:

$$Q_{tot} = \eta \cdot \dot{m}'' \cdot \Delta H_c \quad (4.9)$$

Tabla 4.2 Datos necesarios para determinar la velocidad de combustión de algunos hidrocarburos

Combustible	Densidad (kg/m ³)	ΔH_c (MJ/kg)	m_∞'' (kg/m ² s)	$k\beta$ (m ⁻¹)
Butano (C ₄ H ₁₀)	573	45,7	0,078	2,7
Benceno (C ₆ H ₆)	874	40,1	0,085	2,7
Hexano (C ₆ H ₁₄)	650	44,7	0,074	1,9
Heptano (C ₇ H ₁₆)	675	44,6	0,101	1,1
Gasolina	740	43,7	0,055	2,1
Queroseno	820	43,5	0,039	3,5

4.3 Conceptos básicos de transferencia de calor

4.3.1 Poder emisor

El poder emisor es la cantidad de calor emitido en forma de radiación por unidad de superficie de la llama. La radiación térmica de un incendio proviene tanto de los gases emitidos (vapor de agua, dióxido y monóxido de carbono) como de las partículas luminosas de ceniza. Las especies gaseosas emiten en una determinada franja del espectro mientras la ceniza lo hace en todo el espectro.

El poder emisor (teniendo en cuenta que la llama no es un emisor ideal sino que se considera como un cuerpo gris) se puede aproximar por la siguiente expresión, siempre que se conozca la temperatura media de las llamas:

$$E_p = E_b \mathcal{E} \quad (4.10)$$

donde el poder emisor del cuerpo negro, E_b , viene determinado por

$$E_b = \sigma (T_f^4 - T_a^4) \quad (4.11)$$

Calcular la emisividad combinada de todos los productos de la combustión es difícil, ya que depende de las concentraciones de todas las especies y también de su recorrido a través del fuego. La expresión general es

$$\mathcal{E} = \mathcal{E}_s + \mathcal{E}_w + \mathcal{E}_c - \Delta \mathcal{E}_{c,w} \quad (4.12)$$

donde $\Delta \mathcal{E}_{c,w}$ puede aproximarse como $\frac{1}{2} \mathcal{E}_c$ [SFPE90].

En Hottel y Sarofim [HOTT67] se pueden encontrar tablas donde evaluar las emisividades de los gases \mathcal{E}_w , \mathcal{E}_c y $\Delta\mathcal{E}_{c,w}$ (véase Anexo III).

Para incendios grandes, la emisividad tiende a 1. En este caso se puede determinar el poder emisivo tan sólo conociendo la temperatura media de las llamas (véase la ecuación 4.11). Sin embargo, muchas veces el problema estriba en conocer esta temperatura. En algunos casos se utilizan valores experimentales obtenidos mediante mediciones con radiómetros, que permiten obtener directamente el poder emisivo. Básicamente hay dos tipos de radiómetros: de ángulo estrecho y de ángulo ancho. Los primeros dan mediciones más puntuales del poder emisivo, en áreas pequeñas de la llama, mientras que los segundos dan un valor medio para toda la superficie. De modo que los valores obtenidos con los radiómetros de ángulo estrecho suelen ser siempre mayores que los obtenidos con los de ángulo ancho.

Hay que tener en cuenta también, ya que en muchos casos se ha observado, que en grandes incendios de hidrocarburos una parte importante de la llama queda escondida detrás de una espesa capa de humo negro. El humo absorbe una parte muy importante de la radiación emitida y esto provoca que la fracción de energía que llega al entorno sea mucho menor. Para este tipo de incendios, Mudan [MUDA84] propone la correlación siguiente:

$$E_{med} = E_m \cdot e^{-0,12D} + E_s \cdot (1 - e^{-0,12D}) \quad (4.13)$$

que se adapta bastante bien a los resultados experimentales de diversos autores. Según el mismo autor, se puede considerar que el poder emisivo del humo (E_s) es aproximadamente 20 kW/m² y el de las llamas (E_m), entre 110-130 kW/m².

Es preciso destacar que la emisividad difícilmente se puede prever de manera teórica. Cualquiera de las correlaciones presentadas cuenta con parámetros evaluados experimentalmente y, por lo tanto, cuando sea necesario determinar el poder emisivo, siempre que se pueda, lo mejor es evaluarlo directamente de manera experimental. Si ello no fuera posible, se puede utilizar la ecuación 4.13, que, a pesar de su simplicidad, da resultados bastante ajustados.

4.3.2 Transmisividad atmosférica

El valor de la transmisividad atmosférica es necesario cuando se quiere determinar la cantidad de calor que recibe un objeto a una determinada distancia de la llama. En este caso, la radiación emitida por las llamas se verá parcialmente atenuada con la absorción y la reflexión que produce el medio durante el trayecto entre la llama y el objeto.

En la atmósfera, la radiación es mayoritariamente absorbida por el dióxido de carbono y el vapor de agua. La concentración de dióxido de carbono es prácticamente constante, aproximadamente 330 ppm en volumen, pero la concentración de vapor de agua depende en gran medida de la temperatura y de la humedad del medio.

El método más utilizado para calcular la transmisividad atmosférica se basa en la ecuación

$$\tau = 1 - \alpha_w - \alpha_c \quad (4.14)$$

donde el coeficiente de absorción del dióxido de carbono, α_c , se calcula a partir de la relación siguiente:

$$\alpha_c = \varepsilon_c \left(\frac{T_a}{T_s} \right)^{0,65} \quad (4.15)$$

La emisividad del dióxido de carbono se puede encontrar en la bibliografía [SFPE90] en función de la temperatura y el parámetro $P_{CO_2}L$. La presión del CO_2 se mantiene relativamente constante alrededor de $3 \cdot 10^{-4}$ atm. En cuanto al coeficiente de absorción del vapor de agua, se calcula de una forma similar:

$$\alpha_w = \varepsilon_w \left(\frac{T_a}{T_s} \right)^{0,45} \quad (4.16)$$

La emisividad del vapor de agua se puede encontrar en la misma referencia que en el caso anterior, y también será necesario conocer el parámetro P_wL :

$$P_wL = P'_wL \left(\frac{T_s}{T_a} \right) \quad (4.17)$$

$$P'_wL = \frac{RH}{100} \exp \left(14,4114 - \frac{5328}{T_a} \right) \quad (4.18)$$

donde RH es la humedad relativa ambiental en %.

Otra forma más sencilla, aunque no tan exacta, de determinar la transmisividad atmosférica es la realizada a partir de la expresión:

$$\tau = 2,02(P_w \cdot x')^{-0,09} \quad (4.19)$$

4.3.3 Factor de vista

El factor de vista puede definirse como la fracción de la energía total radiante, emitida por la superficie de la llama (A_1), que alcanza directamente a un infinitésimo de la superficie (A_2) de un objeto cercano a la llama. La expresión general que permite determinar el factor de vista es

$$F_{A_1 \rightarrow dA_2} = \int_{A_1} \frac{\cos \theta_1 \cos \theta_2}{\pi r^2} dA_1 \quad (4.20)$$

En función de esta ecuación se puede apreciar fácilmente que el factor de vista depende de la forma de la llama, de la distancia relativa entre el fuego y el elemento receptor, y también de la orientación relativa de este último. Lo más habitual en el caso de charcos de fuego es aproximar la geometría de la llama a un cilindro, que en caso de existir viento, estará inclinado (Fig. 4.2).

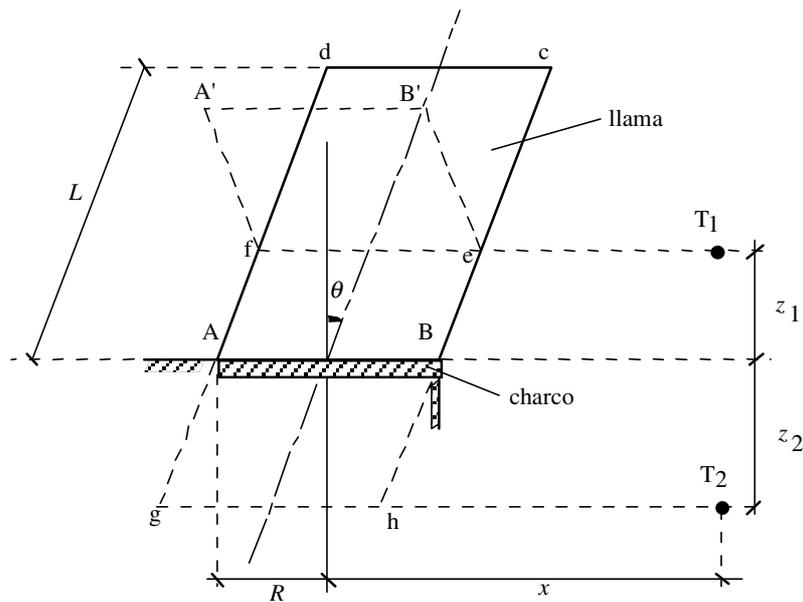


Fig. 4.2 Esquema en el que se muestran dos posiciones posibles de un objeto (T_1, T_2) que no se encuentran al mismo nivel que el charco.

El factor de vista total para un objeto colocado en la posición T_1 se calcula mediante la suma del factor de vista del cilindro a'-b'-e-f más el del cilindro f-e-c-d:

$$F_1 = F_{A'-B'-e-f}(a_1, b_1, -\theta) + F_{f-e-c-d}(a_2, b_2, \theta) \quad (4.21)$$

con

$$a_1 = \frac{2z_1}{2R \cos \theta}, \quad b_1 = b_2 = \frac{2(x - z_1 \tan \theta)}{2R}, \quad a_2 = \frac{2(L \cos \theta - z_1)}{2R \cos \theta} \quad (4.22)$$

Según sea la posición del objeto, a y b tienen expresiones diferentes (véase $a_1, a_2, a_3, a_4, b_1, b_2, b_3, b_4$, en las ecuaciones 4.22 y 4.25). Para un objeto a nivel del suelo sería (Fig. 4.3)

$$a = \frac{L}{R}, \quad b = \frac{x}{R} \quad (4.23)$$

El ángulo θ es positivo si el cilindro está inclinado hacia la misma dirección que el objeto y negativo si está inclinado en sentido contrario. Si el objeto se encuentra situado en T_2 ,

$$F_2 = F_{g-h-c-d}(a_3, b_3, \theta) - F_{g-h-B-A}(a_4, b_4, \theta) \quad (4.24)$$

con

$$a_3 = \frac{2(L \cos \theta + z_2)}{2R \cos \theta}, \quad b_3 = b_4 = \frac{2(x + z_2 \tan \theta)}{2R}, \quad a_4 = \frac{2z_2}{2R \cos \theta} \quad (4.25)$$

Mediante estas expresiones puede determinarse, pues, el factor de vista para cualquier posición del objeto receptor, de la misma forma que se haría para un objeto a nivel del suelo. Sólo hay que substituir a por a_1, a_2, a_3 o a_4 y b por b_1, b_2, b_3 o b_4 (según el caso).

Cuando hay ausencia de viento, el cilindro es vertical y se pueden aplicar las mismas ecuaciones pero teniendo en cuenta que $\theta = 0$.

En general, el factor de vista máximo entre un cilindro inclinado y un objeto situado a una determinada distancia, x , se calcula mediante la expresión:

$$F = \sqrt{F_v^2 + F_h^2} \quad (4.26)$$

donde F_h y F_v son el factor de vista del cilindro inclinado sobre una superficie horizontal y sobre una de vertical, respectivamente. En función de la ecuación 4.26, para geometrías sencillas como la cilíndrica y la rectangular, las tablas 4.3, 4.4, 4.5 y 4.6 dan los factores de vista horizontales y verticales según las dimensiones del incendio y según su distancia respecto al objeto considerado.

Para calcular F_v y F_h , en el caso de geometría del incendio cilíndrica, se dispone además de las expresiones (4.27) y (4.28):

$$\begin{aligned} \pi F_v = & -\frac{a \cos \theta}{(b-a \operatorname{sen} \theta)} \tan^{-1} \left(\frac{b-1}{b+1} \right)^{1/2} + \frac{a \cos \theta}{(b-a \operatorname{sen} \theta)} \\ & \times \frac{a^2 + (b+1)^2 - 2b(1+a \operatorname{sen} \theta)}{\left[a^2 + (b-1)^2 - 2a(b-1) \operatorname{sen} \theta \right]^{1/2} \left[a^2 + (b+1)^2 - 2a(b-1) \operatorname{sen} \theta \right]^{1/2}} \\ & \times \tan^{-1} \left[\left(\frac{a^2 + (b+1)^2 - 2a(b-1) \operatorname{sen} \theta}{a^2 + (b-1)^2 - 2a(b-1) \operatorname{sen} \theta} \right)^{1/2} \left(\frac{b-1}{b+1} \right)^{1/2} \right] + \frac{\cos \theta}{\left(1 + (b^2 - 1)^{1/2} \cdot \cos^2 \theta \right)} \quad (4.27) \\ & \times \left\{ \tan^{-1} \left[\frac{ab - (b^2 - 1) \operatorname{sen} \theta}{(b^2 - 1)^{1/2} (1 + (b^2 - 1) \cos^2 \theta)^{1/2}} \right] \right. \\ & \left. + \tan^{-1} \left[\frac{(b^2 - 1) \operatorname{sen} \theta}{(b^2 - 1)^{1/2} (1 + (b^2 - 1) \cos^2 \theta)^{1/2}} \right] \right\} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \pi F_h = & \tan^{-1} \left(\frac{b+1}{b-1} \right)^{1/2} + \frac{\operatorname{sen} \theta}{\left[1 + (b^2 - 1) \cos^2 \theta \right]^{1/2}} \\ & \times \left\{ \tan^{-1} \left[\frac{a \cdot b - (b^2 - 1) \operatorname{sen} \theta}{(b^2 - 1)^{1/2} (1 + (b^2 - 1) \cos^2 \theta)^{1/2}} \right] \right. \\ & \left. + \tan^{-1} \left[\frac{(b^2 - 1) \operatorname{sen} \theta}{(b^2 - 1)^{1/2} (1 + (b^2 - 1) \cos^2 \theta)^{1/2}} \right] \right\} \quad (4.28) \\ & - \frac{\left[a^2 + (b+1)^2 - 2(b+1+a \cdot b \operatorname{sen} \theta) \right]}{\left[a^2 + (b+1)^2 - 2a(b+1) \operatorname{sen} \theta \right]^{1/2} \left[a^2 + (b-1)^2 - 2a(b-1) \operatorname{sen} \theta \right]^{1/2}} \\ & \times \tan^{-1} \left[\left(\frac{b-1}{b+1} \right)^{1/2} \left\{ \frac{a^2 + (b+1)^2 - 2a(b+1) \operatorname{sen} \theta}{a^2 + (b-1)^2 - 2a(b-1) \operatorname{sen} \theta} \right\}^{1/2} \right] \end{aligned}$$

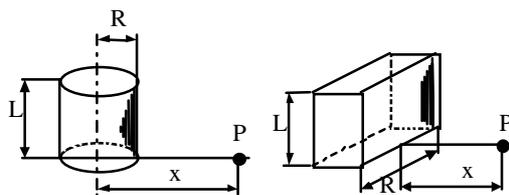
Tabla 4.3 Factor de vista horizontal (F_h) para una geometría de incendio rectangular

$b = x/R$	$a = L/R$							
	0,1	0,2	0,3	0,5	0,7	1,0	1,5	2,0
0,1	0,0732	0,1380	0,1705	0,1998	0,2126	0,2217	0,2279	0,2305
0,2	0,0263	0,0728	0,1105	0,1549	0,1774	0,1944	0,2063	0,2113
0,3	0,0127	0,0414	0,0720	0,1182	0,1459	0,1687	0,1855	0,1928
0,4	0,0073	0,0257	0,0485	0,0899	0,1190	0,1452	0,1660	0,1752
0,5	0,0047	0,0171	0,0339	0,0687	0,0966	0,1243	0,1478	0,1588
0,6	0,0032	0,0120	0,0245	0,0530	0,0784	0,1059	0,1312	0,1436
0,7	0,0023	0,0087	0,0182	0,0414	0,0638	0,0903	0,1162	0,1296
0,8	0,0017	0,0065	0,0139	0,0327	0,0522	0,0767	0,1028	0,1169
0,9	0,0013	0,0050	0,0108	0,0261	0,0429	0,0653	0,0908	0,1054
1,0	0,0010	0,0040	0,0086	0,0211	0,0355	0,0557	0,0803	0,0951
1,2	0,0007	0,0026	0,0056	0,0142	0,0249	0,0409	0,0629	0,0774
1,5	0,0004	0,0015	0,0032	0,0084	0,0152	0,0265	0,0440	0,0572
2	0,0002	0,0007	0,0015	0,0041	0,0076	0,0139	0,0253	0,0355
3	0,0001	0,0002	0,0005	0,0013	0,0026	0,0050	0,0100	0,0154
4	--	0,0001	0,0002	0,0006	0,0011	0,0023	0,0047	0,0077
5	--	--	0,0001	0,0003	0,0006	0,0012	0,0026	0,0043

Tabla 4.4 Factor de vista vertical (F_v) para una geometría de incendio rectangular

$b = x/R$	$a = L/R$									
	10	5	3	2	1	0,75	0,5	0,25	0,2	0,1
10	0,2480	0,2447	0,2369	0,2234	0,1767	0,1499	0,1118	0,0606	0,0490	0,0249
5	0,2447	0,2421	0,2350	0,2221	0,1750	0,1491	0,1114	0,0604	0,0489	0,0248
3	0,2369	0,2350	0,2292	0,2176	0,1734	0,1478	0,1101	0,0598	0,0483	0,0245
2	0,2234	0,2221	0,2176	0,2078	0,1674	0,1427	0,1068	0,0581	0,0470	0,0239
1	0,1767	0,1760	0,1734	0,1674	0,1385	0,1193	0,0902	0,0494	0,0400	0,0203
0,75	0,1499	0,1494	0,1475	0,1427	0,1193	0,1032	0,0784	0,0431	0,0349	0,0178
0,50	0,1118	0,1114	0,1101	0,1068	0,0902	0,0784	0,0599	0,0331	0,0268	0,0137
0,25	0,0606	0,0604	0,0598	0,0581	0,0494	0,0431	0,0331	0,0184	0,0149	0,0076
0,20	0,0490	0,0489	0,0483	0,0470	0,0400	0,0349	0,0268	0,0149	0,0121	0,0062
0,10	0,0249	0,0248	0,0245	0,0239	0,0203	0,0178	0,0137	0,0076	0,0062	0,0031
0,05	0,0123	0,0124	0,0123	0,0120	0,0102	0,0089	0,0069	0,0038	0,0031	0,0016
0,02	0,0050	0,0050	0,0049	0,0048	0,0041	0,0036	0,0027	0,0015	0,0012	0,0006

L , R y x para las dos geometrías están representadas en la figura siguiente:

Tabla 4.5 Factor de vista horizontal (F_h) para una geometría de incendio cilíndrica

$b = x/R$	$a = L/R$									
	0,1	0,2	0,5	1,0	2,0	3,0	5,0	6,0	10,0	20,0
1,10	0,132	0,242	0,332	0,354	0,360	0,362	0,362	0,362	0,363	0,363
1,20	0,044	0,120	0,243	0,291	0,307	0,310	0,312	0,312	0,313	0,313
1,30	0,020	0,065	0,178	0,242	0,268	0,274	0,277	0,270	0,278	0,279
1,40	0,011	0,038	0,130	0,203	0,238	0,246	0,250	0,251	0,252	0,253
1,50	0,005	0,024	0,097	0,170	0,212	0,222	0,228	0,229	0,231	0,232
2,00	0,001	0,005	0,027	0,073	0,126	0,145	0,158	0,160	0,164	0,166
3,00	0,000	0,000	0,005	0,019	0,050	0,071	0,091	0,095	0,103	0,106
4,00	0,000	0,000	0,001	0,007	0,022	0,038	0,057	0,062	0,073	0,078
5,00	0,000	0,000	0,000	0,003	0,011	0,021	0,037	0,043	0,054	0,061
10,00	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,003	0,007	0,009	0,017	0,026
20,00	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,001	0,003	0,003
50,00	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000

Tabla 4.6 Factor de vista vertical (F_v) para una geometría de incendio cilíndrica

$b = x/R$	$a = L/R$									
	0,1	0,2	0,5	1,0	2,0	3,0	5,0	6,0	10,0	20,0
1,10	0,330	0,415	0,449	0,453	0,454	0,454	0,454	0,454	0,454	0,454
1,20	0,196	0,308	0,397	0,413	0,416	0,416	0,416	0,416	0,416	0,416
1,30	0,130	0,227	0,344	0,376	0,383	0,384	0,384	0,384	0,384	0,384
1,40	0,096	0,173	0,296	0,342	0,354	0,356	0,356	0,357	0,357	0,357
1,50	0,071	0,135	0,253	0,312	0,329	0,312	0,333	0,333	0,333	0,333
2,00	0,028	0,056	0,126	0,194	0,236	0,245	0,248	0,249	0,249	0,249
3,00	0,009	0,019	0,047	0,086	0,132	0,150	0,161	0,163	0,165	0,166
4,00	0,005	0,010	0,024	0,047	0,080	0,100	0,115	0,119	0,123	0,124
5,00	0,003	0,006	0,015	0,029	0,053	0,069	0,086	0,091	0,097	0,099
10,00	0,000	0,001	0,003	0,006	0,013	0,019	0,029	0,032	0,042	0,048
20,00	0,000	0,000	0,000	0,001	0,003	0,004	0,007	0,009	0,014	0,020
50,00	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,001	0,002	0,004

4.3.4 Coeficiente de transferencia de calor por convección

En el caso de objetos que se encuentran inmersos en un incendio, además de la componente radiante, hay una parte del calor que se transmite por convección. Para poder determinar la parte convectiva del calor que llega, hay que conocer previamente el coeficiente de transferencia de calor por convección.

Suponiendo que la transferencia se realiza por convección forzada turbulenta (suposición bastante realista tratándose de incendios), se puede utilizar la expresión siguiente:

$$Nu = \frac{hL}{k} = 0,037 \cdot Pr^{1/3} \cdot Re^{0,8} \quad (4.29)$$

Habida cuenta que los gases de la combustión contienen mayoritariamente aire seco, se considera correcto tomar la conductividad y la viscosidad cinemática correspondientes al aire seco, que además se pueden expresar en función de su temperatura:

$$k = 3,248 \cdot 10^{-7} T_g^{0,77} \quad (4.30)$$

$$\nu = 1,162 \cdot 10^{-9} T_g^{1,6668} \quad (4.31)$$

Respecto al número de Prandtl, varía poco en el rango de temperaturas donde se encuentran los gases, de manera que se puede tomar el valor 0,7 sin cometer ningún error significativo. Teniendo en cuenta todas estas observaciones y aislando h de la ecuación 4.29,

$$h = 0,15 \cdot T_g^{-0,5625} u^{0,8} L^{-0,2} \quad (4.32)$$

se obtiene la expresión del coeficiente de transferencia de calor por convección a una determinada altura, z , por encima de la superficie del combustible y para $Re > 3 \cdot 10^5$. T_g y u son, respectivamente, la temperatura y la velocidad del gas en el eje de la llama para la altura z , y se pueden determinar mediante las ecuaciones del apartado 4.3.5.

4.3.5 Temperatura y velocidad del gas en el eje de la llama

La temperatura y la velocidad de los gases en un incendio varía considerablemente con la altura [HESK84]. En un incendio se pueden distinguir tres zonas en función de la altura (Fig. 4.3).

En la región de *llama persistente*, el incremento de temperatura ($\Delta T = T_g - T_a$) toma los valores siguientes:

$$\begin{aligned} \text{Para } \frac{Q_{tot}^{2/5}}{D_e} > 10,2 \quad \text{y} \quad 0,03 < \frac{z}{Q_{tot}^{2/5}} < 0,08 &\Rightarrow \Delta T = 980^\circ\text{C} \\ \text{Para } \frac{Q_{tot}^{2/5}}{D_e} < 10,2 \quad \text{y} \quad 0,02 < \frac{z}{Q_{tot}^{2/5}} < 0,06 &\Rightarrow \Delta T = 960^\circ\text{C} \end{aligned} \quad (4.33)$$

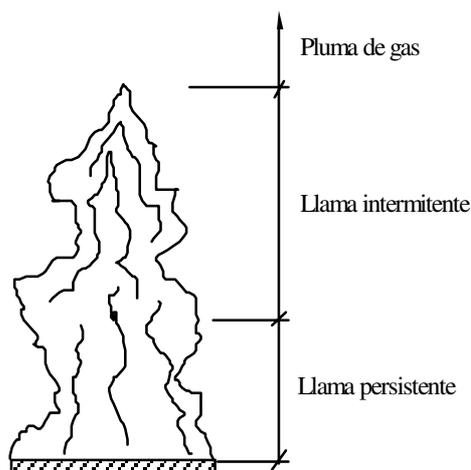


Fig. 4.3 Esquema de un incendio donde se muestran los tres regímenes que se pueden observar en función de la altura

La velocidad del gas, u , se determina mediante la expresión siguiente:

$$\text{Para } 0,02 < \frac{z}{Q_{tot}^{2/5}} < 0,08 \quad \Rightarrow \quad u = 6,83 \cdot z^{1/2} \quad (4.34)$$

donde Q_{tot} es la cantidad total de calor emitido durante el incendio, que se puede determinar a partir de la expresión

$$Q_{tot} = \eta \cdot \dot{m}'' \cdot \Delta H_c \quad (4.35)$$

La distancia z se mide desde la posición donde se encuentra la *fente virtual*. z_0 es la distancia desde la superficie del combustible a la fuente virtual, y se determina mediante la expresión

$$z_0 = -1,02 \cdot D_e + 0,083 \cdot Q_{tot}^{2/5} \quad (4.36)$$

En la región de *llama intermitente*, se deben aplicar las expresiones siguientes:

$$\text{Para } \frac{Q_{tot}^{2/5}}{D_e} > 10,2 \quad \text{y} \quad 0,08 < \frac{z}{Q_{tot}^{2/5}} < 0,20 \Rightarrow \Delta T = 78 \cdot Q_{tot}^{2/5} \cdot z^{-1} \quad (4.37)$$

$$\text{Para } \frac{Q_{tot}^{2/5}}{D_e} < 10,2 \quad \text{y} \quad 0,06 < \frac{z}{Q_{tot}^{2/5}} < 0,12 \Rightarrow \Delta T = 20,5 \cdot Q_{tot}^{2/3} \cdot z^{-5/3}$$

$$\text{Para } \frac{Q_{tot}^{2/5}}{D_e} > 10,2 \quad \text{y} \quad 0,08 < \frac{z}{Q_{tot}^{2/5}} < 0,20 \Rightarrow u = 1,85 \cdot Q_{tot}^{1/5} \quad (4.38)$$

$$\text{Para } \frac{Q_{tot}^{2/5}}{D_e} < 10,2 \quad \text{y} \quad 0,06 < \frac{z}{Q_{tot}^{2/5}} < 0,12 \Rightarrow u = 1,65 \cdot Q_{tot}^{1/5}$$

Finalmente, en la zona de la *pluma de gas*:

$$\Delta T = 22,3 \cdot Q_{tot}^{2/3} \cdot z^{-5/3} \quad (4.39)$$

$$u = 1,04 \left(\frac{Q_{tot}}{z} \right)^{1/3} \quad (4.40)$$

4.4 Características de inflamabilidad

La combustión de una mezcla inflamable se produce si la composición de la mezcla combustible/comburente se encuentra dentro del intervalo de inflamabilidad y si, además, se dan las condiciones adecuadas para la ignición. Así pues, los elementos esenciales para la combustión son el combustible, el comburente y la fuente de ignición; es lo que se conoce con el nombre de triángulo del fuego.



Fig. 4.4 Triángulo del fuego

4.4.1 Límites de inflamabilidad

Las mezclas de un combustible con un oxidante sólo pueden reaccionar si se encuentran dentro de un intervalo concreto de composiciones. Los límites de este intervalo se conocen con el nombre de límite inferior de inflamabilidad (*LFL*) y límite superior de inflamabilidad (*UFL*), y se expresan como la concentración de combustible en una determinada mezcla oxidante/diluyente y a una determinada presión y temperatura. Fuera de estos límites, la mezcla es demasiado rica o demasiado pobre para que se pueda producir la combustión sin una aportación externa de energía.

Los límites de inflamabilidad dependen de las concentraciones de oxígeno y de gases inertes en la mezcla. A medida que disminuye la concentración de inertes y aumenta la concentración de oxígeno, aumenta el límite superior de inflamabilidad, mientras que el límite inferior prácticamente no varía. Este último tampoco se altera con la presión (excepto con presiones muy por debajo de la presión atmosférica). En la bibliografía [SANT94] se puede encontrar la siguiente expresión empírica dada por Zabetakis a fin de calcular el *UFL* en función de la presión (para presiones por encima de la presión atmosférica):

$$UFL^P = UFL^{1atm} + 20,6(\log P + 1) \quad (4.41)$$

donde la presión viene dada en MPa absolutos.

Otro parámetro que actúa sobre los límites de inflamabilidad es la temperatura. A medida que ésta aumenta, el intervalo de concentraciones entre los dos límites se amplía (Fig. 4.5). Respecto a la dependencia de la temperatura también se pueden encontrar en la bibliografía expresiones que permiten determinar *LFL* y *UFL*. Las más conocidas son las de Burgess-Wheeler:

$$LFL^T = LFL^{25^\circ C} \left[1 - \frac{0,75(T - 25)}{-\Delta H_c} \right] \quad (4.42)$$

$$UFL^T = UFL^{25^\circ C} \left[1 + \frac{0,75(T - 25)}{-\Delta H_c} \right] \quad (4.43)$$

(donde la temperatura está en °C y ΔH_c en Kcal · mol⁻¹).

Otros parámetros que afectan a los límites de inflamabilidad, aunque más difíciles de cuantificar, son la turbulencia, la naturaleza del comburente, la dirección en la que se propaga la llama, etc.

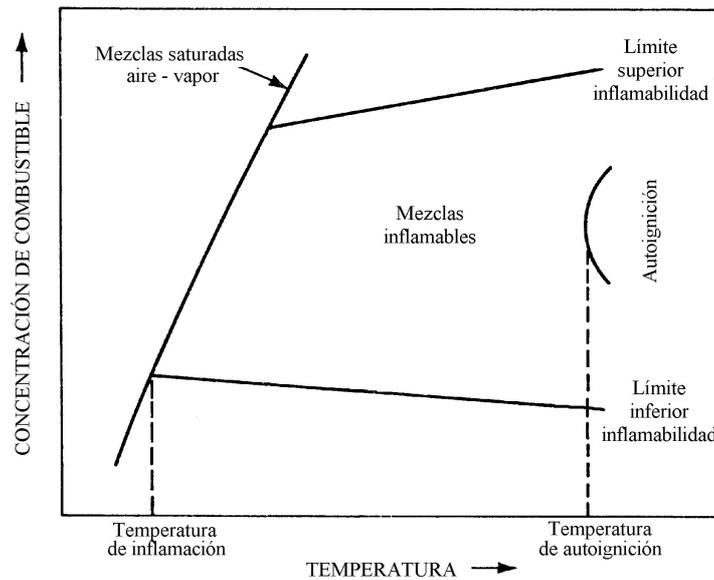


Fig. 4.5 Variación de los límites de inflamabilidad con la temperatura

4.4.2 Métodos para estimar los límites de inflamabilidad

Los límites de inflamabilidad se determinan experimentalmente, por esta razón los valores que se obtienen dependen en gran medida del método que se haya utilizado. De todas formas, la mayoría de datos que se pueden encontrar se han determinado con el método propuesto por el U.S. Bureau of Mines [SFPE90]. El aparato que se utiliza en este método consiste en un tubo cilíndrico de 5 cm de diámetro y 1,5 m de altura, cerrado por la parte superior y abierto por debajo. Se introducen mezclas aire/combustible de diferentes composiciones y por el extremo abierto se aplica una fuente de ignición. Entonces se observa la propagación de la llama dentro del tubo. Si la llama sobrepasa la mitad de la altura del tubo, se considera que la mezcla está dentro de los límites de inflamabilidad. El test se suele realizar en condiciones normales de presión y temperatura. El aparato se puede utilizar también con la fuente de ignición en la parte superior y la llama propagándose hacia abajo. Pero en estas condiciones se obtiene un intervalo de inflamabilidad más reducido y por ello este método no se utiliza tanto.

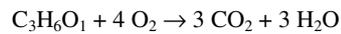
Cuando no sea posible determinar experimentalmente los límites de inflamabilidad de una sustancia, se pueden utilizar expresiones empíricas como las que se proponen a continuación, si bien a menudo pueden comportar errores importantes (véase el ejemplo 4.2):

$$LFL = 0,55 C_{\text{esteq.}} \quad (4.44)$$

$$UFL = 3,5 C_{\text{esteq.}} \quad (4.45)$$

Ejemplo 4.2

Según las ecuaciones 4.44 y 4.45, los límites inferior y superior de inflamabilidad se pueden determinar a partir de la concentración estequiométrica. Conociendo pues la estequiometría de la reacción de combustión se pueden determinar dichos límites. En el caso de la acetona (C_3H_6O):



Por cada mol de acetona se requieren 4 moles de oxígeno, es decir $4/0,21 = 19,05$ moles de aire. La concentración estequiométrica de acetona en aire es, pues:

$$C_{\text{est}} = \frac{1}{19,05} = 0,053$$

Según las ecuaciones 4.44 y 4.45, los límites serán:

$$LFL = 0,55 \cdot 0,053 = 2,9\%$$

$$UFL = 3,5 \cdot 0,053 = 18,6\%$$

Estos valores pueden compararse con los datos experimentales (Tabla 4.7), de lo cual se deduce que la ecuación 4.44 da valores bastante aproximados mientras que la 4.45 conlleva un cierto error.

En el caso de mezclas con más de un combustible, los límites se determinan mediante las expresiones empíricas propuestas por Le Chatelier:

$$LFL_m = \frac{100}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{C_i}{LFL_i} \right)} \quad (4.46)$$

$$UFL_m = \frac{100}{\sum_{i=1}^n \left(\frac{C_i}{UFL_i} \right)} \quad (4.47)$$

Estas ecuaciones, sin embargo, no son universalmente aplicables y por lo tanto se debe actuar con prudencia al utilizarlas.

4.4.3 Diagramas de inflamabilidad

Mientras que, como ya se ha visto, los límites de inflamabilidad de una mezcla aire/combustible se pueden caracterizar por *LFL* y *UFL*, para poder representar los límites de mezclas combustible/oxidante/inerte hay que recurrir a los diagramas de inflamabilidad.

Básicamente hay dos tipos de diagramas (Fig. 4.6). En uno se utilizan tres ejes, en cada uno de los cuales se representa la concentración de uno de los constituyentes de la mezcla; en el otro se utilizan sólo dos ejes, y la concentración del tercer componente se calcula por la diferencia entre el 100% y la suma de la concentración de los otros dos componentes.

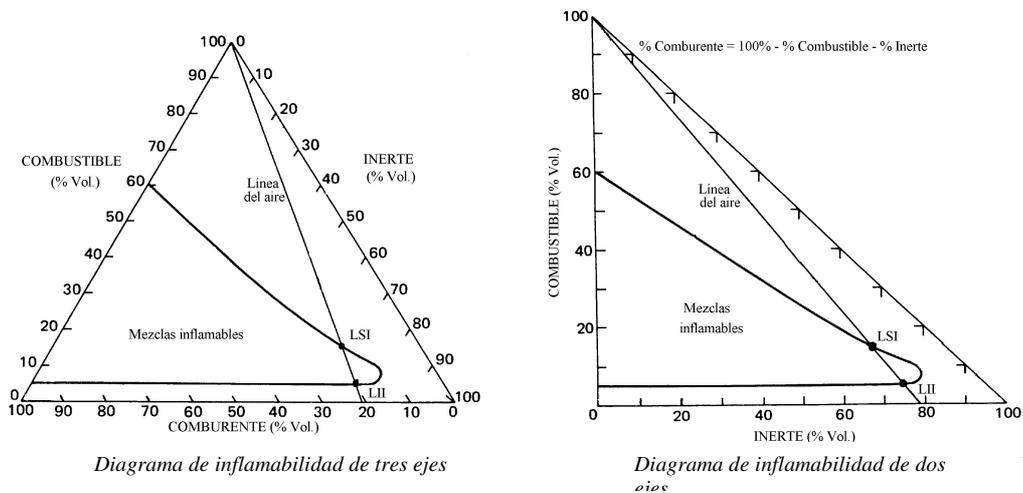


Fig. 4.6 Diagramas de inflamabilidad

A lo largo de la línea del aire, la relación oxígeno/nitrógeno es la misma que en el aire. Los puntos de corte con el diagrama dan el *LFL* y el *UFL* del combustible en el aire.

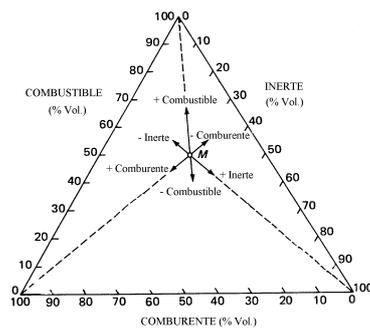


Fig. 4.7 Variación en la composición de una mezcla, *M*, al añadir o quitar cualquiera de los tres componentes

Estos diagramas son útiles no sólo para ver si una determinada mezcla es inflamable o no, sino también para decidir cómo modificar una mezcla con el fin de hacerla o no inflamable. En este sentido, sólo hay que observar cómo varía una determinada mezcla (M, en el diagrama de la figura 4.7) cuando se le añade comburente, combustible o gas inerte. Observando el diagrama se puede ver cómo varía la composición de la mezcla al añadir o quitar una determinada cantidad de cada una de las especies.

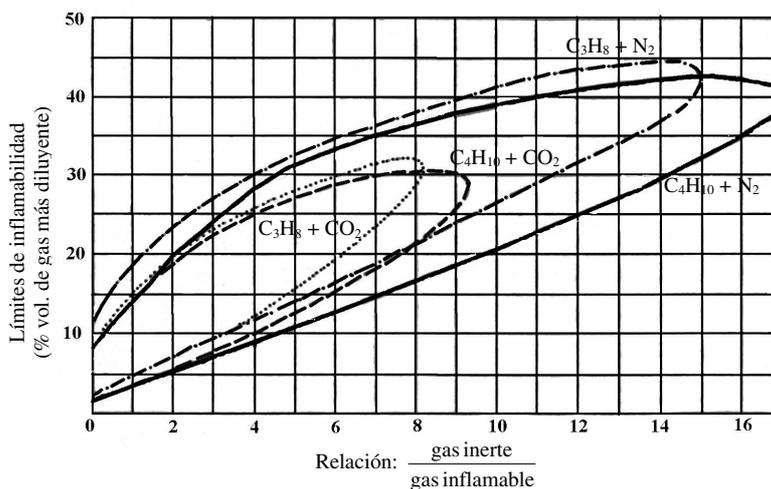


Fig. 4.8 Límites de inflamabilidad en % vol. para propano y butano en aire, combinados con distintas cantidades de dióxido de carbono y nitrógeno

Ejemplo 4.3

Uno de los casos donde más importancia tiene el mantenerse fuera de los límites de inflamabilidad es durante las operaciones de llenado o vaciado de un depósito. En los casos en los que se tiene una mezcla de gas/vapor + inerte + aire, se procede de la siguiente manera con tal de mantenerse fuera de los límites de inflamabilidad mientras se realiza una de estas operaciones.

Llenado de un depósito

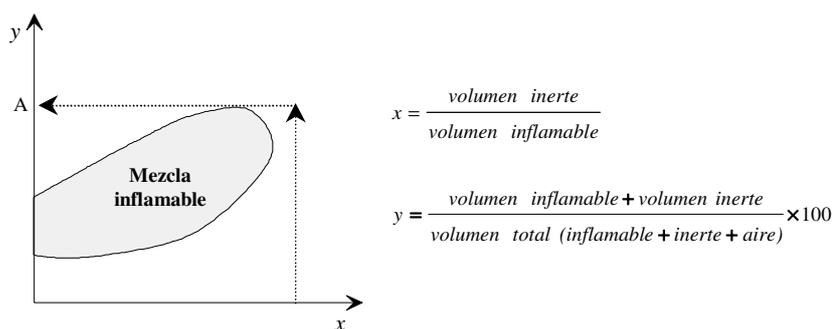


Fig. E-3.1 Esquema del proceso de llenado de un depósito

Inicialmente el depósito está lleno de aire; por lo tanto, $x = 0$ e $y = 0$. Se comienza introduciendo inerte de manera que $x = \infty$ y y va aumentando progresivamente. Cuando ésta llega hasta el valor A (Fig. E-3.1), ya se puede comenzar a introducir el gas inflamable. El valor de x irá disminuyendo pero siempre se estará fuera de los límites de inflamabilidad.

Vaciado de un depósito

En este caso, el depósito se encuentra inicialmente lleno de gas, sin inerte ni aire; por lo tanto, $x = 0$ y $y = 100\%$. Se empieza añadiendo inerte de manera que y se mantiene al 100% mientras que x va aumentando hasta llegar a B (Fig. E-3.2). A partir de este momento ya se puede proceder a introducir el aire.

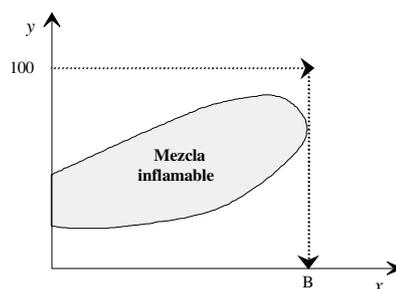


Fig. E-3.2 Esquema del proceso de vaciado de un depósito

En la figura 4.8 se ha representado un diagrama como los del ejemplo para el etano, el etileno y el benceno combinados con dióxido de carbono y nitrógeno.

4.4.4 Temperatura de inflamación

La temperatura de inflamación (o de destello) de una sustancia (Fig. 4.5) es la temperatura mínima a la que se produce suficiente vapor como para formar, cerca de la superficie del líquido, una mezcla con aire que se encuentre dentro de los límites de inflamabilidad. A la temperatura de inflamación la mezcla arderá, pero sólo brevemente, ya que no se genera bastante vapor como para mantener la llama. En general, la temperatura de inflamación aumenta a medida que aumenta la presión.

Hay diversos métodos experimentales normalizados para determinar la temperatura de inflamación; los resultados de cada uno son ligeramente distintos respecto a los demás. Los dos más utilizados son los llamados de recipiente abierto y de recipiente cerrado. En el primero, los valores de T_{fi} son ligeramente superiores. En todos los casos el procedimiento consiste en un calentamiento lento del líquido en contacto con el aire. A intervalos predeterminados se aplica una fuente de ignición y se registra el momento en el que se produce la inflamación.

Para hidrocarburos, una manera aproximada de determinar la temperatura de inflamación sería mediante la ecuación siguiente:

$$T_{fl} = 0,683T_b - 71,7 \quad (4.48)$$

Los líquidos que tienen la temperatura de inflamación por debajo de la temperatura ambiente se consideran mucho más peligrosos que los que la tienen superior a la temperatura ambiente.

4.4.5 Temperatura de autoignición

La temperatura de autoignición es aquella a la que una sustancia inflamable puede arder en aire sin necesidad de una fuente de ignición externa.

La temperatura de autoignición depende de muchas variables. Se ha observado que un aumento en el volumen del sistema, en la presión total de la operación o en la concentración de oxígeno disminuye el valor de T_{au} , mientras que la variación de la concentración de combustible tiene una influencia mucho más compleja.

Un hecho muy importante que debe tenerse en cuenta es si la mezcla aire/combustible está cerca de una superficie caliente. En este caso, la propia superficie o los materiales que pueda haber depositados en ella, pueden tener efectos catalíticos sobre la mezcla y hacer que la T_{au} se reduzca en 100-200 °C.

En la tabla 4.7 se dan las características de inflamabilidad más importantes de algunos de los combustibles más comunes.

Tabla 4.7 Características de inflamabilidad de algunas sustancias en aire a presión atmosférica

Substancia	LFL _{25°C} (%Vol.)	UFL _{25°C} (%Vol.)	T_{fl} (°C)	T_{au} (°C)
Acetona	2,6	13,0	-18	465
Acilonitrilo	3,0	----	-6	----
Anilina	1,2	8,3	----	615
Benceno	1,4	8,0	-11	562
N-butano	1,8	8,4	-60	405
Etano	3,0	12,4	-135	515
Etileno	2,7	36,0	----	490
Hidrógeno	4,0	75,0	----	400
N-heptano	1,05	6,7	-4	215
N-hexano	1,2	7,4	-26	225
Metano	5,0	15,0	----	540
Óxido de etileno	3,0	100,0	----	429
Propano	2,1	9,5	<-104	450

Fuente: [LEES86]

4.5 La ignición

4.5.1 Energía de ignición

La energía de ignición es la energía que se necesita para encender una mezcla inflamable. Hay, pues, una energía mínima de ignición (MIE) necesaria para iniciar la combustión. Esta energía depende de la mezcla o del producto inflamable, de la concentración, la presión y la temperatura. Datos experimentales muestran que la MIE disminuye al aumentar la presión, que un aumento en la concentración de nitrógeno provoca un aumento de la MIE, y que los polvos en general tienen valores de MIE similares a los de los gases combustibles. A continuación (Tabla 4.8) se da una tabla con algunos valores de la MIE.

Como se puede ver en la tabla, muchos hidrocarburos tienen la MIE alrededor de 0,25 mJ. Esta energía es muy pequeña si se compara con la energía de las fuentes de ignición. A título de ejemplo cabe citar que, caminando sobre una alfombra, la descarga estática que se produce es de 22 mJ, y que la chispa de un enchufe es de 25 mJ.

Si la temperatura de la mezcla gaseosa es suficientemente alta, la ignición se podrá producir incluso sin necesidad de una fuente de ignición: es lo que se denomina ignición espontánea. La temperatura a la que se produce la ignición espontánea es la conocida bajo el nombre de temperatura de autoignición, que ya se ha visto en el apartado 4.4.5.

Tabla 4.8 Valor de la energía mínima de ignición para algunas sustancias

Combustible	Presión (atm)	MIE (mJ)
Metano	1	0,29
Propano	1	0,26
Heptano	1	0,25
Hidrógeno	1	0,03

Fuente: [CROW90]

4.5.2 Retraso en la ignición

La ignición de una mezcla inflamable que se encuentra a una temperatura igual o superior a la temperatura de autoignición no se produce instantáneamente. Existe una determinada dilación, que

será menor cuanto más alta sea la temperatura. En la bibliografía [LEES86] se ha encontrado la siguiente correlación para determinar este retraso:

$$\ln \tau = \frac{k_1 E}{T} + k_2 \quad (4.49)$$

El tiempo de retraso puede ser de una fracción de segundo si la temperatura es muy alta o de unos cuantos minutos si es muy cercana a la temperatura de autoignición.

4.5.3 Fuentes de ignición

Las fuentes de ignición existentes en el entorno de una planta de proceso son muy numerosas. En la tabla 4.9 puede verse una estadística relativa a la industria química y petroquímica.

Entre las más importantes, cabe destacar las llamas y el calor directo por superficies calientes, cosa normal si se tiene en cuenta el gran número de procesos y equipos que trabajan a altas temperaturas dentro de una planta de proceso. Asimismo son bastante importantes las igniciones provocadas por el equipo eléctrico y por los cables que se calientan o rompen accidentalmente a causa de sobrecargas. También cabe citar las operaciones de mantenimiento, soldaduras y herramientas de corte.

Tabla 4.9 Distribución de las fuentes de ignición que originan incendios en la industria química y petroquímica

<i>Fuente de ignición</i>	<i>%</i>
Superficies calientes	10,1
Llamas de quemadores	10,1
Equipo eléctrico	7,6
Ignición espontánea	7,6
Chispas y calor debido a la fricción	7,6
Herramientas de corte	5,1
Cerillas	3,8
Ignición intencionada	2,5
Electricidad estática	1,3
Causa desconocida	44,3

Fuente: [SANT94]

Otro factor importante y bastante desconocido es la electricidad estática. La electricidad estática se genera cuando se unen y separan materiales que son diferentes (líquido-líquido, sólido-sólido, líquido-

sólido). En el momento de separarse, uno queda con un exceso de electrones y, por lo tanto, cargado. Ejemplos de procesos en los cuales se genera electricidad estática son: flujo a través de tuberías, operaciones de fluidización, llenado o vaciado de depósitos, limpiezas con vapor, coexistencia de líquidos inmiscibles, cintas transportadoras, cuerpo humano, etc. El cuerpo humano, por ejemplo, suele presentar una diferencia de potencial de 10.000 V. Teniendo en cuenta que la capacitancia del cuerpo humano es de cerca de 200 pF, la energía de la descarga será

$$E = \frac{1}{2} C V^2 = \frac{1}{2} (200 \cdot 10^{-12}) \cdot (10^4)^2 = 10 \text{ mJ}$$

Otras causas de ignición, quizás no tan frecuentes pero no por ello menos importantes, son las microondas, la descomposición química o las reacciones exotérmicas, donde la energía liberada puede ser lo suficientemente grande como para incrementar la temperatura hasta el valor de autoignición.

4.6 Incendio de un líquido

Cuando se produce un escape de un líquido inflamable se pueden generar diferentes tipos de incendio, según el tipo de escape y el lugar donde se produzca. Así pues, en este apartado se tratarán separadamente:

- los charcos de fuego al aire libre
- los charcos de fuego sobre el mar
- los incendios en movimiento.

También se podrían tratar en este apartado las bolas de fuego originadas por BLEVE de sustancias inflamables, pero atendiendo a su importancia y a sus características particulares se ha preferido tratarlas separadamente en un capítulo específico (capítulo 6).

4.6.1 Charcos de fuego al aire libre

Los charcos de fuego al aire libre se originan cuando se produce un escape o vertido de un líquido combustible sobre el suelo y en el exterior. En caso de que se produzca la ignición del líquido derramado, el tipo de fuego resultante dependerá en gran medida de si el escape es continuo o instantáneo. Si el escape es instantáneo, el líquido se irá esparciendo hasta que encuentre una barrera o hasta que se haya consumido todo el combustible en el incendio. En caso de un escape continuo, el charco irá creciendo hasta que la velocidad de combustión iguale el caudal de vertido. De este modo se llega a un diámetro de equilibrio, que se mantiene mientras no se detiene la fuga. Por otra parte, si el líquido queda retenido dentro de algún recipiente o área protegida, como puede ser una cubeta, el incendio no dependerá tanto de si el escape es instantáneo o continuo.

En muchos de los modelos que se proponen a continuación es necesario conocer el diámetro del incendio. En caso de que el líquido haya quedado retenido en una cubeta, este diámetro será directamente el de la cubeta o, si la cubeta es rectangular, el diámetro equivalente de una cubeta circular con una área igual a la de la cubeta rectangular.

En los casos en los que no hay muro de contención se tendrá que hacer previamente la distinción entre si el escape es instantáneo o continuo; esto puede realizarse mediante la expresión siguiente:

$$\tau_{cr} = \frac{t_s \dot{y}}{V_L^{1/3}} \quad (4.50)$$

Si $\tau_{cr} > 2 \times 10^{-3}$, se considera que el escape es instantáneo, de lo contrario se considera continuo. Así, en caso de que el escape sea instantáneo, el diámetro en función del tiempo se puede determinar de la siguiente manera:

$$D_e = D_m \left[\frac{\sqrt{3}}{2} \frac{t}{t_m} \left(1 + \left(\frac{2}{\sqrt{3}} - 1 \right) \left(\frac{t}{t_m} \right)^2 \right) \right]^{1/2} \quad (4.51)$$

donde D_m es el diámetro máximo que puede alcanzar el charco:

$$D_m = 2 \left(\frac{V_L^3 g}{\dot{y}^2} \right)^{1/8} \quad (4.52)$$

y t_m el tiempo necesario para alcanzar este diámetro máximo:

$$t_m = 0,6743 \left(\frac{V_L}{g \dot{y}^2} \right)^{1/4} \quad (4.53)$$

Utilizar D_m en los cálculos de radiación sería sobreestimar demasiado los resultados, ya que D_m sólo se mantiene un instante muy breve. Es mejor, pues, utilizar un diámetro medio en el tiempo, que es el que proporciona la expresión siguiente:

$$D_a = 0,683 D_m \quad (4.54)$$

En caso de escape continuo, las expresiones siguientes permiten calcular el diámetro de equilibrio:

$$D_{eq} = 2 \left(\frac{V_L}{\pi \cdot \dot{y}} \right)^{1/2} \quad (4.55)$$

$$t_{eq} = 0,564 \frac{D_{eq}}{(g \cdot \dot{y} \cdot D_{eq})^{1/3}} \quad (4.56)$$

donde t_{eq} es el tiempo necesario para alcanzar el diámetro de equilibrio.

a) Geometría del incendio de un charco

Si bien hay diversos modelos que permiten determinar la radiación emitida por un incendio de charco, el más utilizado y que más desarrollado está es el llamado modelo de llama sólida. En este modelo se supone que la llama es un sólido con una forma bien definida, que se puede aproximar a un cilindro y que, además, se comporta como un emisor gris.

Así pues, para poder describir el incendio se deberá determinar el diámetro, la altura y, en caso de presencia de viento, también la inclinación y el desplazamiento.

Ya se ha visto, al inicio del apartado 4.6.1, cómo determinar el diámetro de la llama, que dependía principalmente del tipo de vertido, del lugar donde se producía el vertido y de la velocidad de combustión. A continuación se dan algunas expresiones para determinar la altura, la inclinación y el desplazamiento de la llama.

Para la altura de la llama la expresión más conocida es la de Thomas [THOM63]; aunque hay muchas más, ésta es muy general y se adapta bastante bien a todo tipo de incendios.

$$\frac{L}{D} = 42 \left[\frac{\dot{m}''}{\rho_a \sqrt{g \cdot D}} \right]^{0,61} \quad (4.57)$$

En caso de contar con la presencia de viento, la altura variará. Según el propio Thomas, la nueva altura en estas condiciones será

$$\frac{L}{D} = 55 \left[\frac{\dot{m}''}{\rho_a \sqrt{g \cdot D}} \right]^{0,67} u^{*-0,21} \quad (4.58)$$

donde u^* es la velocidad adimensional del viento:

$$u^* = \frac{u_w}{\left(\frac{g \cdot \dot{m}'' \cdot D}{\rho_v} \right)^{1/3}} \quad (4.59)$$

Por otra parte, en presencia de viento la llama se inclina y también se puede desplazar por la base, produciéndose así un ligero aumento del diámetro (Fig. 4.9). Las ecuaciones que representan mejor este fenómeno son las facilitadas por la AGA (American Gas Association):

$$\begin{aligned} \cos \theta &= 1 && \text{para } u^* \leq 1 \\ \cos \theta &= \frac{1}{\sqrt{u^*}} && \text{para } u^* \geq 1 \end{aligned} \quad (4.60)$$

Respecto al desplazamiento de la llama, Lautkaski [LAUT92] propone la ecuación siguiente, donde D' es el nuevo diámetro de la base, considerando el desplazamiento de la llama:

$$\frac{D'}{D} = 1,5(Fr_{10})^{0,069} \quad (4.61)$$

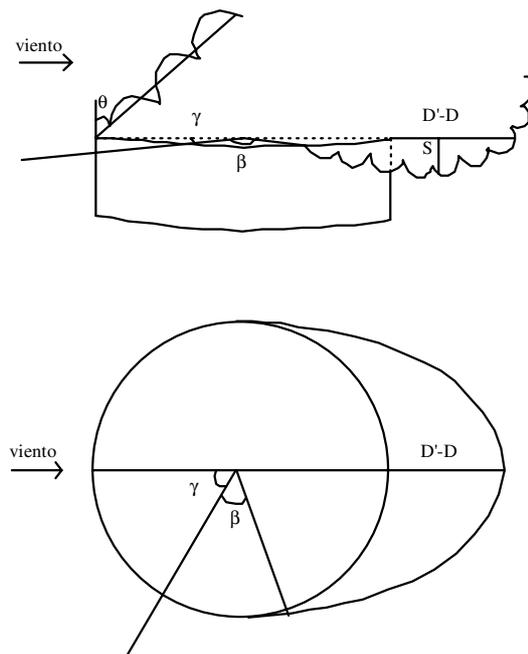


Fig. 4.9 Esquema que muestra la inclinación y el desplazamiento que experimenta la llama con presencia de viento

El efecto del viento en cuanto a la radiación es relativamente poco importante para distancias largas. Por el contrario, puede tener una gran incidencia en distancias cortas si el desplazamiento de la base del incendio provoca un contacto directo de la llama con otro equipo (por ejemplo, un depósito). En estas circunstancias, el flujo calorífico que recibe este equipo es muy superior y la situación puede agravarse considerablemente.

b) Efectos térmicos

El efecto térmico del incendio de un charco es principalmente la radiación. Cuando se habla de radiación térmica debe tenerse en cuenta tanto el emisor de esta radiación como el objeto u objetos que se encuentran expuestos a ella. Así pues, ya se ha dicho que para el incendio se tomará el modelo de cuerpo sólido, si bien al final se expone un modelo más específico para aquellos combustibles que generan mucho humo. Cuando uno se fija, sin embargo, en cuál será el receptor, es necesario distinguir dos casos claramente diferenciados: cuando el objeto de interés se encuentra a una cierta distancia del incendio o cuando se encuentra inmerso en él. Según sea el caso, el mecanismo de transferencia de calor varía y, por lo tanto, estos dos casos se tratarán de manera diferente.

Respecto a la transferencia de calor hacia objetos alejados de las llamas, el único mecanismo de transferencia que se debe considerar es la radiación. En el modelo de cuerpo sólido se considera que únicamente las partes visibles de la llama emiten radiación. Esta consideración no comporta grandes errores, puesto que se ha comprobado experimentalmente que las partes no visibles emiten menos de un 10% de la radiación media emitida por las llamas visibles. La expresión siguiente permite determinar la radiación térmica sobre un objeto a cierta distancia de las llamas.

$$Q = \tau \cdot E_p \cdot F \quad (4.62)$$

En el apartado 4.3 se explican los conceptos de transmisividad atmosférica (τ), poder emisivo (E_p) y factor de vista (F), así como las expresiones que permiten determinarlos.

Al aplicar este modelo, hay que tener en cuenta que, para incendios muy grandes de combustibles que generan mucho humo y para objetos situados en las proximidades del incendio, no se puede utilizar un poder emisivo medio para toda la llama. La parte inferior de las llamas irradia fuertemente, del orden de 130-150 kW/m², mientras que la parte superior cubierta de humo irradia alrededor de 20 kW/m². Para determinar la altura por encima del nivel del líquido donde empieza el humo, Mudan [MUDA84] propone la expresión siguiente:

$$H_L = e^{-0,12D} L \quad (4.63)$$

Para este tipo de incendio y para los objetos situados a ras de suelo y próximos a la llama (menos de 1-2 diámetros del charco), merece la pena calcular la radiación incidente que corresponde a cada parte (con y sin humo) de la llama. La suma de los resultados dará un valor mayor y más exacto de la radiación incidente, si se compara con el valor que se habría obtenido utilizando un valor medio del poder emisor para toda la superficie de la llama:

$$Q = \tau [F_1 E_m + F_u E_s] \quad (4.64)$$

En caso de que el objeto considerado esté lejos del incendio (más de 1-2 diámetros del charco), se puede utilizar un valor medio del poder emisor, según la expresión dada en la ecuación (4.13).

Por otra parte, por lo que se refiere a los objetos que se puedan encontrar inmersos en el incendio, los mecanismos de transferencia de calor que intervendrán son la convección y la radiación; por lo tanto,

$$Q = q_c + q_r \quad (4.65)$$

El calor de convección y de radiación, respectivamente, se calculan partiendo de las expresiones siguientes:

$$q_c = h(\Delta T + T_o - T_s) \quad (4.66)$$

$$q_r = \varepsilon \sigma (\Delta T + T_o)^4 \quad (4.67)$$

ΔT es el incremento de temperatura en el eje de la llama para la altura sobre el nivel del líquido, z , a la que se encuentre el objeto considerado. T_o es la temperatura inicial del objeto considerado, que normalmente coincide con la temperatura ambiente. T_s es la temperatura del objeto en cualquier instante (para $t = 0$, $T_s = T_o$). ε es la emisividad de las llamas en la posición donde está el objeto; h es el coeficiente de transferencia de calor por convección y σ la constante de Stefan-Boltzmann ($=56,7 \cdot 10^{-12} \text{ kW} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$). Todos estos parámetros se pueden encontrar en el apartado 4.3, junto con las expresiones para determinarlos.

4.6.2 Charcos de fuego sobre el mar

No es difícil encontrar un escenario de este tipo: sólo hay que ver el número de accidentes ocurridos en barcos petroleros o plataformas petrolíferas. En todos estos casos, cuando se produce un vertido accidental el resultado es una mancha de combustible en la superficie del mar.

Esta mancha puede prender inmediatamente o al cabo de cierto tiempo, dependiendo de las condiciones del entorno. En este último caso hay que tener en cuenta que, a medida que el tiempo pasa, el diámetro de la mancha va creciendo mientras su grosor va disminuyendo. Se puede alcanzar de este modo un valor mínimo (que según los estudios se encuentra alrededor de 1,25 mm), en el que la ignición no es posible aunque exista una fuente de ignición. También hay que tener en cuenta la temperatura del combustible: si no está por encima de la temperatura de inflamación, las posibilidades de que se produzca la ignición serán mínimas. En cualquier caso, de producirse la ignición, el combustible va quemando hasta que el grosor de la mancha se hace tan pequeño que, al ser tanto el calor que se pierde en el agua, el calor restante no puede evaporar el combustible suficiente como para alimentar la llama. Experimentalmente se ha observado que este grosor se encuentra alrededor de 0,8 mm. Normalmente, lo que sucede es que la mancha se rompe y forma otras manchas más pequeñas que aún pueden continuar ardiendo.

Todas las características que se han estudiado para los incendios de charco sobre el suelo son igualmente válidas para este tipo de incendio: altura de las llamas, temperaturas, transferencia de calor hacia objetos fuera o dentro de las llamas, etc. Lo único que varía en este tipo de vertido es que, en general, no hay cubeta o muro de contención; por lo tanto, siempre se deberá determinar previamente el diámetro del charco que se forme, y esto sí supone algunas diferencias respecto a lo ya visto.

Si la ignición se produce de manera inmediata, las ecuaciones son las mismas que las ya vistas al inicio del apartado, excepto que hay que utilizar una aceleración de la gravedad efectiva:

$$g' = g \left(1 - \frac{\rho_l}{\rho_w} \right) \quad (4.68)$$

En caso de que la ignición no se produzca de manera instantánea, si el escape es continuo y el diámetro de la mancha ha superado el diámetro de equilibrio, en el momento en que se produzca la ignición se llegará rápidamente al diámetro de equilibrio, que se mantendrá mientras el caudal de vertido sea constante. En la práctica, se puede considerar igual que si la ignición se hubiera producido de forma instantánea.

Finalmente, si el escape es instantáneo pero la ignición se produce con cierto retraso, es necesario conocer la evolución del diámetro en el tiempo para poder determinar el momento en el cual el grosor es lo suficientemente pequeño como para no permitir la ignición. En el aumento del diámetro de un vertido de combustible en el mar, se deben distinguir las tres fases siguientes:

La *fase 1* es aquella en la que predominan las fuerzas gravitatorias y de inercia. El diámetro viene determinado por la correlación

$$D_1 = 2,28 \left[\frac{\rho_w - \rho_L}{\rho_w} g \cdot V_L \cdot t^2 \right]^{1/4} \quad (4.69)$$

En la *fase 2* predominan las fuerzas viscosas. En esta fase el diámetro es

$$D_2 = 1,96 \left[\frac{\rho_w - \rho_L}{\rho_L} \frac{g \cdot V_L^2 \cdot t^{3/2}}{v_w^{1/2}} \right]^{1/6} \quad (4.70)$$

Finalmente, en la *fase 3* la fuerza dominante es la tensión superficial; el diámetro viene dado por la expresión siguiente:

$$D_3 = 3,2 \left(\frac{f_s^2 t^3}{\rho_w^2 v_w} \right)^{1/4} \quad (4.71)$$

La fase 1 dura hasta que $D_1 > D_2$. La fase 2 se mantiene mientras $D_2 < D_1$ y $D_2 > D_3$; cuando $D_2 < D_3$, se entra en la fase 3.

4.6.3 Incendios en movimiento

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

El problema es que son poco conocidos. En la bibliografía prácticamente no se encuentran referencias de autores que hayan trabajado en este tipo de incendios. No se conocen, por tanto, las diferencias que pueden existir respecto a los incendios de charcos en cuanto a velocidad de combustión, características geométricas, etc. Lo que sí se ha comprobado experimentalmente [F&W94] es que requieren caudales más grandes de agua (o espuma) para su extinción, en comparación con un incendio de características similares pero estático.

4.7 Incendio de un gas

Igual que en el caso de los líquidos, cuando se produce un escape de gas o de vapor inflamable se pueden generar esencialmente dos tipos de incendio:

- incendio de un chorro de gas
- incendio de una nube de gas.

4.7.1 Incendio de un chorro de gas

Este tipo de incendio (*jet fire*) tiene lugar cuando se produce el vertido accidental de vapores o gases inflamables a presión, en áreas de proceso o depósitos de almacenaje. Incendios de características similares son muchas veces intencionados. Se utilizan para eliminar los gases no deseados que se generan durante la extracción del petróleo (antorchas de producción) o en refinerías y petroquímicas, para evacuar subproductos no deseados o gases emitidos a través de válvulas de seguridad (antorchas de proceso).

Prácticamente no hay diferencias entre los dardos generados de manera accidental y los intencionados. Quizá la más importante es que los chorros intencionados salen a través de una válvula y ello permite que el gas pueda alcanzar velocidades de salida supersónicas. En el caso de los chorros accidentales, el gas sale a través de un orificio de un depósito, de una tubería rota o de una brida, y esto hace que la velocidad máxima de salida del gas sea la sónica (velocidad del sonido en el gas, en las condiciones en las que se encuentra el gas a la salida).

a) Geometría del incendio de un chorro de gas

Para definir la geometría de este tipo de incendio hay que distinguir dos situaciones claramente diferenciadas: cuando se cuenta con la presencia de viento y sin ella.

Sin presencia de viento, el modelo más consolidado es el de Hawthorn et al. [HAWT49]. Este modelo (aplicable únicamente para velocidades de salida sónicas) permite determinar la longitud efectiva de la llama turbulenta, $L-s$, donde s es la distancia entre el orificio de salida y el punto donde empieza la llama. El motivo por el que se produce esta separación es porque la combustión sólo puede tener lugar cuando la velocidad del gas se ha reducido hasta el punto en el que la combustión es estable.

$$\frac{L-s}{D_e} = \frac{5,3}{C_t} \left[\frac{T_{ad}}{\alpha T_v} \left[C_t + (1-C_t) \frac{M_o}{M_f} \right] \right]^{1/2} \quad (4.72)$$

Como para los combustibles más corrientes C_t suele ser $\ll 1$, $\alpha \approx 1$ y T_{ad}/T_f varía entre 7 y 9 (véase la tabla 4.10), la ecuación (4.72) se puede simplificar en

$$\frac{L-s}{D_e} = \frac{15}{C_t} \left[\frac{M_a}{M_f} \right]^{1/2} \quad (4.73)$$

Tabla 4.10 Valores de α , C_t y T_{ad}/T_f para algunos hidrocarburos

Combustible	α	C_t	T_{ad}/T_f
Metano	1,00	0,091	7,4
Etano	1,04	0,054	9
Propano	0,96	0,038	7,6

Fuente: [SFPE90]

La distancia s entre el orificio y la llama viene dada por la expresión

$$s = \frac{6,4\pi D_e}{4} \frac{U_e}{U_a} \quad (4.74)$$

donde U_a es la velocidad media del chorro, que se puede aproximar por $U_a \approx 0,4 U_e$. Respecto al diámetro del chorro, en la bibliografía [ANDR92] se puede encontrar la expresión siguiente:

$$D_j = 0,29 \cdot x \cdot \left[\ln \left(\frac{L}{x} \right) \right]^{1/2} \quad (4.75)$$

Los incendios de chorro de gas se producen normalmente al aire libre. Esto supone que muchas veces pueden verse afectados por el viento. Para esta circunstancia hay diversos métodos; aquí se expone únicamente el de Kalghatgi [KALG83], que está pensado para ser aplicado conjuntamente con el modelo del cuerpo sólido, del que ya se ha hablado detalladamente en el apartado 4.6.

Según el método de Kalghatgi, la llama del dardo se puede asimilar a un cono (Fig. 4.10). Siguiendo la nomenclatura de la figura 4.10, la inclinación de la llama se calcula mediante la expresión:

$$\alpha_B = 94 - \frac{1,6}{N} - 35N \quad (4.76)$$

$$\alpha = 94 - \frac{1,1}{N} - 30N \quad (4.77)$$

con

$$N = \frac{u_w}{U_e} \quad (4.78)$$

$$U_e = M_{ef} \sqrt{\frac{\gamma \cdot R' \cdot T_v}{\left(1 + \frac{\gamma - 1}{2} M_{ef}^2\right)}} \quad (4.79)$$

La altura de la llama, L_{Bv} , es:

$$\frac{L_{Bv}}{D_s} = 6 + \frac{2,35}{N} + 20N \quad (4.80)$$

Y la anchura de la base, W_1 ,

$$\frac{W_1}{D_s} = 49 - \frac{0,22}{N} - 380N + 950N^2 \quad (4.81)$$

El tamaño del extremo superior se deduce de

$$\frac{W_2}{D_s} = 80 - \frac{0,57}{N} - 570N + 1470N^2 \quad (4.82)$$

donde

$$D_s = D_e \sqrt{\frac{\rho_j}{\rho_o}} \quad (4.83)$$

ρ_j es la densidad del combustible en el dardo, que se puede calcular mediante la expresión siguiente:

$$\rho_j = \frac{p_o M_f}{R_o T_v} \left(\frac{p_v}{p_o} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad (4.84)$$

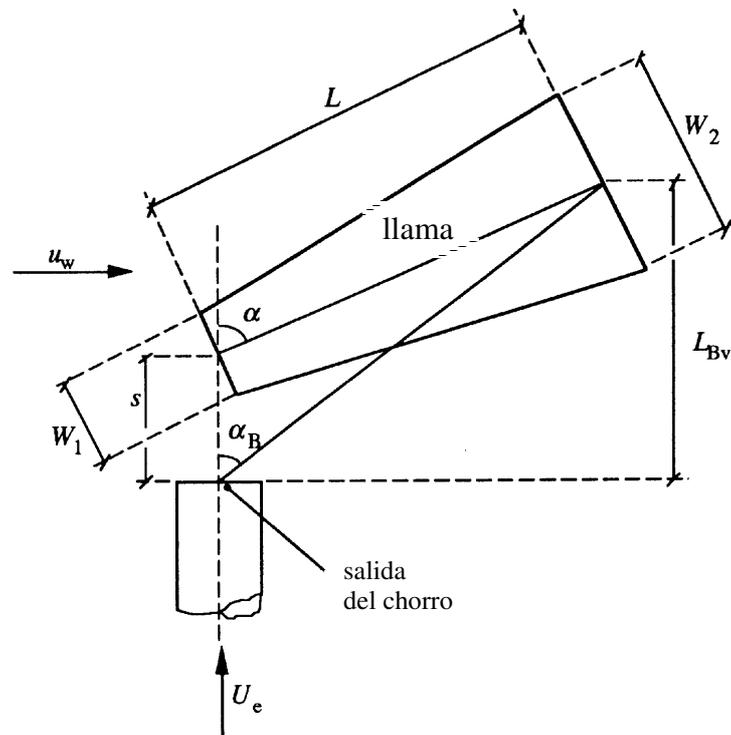


Fig. 4.10 Esquema de la geometría de la llama de un chorro de gas, según el método de Kalghatgi

Por lo que se refiere a la longitud, L , de la llama tenemos:

$$L = \frac{L_{Bv} \operatorname{sen} \alpha_B}{\operatorname{sen}(90 - \alpha_B) \operatorname{sen}(180 - \alpha)} \quad (4.85)$$

Y la distancia, s , es

$$s^2 = L^2 + L_{Bv}^2 - 2 \cdot L \cdot L_{Bv} \cdot \cos(\alpha - \alpha_B) \quad (4.86)$$

con

$$L_B = \frac{L_{Bv}}{\text{sen}(90 - \alpha_B)} \quad (4.87)$$

Este método es totalmente empírico, por lo tanto es aplicable dentro del rango de velocidades de gas y viento en el que se desarrolló la experimentación (Tabla 4.11). Fuera de este rango no es recomendable su aplicación.

Tabla 4.11 Condiciones de la experimentación desarrollada por Kalghatgi [KALG83]

Gas	De (mm)	Ue (m·s ⁻¹)	Uw (m·s ⁻¹)
Metano	22	36; 44; 52	2,8
	14	52; 70; 88	2,8; 3,5
	10	150; 108; 52	2,6; 4,7
Propano	22	15; 20; 28	2,8; 3,8; 4,5
	14	22-56	2,8-5,9
	10	48-93	3,3-7,5
	6	34-200	2,9-6,9
Etileno	22	14; 28	3,1
	14	14-58	3,1; 8,1
	10	14-80	3,1; 6
	6	29-210	3,1; 6; 8,1

b) Efectos térmicos

El modelo de llama sólida, que ya se ha visto en el apartado 4.6.1 (efectos térmicos de charcos de fuego), aproxima la llama a un cilindro. El método de Kalghatgi, que se propone para incendios de chorro, aproxima la llama a un cono. Con el fin de poder aplicar los resultados de Kalghatgi al modelo de llama sólida, lo que se hace es transformar el cono en un cilindro que tenga su misma superficie. De este modo, el diámetro del cilindro equivalente es

$$D_{eq} = \sqrt{L^2 + 2A} - L \quad (4.88)$$

con

$$A = \frac{1}{4}(W_1^2 + W_2^2) + \frac{1}{2}(W_1 + W_2) \sqrt{L^2 + \left(\frac{W_2 - W_1}{2}\right)^2} \quad (4.89)$$

Para objetos situados a una cierta distancia x del chorro, se puede aplicar lo mismo que se ha visto en el apartado 4.6.1 para objetos a una cierta distancia de un incendio de charco. Lo único que se debe tener en cuenta es que tanto el poder emisivo como el factor de vista varían.

Para determinar el poder emisivo se puede utilizar la ecuación (4.10), pero hay que saber la temperatura de la llama y esto a menudo no es fácil. Además, si la llama no se puede considerar como un cuerpo negro, es necesario conocer también al emisividad. Otro modo más sencillo de determinar el poder emisivo medio, es el siguiente [ANDR92]:

$$E_p = \frac{f_R \dot{m}_f \Delta H_c}{A_f} \quad (4.90)$$

donde A_f es el área de la superficie del cono, que se determina de la siguiente manera:

$$A_f = \frac{\pi}{4} (W_1^2 + W_2^2) + \frac{\pi}{2} (W_1 + W_2) \sqrt{L^2 + \left(\frac{W_2 - W_1}{2} \right)^2} \quad (4.91)$$

f_R es la fracción de la energía total liberada que es emitida en forma de radiación. Según Chamberlain [CHAM86], se puede determinar así:

$$f_R = 0,21 \cdot e^{-0,00323U_a} + 0,11 \quad (4.92)$$

Por lo que se refiere al factor de vista, en el apartado 4.3.3 se expone la manera de determinar el factor de vista para un cilindro inclinado, pensando en la geometría de incendios de charcos. Las mismas ecuaciones, pues, son igualmente aplicables al caso de incendios de dardos de gas, si se hace la transformación de la geometría cónica a la cilíndrica (Ec. 4.88 y 4.89), según la nomenclatura de la figura 4.11.

El factor de vista del cono respecto al objeto se puede aproximar al del cilindro A-B-c-d, de base horizontal. Como la base de este cilindro no está al mismo nivel que el objeto, el factor de vista se tendrá que determinar buscando la diferencia:

$$F = F_{e-f-c-d} - F_{e-f-B-A}$$

De este modo se pueden aplicar directamente las ecuaciones (4.24) y (4.25), que se encuentran en el apartado 4.3.3, y el problema del cálculo del factor de vista queda resuelto.

Por otra parte, en el caso de objetos que se encuentren inmersos en el dardo, además de la radiación habrá que tener en cuenta también la convección. Ésta puede, incluso, llegar a ser más importante que la radiación a causa de las altas velocidades que alcanzan los gases, principalmente en los momentos iniciales.

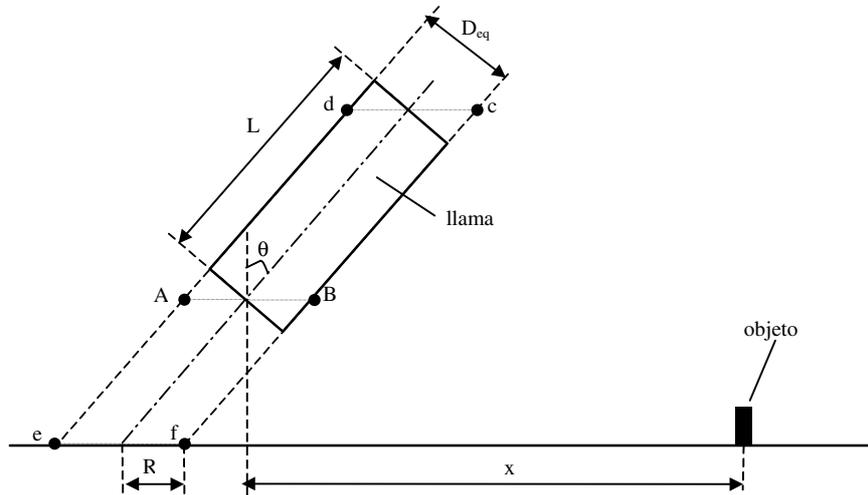


Fig. 4.11 Esquema de un dardo de gas, según una geometría cilíndrica.
Esquema útil para el cálculo de la radiación sobre un objeto

En el caso de dardos se puede aplicar también la ecuación (4.66) (apartado 4.5.1), propuesta para el caso de incendios de charcos, teniendo en cuenta, sin embargo, que el coeficiente de convección propuesto en el mismo no puede aplicarse a este caso. A continuación se da una expresión para el cálculo de h_c , considerando como superficie expuesta una tubería:

$$Nu = 0,23 Re^{0,6} Pr^{0,35} Tu^{0,15} \quad (4.93)$$

donde Tu es un parámetro adimensional llamado intensidad de la turbulencia, que toma el valor 0,02, de acuerdo con resultados experimentales.

4.7.2 Incendio de una nube de gas

Este tipo de incendio (*flash fire*) tiene lugar cuando se produce el vertido de un gas o un vapor inflamable, de manera que se forma una nube que se va dispersando 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. Es el caso del gas natural licuado y del gas licuado del petróleo: si se produce un escape se formará un charco que se evaporará rápidamente formando una nube. Este fenómeno se trata como si fuera un escape continuo de vapor a la atmósfera.

Es difícil definir el punto de transición entre explosión e incendio de una nube de vapor. En un incendio, los efectos de la presión se pueden considerar despreciables; para ello es preciso que no haya obstáculos o confinamiento que puedan acelerar el frente de la llama, cerca del punto de ignición. La llama se mueve desde el punto de ignición hacia la fuente a través de las zonas de la nube que están dentro de los límites de inflamabilidad.

En el caso de un escape instantáneo, si la ignición se produce de forma casi inmediata, lo que se genera es una bola de fuego. Este fenómeno no se trata en este capítulo, ya que se considera conjuntamente con el fenómeno BLEVE en el capítulo 6.

Los incendios de nubes de vapor tienen una duración muy corta (de unos cuantos segundos) y esto dificulta su estudio y la obtención de datos experimentales. A continuación se dan algunas expresiones para la predicción de la geometría y de efectos como la radiación térmica. Si bien estos modelos no están completamente desarrollados y comportan algunos errores, permiten obtener un orden de magnitud de los efectos que se generan.

a) Velocidad de propagación de la llama

La velocidad de propagación de la llama depende básicamente de la velocidad del viento y de la concentración del gas. La llama se propaga a través de la nube como una pared de fuego, amarillenta por la parte inferior y más azulada en su parte superior. Esta llama nunca alcanza un estado estacionario porque la concentración dentro de la nube no es uniforme.

Experimentalmente se ha observado que la dependencia de la velocidad de propagación de la llama con la velocidad del viento es lineal. A título de ejemplo, según experimentos realizados a gran escala con gas natural licuado y propano licuado sobre el mar por la compañía Shell en Maplin Sands [SHEL91], la velocidad media de propagación, relativa al gas no quemado, en el caso del propano es de 11-12 m/s con una velocidad del viento de 7 m/s. Para el metano, en las mismas condiciones, es de 4,5-6 m/s.

b) Geometría de la llama

Eisenberg et al. [EISE75] proponen un modelo donde se supone que el incendio tiene la forma de media elipsoide. Este modelo tiene dos parámetros geométricos característicos: el volumen, V_r , y el área que emite radiación, A_r :

$$V_r = \frac{2\pi}{3} \sigma_x \sigma_y \sigma_z (r_l^3 - r_u^3) \quad (4.94)$$

$$A_r = \frac{2\pi}{3} (\sigma_x^2 + \sigma_y^2 + \sigma_z^2) (r_l^2 + r_u^2) \quad (4.95)$$

donde,

$$r_l = \left[2 \ln \left(\frac{2 \cdot m}{(2\pi)^{3/2} \sigma_x \sigma_y \sigma_z k_l} \right) \right]^{1/2} \quad (4.96)$$

$$r_u = \left[2 \ln \left(\frac{2 \cdot m}{(2\pi)^{3/2} \sigma_x \sigma_y \sigma_z k_u} \right) \right]^{1/2} \quad (4.97)$$

Al aplicar estas ecuaciones se debe proceder con precaución porque aunque para una mayoría de sustancias los límites de inflamabilidad coinciden con los de explosividad, hay algunas excepciones (por ejemplo, el metano, el hidrógeno); por lo tanto debe tenerse cuidado.

En el capítulo 7 (dispersión de gases tóxicos) se puede ver cómo determinar los coeficientes de dispersión σ_x , σ_y , σ_z .

c) Efectos térmicos

Dado que el incendio de una nube de vapor tiene una duración muy corta, no se tiene en consideración el efecto térmico que puede provocar sobre las estructuras que estén dentro de la nube. Se considera también que las personas que se vean directamente involucradas morirán inmediatamente, de manera que sólo se calcula el efecto que pueda tener sobre objetos que estén a una cierta distancia de la nube en el momento del incendio.

Según Eisenberg et al. [EISE75], para calcular la cantidad de calor por radiación que recibe un objeto a una determinada distancia de la llama se puede utilizar la ecuación (4.62):

$$Q = \tau \cdot F \cdot E_f = \tau \cdot F \cdot \varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_f^4 - T_a^4)$$

Según los mismos autores, la emisividad ε se puede considerar igual a la unidad. Respecto al factor de vista, si el objeto está cerca de la llama se puede tomar igualmente la unidad; por el contrario, se aconseja aplicar el *Modelo de Fuente Puntual* para el cálculo del calor total que recibe el objeto. Este

modelo es muy sencillo ya que considera la llama como una fuente puntual de energía, de la que una determinada fracción es emitida en forma de radiación. Este modelo, sin embargo, sólo es aplicable cuando se quiere determinar la radiación incidente sobre un punto muy alejado de la llama; para zonas cercanas, el error que comporta puede llegar a ser demasiado grande. Según este modelo,

$$Q = \frac{1}{4\pi \cdot x} \cdot f_R \cdot \dot{m}'' \cdot \Delta H_c \quad (4.98)$$

donde f_R es la fracción de energía emitida en forma de radiación, que suele ser entre el 10 y el 30% de la energía total, dependiendo del tipo de combustible, del tipo y las dimensiones del incendio, etc.

El primer método presenta el problema de que es necesario saber la temperatura de las llamas. Esta temperatura varía mucho en el transcurso de un incendio. En sus inicios se puede considerar igual a la temperatura de la llama adiabática, pero a medida que se va arrastrando aire hacia la llama, ésta va disminuyendo de temperatura. Hacia el final, la temperatura estará por debajo de los 1.500 °C.

4.8 Ejemplo de cálculo: incendio de un charco

En caso de que se produzca la ruptura instantánea de un depósito que contiene 3.000 m³ de gasolina, que se halla dentro de una cubeta de 50 m de diámetro, se quiere determinar el flujo de calor máximo que incidirá sobre el depósito más cercano, que se encuentra a 15 m de la pared de la cuba.

Datos: masa molecular de la gasolina, 100 kg·kmol⁻¹; densidad del líquido, 870 kg·m⁻³; densidad del vapor a temperatura de ebullición, 3,49 kg·m⁻³; presión de saturación, 2.333 Pa; velocidad de combustión, 6,96 x 10⁻² kg·m⁻²·s⁻¹; temperatura ambiente, 293 K; velocidad del viento, 2 m·s⁻¹; humedad relativa, 50%; densidad del aire a temperatura ambiente, 1,2 kg·m⁻³.

En primer lugar se debe determinar el diámetro medio que alcanzaría el charco en caso de no haber cubeta (ec. 4.54):

$$D_a = 0,683 \cdot 2 \cdot \left(\frac{V_L^3 \cdot g}{\dot{y}^2} \right)^{1/8} = 1,366 \cdot \left(\frac{3000^3 \cdot 10}{(6,96 \cdot 10^{-2} / 870)^2} \right)^{1/8} = 388 \text{ m}$$

Como es mayor que el diámetro de la cubeta, para el charco se tomará el diámetro de ésta, 50 m.

A continuación se determina la altura de la llama; como hay presencia de viento se deben utilizar las ecuaciones (4.58) y (4.59):

$$u^* = \frac{u_w}{\left(\frac{g \cdot \dot{m}'' \cdot D}{\rho_v}\right)^{1/3}} = \frac{2}{\left(\frac{10 \cdot 6,96 \cdot 10^{-2} \cdot 50}{3,49}\right)^{1/3}} = 0,93$$

$$L = 55 \cdot D \cdot \left[\frac{\dot{m}}{\rho_a \cdot \sqrt{g \cdot D}}\right]^{0,67} \cdot u^{*-0,21} = 55 \cdot 50 \cdot \left[\frac{6,96 \cdot 10^{-2}}{1,2 \cdot \sqrt{10 \cdot 50}}\right]^{0,67} \cdot 0,93^{-0,21} = 52 \text{ m}$$

Se tiene que comprobar, también, si hay o no inclinación y desplazamiento de la llama, por lo que se aplican las ecuaciones (4.60) y (4.61). Según la ecuación (4.60), como la velocidad del viento adimensional u^* es menor que 1, se puede considerar que no hay inclinación de la llama ($\cos \theta = 1$). En cuanto al desplazamiento:

$$D' = 1,5 \cdot D \cdot \left(\frac{u_w^2}{g \cdot D}\right)^{0,069} = 1,5 \cdot 50 \cdot \left(\frac{2^2}{10 \cdot 50}\right)^{0,069} = 54 \text{ m}$$

Para evaluar los efectos térmicos se debe buscar la intensidad media de la llama, que según la ecuación (4.13) sería:

$$E_{media} = E_m \cdot e^{-0,12D} + E_s (1 - e^{-0,12D}) = 120 e^{-0,1250} + 20 \cdot (1 - e^{-0,1250}) = 20,3 \text{ kW/m}^2$$

Como el diámetro del charco es muy grande, la fracción ocupada por el humo predomina y por ello la intensidad media de la llama coincide prácticamente con el poder emisor del humo.

También se debe conocer el factor de visión máximo, que en este caso deberá ser para un cilindro no inclinado. La distancia x desde el centro de la llama al depósito cercano será:

$$x = \text{dist. de la cubeta al depósito} + \frac{D}{2} = 15 + \frac{50}{2} = 40 \text{ m}$$

Radio de la llama: $R = \frac{D}{2} = 25 \text{ m}$

Altura de la llama: $L = 52 \text{ m}$

Conociendo L , R y x se pueden determinar los parámetros necesarios para entrar en las tablas 4.5 y 4.6:

$$a = \frac{L}{R} = 2,08 \quad b = \frac{x}{R} = 1,6$$

Buscando, pues, en las tablas se pueden obtener los factores de visión horizontal y vertical para la geometría de incendio cilíndrica:

$$F_h = 0,212 \quad F_v = 0,229$$

$$F_{m\acute{a}x} = \sqrt{F_h^2 + F_v^2} = 0,312$$

Finalmente falta por determinar la transmisividad atmosférica, que según la ecuación (4.19) será:

$$\tau = 2,02 \cdot \left(\frac{HR \cdot P_{sat}}{100} \cdot x' \right)^{-0,09} = 2,02 \cdot \left(\frac{50 \cdot 2333}{100} \cdot 15 \right)^{-0,09} = 0,84$$

Ahora ya se tienen todos los datos para poder determinar el flujo de calor incidente sobre el depósito más cercano:

$$Q_{m\acute{a}x} = \tau \cdot F_{m\acute{a}x} \cdot E_{medio} = 0,84 \cdot 0,312 \cdot 20,3 = 5,3 \text{ kW} \cdot \text{m}^{-2}$$

4.9 Boilover o borbollón

Los incendios en depósitos de almacenaje de hidrocarburos son relativamente frecuentes. Teniendo en cuenta que las cantidades almacenadas suelen ser elevadas (un único depósito puede llegar a contener del orden de 500.000 barriles), las consecuencias de este tipo de incendios pueden llegar a ser imprevisibles.

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

El *boilover* o borbollón puede producirse sobre todo en depósitos conteniendo mezclas de diversos hidrocarburos. Si en uno de estos depósitos se produce un incendio —que puede durar muchas horas— la capa superficial de hidrocarburo se va calentando debido a la radiación del incendio. Esta

capa entra en ebullición, experimentando un proceso de destilación: los componentes más volátiles son los que pasan preferentemente a vapor, alimentando la llama. De esta forma, al irse enriqueciendo en los componentes más pesados (de mayor temperatura de ebullición) esta capa superficial va aumentando de temperatura.

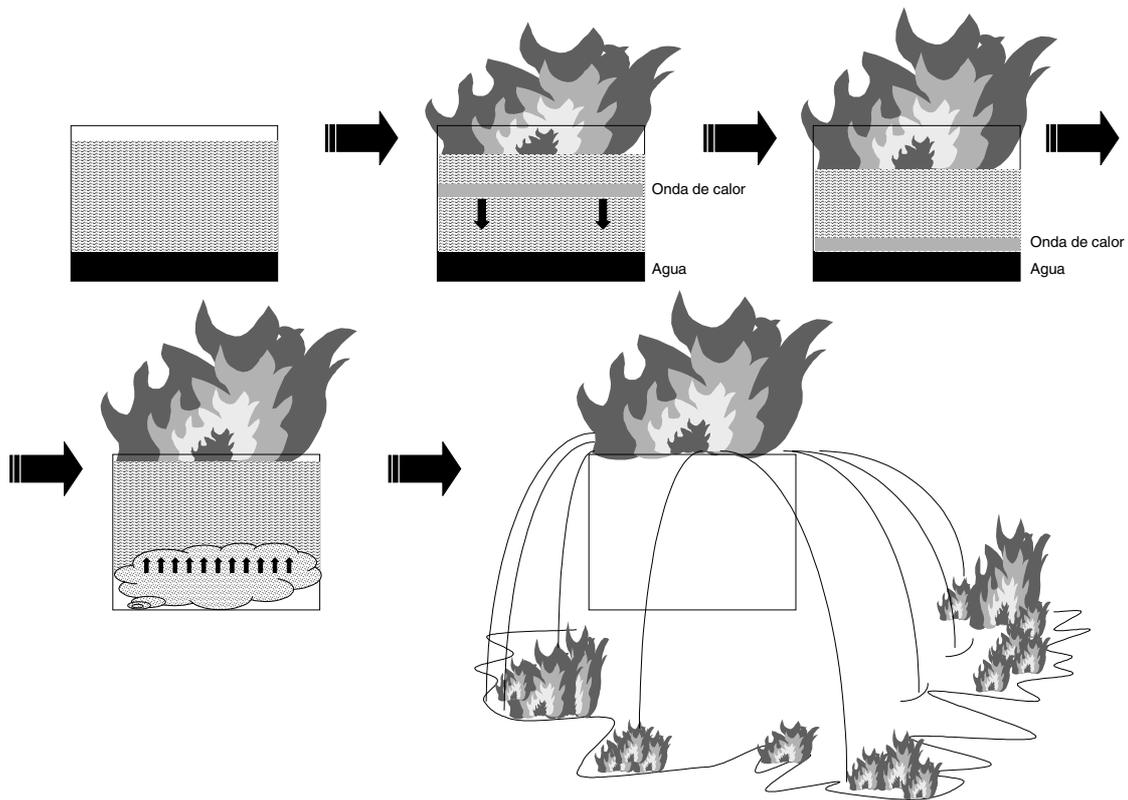


Fig. 4.12 . Representación del fenómeno de boilover

A medida que transcurre el tiempo, esta capa rica en productos pesados aumenta de espesor, progresando en profundidad; la velocidad a la que aumenta su espesor es mayor que la velocidad a la que retrocede la superficie del líquido contenido en el depósito. De esta forma una “onda de calor” se propaga hacia la parte inferior del depósito. Si el mismo contiene agua, en forma de capa acuosa o de emulsión, en algún momento esta ola de calor (a una temperatura superior a la de ebullición del agua) llegará a la capa acuosa. Esto provocará una cierta vaporización inicial del agua; la turbulencia de este fenómeno provocará la mezcla de ambas capas, con una fuerte vaporización de agua. La generación prácticamente instantánea de una gran cantidad de vapor, con un volumen específico muy superior al

del líquido, provocará una violenta erupción, con la formación de una bola de fuego y la proyección del combustible hacia el exterior. Dada la violencia del fenómeno, el combustible inflamado puede ser proyectado hasta distancias considerables.

No todos los combustibles son susceptibles de experimentar el fenómeno del *boilover*; en general éste está asociado a aquellos compuestos por una serie de componentes con una amplia gama de temperaturas de ebullición (un buen ejemplo lo constituye el crudo de petróleo). Sin embargo, también es posible —si bien es mucho menos frecuente— el *boilover* con hidrocarburos puros. En todo caso, lo que si es necesario es que la temperatura de ebullición del combustible sea superior a la del agua.

En determinadas circunstancias, es posible también que ocurra un *boilover* sin presencia de agua, aunque esto es poco frecuente. En estos casos, en una etapa inicial la capa superficial de hidrocarburo se calienta por la radiación del incendio, disminuyendo su densidad. Posteriormente, debido a la destilación, su densidad aumenta. Entretanto, la temperatura de las capas intermedias aumenta lentamente por conducción, disminuyendo su densidad. La capa superior tiene un alto contenido en compuestos de alto punto de ebullición, mientras que la inferior contiene aún fracciones más volátiles. En un momento determinado, esta situación —existencia de una capa muy caliente y pesada sobre otra capa de menor densidad— puede conducir a una mezcla turbulenta de ambas capas, con la vaporización instantánea del líquido de la capa inferior y la aparición de un *boilover*.

4.9.1 Condiciones necesarias para la existencia de *boilover*

Para que se produzca el *boilover* es necesario en general que se cumplan tres condiciones:

- a) Presencia de agua en el recipiente.
- b) Generación de una ola de calor; es decir, existencia de una amplia gama de volatilidades en los componentes presentes en el depósito.
- c) Que la viscosidad del hidrocarburo sea suficientemente elevada para dificultar el paso del vapor.

La existencia de agua dentro del recipiente puede tener distintas causas. Puede ser debida a un contenido de agua del propio hidrocarburo, puede haber penetrado en el recipiente debido a fuertes lluvias, o bien haberse condensado la humedad del aire del recipiente debido a cambios en la temperatura ambiente; finalmente, puede ser también debida al agua utilizada como refrigeración o para la extinción en caso de incendio. El agua puede encontrarse en forma de capa acuosa más pesada o bien en forma de emulsión.

En un *boilover*, la temperatura de la capa superior puede alcanzar hasta 430 K. La velocidad a la que se desplaza la onda de calor suele estar comprendida entre 0,3 m·h⁻¹ y 0,5 m·h⁻¹, si bien en algunos casos ha alcanzado valores de hasta 1,2 m·h⁻¹.

4.9.2 Hidrocarburos susceptibles de experimentar un *boilover*

Tal como se ha comentado en el apartado anterior, para que exista un *boilover* es necesario que el combustible implicado presente unas características determinadas. Estas características pueden resumirse en las tres condiciones siguientes [MICH95]:

- a) La temperatura media de ebullición debe ser superior a la del agua a la presión existente en la interfase agua-combustible. Dicha temperatura media del combustible se determina mediante la siguiente expresión:

$$\overline{Tb}_{HC} = (Tb_{min} \cdot Tb_{max})^{0.5}$$

La presión en la interfase agua-combustible es:

$$P_{inter} = P_a + (H_{HC} \cdot \rho_{HC} \cdot 9,81)$$

En general, para las condiciones de almacenaje habituales en combustibles este criterio se reduce a:

$$\overline{Tb}_{HC} > 393K$$

- b) El intervalo de destilación debe ser suficientemente amplio para poder generar la onda de calor. Según [BROE92] el intervalo entre Tb_{min} y Tb_{max} (ΔTb) debe ser superior a 60° si Tb_{min} es superior a la temperatura de ebullición del agua a la presión de la interfase agua-combustible (normalmente 393 K); en el caso de que Tb_{min} sea inferior a 393 K, entonces la diferencia entre 393 y Tb_{max} deberá ser superior a 60°.
- c) El valor de la viscosidad cinemática debe ser superior al correspondiente al queroseno a 393 K, es decir 0,73 cSt. Según [MICH95] se ha comprobado experimentalmente que para que pueda darse el efecto pistón, la viscosidad cinemática del combustible debe ser superior a la del queroseno a la temperatura de ebullición del agua a la presión de la interfase agua-combustible, es decir:

$$v_{HC} \geq 0,73 \text{ cSt}$$

Para poder unificar los tres criterios, [MICH95] ha definido un factor empírico, llamado *factor de propensión al boilover*, que permite establecer la tendencia de un determinado hidrocarburo a producir un *boilover*:

$$PBO = \left(1 - \frac{393}{Tb_{HC}}\right) \cdot \left(\frac{\Delta Tb}{60}\right)^2 \cdot \left(\frac{v_{HC}}{0,73}\right)^{1/3}$$

Según este criterio, los combustibles con un *PBO* igual o superior a 0,6 podrán experimentar *boilover*.

4.9.3 Efectos derivados de un *boilover*

Los efectos derivados de un *boilover* pueden resumirse básicamente en dos:

- a) Efecto de bola de fuego.
- b) Efecto de proyección y esparcimiento del hidrocarburo en llamas.

Debido a la rapidez con la que el hidrocarburo es impulsado hacia el exterior por el efecto pistón del *boilover*, se produce una descompresión hasta la presión ambiente que vaporiza parte del combustible, el cual a su vez formará una bola de fuego. El problema principal con que uno se encuentra si quiere cuantificar los efectos de dicha bola de fuego es la determinación de la cantidad de hidrocarburo que se vaporiza pasando a formar parte de la bola de fuego.

Además, tanto si se forma bola de fuego como si no, el efecto que con toda seguridad provocará el *boilover* es la proyección y esparcimiento de parte o todo el líquido contenido en el recipiente. Debido a la elevada energía cinética suministrada al líquido por el efecto pistón, las distancias alcanzadas por el líquido proyectado —que en la mayoría de casos se encuentra inflamado— pueden llegar a ser importantes y alcanzar otros recipientes, agravando así las consecuencias iniciales del accidente. Este fenómeno cubre un área en la que, por otra parte, pueden encontrarse los equipos de intervención; esto ha provocado víctimas en un cierto número de casos.

En caso de incendio con posibilidad de *boilover*, una forma de seguir la progresión de la ola de calor consiste en instalar sobre la pared exterior del depósito tiras de pintura intumescente, de manera que la variación de su aspecto indique el aumento de temperatura en función de la altura. Otra forma que ha sido de utilidad en algunas emergencias consiste en lanzar agua sobre la pared con una manguera, de forma suave, observando su comportamiento (ebullición o no). Sin embargo, aunque ambos procedimientos permiten deducir el desplazamiento de la ola de calor, la posible aparición de *boilover* en un momento determinado continuará presentando un elemento de incertidumbre si no se conoce a

qué altura se encuentra la capa de agua o de emulsión (que, en algunos casos, puede encontrarse a una cierta altura del fondo del depósito).

4.9.4 Casos históricos

Quizá de los accidentes ocurridos debidos a *boilover*, los más importantes son los que tuvieron lugar en Milford Haven (UK) y en Tocoa (Venezuela). En el caso de Milford Haven (ocurrido el 30 de agosto de 1983), el recipiente involucrado era de techo flotante, de 78 m de diámetro, 20 m de altura y 94.110 m³ de capacidad y no disponía de medios fijos de protección contra incendios. El día del accidente contenía 47.000 toneladas de crudo ligero del mar del norte. El incendio en dicho depósito se produjo por la coincidencia de dos hechos. Por un lado la existencia de fisuras en el techo del recipiente debido a la fatiga del material causada por los fuertes vientos reinantes en la zona, que habría permitido salir a la superficie pequeñas cantidades de vapor inflamable. Por otro lado, el mismo día se estuvo quemando una gran cantidad de gas en una antorcha de 83 m de altura situada a 100 m del recipiente. Parece ser que algunas partículas incandescentes provenientes de la antorcha habrían inflamado el vapor de la superficie del recipiente. Después de 13 horas de actuación de los servicios de extinción se produjo un *boilover*, generándose una bola de fuego de 90 m de diámetro y 150 m de altura con la proyección de parte del combustible inflamado a la cubeta de retención. Dos horas más tarde el recipiente se rompió y liberó el combustible a la cubeta de retención con toda la superficie (de 16.722 m²) inflamada. Dicho incendio no logró extinguirse hasta 37 horas después de la ruptura del recipiente. El balance final fue de 6 bomberos heridos.

En el caso de Tocoa (ocurrido el 19 de diciembre de 1982), se produjo un incendio en un tanque conteniendo una mezcla de hidrocarburos utilizada como combustible en una central térmica. Tras una explosión (provocada seguramente por dos operarios que trabajaban en el techo del tanque) se produjo un gran incendio. Tras varias horas de lucha contra el fuego, se produjo el *boilover*, que proyectó combustible inflamado sobre una gran área. El desconocimiento del peligro hizo que en dicha área hubiera un gran número de personas (bomberos, periodistas, etc.), por lo que se produjeron más de doscientos muertos.

4.9.5 *Boilover* de capa delgada

Como ya se ha visto en los apartados anteriores, el incendio de un combustible que se encuentra flotando encima de una capa de agua puede desencadenar fenómenos potencialmente muy peligrosos. En general este fenómeno tiene lugar en incendios de depósitos de combustible —cuando éste tiene una temperatura de ebullición superior a la del agua— y por lo tanto con grandes cantidades de combustible, comparado con el espesor de la capa de agua. Éste no es, no obstante, el único caso en que puede aparecer este fenómeno ya que se ha observado que también puede ocurrir el *boilover* al quemar capas delgadas de combustible que se encuentra flotando en el agua, lo que se ha denominado

“*boilover* de capa delgada”. El estudio de este tipo particular de *boilover* es relativamente reciente y su interés está enfocado a la limpieza de vertidos accidentales de hidrocarburos sobre el agua —normalmente el mar, en accidentes de buques petroleros—. Una forma de eliminar dichos vertidos sería quemando *insitu* el combustible, aunque evaluando siempre previamente el riesgo potencial de que se produzca un *boilover*.

De los recientes trabajos realizados sobre *boilover* de capa delgada [GARO99] pueden deducirse sus principales características, algunas de las cuales pueden permitir predecir en qué casos existe un riesgo evidente de que este fenómeno tenga lugar:

- La velocidad de combustión aumenta al aumentar el espesor de la capa de combustible hasta que ésta alcanza 1 cm. Para espesores mayores, la velocidad de combustión pasa a ser constante y característica para cada tamaño de charco (será mayor cuanto mayor sea el diámetro del charco).
- El tiempo que transcurre hasta el inicio del *boilover* aumenta linealmente con el espesor inicial de combustible y disminuye con el tamaño del charco. Es decir, cuanto mayor sea el charco y menor el espesor de combustible menos tiempo tardará en iniciarse el *boilover*.
- Parece ser que en todos los casos analizados el *boilover* se inicia cuando la temperatura de la interfase agua–combustible alcanza los 393 K.
- Puede afirmarse que para que tenga lugar un *boilover* de capa delgada es necesario que el combustible tenga un punto de ebullición per encima de 393 K. No obstante cuanto mayor sea la diferencia entre la temperatura de ebullición del combustible y del agua, mayor será la intensidad del *boilover* generado.

Los parámetros más importantes para la existencia de *boilover* de capa delgada son, según los estudios más recientes: el espesor de la capa de combustible, el diámetro del charco y el punto de ebullición del combustible.

4.10 Bibliografía

[ANDR92] ANDREASEN, M., et al. *Handbook for fire calculations and fire risk assessment in the process industry*. Scandpower. Kjeller, 1992.

[BABR83] BABRAUSKAS, V. "Estimating large pool fire burning rates", *Fire Tech.*, 19. 1983.

- [BROE92] BROECKMANN, B., SCHECKER, H.G. "Boilover effects in burning oil-tanks". 7th International Symposium on Loss Prevention and Safety promotion in the Process Industries. Taormina, Italy, 1992.
- [BURG61] BURGUESS, D.S.; STRASSER, A.; GRUMER, J. "Diffusive burning of liquid fuels in open trays". *Fire Res. Abs. and Rev.*, 3. 1961.
- [CASA95] CASAL, J.; PLANAS, E.; LANCIA, A.; BORDIGNON, L. "Foam and water protection for equipment engulfed in fire". *Fire Engineering and Emergency Planning. Research and applications*. Ed. J. Barham. Preston, 1996.
- [CHAM86] CHAMBERLAIN, G.A. "The Shell/Thornton flare radiation model". *4th Int. Flare System Seminar*. Trondheim, Noruega, 1986.
- [CROW90] CROWL, D.A.; LOUVAR, J.F. *Chemical process safety: fundamentals with applications*. Ed. Prentice Hall. 1990.
- [EISE75] EISENBERG, N.A. et al. *Vulnerability model. A simulation system for assessing damage resulting from marine spills*. Nat. Tech. Inf. Service Report AD-A015-245. Springfield, 1975.
- [F&W94] *Foam and Water deluge systems for off shore oil platforms*. Project Summary Report. EC Contract: TH-15.125/89-IT, 1994.
- [GARO99] GARO, J.P.; VANTELON, J.P. "Thin layer boilover of pure or multicomponent fuels". Proceedings of "ARW on Transfer to civil applications of military experiences on prevention of hazardous fires and explosions". Kluwer Co. (en prensa).
- [GRUM61] GRUMER, J.; STRASSER, A.; KUBALA, T.A.; BURGUESS, D.S. "Uncontrolled diffusive burning of some new liquid propellants". *Fire Res. Abs. and Rev.*, 3. 1961.
- [HAWT49] HAWTHORNE, W.R. et al. "Mixing and turbulent on turbulent gas jets". *3rd Int. Symp. on Comb.* Combustion Institute. Pittsburgh, PA, 1949.
- [HESK84] HESKESTAD, G. "Engineering relations for fire plumes". *Fire Safety Journal*, 7. 1984.
- [HOTT67] HOTTEL, H.C.; SAROFIM, A.F. *Radiative Transfer*. McGraw Hill. Nueva York, 1967.
- [KALG83] KALGHATGI, G.T. "The visible shape and size of a turbulent hydrocarbon jet diffusion flame in crosswind". *Comb. and Flame*, vol. 52, núm. 1. 1983.

- [LAUT92] LAUTKASKI, R. "Validation of flame drag correlations with data from large pool fires". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 5, núm. 3, pp. 175-180. 1992.
- [LEES86] LEES, F.P. *Loss prevention in the process industries (I)*. Ed. Butterworth, 1986.
- [MICH95] MICHAELIS, P., MAVROTHALASSITIS, G., HODIN, A. Boilover, Rapport interne TOTAL-EDF-INERIS. 1995.
- [MUDA84] MUDAN, K.S. "Thermal radiation hazard from hydrocarbon pool fires". *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 10. 1984.
- [NFPA84] NFPA 30, The flammable and combustible liquids code, National Fire Protection Association. Boston, Massachusetts, 1984.
- [PLAN96] PLANAS-CUCHI, E. "Contribución al estudio de la protección contra incendios en instalaciones de proceso". Memoria de Tesis Doctoral, Depto. de Ingeniería Química, ETSEIB, Universitat Politècnica de Catalunya. 1996.
- [PLAN97] PLANAS-CUCHI, E.; MONTIEL, H.; CASAL, J. *A survey of the origin, type and consequences of fire accidents in process plants and in the transportation of hazardous materials*. Trans IChemE, vol. 75, part B, pp. 3-8. Febrero 1997.
- [SANT94] SANTAMARIA, J.M.; BRAÑA, P.A. *Análisis y reducción de riesgos en la industria química*. Ed. Fundación Mapfre. 1994.
- [SFPE90] *SFPE handbook of fire protection engineering*. NFPA, 1990.
- [SHEL91] SHELL RESEARCH LIMITED. *Blast and fire engineering project for topside structures - Fire loading series*. 1991.
- [THOM63] THOMAS, P.H.; "The size of flames from natural fires". *9th Int. Combustion Symposium*. Combustion Inst., pp. 844-859. Pittsburgh, PA, 1963.
- [VILC95] VILCHEZ, J.A.; SEVILLA, S.; MONTIEL, H.; CASAL, J. *Historical analysis of accidents in chemical plants and in the transportation of hazardous materials*. *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 8, núm. 2, pp 87-96. 1995.

4.11 Nomenclatura

A_r	Área radiante del incendio flash (m^2)
α	Relación entre moles de reactivos y productos (---)
α_c	Coefficiente de absorción atmosférica del dióxido de carbono (---)
α_w	Coefficiente de absorción atmosférica del vapor de agua (---)
c_p	Calor específico a presión constante ($J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$)
C_{esteq}	Concentración estequiométrica del producto inflamable para su combustión en aire ($kg \cdot m^{-3}$)
C_t	Relación entre moles de combustible y reactivos (---)
D	Diámetro del charco (m)
D'	Nuevo diámetro de la base de la llama considerando el desplazamiento (m)
D_e	Diámetro equivalente del charco (m)
D_e	En las ecuaciones 4.72, 4.73, 4.74 y 4.83, diámetro del orificio de salida del gas (m)
D_{eq}	Diámetro de equilibrio (m)
D_j	Diámetro del dardo (m)
D_m	Diámetro máximo del charco (m)
D_s	En las ecuaciones 4.80, 4.81, 4.82 y 4.83, diámetro de la fuente de combustión (m)
E	Energía de activación ($J \cdot mol^{-1}$)
E_b	Poder emisor de un cuerpo negro ($kW \cdot m^{-2}$)
E_m	Poder emisor de la zona luminosa ($kW \cdot m^{-2}$)
E_{med}	Poder emisor medio de las llamas ($kW \cdot m^{-2}$)
E_s	Poder emisor de la zona tapada por el humo ($kW \cdot m^{-2}$)
E_p	Poder emisor de las llamas ($kW \cdot m^{-2}$)
ε	Emisividad (---)
ε_λ	Emisividad para la longitud de onda, λ (---)
ε_c	Emisividad del dióxido de carbono (---)
ε_s	Emisividad de la ceniza (---)
ε_w	Emisividad del vapor de agua (---)
$\Delta\varepsilon_{c,w}$	Factor de corrección por la superposición de las bandas del CO_2 y el H_2O (---)
f_r	Tensión interfásica ($\sim 0,005 - 0,02 N \cdot m^{-1}$)
f_R	Fracción de la energía total que se emite en forma de radiación (---)
F	Factor de vista (---)
F_h	Factor de vista sobre un objeto horizontal (---)
F_v	Factor de vista sobre un objeto vertical (---)
F_1	Factor de vista de la parte de llama libre de humo (---)
F_u	Factor de vista de la parte de llama cubierta de humo (---)
Fr_{10}	Número de Froude (u_w^2 / gD), con la velocidad del viento medida a una altura 10 m (---)
g	Aceleración de la gravedad ($m \cdot s^{-2}$)
g'	Aceleración de la gravedad efectiva ($m \cdot s^{-2}$)
γ	Coefficiente isoentrópico (c_p/c_v) (---)
h	Coefficiente de transferencia de calor per convección ($W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$)
H_{HC}	Altura de la columna de combustible por encima del agua (m)

H_L	Altura por encima del nivel de líquido, donde empieza el humo (m)
ΔH_c	Calor de combustión ($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$)
ΔH_f	Calor de formación ($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$)
ΔH_r	Calor de reacción ($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$)
ΔH_v	Calor de vaporización ($\text{J}\cdot\text{kg}^{-1}$)
k	Conductividad térmica del aire ($\text{kW}\cdot\text{m}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)
k_1, k_2	Constantes de la ecuación (4.49)
$k\beta$	Parámetro experimental de la ecuación (4.8) (m^{-1})
$k_\lambda S$	Camino óptico u opacidad (m^{-1})
L	En la ecuación (4.17), distancia entre la llama y el objeto (m)
L	Altura de la llama (m)
L_{Bv}	Altura de la llama de un dardo (m)
LFL	Límite inferior de inflamabilidad (%vol)
m	Masa de vapor emitida (kg)
\dot{m}''	Velocidad másica de combustión ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)
\dot{m}_∞''	Parámetro experimental de la ecuación (4.8) ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{s}^{-1}$)
\dot{m}_f	Velocidad de combustión o caudal de gas emitido ($\text{kg}\cdot\text{s}^{-1}$)
m_i	Número de moles del componente i , en fase líquida (mol)
M_o	Masa molecular del aire ($\text{kmol}\cdot\text{kg}^{-1}$)
M_{ef}	Número de Mach efectivo ($M_{ef} = \sqrt{\frac{2}{\gamma-1} \left(\left[\frac{p_v}{p_a} \right]^{\gamma-1} / \gamma - 1 \right)}$)
M_f	Masa molecular del combustible ($\text{kmol}\cdot\text{kg}^{-1}$)
n_i	Número de moles del componente i , en fase de vapor (mol)
N	Constante definida por la ecuación (4.79) según la figura 4.10
Nu	Número de Nusselt (---)
η	Rendimiento de la combustión (---)
θ	Ángulo de inclinación de la llama (rad)
θ_1	En la ecuación (4.20), ángulo entre la normal a dA_1 y el vector que une dA_1 y dA_2 (rad)
θ_2	En la ecuación (4.20), ángulo entre la normal a dA_2 y el vector que une dA_1 y dA_2 (rad)
P	Presión (Pa)
p_a	Presión atmosférica (bar)
Pa	Presión atmosférica (Pa)
PBO	Factor de propensión al <i>boilover</i>
P_{CO_2}	Presión parcial del dióxido de carbono en el medio (Pa)
P_{inter}	Presión en la interfase agua-combustible (Pa)
P_o	Presión ambiente (bar)
Pr	Número de Prandtl (---)
p_v	Presión del gas antes del escape (bar)
P_w	Presión parcial del vapor de agua en el medio (Pa)
Q	Cantidad de calor que recibe un objeto expuesto a las llamas ($\text{kW}\cdot\text{m}^{-2}$)
q_c	Cantidad de calor que recibe un objeto expuesto a las llamas, por convección ($\text{kW}\cdot\text{m}^{-2}$)

q_r	Cantidad de calor que recibe un objeto expuesto a las llamas, por radiación ($\text{kW}\cdot\text{m}^{-2}$)
Q_{tot}	Cantidad total de calor emitido durante el incendio (kW)
Q'	Cantidad total de calor emitido durante el incendio ($\text{kW}\cdot\text{m}^{-2}$)
r	En la ecuación (4.20), distancia entre dA_1 y dA_2 (m)
R'	En la ecuación (4.79), constante individual del gas, que se calcula dividiendo la constante de los gases ($8,314 \text{ kJ}\cdot\text{kmol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$) por la masa molecular del gas ($\text{kJ}\cdot\text{kg}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)
Re	Número de Reynolds (---)
RH	Humedad relativa (%)
R_o	Constante universal de los gases ($= 8,314 \text{ kJ}\cdot\text{kmol}^{-1}\cdot\text{K}^{-1}$)
ρ_a	Densidad del aire ambiente ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)
ρ_{HC}	Densidad del hidrocarburo a la temperatura de almacenamiento, $\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$
ρ_j	Densidad del combustible en el dardo ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)
ρ_L	Densidad del combustible líquido ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)
ρ_o	Densidad del aire ambiente $= \frac{352,17}{T_o}$ ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)
ρ_v	Densidad del vapor combustible ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)
ρ_w	Densidad del agua ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$)
s	En un dardo, distancia entre el orificio de salida del gas y la llama (m)
σ	Constante de Stefan-Boltzmann ($=56,7\cdot 10^{-12} \text{ kW}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{K}^{-1}$)
t	Tiempo (s)
t_s	Duración del escape (s)
t_{eq}	Tiempo necesario para alcanzar el diámetro de equilibrio (s)
t_m	Tiempo necesario per alcanzar el diámetro máximo (s)
T	Temperatura (K)
T_a	Temperatura ambiente (K)
T_{ad}	Temperatura adiabática de la llama (K)
T_{au}	Temperatura de autoignición (K)
T_b	Temperatura de ebullición (K)
\overline{Tb}_{HC}	Temperatura mediana de ebullición del hidrocarburo (K)
Tb_{min}	Temperatura de ebullición de la fracción más ligera del hidrocarburo (K)
Tb_{max}	Temperatura de ebullición de la fracción más pesada del hidrocarburo (K)
T_f	Temperatura de la llama (K)
T_{fl}	Temperatura de inflamación (K)
T_g	Temperatura en el eje de la llama para una altura determinada desde la superficie del combustible (K)
T_u	Intensidad de la turbulencia
T_v	Temperatura del combustible antes del vertido (K)
ΔT	Incremento de temperatura en el eje de la llama ($= T_g - T_a$)
ΔTb	Intervalo de destilación por encima de 393 K
T_o	Temperatura inicial (K)
T_s	Temperatura del objeto en cualquier instante (K)
T_s	En la ecuación 4.15, temperatura de la superficie de la llama (K)

τ	Transmisividad atmosférica (---)
τ	En la ecuación (4.49), tiempo de retraso en la ignición (s)
τ_{cr}	Tiempo crítico, en la ecuación (4.50)
u	Velocidad de los gases en el eje de la llama para una altura determinada desde la superficie del combustible ($m \cdot s^{-1}$)
u_w	Velocidad del viento ($m \cdot s^{-1}$)
u^*	Velocidad adimensional del viento (---)
U_a	Velocidad media del chorro ($m \cdot s^{-1}$)
U_e	Velocidad de salida del combustible en un chorro ($m \cdot s^{-1}$)
UFL	Límite superior de inflamabilidad (%vol)
ν	Viscosidad cinemática del aire ($m^2 \cdot s^{-1}$)
ν_{HC}	Viscosidad cinemática del combustible (cSt)
ν_w	Viscosidad cinemática del agua ($m^2 \cdot s^{-1}$)
V_L	Cantidad total de combustible vertido (m^3)
W_1	Anchura de la base del dardo (m)
W_2	Tamaño del extremo superior del dardo (m)
x	Distancia entre el centro de la llama y un objeto (m)
x'	En la ecuación (4.19) distancia entre la superficie de la llama y el objeto (m)
\dot{y}	Velocidad de combustión ($m \cdot s^{-1}$)
\dot{y}_{max}	Velocidad máxima de combustión ($m \cdot s^{-1}$)
z	Distancia a la fuente virtual (m)
z_o	Distancia desde la superficie del combustible hasta la fuente virtual (m)

5 Explosiones

5.1 Introducción

Para la mayoría de la gente una explosión se asocia inmediatamente a una imagen de destrucción. No obstante, la mayoría de explosiones que se llevan a cabo diariamente son controladas, como las de los motores de los vehículos, la demolición de edificios, la extracción de metales, minerales, etc. Aquí se tratarán únicamente las explosiones accidentales, no deseadas, las cuales pueden generar grandes pérdidas económicas y también en vidas humanas, principalmente en el ámbito de las industrias de proceso.

En general se puede definir una explosión como una liberación repentina de energía, que genera una onda de presión que se desplaza alejándose de la fuente mientras va disipando energía. Esta liberación tiene que ser, no obstante, bastante rápida y concentrada para que la onda que se genera sea audible. No es necesario, pues, que se produzcan daños para poder considerar este fenómeno como explosión. La energía liberada puede haber sido almacenada inicialmente bajo una gran variedad de formas: nuclear, química, eléctrica o de presión.

En el contexto de este capítulo se considerarán únicamente las explosiones derivadas de los escenarios accidentales siguientes:

En espacios cerrados:

- ignición de mezclas gaseosas inflamables (en la literatura anglosajona, indicada generalmente con las siglas *CVE*, *confined vapor explosion*);
- ignición de polvo combustible en suspensión.

En espacios abiertos:

- ignición de nubes de vapor no confinado (en inglés *UVCE*, *unconfined vapor cloud explosion*).

Por explosión de recipientes:

- de gas comprimido;
- de gas licuado o líquido sobrecalentado (en inglés *BLEVE*, *boiling liquid expanding vapor explosion*);
- reacciones fuera de control (en inglés *runaway reactions*).

Además de analizar individualmente cada uno de estos tipos de explosiones, se proponen también algunos de los métodos más utilizados para el cálculo de las consecuencias derivadas de este fenómeno.

5.2 Detonaciones y deflagraciones

Muchas de las explosiones accidentales, aunque no todas, suelen originarse por una reacción de combustión o por reacciones exotérmicas fuera de control. Por esta razón en este capítulo se considerará, en términos generales, que la explosión va unida a uno de estos dos tipos de reacciones.

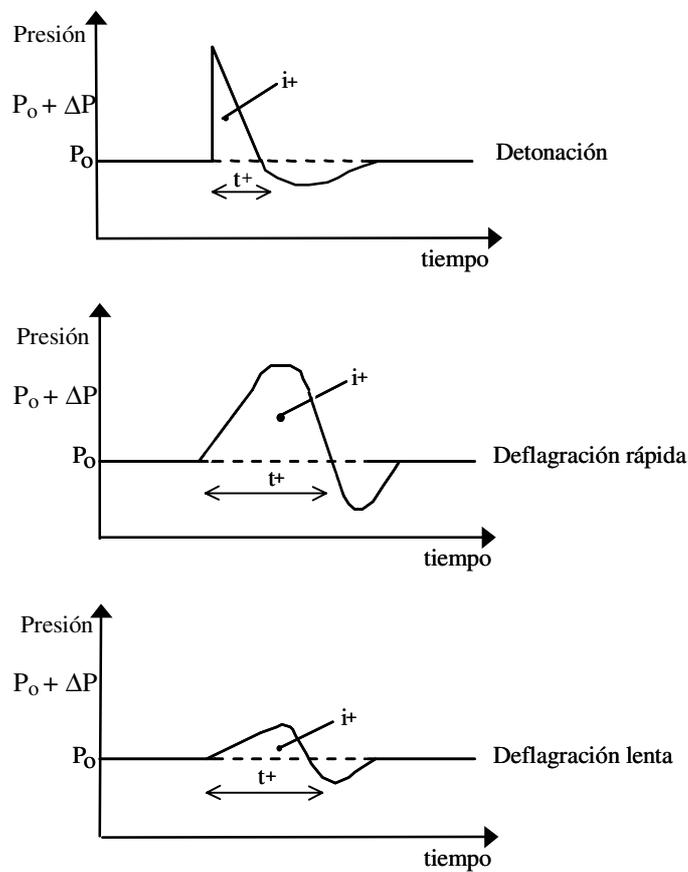


Fig. 5.1 Esquema de una onda de choque para diferentes tipos de explosión (P_0 = presión ambiente, ΔP = pico de sobrepresión, t^+ = duración de la fase positiva, i^+ = impulso positivo)

Las explosiones pueden ser de dos tipos: deflagraciones y detonaciones. En una deflagración, la velocidad de la onda de sobrepresión en el medio sin reaccionar es subsónica; la onda de presión tiene una forma como la de la figura 5.1, con una fase positiva y una fase negativa. En una detonación, la velocidad de la onda de sobrepresión en el medio sin reaccionar es supersónica; la onda de sobrepresión muestra un incremento de la presión casi instantáneo hasta el pico de máxima presión, presenta también una fase positiva y otra negativa (Fig. 5.1).

Las detonaciones son siempre —para una determinada cantidad de energía— mucho más destructivas que las deflagraciones, ya que pueden llegar a tener picos de presión cercanos a los 20 bar, mientras que en las deflagraciones los valores máximos son de unos 8 bar. De todas formas, también hay que tener en cuenta que es muy difícil iniciar una detonación; por contra, las deflagraciones requieren de muy poca energía (del orden de mJ) para iniciarse. En determinadas situaciones, sin embargo, una deflagración puede llegar a convertirse en detonación (por ejemplo, en el caso de un frente de llama que se propaga dentro de una tubería).

5.3 Tipos de explosiones accidentales

5.3.1 Explosiones de vapores confinados

Este tipo de explosiones ocurren cuando habiéndose producido un escape de un gas o de un vapor inflamable en un área confinada, el gas está dentro de los límites de inflamabilidad y encuentra un punto de ignición. Se pueden distinguir dos tipos de comportamiento en función del grado de confinamiento: uno cuando las dimensiones de la zona confinada tienen una relación $L/D = 1$ y, además, en el interior hay pocos obstáculos y divisiones.

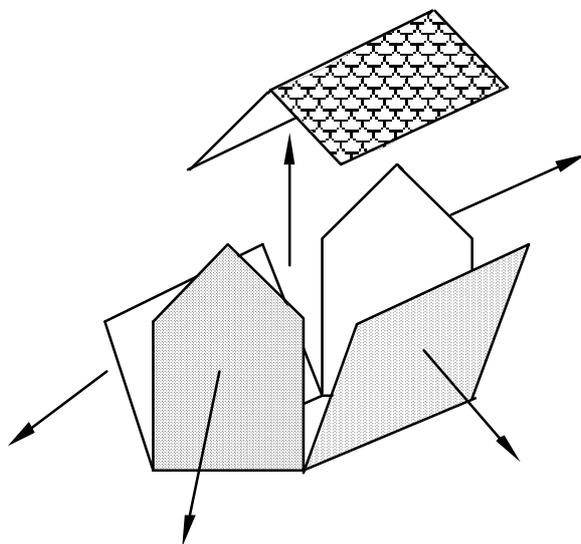


Fig. 5.2 Esquema de los efectos de la sobrepresión de una explosión en el interior de un recinto cerrado

En este caso se producirá únicamente una sobrepresión relativamente baja que, si se trata de edificios, hará saltar el tejado al mismo tiempo que las paredes del recinto se desploman hacia los lados (Fig. 5.2). En caso de que el recinto que contiene el gas inflamable sea un recipiente del tipo depósito, reactor, etc., la sobrepresión hará que éste tienda hacia una forma esférica hasta que se produzca la rotura, momento en el que todo el contenido será proyectado hacia el exterior. Estas explosiones son, en general, muy destructivas para el recinto que contenía el gas pero, en cambio, los efectos hacia el exterior son más reducidos [BAKE83].

Si el recinto donde se encuentra el gas inflamable tiene $L/D > 1$ o en su interior hay un gran número de obstáculos o divisiones, al producirse la ignición el frente de la llama puede acelerarse en los lugares donde están situados los obstáculos, pudiendo provocar detonaciones locales y que se llegue a sobrepresiones mucho mayores que en el caso anterior. Así, los efectos finales de este tipo de explosión serán mucho más destructivos, principalmente en puntos alejados de la fuente de ignición y a causa de la proyección de fragmentos hacia el exterior del recinto.

5.3.2 Explosiones de nubes de vapor no confinadas

Las nubes de vapor no confinadas se generan a raíz del escape de una cantidad determinada de un vapor combustible, o bien de un líquido a partir del cual se formará el vapor; esto puede ocurrir en una planta de proceso, durante un transporte o por la rotura de un gaseoducto. En cualquier caso, una vez formada la nube, ésta puede:

- dispersarse en el aire antes de que se produzca la ignición, sin causar daños;
- prender inmediatamente e iniciar así un incendio de charco (en general, en este caso no habrá explosión y los daños ocasionados serán menores);
- dispersarse en un área extensa y producirse la ignición al cabo de un cierto tiempo, de manera que se formará una gran llamarada;
- lo mismo que en el punto anterior, pero de modo que el frente de la llama se acelera tanto que genera una onda de sobrepresión.

En [DAVE77] se puede encontrar un estudio exhaustivo sobre los accidentes registrados referidos a nubes de vapor no confinadas. En la tabla 5.1 se expone el porcentaje de accidentes ocurridos, en función de si se ha producido o no sobrepresión. Se puede observar que el porcentaje más elevado corresponde a las nubes que han tenido efectos de sobrepresión. Es importante remarcar, sin embargo, que en parte esto es debido a que, por ser los más destructivos, suelen estar mucho mejor documentados.

Tabla 5.1 Porcentaje de accidentes ocurridos con nubes de vapor no confinadas, según sus efectos

<i>Efectos generados</i>	<i>Núm. de accidentes registrados</i>	<i>Porcentaje sobre el total (%)</i>
Sobrepresión	43	64
Incendio solamente	17	25
Dispersión sin efectos	7	11

El estudio se realizó sobre 67 accidentes ocurridos entre 1940 y 1976

De los 43 accidentes registrados en los que hubo efectos de sobrepresión, el 75% se produjeron en instalaciones industriales y el 18% durante el transporte. De los accidentes que se producen en instalaciones industriales una gran mayoría son debidos a escapes en los equipos de proceso, seguidos por los escapes en áreas de almacenamiento, pero ya en un grado menor (véase la tabla 5.2).

Tabla 5.2 Origen de nubes de vapor en instalaciones industriales producidas por accidentes que han tenido efectos de sobrepresión

<i>Origen del escape</i>	<i>Núm. de accidentes registrados</i>	<i>Porcentaje sobre el total (%)</i>
Equipos de proceso	24	75
Depósitos de almacenamiento	4	13
Transporte dentro de la planta	3	9
Desconocido	1	3

Las explosiones de nubes de vapor no confinadas representan uno de los mayores peligros dentro de la industria química ya que, a pesar de que los escapes tóxicos pueden, potencialmente, producir más víctimas, las primeras ocurren con mucha mayor frecuencia. Por otra parte, el problema principal de este tipo de explosiones proviene del hecho que, además del alcance que puede llegar a tener la nube, la ignición de ésta puede producirse en un punto alejado de la fuente origen del vertido y afectar a grandes áreas.

Uno de los accidentes más investigados en el que se produjo una explosión de una nube de vapor no confinada es el ocurrido en junio de 1974 en Flixborough (Inglaterra). En este accidente, la rotura de una tubería de 0,5 m de diámetro fue el origen del escape de 45 toneladas de ciclohexano que al evaporarse formó una nube de grandes dimensiones. Un punto de ignición dentro de la misma planta comenzó un frente de llama que posteriormente se aceleró formando una onda de sobrepresión que destruyó toda la planta y afectó a las casas situadas a más de 1 km alrededor. En el accidente murieron 28 personas y 89 más resultaron heridas.

5.3.3 Explosiones de recipientes

El origen de este tipo de explosiones puede ser muy diverso. En primer lugar, el estallido de un recipiente se puede producir simplemente porque tenga algún defecto de construcción o bien porque haya una pérdida de resistencia a causa de la corrosión; estos casos son muy poco frecuentes pero pueden ser particularmente peligrosos si el contenido del recipiente es inflamable.

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

También se encuentran dentro de este tipo de explosiones las originadas por reacciones fuera de control (*runaway reactions*) y los BLEVE, a cada uno de los cuales se dedica un capítulo de este libro (capítulos 8 y 6 respectivamente).

Finalmente, entrarían también en este apartado las explosiones originadas en sistemas de aire comprimido. En algunos casos, parte del aceite utilizado para lubricar el compresor pasa a la tubería de aire comprimido donde forma una película en su interior. Temperaturas elevadas del aire a la salida del compresor ($> 250^{\circ}\text{C}$) pueden vaporizar este aceite y provocar su ignición. A menudo el resultado de la ignición será un incendio, pero éste puede derivar hacia una explosión con las características propias de una detonación.

5.3.4 Explosión por ignición de polvo combustible en suspensión

En principio, cualquier producto sólido que sea combustible en aire puede experimentar este tipo de explosión, siempre y cuando se encuentre dividido en partículas lo suficientemente pequeñas y esté en suspensión en una cantidad de aire lo bastante grande, como para que cada partícula tenga espacio suficiente para arder libremente. En [ECKH91] se dan como referencia dimensiones de partícula del orden de 0,1 mm o menores, cuanto más pequeñas sean, más fácil será su ignición y más violenta la explosión. Sólidos aparentemente tan inofensivos como la harina o el polvo de aspirina han originado explosiones muy destructivas.

En algunos casos las partículas metálicas pueden reaccionar con otros gases, pero lo más frecuente es que la reacción tenga lugar con oxígeno. Únicamente aquellos materiales que son estables en oxígeno no experimentan este tipo de fenómeno; es el caso del polvo de silicatos, sulfatos, nitratos, carbonatos y fosfatos, como pueden ser el cemento portland, la arena, etc. Ejemplos de materiales que pueden experimentar este fenómeno son: cereales, lino, fibras, azúcar, plásticos, pigmentos orgánicos, pesticidas, carbón y metales como el aluminio, el magnesio, el zinc, el hierro, etc. La tabla 5.3 da una idea del porcentaje de explosiones que se producen según el tipo de material involucrado. Es interesante remarcar las diferencias en la distribución de porcentajes de un país a otro debidas básicamente al tipo de industria predominante en cada uno de ellos, pero también al hecho de que

unos corresponden a la primera mitad de siglo mientras que los otros corresponden a la segunda mitad. En la tabla 5.4 se puede ver qué equipo es el más afectado por estas explosiones.

Tabla 5.3 Explosiones de nubes de polvo ocurridas en Alemania y en los Estados Unidos, en función del tipo de material involucrado

Tipos de polvo	Estados Unidos 1900 - 1956		Alemania 1965-1980	
	núm.	%	núm.	%
Madera	162	14,5	113	31,6
Alimentos	577	51,4	88	24,7
Metales	80	7,1	47	13,2
Plásticos	61	5,4	46	12,9
Carbón	63	5,6	33	9,2
Papel	9	0,8	7	2,0
Otros	171	15,2	23	6,4
Total	1123	100,0	676	100,0

Fuente: [ECKH91]

Se puede comprobar como los sistemas que trabajan directamente con materiales en forma de polvo presentan los porcentajes más elevados de accidentes.

Tabla 5.4 Tipos de equipos afectados por explosiones de nubes de polvo. Datos correspondientes a Alemania durante el período 1965-1985

Tipo de equipo	núm. de accidentes	% sobre el total
Silos	86	20,2
Sistemas de captación de polvo	73	17,2
Plantas de molturación	56	13,0
Sistemas de transporte	43	10,1
Secadores	34	8,0
Hornos	23	5,4
Plantas de mezcla	20	4,7
Pulidoras	19	4,5
Tamices	12	2,8
Otros	60	14,1
Total	426	100,0

Fuente: [ECKH91]

Para que se produzca la explosión de una nube de polvo es necesario, como ya se ha señalado, que el polvo sea combustible, que las partículas tengan unas dimensiones y una distribución adecuadas para la combustión y que exista suficiente oxígeno para que la misma se mantenga; pero, principalmente, es necesario que exista una fuente de ignición con energía suficiente para iniciar la reacción. En general, las llamas, las chispas eléctricas o las debidas a la fricción o a herramientas de corte y soldadura, la electricidad estática y las superficies calientes pueden provocar la ignición. En la tabla 5.5 puede verse cuáles son las fuentes de ignición principales y su porcentaje de incidencia.

Tabla 5.5 Distribución de accidentes ocurridos con nubes de polvo en los Estados Unidos (1979-1984), según la fuente de ignición que inicia el suceso

<i>Fuente de ignición</i>	<i>Núm. de accidentes</i>	<i>% sobre el total</i>
Fricción	56	18
Sobrecalentamiento	51	17
Llamas	44	15
Partículas de hierro	21	7
Operaciones de corte y soldadura	20	7
Electricidad estática	11	4
Chispas eléctricas	10	3
Otras	7	2
Desconocida	83	27
Total	303	100,0

Fuente: [EBAD93]

Un hecho importante que hay que tener en cuenta es que las concentraciones que marcan los límites de explosividad en una nube de polvo, si bien dependen en parte del tipo de material, son en general muy elevadas. Como referencia, el límite inferior puede estar entre 50-100 g/m³ y el límite superior cercano a los 2-3 kg/m³. Para dar una idea de lo que esto representa, una nube que contuviera 40 g/m³ de polvo de carbón dejaría ver con mucha dificultad una luz situada a 2 m del punto donde estuviera el observador. Este hecho es interesante ya que una nube con concentraciones muy por debajo del límite inferior de explosividad es fácilmente detectable puesto que resulta muy molesta para el hombre.

Normalmente las explosiones de nubes de polvo grandes comienzan por pequeñas explosiones en el interior de los equipos de proceso; cuando éstos estallan, provocan turbulencia y mezcla de más polvo con el aire, originando otra explosión de dimensiones mucho mayores y con efectos altamente destructivos.

5.4 Métodos para estimar las consecuencias de las explosiones de nubes de vapor

Como ya se ha dicho en la introducción de este capítulo, el efecto principal de las explosiones es la generación de una onda de sobrepresión. Estimar las consecuencias que puede tener una explosión sobre equipos de proceso, estructuras e incluso personas requiere:

- determinar la evolución en el tiempo de la onda de sobrepresión en el ambiente;
- determinar la evolución en el tiempo de la carga que actúa sobre la estructura de interés, como resultado de la interacción de la misma con la onda de sobrepresión;
- determinar la respuesta a esta carga de la estructura.

5.4.1 Propagación de la onda explosiva en el ambiente

Los modelos existentes actualmente para estimar las consecuencias de explosiones requieren una serie de parámetros para poder caracterizar la onda de sobrepresión. En este apartado se verá de qué parámetros se trata. Para poder definirlos se utiliza una idealización de la onda de sobrepresión, pero hay que hacer hincapié en que ésta tiene una forma diferente para cada tipo de explosión [BERG93] (Fig. 5.1).

En la figura 5.1 se puede constatar que, en todos los casos, la llegada de una onda de sobrepresión se caracteriza por un aumento rápido de la presión en el tiempo, seguido de un descenso de la misma hasta valores por debajo de la presión atmosférica. Normalmente, la presión generada se denomina sobrepresión y puede ser positiva o negativa. Cuando es positiva constituye la fase positiva y cuando es negativa, la fase negativa de la onda de sobrepresión. Otros parámetros interesantes son: el pico de sobrepresión, que es el valor máximo de la sobrepresión, la duración de las fases positiva y negativa y el impulso, que es el área por debajo de la curva de sobrepresión vs. tiempo. Debido a la forma triangular de la curva de sobrepresión, el impulso asociado se puede estimar como el área de un triángulo tomando como altura el pico de sobrepresión y como base la duración de la fase. Para la fase positiva:

$$i^+ = \frac{1}{2} \frac{\Delta P}{t^+} \quad (5.1)$$

La primera gráfica de la figura correspondería a un explosivo convencional (ej. TNT); en este caso una cantidad relativamente pequeña de material libera una gran cantidad de energía en muy poco tiempo, es lo más aproximado al caso ideal. Las nubes de vapor tienen un comportamiento un poco diferente ya que, a pesar de que en determinadas condiciones es posible que una nube de vapor detone, en realidad es muy poco frecuente (no se conoce ningún caso de detonación en nubes de vapor no confinadas). Lo más aceptado es que se trata de deflagraciones rápidas, aceleradas por la presencia de un determinado grado de confinamiento. Por el hecho de tratarse de deflagraciones, la liberación de energía es mucho más lenta y esto conduce a picos de sobrepresión más bajos aunque la duración de la fase positiva sea mayor. Otra diferencia importante respecto a una explosión ideal es que el daño que éstas ocasionan se debe principalmente al paso a la fase positiva, mientras la negativa

prácticamente no tiene efectos apreciables. Esto es distinto en el caso de las explosiones de nubes de vapor, que pueden alcanzar valores de sobrepresión negativa tan elevados que ocasionen por succión daños importantes en las estructuras [PRIT89].

5.4.2 Método del TNT equivalente

El TNT (trinitrotolueno) es un explosivo convencional. Militarmente ha sido uno de los explosivos más utilizados y esto ha permitido que sus efectos hayan sido ampliamente estudiados y tabulados. El método del TNT equivalente permite predecir, de una forma rápida y sencilla, los daños ocasionados por la explosión de una nube de vapor no confinada, a partir de la masa de TNT que equivaldría a la cantidad de hidrocarburo implicado, es decir, que ocasionaría el mismo nivel de daños. Este es probablemente el método más utilizado (por su facilidad de aplicación), aunque sus resultados no son siempre los buenos que cabría esperar. La relación entre la masa de hidrocarburos y el equivalente TNT viene dada por la expresión siguiente:

$$W_{TNT} = \alpha \cdot W_c \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} \quad (5.2)$$

Una vez conocida la masa de TNT equivalente, se puede determinar el valor del pico de sobrepresión (ΔP), el impulso (I), y la duración de la fase positiva (t^+) en un punto situado a una distancia d del lugar de la explosión. Para ello hay que recurrir a una serie de gráficos (Fig. 5.3, 5.4 y 5.5) en los cuales cada uno de estos parámetros viene dado según la “distancia normalizada”; ésta se puede calcular mediante la siguiente expresión:

$$d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} \quad (5.3)$$

El principal problema de este método es estimar el valor del parámetro α , que representa el rendimiento de la explosión. Este rendimiento representa la fracción de la energía liberada que se invierte en generar la onda de presión. Lannoy [BERG93], en un estudio realizado sobre 23 accidentes, observó que para nubes de vapor de hidrocarburos, α se podía encontrar en la gama de valores comprendida entre 0,02% y 15,9% con una media del 3%. En un 97% de las veces $\alpha \leq 10\%$ y en el 60% de los casos la media es del 4%. Los valores propuestos por otros autores son:

	<u>α</u>
Cugan [CUGA79]	0,1
ACMH [ACMH79]	0,042
Brasie y Simpson [BRAS68]	0,03
Davenport [DAVE77]	0,02

En general, el valor de 0,1 es muy conservador. Los valores más recomendados actualmente son los del 3 o el 4% (es decir, $\alpha = 0,03 \div 0,04$). Es interesante observar, pues, que el rendimiento mecánico

de las explosiones de nubes de hidrocarburos es, por suerte, muy bajo. En realidad, sólo una pequeña fracción de la energía desprendida se convierte en energía mecánica; la mayor parte se convierte en energía luminosa (llamarada). Teniendo en cuenta que en las explosiones de este tipo pueden verse implicadas cantidades del orden de unas cuantas toneladas de vapor, y que la energía liberada para la combustión de 1 kg de hidrocarburo es aproximadamente igual a la liberada para 10 kg de TNT, es este bajo rendimiento lo que hace que las explosiones de nubes no confinadas, a pesar del poder destructivo que tienen, no sean tan devastadoras como en teoría podrían llegar a ser.

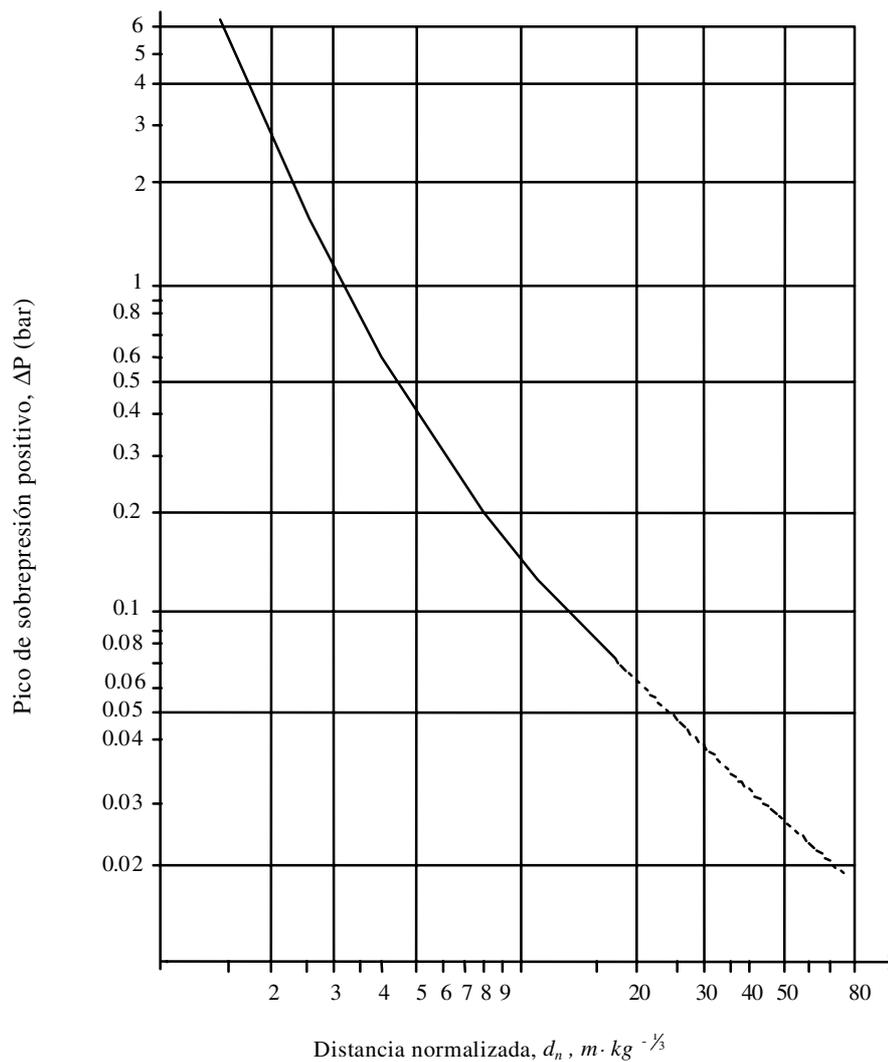


Fig. 5.3 Valor del pico de sobrepresión según la distancia normalizada [BERG93]

En aplicaciones prácticas y para explosiones de nubes de vapor, hay que tener en cuenta que posiblemente no toda la nube está dentro de los límites de inflamabilidad; éste método, pues, calcula el peor de los casos posibles.

Este bajo rendimiento mecánico de las deflagraciones de nubes no confinadas es la razón por la cual los hidrocarburos han sido muy poco usados como explosivos con finalidad bélica. Hay solo un par de precedentes: los explosivos FAE (*fuel-air explosives*), utilizados por los norteamericanos en la guerra del Vietnam, y la denominada “bomba de combustible”, utilizada también por los norteamericanos en la guerra del Golfo. Es necesario aclarar que en ambos casos, lo que se utilizaba realmente de la deflagración era la radiación térmica (llamarada) más que la energía mecánica.

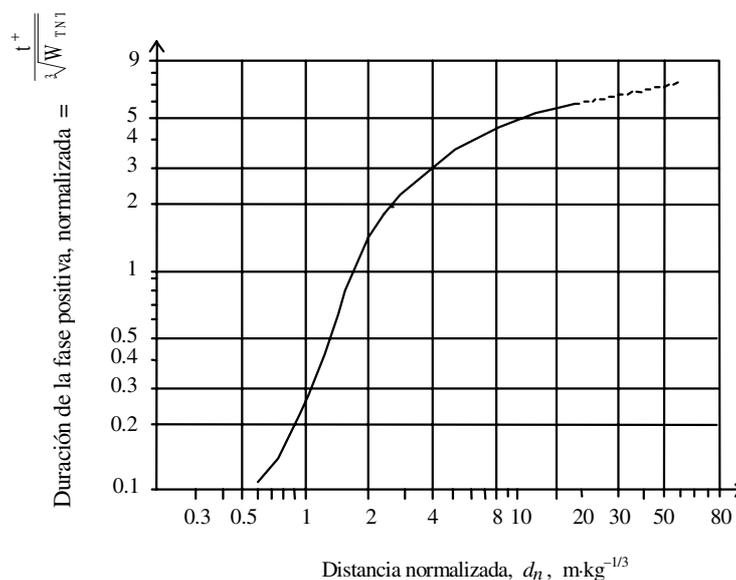


Fig. 5.4 Duración de la fase positiva de la onda de choque según la distancia normalizada [BERG93]

Las limitaciones del método del TNT equivalente son debidas principalmente a la gran diferencia existente entre la explosión de una nube de vapor y una explosión de TNT. La onda de sobrepresión debida a una explosión de TNT tiene una amplitud muy grande pero es de corta duración, mientras que para las nubes de vapor la amplitud es menor y la duración mayor. Esto hace que para puntos muy próximos al origen de la explosión (aproximadamente hasta 3 veces el diámetro de la nube) el error derivado de este método sea grande, mientras que en puntos alejados (donde $\Delta P < 30 \text{ kPa}$ o bien en distancias de unas 10 veces el diámetro de la nube), la curva de sobrepresión vs. tiempo se aproxima mucho más a la ideal y, por tanto, los resultados obtenidos con este método serán mejores. En cualquier caso, si lo que interesa es determinar la resistencia de estructuras ante una determinada

explosión de una nube de vapor, lo importante no es el valor puntual de sobrepresión sino la evolución de ésta en el tiempo (forma y duración de la fase positiva); en estos casos, es mejor utilizar algún otro método más apropiado.

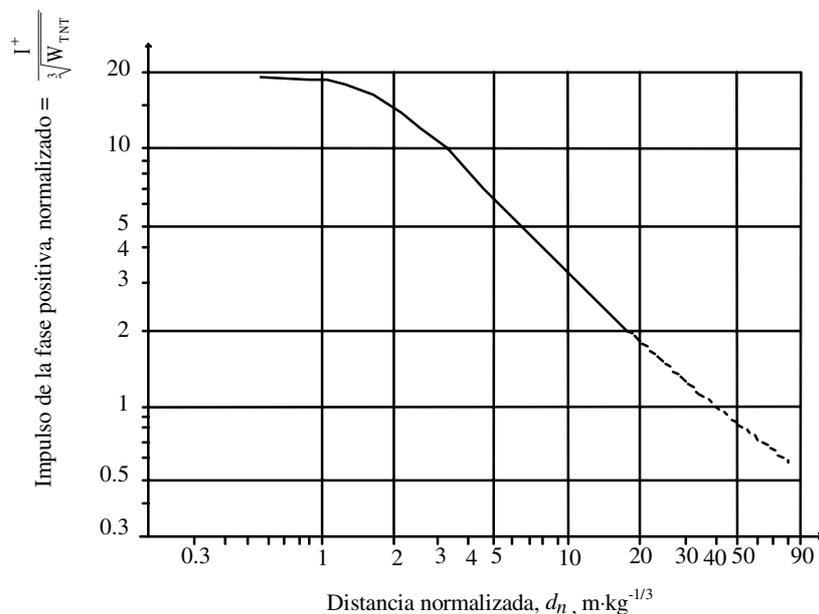


Fig. 5.5 Impulso de la fase positiva de la onda de choque en función de la distancia normalizada [BERG93]

5.4.3 Método multienergía

Este método, desarrollado por Van den Berg, permite predecir la forma, la duración, la sobrepresión y el impulso de la onda de sobrepresión de una manera sencilla y rápida. El método se basa en la suposición de que únicamente la parte de la nube que se encuentra parcialmente o totalmente confinada genera la onda de sobrepresión. Esto significa que la explosión de una nube de vapor será considerada como un conjunto de subexplosiones correspondientes a las distintas áreas de la nube que se encuentren parcialmente confinadas.

El modelo supone que toda el área confinada será ocupada por una mezcla estequiométrica combustible/aire. La carga generada por la combustión de esta mezcla se considera de forma semi-esférica con un radio $R_o (= [1,5 V_{\text{área confinada}}/\pi]^{1/3})$. Los parámetros del modelo (sobrepresión, duración, etc.) en su forma adimensional están representados gráficamente (Fig. 5.6) en función de la distancia normalizada.

$$\text{Distancia normalizada:} \quad \bar{R} = \frac{R}{(E/P_o)^{1/3}} \quad (5.4)$$

$$\text{Energía liberada:} \quad E = \eta \cdot \frac{V_{\text{área confinada}}}{C \cdot \rho_f} \cdot \Delta H_c \quad (5.5)$$

$$\text{Sobrepresión adimensional:} \quad \Delta \bar{P}_s = \frac{\Delta P_s}{P_o} \quad (5.6)$$

$$\text{Duración de la fase positiva adimensional:} \quad \bar{t}^+ = \frac{t^+ \cdot c_o}{(E/P_o)^{1/3}} \quad (5.7)$$

En cada uno de los gráficos se pueden observar diez curvas numeradas del 1 al 10. Hay que escoger el valor que corresponda a la energía explosiva inicial. Este es quizás el problema más importante de este método; en todo caso, si no son necesarios resultados muy exactos, se puede resolver de la manera siguiente: para efectos en zonas cercanas se toma el valor 10, que es conservador ya que supone la existencia de detonación; para puntos alejados se puede tomar cualquier valor mayor que 6 ya que —como se puede deducir de las gráficas— los efectos en distancias largas no dependen de la energía inicial. En caso de que los resultados obtenidos sean exageradamente conservadores entonces se tendrá que estimar la energía inicial de un modo más preciso (experimentalmente o bien mediante un análisis histórico de accidentes).

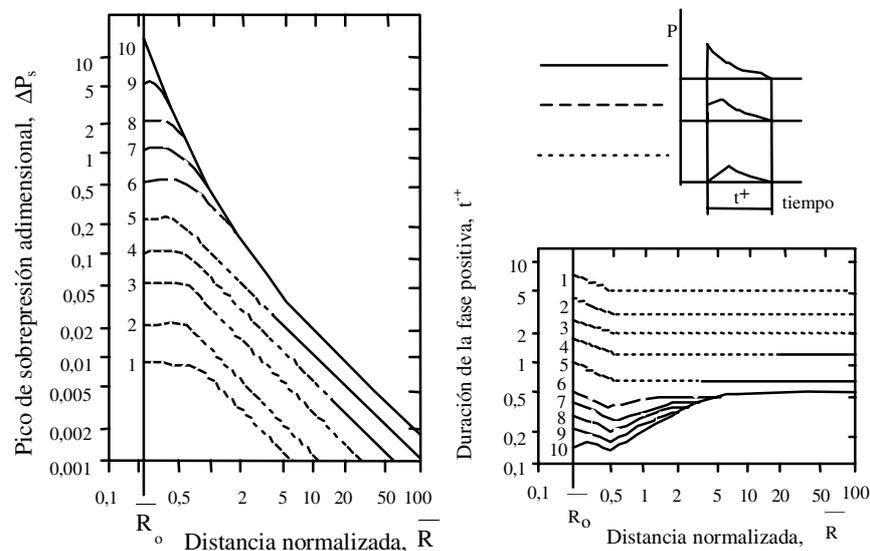


Fig. 5.6 Gráficos necesarios para determinar los parámetros característicos de la onda de sobrepresión según el método multienergía

Hay que decir que, aun siendo un método conservador respecto al cálculo de la energía explosiva inicial, los resultados obtenidos mediante este método pueden considerarse más correctos y más acordes con la realidad que los que se obtienen con el método del TNT equivalente.

5.4.4 Otros métodos

En los últimos años se han ido desarrollando otros métodos más sofisticados, basados en la resolución de las ecuaciones de conservación de la masa, el momento y la energía mediante métodos numéricos. Es el caso de los programas VENTEX, FLACS y REAGAS (bi- y tridimensionales).

Hasta ahora los métodos que se han visto corresponden esencialmente a explosiones no confinadas (UVCE). Si hay un confinamiento parcial, se pueden producir sobrepresiones hasta diez veces más altas que las que existirían para una nube no confinada. Desgraciadamente, los efectos del confinamiento parcial son muy difíciles de predecir con los métodos disponibles actualmente.

5.4.5 Carga que actúa sobre las estructuras como resultado de la interacción de éstas con la onda de sobrepresión

La carga generada sobre una estructura como resultado de la interacción de ésta con la onda de sobrepresión es debida a dos efectos: la difracción y el desplazamiento. La difracción es el efecto resultante de la diferencia de presión generada en la estructura cuando la onda de sobrepresión pasa por encima de ella. Al entrar en contacto la onda de sobrepresión y el objeto, se genera una onda que es reflejada y que, al colisionar con los vientos que siguen la onda inicial, origina una sobrepresión muy elevada —denominada sobrepresión reflejada— en la cara expuesta de la estructura. A medida que la onda inicial envuelve completamente la estructura se van generando otras ondas reflejadas en todas sus caras, y de este modo la presión se uniformiza.

Respecto al efecto de desplazamiento, es debido a la denominada presión dinámica, ejercida por el viento que sigue siempre a la onda de sobrepresión.

Para grandes explosiones (con picos de sobrepresión superiores a 4,8 bars), la presión dinámica es superior al pico de sobrepresión, de manera que la carga más grande sobre la estructura será debida principalmente al efecto del desplazamiento. Para explosiones menores pero en estructuras poco resistentes (paredes, vidrios, puertas) que se rompan más fácilmente, la presión dentro y fuera se iguala rápidamente y el efecto de difracción se reduce a valores prácticamente despreciables, y también es más importante el desplazamiento.

En general, sin embargo, en las explosiones que se producen en la industria el pico de sobrepresión es mayor que la presión dinámica y, por lo tanto, la carga es debida principalmente a los efectos de la

difracción más que a los de desplazamiento; si bien no hay que olvidar que ambos efectos van unidos y están siempre presentes.

Los parámetros característicos de la onda de sobrepresión descritos en los apartados anteriores se refieren a la onda no perturbada. Cuando ésta choca con un medio más denso que el aire es reflejada y la sobrepresión aumenta, pudiendo alcanzar incluso valores de 10 veces la inicial si bien normalmente tiende a ser 2 veces superior. Esto significa que la onda que colisiona con la estructura podrá ser muy diferente a la inicial si se tienen en cuenta las múltiples reflexiones que pueda haber sufrido con otros obstáculos o con el suelo [PRIT89]. Calcular la carga que actúa sobre la estructura puede resultar, en estos casos, realmente muy complicado.

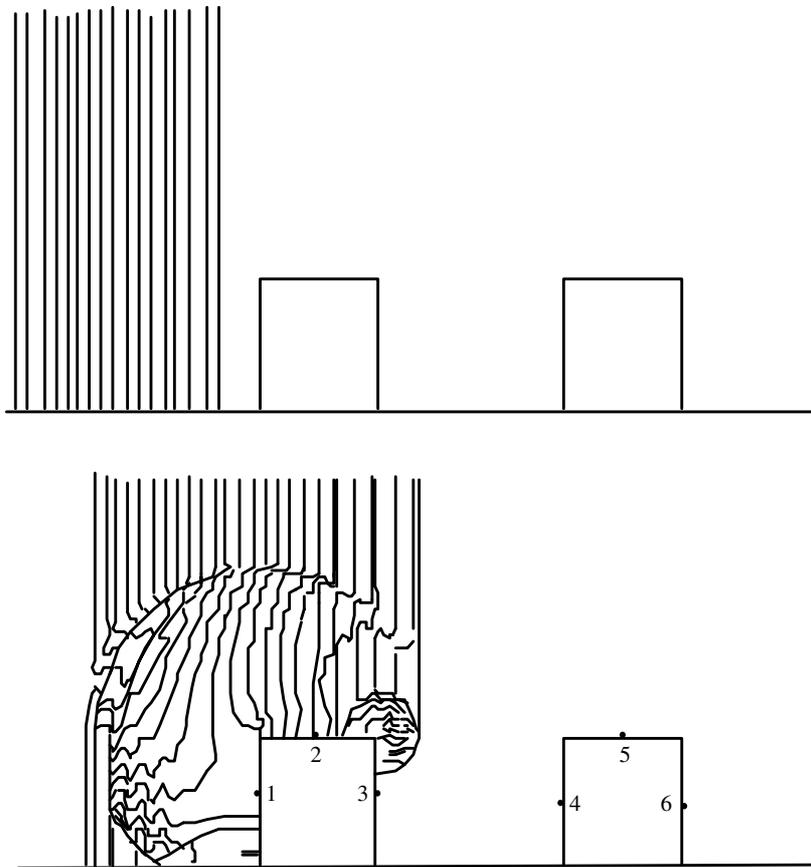


Fig. 5.7 Efectos de la reflexión de la onda de choque al colisionar con dos edificios. Las líneas representan isobaras separadas por 0,5 kPa. Simulación con el programa BLAST [BERG93]

Algunos de los programas citados en el apartado 5.4.4 permiten resolver estos casos pero siempre que la geometría del sistema sea simple (Fig. 5.7). Hay que tener en cuenta, sin embargo, que no estudiar el efecto de las reflexiones puede comportar una subestimación de los resultados.

5.4.6 Respuesta de las estructuras ante los efectos de la onda de choque

Existen distintas formas de determinar la respuesta de los equipos, de las estructuras e incluso de las personas frente a una explosión [BAKE83], pero puesto que es necesario conocer la evolución de la carga que actúa en función del tiempo, y esto como ya se ha visto en el apartado 5.4.5 resulta complejo y a menudo poco preciso, se suelen utilizar con frecuencia las tablas obtenidas a partir de datos históricos o experimentales. Se puede decir que habiendo tantos parámetros —difíciles de cuantificar— que pueden tener un efecto importante en la respuesta de una estructura (calidad de la construcción, edad, defectos preexistentes, etc.) recorrer a las tablas obtenidas mediante datos históricos resulta bastante sensato y, en general, es uno de los métodos más utilizados si lo que se quiere es tener una idea de la magnitud de las consecuencias derivadas de una explosión.

Tabla 5.6 Daños producidos por la onda de sobrepresión sobre las estructuras, en función de la sobrepresión

<i>Daño</i>	<i>Sobrepresión, bar</i>
Demolición total	0,8
Destrucción de maquinaria pesada	0,7
Destrucción completa de viviendas	0,48
Daños irre recuperables	0,4
Destrucción de casas en un 50%	0,17
Daños graves reparables	0,15
Destrucción parcial de muros	0,14
Daños estructurales menores	0,05
Cristales rotos en un 90%	0,04
Cristales rotos en un 50%	0,01

En general, se hace una distinción entre los efectos sobre las estructuras y los equipos frente a los efectos sobre las personas. En el primer caso se utilizan tablas como la 5.6, donde sólo es necesario conocer la sobrepresión generada.

Respecto a los efectos sobre las personas, además de los efectos directos debidos al contacto con la onda de sobrepresión también hay que tener en consideración los denominados efectos secundarios,

como son los debidos a los efectos de desplazamiento del cuerpo y de la proyección de fragmentos. Los aspectos de vulnerabilidad de personas a causa de los efectos de las explosiones se tratan más detalladamente en el capítulo 9.

5.5 Ejemplo de cálculo: explosión de una nube de vapor

Determinar —mediante el método del TNT equivalente— los daños producidos por la explosión de una nube de vapor no confinada que contenga 20.000 kg de ciclohexano, a una distancia de 500 m del centro de la explosión.

Datos: calor de combustión del ciclohexano, $434,6 \cdot 10^5$ J/kg; calor de combustión del TNT, $4,6 \cdot 10^6$ J/kg; rendimiento de la explosión, 3%. Suponer que toda la nube se encuentra dentro de los límites de inflamabilidad.

En primer lugar, hay que hallar la relación entre la masa de hidrocarburo y el equivalente TNT, que puede determinarse mediante la ecuación (5.2):

$$W_{TNT} = \alpha \cdot W_c \cdot \frac{\Delta H_c}{\Delta H_{TNT}} = 0,03 \cdot 20.000 \cdot \frac{434,6 \cdot 10^5}{4,6 \cdot 10^6} = \mathbf{5.669 \text{ kg}}$$

Para poder entrar en el gráfico de la figura 5.3, previamente es necesario determinar la distancia normalizada. Ésta se determina con la ecuación (5.3):

$$d_n = \frac{d}{\sqrt[3]{W_{TNT}}} = \frac{500}{\sqrt[3]{5.669}} = \mathbf{28 \text{ m} \cdot \text{kg}^{1/3}}$$

Entrando con este valor en la gráfica de la figura 5.3 se obtiene un valor para el pico de sobrepresión de 0,035 bar. Si se toma este valor y se compara con los de la tabla 5.6, resulta que a 500 m del centro de la explosión se producirán pequeños daños en las estructuras de las ventanas y una rotura de cristales bastante generalizada.

5.6 Bibliografía

[ACMH79] Health and Safety Commission, Advisory Committee on Major Hazards (ACMH). Second Report. Her Majesty's Stationery Office. 1979.

- [BAKE83] BAKER, W.E.; COX, P.A.; WESTINE, P.S.; KULESZ, J.J.; STREHLOW, R.A. *Explosion Hazards and Evaluation*. Elsevier Scientific Publishing Company. 1983.
- [BERG93] Van den BERG, A.C.; LANNON, A. "Methods for vapour cloud explosion blast modelling". *Journal of Hazardous Materials*, 34, pp. 151-171. 1993.
- [BRAS68] BRASIE, W.C.; SIMPSON, D.W. "Guidelines for estimating explosion damage", *Loss Prevention*, vol. 2. 1968.
- [CUGA79] CUGAN, K. *Unconfined Vapor Cloud Explosions*. George Godwin Limited. London, 1979.
- [DAVE77] DAVENPORT, J.A. "A study of vapor cloud incidents". 11th Loss Prevention Symposium (Nueva York: Am. Inst. Chem. Engrs.). Chem. Engng. Prog., 73(9), pp. 54. 1977.
- [EBAD93] EBADAT, V. "Keep Dust-Cloud explosions at Bay", *Chemical Engineering*, pp. 123-126. Diciembre 1993.
- [ECKH91] ECKHOFF, R.K. *Dust Explosions in the Process Industries*. Butterworth – Heinemann. 1991.
- [PRIT89] PRITCHARD, D.K. "A review of methods for predicting blast damage from vapor cloud explosions". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 2. Octubre 1989.

5.7 Nomenclatura

α	Rendimiento de la explosión (---)
c_o	Velocidad del sonido en condiciones normales (m/s)
d	Distancia hasta el lugar de la explosión (m)
d_n	Distancia normalizada en el método TNT equivalente ($m \cdot kg^{-1/3}$)
E	Energía liberada en la combustión (J)
ΔH_c	Calor de combustión del hidrocarburo (J/kg)
ΔH_{TNT}	Calor de combustión del TNT (J/kg)
I	Impulso de la onda de choque (bar s)
i^+	Impulso de la fase positiva de la onda de sobrepresión (bar s)
η	Rendimiento de la combustión (---)
ΔP	Pico de sobrepresión (bar)
$\Delta \bar{P}_s$	Pico de sobrepresión adimensional según el método multienergía (---)

ΔP_s	Pico de sobrepresión según el método multienergía (bar)
P_o	Presión atmosférica (bar)
R	Distancia (m)
\bar{R}	Distancia normalizada según el método multienergía (---)
t^+	Duración de la fase positiva de la onda de sobrepresión (s)
\bar{t}^+	Duración de la fase positiva adimensional según el método multienergía (----)
W_c	Masa de combustible involucrada en la explosión (kg)
W_{TNT}	Masa de TNT equivalente (kg)

6 BLEVE-bola de fuego

6.1 Introducción

Las explosiones de tipo BLEVE son uno de los peores accidentes que pueden ocurrir en la industria química o en el transporte de mercancías peligrosas. Desde un punto de vista riguroso, como se verá más adelante, estas explosiones 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. En realidad, cuando se habla de BLEVE, en general a lo que se hace referencia realmente es a la combinación de los fenómenos BLEVE-bola de fuego, esto es, a un accidente que involucra simultáneamente efectos térmicos y mecánicos.

El BLEVE es un accidente que sucede con cierta periodicidad: las sustancias que lo pueden producir (butano, propano, cloruro de vinilo, cloro, etc.) son relativamente comunes en la industria, y abundan las instalaciones susceptibles de sufrirlo (depósitos, cisternas). Por otra parte, de vez en cuando sucede durante el transporte, ya sea por carretera o por tren, con las connotaciones especiales que esto conlleva. El origen puede ser diverso (reacción fuera de control, colisión, etc.), pero una de las causas más frecuentes es la acción del fuego sobre un recipiente. En la tabla 6.1 [PRUG91] se muestra una lista con una breve información de los BLEVE más notorios ocurridos en todo el mundo entre 1926 y 1986. Como puede observarse, en muchos de ellos ha habido víctimas mortales, a veces en un número muy elevado. Otra fuente [LOND95] cita 900 personas muertas y unas 9.000 heridas en 77 BLEVE ocurridos entre 1941 y 1990.

Desde que la palabra BLEVE, formada por las iniciales de *boiling liquid expanding vapor explosion* (explosión del vapor en expansión de un líquido hirviendo) fue utilizada por primera vez por Smith, Marsh y Walls el año 1957 [WALL58], muchos autores han tratado este tipo de accidente. Una parte importante de ellos se han dedicado a describir el fenómeno. Otros han analizado casos concretos y unos cuantos han propuesto expresiones matemáticas para estimar sus efectos. Por la complejidad de este fenómeno, que tiene al mismo tiempo características de explosión y de incendio, es oportuno dedicarle específicamente un capítulo. En el mismo se hace una descripción de las características principales de estos accidentes y de sus aspectos fundamentales, y también se presenta una metodología práctica para la estimación de sus efectos.

Tabla 6.1. Accidentes BLEVE más notorios ocurridos entre 1926 y 1986 [PRUG91]

<i>Fecha</i>	<i>Lugar</i>	<i>Causa</i>	<i>Material</i>	<i>Tone- ladas</i>	<i>Núm. muertos</i>
13-12-1926	St. Auban, F	rebosamiento	cloro	25	19
28-5-1928	Hamburgo, G	reacción fuera de control	fosgeno	10	10
10-5-1929	Syracusa, USA	explosión (H ₂)	cloro	25	1
24-12-1939	Zarnesti, Rum.	rebosamiento	cloro	10	60
29-7-1943	Ludwigshafen, G	rebosamiento	butadieno	16	57
5-11-1947	Roemo, Finl.	rebosamiento	cloro	30	19
28-7-1948	Ludwigshafen, G	rebosamiento	éter etílico	33	209
7-7-1951	Port Newark, USA	fuego	propano	2.600	0
4-4-1952	Walsum, G	rebosamiento	cloro	15	7
4-1-1954	Institute, USA	reacción fuera de control	acroleína	20	0
1957	Quebec, Can.	fuego	butano	?	1
1958	Michigan, USA	rebosamiento	butano	55	1
28-6-1959	Meldria, USA	descarrilamiento	propano	55	23
18-8-1959	Kansas City, USA	fuego	gasolina	20	5
17-4-1962	Doe Run, USA	reacción fuera de control	óxido de etileno	25	1
4-1-1966	Feyzin, F	fuego	propano	1.000	18
1-1-1968	Donreith, USA	descarrilamiento (fuego)	óxido de etileno	2	0
21-8-1968	Lieven, F	mecánica	amoníaco	20	5
2-1-1969	Repcelak, Hung.	rebosamiento	dióxido de carbono	35	9
25-1-1969	Laurel, USA	descarrilamiento (fuego)	propano	65	2
18-2-1969	Crete, USA	descarrilamiento	amoníaco	65	8
1969	Cumming, USA	descarrilamiento	amoníaco	?	?
11-9-1969	Glendora, USA	fuego	cloruro de vinilo	55	0
21-6-1970	Crescent City, USA	descarrilamiento (fuego)	propano	275	0
19-1-1970	Baton Rouge, USA	sobrepresión	etileno	4	0
19-10-1971	Houston, USA	descarrilamiento (fuego)	cloruro de vinilo	50	1
9-2-1972	Tewksbury, USA	colisión	propano	28	2
30-3-1972	Río de Janeiro, Br.	fuego	propano	1.000	37
21-9-1972	New Jersey, USA	colisión	propileno	18	2
27-11-1972	S. Antonio, USA	corrosión	dióxido de carbono	0,01	0
5-7-1973	Kingman, USA	fuego	propano	100	13
11-1-1974	West S. Paul, USA	fuego	propano	27	4
12-2-1974	Oneonta, USA	descarrilamiento (fuego)	propano	288	0
29-7-1974	Pueblo, USA	fuego	propano	80	0
29-4-1975	Eagle Pass, USA	colisión	propano	18	16
14-12-1975	Niagara Falls, USA	reacción fuera de control	cloro	20	4
11-5-1976	Houston, USA	colisión	amoníaco	20	6

31-8-1976	Gadsden, USA	fuego	gasolina	4	3
1977	Cartagena, Colomb.	sobrepresión	amoníaco	7	30
22-2-1978	Waverly, USA	descarrilamiento	propano	45	12
11-7-1978	Els Alfacs, E	dilatación/sobrepresión	propileno	23,6	216
30-5-1978	Texas City, USA	fuego	butano	1.500	7
30-8-1979	Good Hope, USA	colisión de barcos	butano	120	12
1-8-1981	Montonas, Méx.	descarrilamiento	cloro	110	29
19-1-1982	Spencer, USA	sobrecalentamiento	agua	0,3	7
11-12-1982	Taft, USA	reacción fuera de control	acroleína	250	0
12-7-1983	Reserve, USA	reacción fuera de control	clorobutadieno	1	3
4-10-1983	Houston, USA	rebosamiento	bromuro de metilo	28	2
19-11-1984	Ciudad de México	fuego	propano	3.000	500
28-1-1986	Kennedy S C, USA	fuego	hidrógeno	115	7

Esta información permite hacer un análisis estadístico elemental sobre cuáles han sido las causas externas que han originado con más frecuencia un accidente de este tipo. Los resultados obtenidos se presentan en la tabla 6.2.

Tabla 6.2. Causas externas más frecuentes que han originado BLEVE

Causa	%
fuego	26
rebosamiento	18
descarrilamiento	20
reacción fuera de control	12
colisión	10
sobrepresión	6
otras	8

Algunas de las causas pueden existir simultáneamente (por ejemplo, de los 18 casos de “fuego”, 5 tuvieron lugar inmediatamente después de un descarrilamiento). Incluso así, da buena cuenta del elevado número de casos en los que un incendio ha provocado un incremento de presión en el recipiente con la explosión consiguiente, como también de la importancia que tienen el rebosamiento, los accidentes en el transporte de determinadas sustancias y las reacciones fuera de control. Estos datos ponen de manifiesto que este tipo de accidente ocurre tanto en instalaciones fijas como en transporte.

6.2 Descripción del fenómeno

Si un recipiente que contiene un líquido a presión es calentado —por ejemplo, por la radiación procedente de un incendio— la presión en su interior irá en aumento. Llegará un momento en el que las paredes no podrán resistir la elevada tensión a la que están sometidas y cederán. Esto sucederá principalmente en la parte superior del recipiente, donde la pared al no estar bañada por el líquido no estará refrigerada, de este modo aumentará su temperatura y disminuirá su resistencia mecánica. En cambio, la parte del recipiente situada por debajo del nivel del líquido que contiene transmitirá el calor recibido al líquido, por lo que se calentará mucho menos que la parte superior. En caso de abertura de una válvula de seguridad, la ebullición del líquido implicará una refrigeración aún mayor de esta superficie, debido al calor de vaporización.

La despresurización súbita del líquido hará que éste se encuentre a una temperatura superior a la que le correspondería en la curva de saturación P-T para la nueva presión. El líquido que se encuentra en estas condiciones de inestabilidad se define como “líquido sobrecalentado”. Si su temperatura en el momento de la despresurización es superior a una temperatura denominada “temperatura límite de sobrecalentamiento” (que será distinta para cada producto), se producirá [MAÑA84] [ARME97] una vaporización instantánea y brutal de una parte del mismo, que será vertido al exterior en forma de mezcla bifásica líquido/vapor. El incremento extraordinario de volumen que experimenta un líquido al vaporizarse, que es de unas 1.700 veces en el caso del agua y de unas 250 veces en el caso del propano, más la expansión del vapor preexistente, provocarán una onda de presión (explosión, estallido del depósito), así como la rotura del recipiente en varios pedazos que serán lanzados a una distancia considerable.

Si la sustancia contenida inicialmente en el recipiente no es combustible, la onda de sobrepresión y la proyección de fragmentos serán los únicos efectos de la explosión. Este sería el caso de la explosión de una caldera de vapor que contuviera, evidentemente, agua (como se verá más adelante, de hecho, y estrictamente hablando, para que sea una explosión BLEVE la presión dentro de la caldera debería tener un valor mínimo).

En cambio, si la sustancia contenida en el recipiente es combustible, como suele suceder en la industria química (por ejemplo, gas de petróleo licuado como el etileno o el propano), la masa de líquido y vapor vertida en el momento de la explosión se incendiará, y dará lugar a una hoguera de forma aproximadamente hemisférica que se extenderá inicialmente a ras de suelo. El efecto de la radiación térmica en esta primera fase (muy corta, ya que suele durar sólo un par de segundos), si bien ha sido menospreciada por algún autor, es muy importante. Esta masa de combustible sólo puede arder en superficie, porque su interior, muy rico en combustible (hay que tener en cuenta la presencia de la fase líquida arrastrada en el proceso de vaporización instantánea) y prácticamente sin aire, se encuentra fuera de los límites de inflamabilidad.

En realidad, no todo el combustible presente en el recipiente en el momento de la explosión forma parte de esta hoguera. Una parte del mismo puede ser arrastrada por la estela formada por los fragmentos del depósito que salen disparados. En un caso (Ciudad de México, 1984) se ha sugerido que parte del combustible había sido proyectado hasta distancias considerables sin inflamarse, y posteriormente se incendió y provocó incendios y explosiones locales en las viviendas de los alrededores; este efecto, sin embargo, no se ha observado en ningún otro accidente. Todo esto afecta, evidentemente, a la cantidad de combustible que queda disponible para alimentar la bola de fuego y, por tanto, afecta también a sus dimensiones y a su duración.

Posteriormente, la turbulencia del incendio provoca que vaya entrando aire dentro de la masa de combustible. Simultáneamente, la radiación procedente de la combustión va evaporando las gotas de líquido y calentando el conjunto. Como resultado de todo este proceso, la masa en ignición va aumentando su volumen de forma turbulenta (se han propuesto valores del orden de 1 m/s para la velocidad de crecimiento del diámetro) [LIHO82], adquiriendo una forma más o menos esférica, y va ascendiendo, dejando una estela de diámetro variable semejante en la forma a la de la típica “seta” de una explosión nuclear (Fig. 6.1). Las dimensiones de las bolas de fuego formadas de este modo pueden ser extraordinariamente grandes, con un desprendimiento de radiación térmica fortísimo. La acción de la combinación BLEVE-bola de fuego puede sintetizarse, pues, en los efectos siguientes:

- radiación térmica,
- onda de sobrepresión,
- fragmentos despedidos por la explosión,
- lluvia eventual de combustible en los alrededores (citada sólo en un caso).

Estos efectos han sido enumerados siguiendo aproximadamente un orden de mayor a menor gravedad respecto a sus consecuencias. Es necesario aclarar, sin embargo, que este orden es difícil de establecer, dada la distinta forma de actuar de las diferentes acciones: puntual o por lo menos muy direccional en el caso de los fragmentos, radial barriendo toda el área en el caso de la onda de sobrepresión y de la radiación térmica.

Es importante resaltar la imprevisibilidad que presenta el momento en el que se producirá la explosión. Hace algunos años, se consideraba que desde el comienzo de la emergencia —por ejemplo, desde el inicio de un incendio que afectaba a un depósito— se requería de un tiempo determinado para que se produjera la explosión. Se creía, por tanto, que existía la posibilidad de tomar determinadas medidas (por ejemplo, que los bomberos refrigerasen con mangueras). No obstante, a medida que se ha ido acumulando información sobre los BLEVE se ha visto que este tiempo podía ser extraordinariamente corto; en el accidente de San Juan Ixhuatepec (Ciudad de México) el tiempo transcurrido entre la primera explosión, que originó distintos incendios y la primera BLEVE fue sólo de 69 s (las dos explosiones fueron registradas por un sismógrafo).

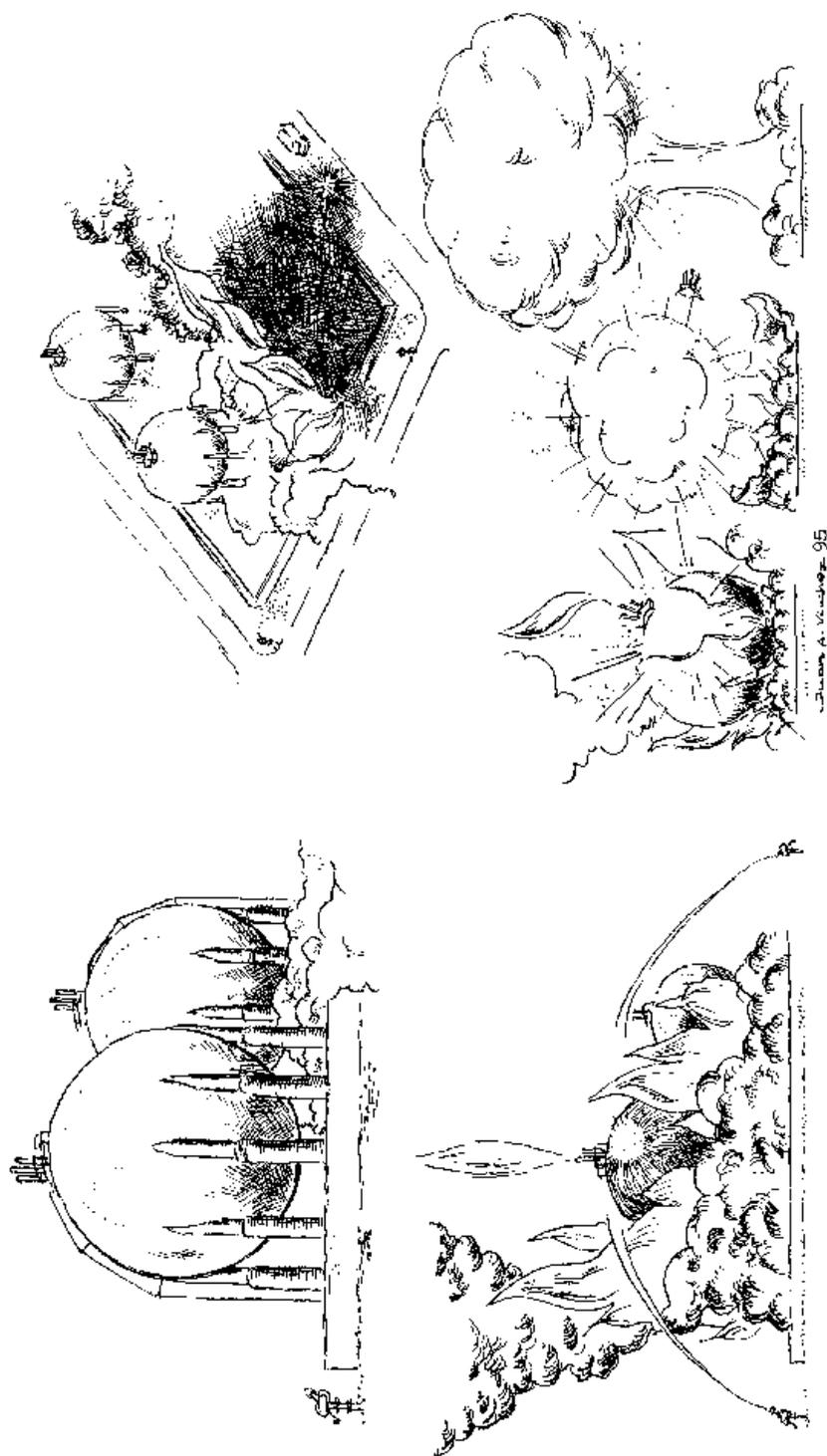


Fig. 6.1 BLEVE-bola de fuego: escape, incendio, calentamiento de los depósitos, explosión y formación de la bola de fuego

El tiempo a partir del cual puede ocurrir un BLEVE en un recipiente afectado por un incendio depende de los siguientes factores: a) flujo calorífico del incendio, que será función de la distancia al fuego del recipiente afectado, de si hay contacto directo con las llamas y del tipo de llamas (llamas turbulentas, de antorcha, etc.); b) radio de la esfera o del cilindro que forma el recipiente; c) grado de llenado del recipiente; d) capacidad de alivio de las válvulas de seguridad; e) espesor de la capa de producto ignífugo aplicado como protección pasiva. Teóricamente, un recipiente ignífugo debería poder aguantar el efecto de las llamas de un incendio de balsa (flujo calorífico del orden de 100 kW m^{-2}) durante unas 2 h. Si se trata de un dardo de fuego, el flujo calorífico aumenta considerablemente (pasa a ser de unos 350 kW m^{-2}). En estas condiciones se han registrado BLEVE en los primeros 8 minutos. Para el desarrollo de este tipo de accidentes se han propuesto [NAZA88] los tiempos siguientes: contacto directo con dardos de fuego, 5 min, contacto directo con llamas turbulentas, 30 min (este valor coincide con el citado por ciertas normas de intervención de reconocido prestigio [ASTM83], que fijan el tiempo en 20-30 min).

Aunque este tiempo puede variar en función de las características de la instalación (existencia de aislamiento térmico, refrigeración, etc.), es evidente que otros factores pueden contribuir a reducirlo aún más (impactos o daños debidos a ondas de sobrepresión, por ejemplo); lo más prudente, pues, en estas circunstancias, es tener presente que la explosión puede producirse en cualquier momento y evacuar rápidamente la zona.

6.3 Condiciones para la existencia de BLEVE

6.3.1 Sobrecaentamiento y despresurización

Si bien la explosión de un recipiente que contenga un líquido inflamable a presión casi siempre provocará una bola de fuego, no siempre se puede hablar rigurosamente de explosión BLEVE. Para que la explosión sea de este tipo, con la violencia extraordinaria que la caracteriza y que es la que provoca que los fragmentos puedan alcanzar distancias considerables, se tienen que cumplir unas determinadas condiciones [REID79, MAÑA82, MAÑA84, MONT87, FERN90, BEST91]:

- *Sobrecaentamiento* considerable del líquido, de forma que el mismo esté a una temperatura superior a su temperatura límite de sobrecaentamiento. Esta condición la cumplen la mayoría de los gases licuados (GLP, amoníaco, cloro). Por otra parte, también pueden cumplirla líquidos contenidos en recipientes cerrados que se ven sometidos a un calentamiento anómalo, por ejemplo, por la radiación de un incendio; y, como ya se ha dicho anteriormente, también la cumple el agua a presión en el interior de una caldera. En todo caso, para la existencia de BLEVE en sentido estricto es necesario un valor mínimo de este sobrecaentamiento.

- *Despresurización súbita*, de forma que se reduzca instantáneamente la presión a la que se encuentra toda la masa de líquido contenida en el recipiente. Un fenómeno de este tipo suele comportar, en caso de accidente, la rotura del depósito, ya sea por el incremento excesivo de la presión interior y, simultáneamente, por el calentamiento excesivo de las paredes a causa de un incendio, o ya sea por un impacto. Sea cual sea la razón, la substancia contenida en el recipiente pasa en un instante desde la presión a la que estaba almacenada —extraordinariamente alta si el recipiente había estado sometido a la acción de un incendio— a la presión para la que la vertical trazada por el punto de equilibrio en la curva P-T en la que se encontraba el líquido, corta a la recta límite de sobrecalentamiento (que se define en los párrafos siguientes).

Cuando se dan las dos condiciones anteriores se produce una vaporización casi instantánea con formación de núcleos de vaporización en toda la masa (nucleación homogénea). Se ha sugerido la formación de “un millón de núcleos de ebullición por milímetro cúbico y milisegundo”. En estas condiciones, la velocidad de incremento del volumen es extraordinaria y la violencia de la explosión es muy elevada. Éste es, estrictamente hablando, el fenómeno asociado a la explosión BLEVE.

6.3.2 Temperatura y línea límite de sobrecalentamiento

Diversos autores han sugerido procedimientos para establecer la temperatura límite de sobrecalentamiento y la línea límite de sobrecalentamiento, que determinan, para cada substancia, las condiciones a partir de las cuales es posible que se produzca el BLEVE. Es obligado aquí, citar los trabajos de Reid [REID79], la esencia de los cuales se comentará brevemente.

Las condiciones límite de sobrecalentamiento en las que se producirá la nucleación espontánea en toda la masa del líquido, se pueden establecer a partir de la línea tangente a la curva de *presión de vapor-temperatura* en el punto crítico (Fig. 6.2).

La relación entre la presión de vapor y la temperatura es la establecida por la ecuación de Antoine:

$$\ln P = -\frac{A}{T} + B \quad (6.1)$$

La tangente a la curva de saturación en el punto crítico se obtiene calculando la derivada de la presión respecto a la temperatura [MONT87, FERN90, BEST91]:

$$\frac{dP}{dT} = A \frac{P}{T^2} \quad (6.2)$$

Aplicando esta expresión al punto crítico,

$$\frac{dP_c}{dT_c} = \frac{P_c A}{T_c^2} = \operatorname{tg} \alpha \quad (6.3)$$

esta expresión da, pues, la pendiente de la línea tangente a la curva de saturación en el punto crítico. La ecuación de la recta será:

$$P = \operatorname{tg} \alpha \cdot T + b \quad (6.4)$$

La utilidad de esta expresión se verá más claramente mediante un ejemplo. Se calcula a continuación el valor límite de sobrecalentamiento para el butano. Los datos de equilibrio correspondientes al punto crítico y a la presión atmosférica son:

$$P_c = 38,7 \text{ atm} \quad T_c = 425,8 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm} \quad T = 272,5 \text{ K}$$

Introduciendo estos datos en la ecuación de Antoine, se hallan los valores de las constantes A y B para el butano (para la presión expresada en atm y la temperatura en K):

$$A = 2769 \quad B = 10,16$$

La pendiente de la tangente a la curva de saturación en el punto crítico es, pues:

$$\operatorname{tg} \alpha = 38,7 \cdot \left(\frac{2769}{425,8^2} \right) = 0,591$$

Y el valor de la ordenada en el origen, b , se encuentra introduciendo nuevamente los valores correspondientes al punto crítico, con lo que se obtiene $b = -213$. De este modo se determina la ecuación de la recta tangente; su intersección con el eje de temperaturas a $P = 1$, da una temperatura de 89 °C (Fig. 6.2). Para el sistema de coordenadas empleado con origen en 0 °C, la ordenada en el origen será la presión correspondiente a 273 K,

$$P_{273} = 0,591 \cdot 273 - 213 = -52 \text{ atm}$$

Supongamos un depósito de butano a temperatura ambiente (unos 20 °C), en el que el líquido y el vapor están en equilibrio a una presión absoluta de unas 2 atm (punto M de la figura 6.2). Si por la radiación emitida en un incendio, la temperatura aumenta hasta 70 °C, la presión en el interior del depósito será de 8 atm (punto N). Si en estas condiciones el depósito estalla (por fallo del material o por impacto, por ejemplo), habrá una despresurización repentina desde 8 atm hasta la presión atmosférica. A presión atmosférica, la temperatura de la mezcla líquido-vapor formada será -0,5 °C; el punto correspondiente es O, y el proceso de despresurización corresponde a la línea vertical que une N con O. Al no llegar esta línea hasta la recta tangente a la curva de saturación en el punto crítico, se puede considerar estrictamente que no habrá BLEVE. Es decir, si bien se producirá una fuerte vaporización instantánea, no se dará una nucleación en toda la masa del líquido.

En cambio, si en el calentamiento la temperatura del líquido llega, por ejemplo, a 90 °C (punto R), en la despresurización se alcanza la recta tangente (punto S de la figura 6.2). En este caso se darían las condiciones necesarias (sobrecalentamiento) para que se produzca la nucleación antes mencionada, y sucedería una explosión BLEVE.

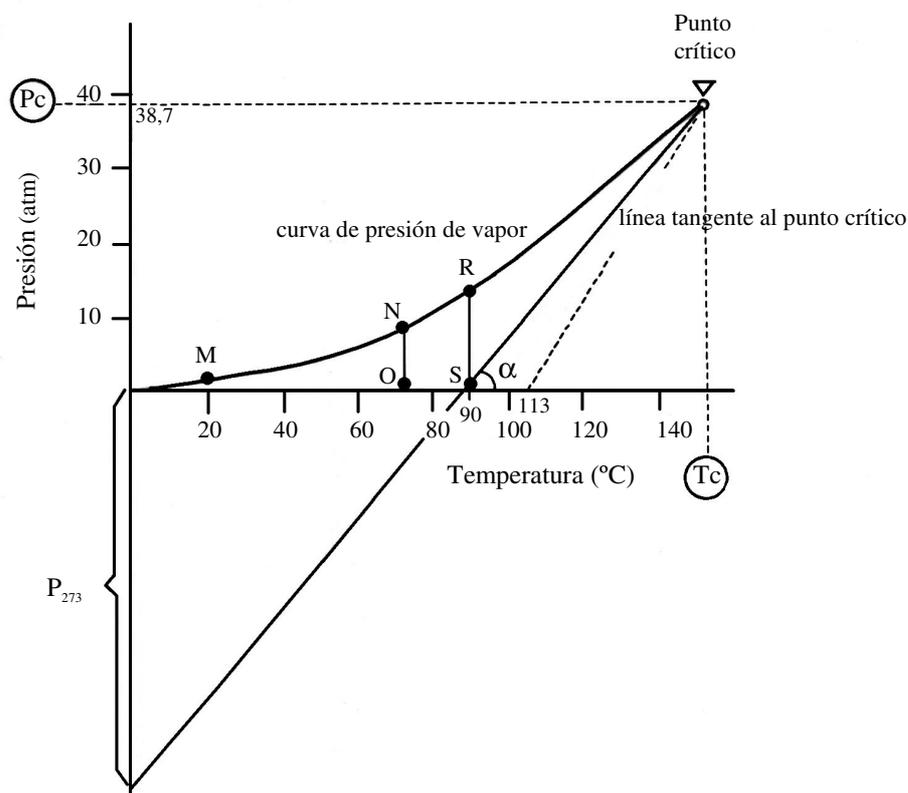


Fig. 6.2 Curva de saturación para el butano y condiciones límite para BLEVE

Tabla 6.3. Cálculo de la temperatura límite de sobrecalentamiento para diversas sustancias

Producto	Fórmula	T_s, K	T_c, K	$P_{cr},$ Atm	$I_n P_{cr}$	A	B	$tg\alpha$	b, Atm	$T_R,$ K	$T_g,$ K	$T'_g,$ K	$T'_g - T_g,$ K
Agua	H ₂ O	373	647	217.7	5.38312	4741	12.71	2.4656	-1378	559	571	576	5
Anhídrido Carb.	CO ₂	195	304	73	4.29046	2333	11.96	1.8429	-487	265	270	271	1
Amoníaco	NH ₃	240	406	112.3	4.72117	2771	11.55	1.8878	-654	347	359	361	2
Fosgeno	COCl ₂	281	455	56	4.02535	2958	10.53	0.8001	-308	386	404	405	1
Metano	CH ₄	111.5	191	45.8	3.82428	1024	9.18	1.2856	-200	156	169	170	1
Etano	C ₂ H ₆	184.4	305	48.8	3.88773	1812	9.83	0.9499	-241	255	270	271	1
Etileno	C ₂ H ₄	169.1	282.7	50.9	3.92986	1654	9.78	1.0534	-247	235	250	252	2
Propano	C ₃ H ₈	231.1	369.8	43	3.76120	2317	10.03	0.7286	-226	312	328	329	1
Propileno	C ₃ H ₆	225	365.3	45	3.80666	2230	9.91	0.7520	-230	307	324	325	1
n-Butano	C ₄ H ₁₀	272.5	425.8	38.7	3.65584	2767	10.15	0.5906	-213	362	379	379	0
n-Pentano	C ₅ H ₁₂	309.3	470.2	33	3.49651	3160	10.22	0.4717	-189	403	419	418	-1
n-Hexano	C ₆ H ₁₄	342	507.8	29.5	3.38439	3545	10.37	0.4056	-176	436	453	452	-1
n-Heptano	C ₇ H ₁₆	371.3	539.8	26.8	3.28840	3911	10.53	0.3597	-167	467	483	480	-3
n-Octano	C ₈ H ₁₈	398.8	569.2	24.7	3.20680	4272	10.71	0.3257	-161	497	510	507	-3
Éter etílico	(C ₂ H ₅) ₂ O	307.6	467	35.5	3.56953	3217	10.46	0.5236	-209	401	416	416	0
Cloro	Cl ₂	238.4	419	93.5	4.53796	2510	10.53	1.3368	-467	350	370	373	3

En realidad, la utilización de la recta tangente a la curva de saturación en el punto crítico como valor límite para la existencia de BLEVE implica un margen de seguridad; los datos experimentales parecen poner de manifiesto que la diferencia entre el límite real de sobrecalentamiento capaz de provocar BLEVE y el establecido por esta recta es del orden de 20 a 35°C. Esto es debido a que cuando el producto se despresuriza hasta alcanzar la línea límite de sobrecalentamiento, se produce también una ligera disminución de temperatura, de forma que para alcanzar el punto de intersección de la tangente en el punto crítico con la recta $P = 1$ atm (temperatura límite de sobrecalentamiento) será necesario partir de una temperatura superior. Si desde esta nueva temperatura se traza una vertical se obtendrá un nuevo punto o temperatura límite para la recta $P = 1$ atm. Uniendo este nuevo punto límite con el punto crítico, se obtendrá una nueva línea límite de sobrecalentamiento más cercana a la realidad que la tangente propuesta por Reid. Ha sido propuesta la expresión siguiente para calcular este límite de sobrecalentamiento:

$$T_g - T_s = 0,82206 T_{cr} - 0,89485 T_s \quad (6.5-a)$$

donde T_g es la temperatura límite de sobrecalentamiento y T_s la temperatura de saturación correspondiente a la presión atmosférica. Algunos autores en vez de esta expresión utilizan la siguiente:

$$T_g' = 0,89T_{cr} \quad (6.5-b)$$

La diferencia entre las temperaturas obtenidas mediante estas dos expresiones oscila entre -3°C y $+5^{\circ}\text{C}$, para la gama de productos incluidos en la tabla adjunta [ARME97].

Existen, sin embargo, algunas reservas, sobre la utilidad de estas predicciones en un caso real. En el calentamiento de un depósito por un incendio, a escala real, aparecen sin duda algunos factores, como por ejemplo los sobrecalentamientos locales, que dificultan la predicción para determinados casos de si se producirá BLEVE o no. Este es un campo en el que queda aún un interesante trabajo de investigación por realizar.

6.4 Estimación de los efectos

6.4.1 Radiación térmica

El impacto más importante de una explosión BLEVE que involucre a una sustancia inflamable es el debido a su intensa radiación térmica. La energía térmica es liberada en un período de tiempo relativamente corto, del orden de hasta 40 s; el fenómeno se caracteriza por una radiación intensa ya desde su inicio, de manera que no permite la huida de las personas que se encuentran en los alrededores (que, por otra parte, habrán sufrido también los efectos de la explosión mecánica).

Los parámetros que se deben evaluar para la predicción del peligro originado por una bola de fuego son su diámetro, su duración y la radiación térmica en puntos concretos. A continuación se presenta la metodología para calcular estos valores.

Distintos autores han propuesto correlaciones para la predicción del diámetro y la duración de una bola de fuego a partir de la cantidad de combustible involucrado en la misma. Estas correlaciones responden a las expresiones siguientes:

$$D = a \cdot M^b \quad (6.6)$$

$$t = c \cdot M^e \quad (6.7)$$

siendo a , b , c y e constantes empíricas o semiempíricas el valor de las cuales varía según el autor de que se trate. Recientemente se ha realizado un estudio comparativo [SATY91] de 16 ecuaciones obtenidas en una investigación bibliográfica (tabla 6.4).

Satyanarayana et al. compararon las predicciones de los diferentes modelos con datos experimentales, es decir, datos reales procedentes de explosiones. El análisis estadístico demostró que la “mejor” correlación para la estimación del diámetro de la bola de fuego es la propuesta por Gayle (2), seguida muy de cerca por las propuestas por Marshall, Roberts, TNO y High. Respecto al tiempo de duración del fenómeno, no fue posible realizar ninguna comparación ya que no hay datos reales en la literatura. Parece aconsejable, pues, utilizar también la ecuación de Gayle (2). En otro análisis comparativo efectuado con 23 modelos, Capdevila [CAPD94] obtuvo como mejores correlaciones las de Gayle-2, Marshall, Roberts, Moorhouse, TNO, High y Clay et al.

Tabla 6.4. Expresiones propuestas para la evaluación de la bola de fuego

Autor	Referencia	a	b	c	e
Gayle (1)	[BAGS89]	3,68	0,326	0,245	0,356
Gayle (2)	[BAGS89]	6,14	0,325	0,410	0,340
Brasie	[BAGS89]	3,80	0,333	0,300	0,333
Marshall	[BAGS89]	5,50	0,333	0,380	0,333
Roberts	[LEES86]	5,80	0,333	0,450	0,333
SRD ^a	[BAGS89]	6,00	0,333	0,005	--
Fay-Lewis	[FAY77]	6,36	0,333	2,570	0,167
Hardee	[BAGS89]	6,24	0,333	1,110	0,167
Hasegawa	[BAGS89]	5,28	0,277	1,099	0,097
Hasegawa i Sato	[HASE78]	5,25	0,314	1,070	0,181
Moorhouse	[BAGS89]	5,33	0,327	0,923	0,303
TNO	[BAGS89]	6,48	0,325	0,852	0,260
Maurer	[LIHO82]	3,51	0,333	0,320	0,333
High	[LIHO82]	6,20	0,320	0,490	0,320
HSCC ^b	[LIHO82]	6,45	0,333	5,530	0,333
API	[KAYE85]	5,33	0,327	1,089	0,327

^aSRD, *Safety and Reliability Directorate*; ^bHSCC, *hot shell cold core model*

Resulta difícil, por lo tanto, con los pocos datos experimentales disponibles, precisar cuál es realmente la mejor expresión. La predicción del diámetro y de la duración de la bola de fuego se puede realizar, pues, mediante las expresiones siguientes:

$$D = 6,14 \cdot M^{0,325} \quad (6.8)$$

$$t = 0,41 \cdot M^{0,340} \quad (6.9)$$

donde las unidades de D son m , las de M , kg y las de t , s .

Es interesante destacar, sin embargo, que se dispone aún de relativamente pocos datos experimentales (reales) para llevar a cabo este tipo de análisis comparativo; por otra parte, estos datos —procedentes siempre de accidentes reales en el caso de grandes bolas de fuego— no siempre son lo suficientemente fiables, ya que a menudo las filmaciones son defectuosas o incompletas. La notable dificultad que implica la experimentación a gran escala hace que sea extraordinariamente interesante el estudio de los casos reales de bola de fuego que de vez en cuando se producen en la industria o en el transporte de determinados productos.

Todo ello provoca que los resultados de un análisis de este tipo puedan variar según los datos utilizados. Así, en otro estudio efectuado sobre 8 ecuaciones [CALP89], las mejores ecuaciones resultaron ser las propuestas por Marshall y API. Otros autores [LEFI93] han observado notables discrepancias entre las diversas correlaciones existentes. Esto pone de manifiesto, una vez más, que estas expresiones lo que proporcionan en realidad es el orden de magnitud, y que querer realizar un cálculo preciso en este tipo de fenómenos es una pérdida de tiempo; hay que tener en cuenta, entre otras cosas, que no se puede aspirar a calcular con precisión —ni tampoco tiene ningún sentido hacerlo— el diámetro de una masa de fuego que nunca es exactamente una esfera.

La imprecisión no reside sólo en la dispersión de los resultados obtenidos en las distintas correlaciones. Otro factor que influye es la proporción de la masa total de combustible presente inicialmente en el depósito, que realmente pasa a formar la bola de fuego. Es decir, como en tantos otros casos de análisis de riesgos, la dificultad surge en la propia definición del problema. Hay que tener en cuenta que una parte del combustible ha estado saliendo del depósito por las válvulas de seguridad desde el mismo momento en el que se abrieron; la cantidad así perdida dependerá del tiempo transcurrido entre este momento y el de la explosión. Además, otra parte sale acompañando los fragmentos de depósito lanzados por la explosión y forma una estela en la trayectoria de los mismos.

En definitiva, resulta imposible precisar qué cantidad de masa de combustible contribuirá realmente a formar la bola de fuego. Esta dificultad aparece en los criterios recomendados por diferentes autores. Así, Nazario [NAZA88] propone utilizar la masa correspondiente a la máxima capacidad del depósito y TNO [PIET85] recomienda el 90% de este valor; éstos parecen ser los criterios más aconsejables, si bien otros autores consideran que sólo 2/3 o 3/4 partes del combustible inicial pasan a la bola de fuego.

No obstante, la masa de combustible aparece, en el cálculo del diámetro, afectada por un exponente que en la mayoría de los casos es igual o aproximadamente igual a $1/3$; esto reduce considerablemente su influencia sobre D . Esta influencia se puede poner de manifiesto [CALP89] calculando el diámetro según los criterios anteriormente mencionados, para una masa máxima en el depósito de 150.000 kg (tabla 6.5).

Tabla 6.5. Influencia de la masa inicial de combustible sobre el diámetro de la bola de fuego

%	D, m
100	295
90	285
75	269
67	259

Finalmente, otra fuente de imprecisión la constituye la estela de fuego vertical que deja la bola al ascender, que puede ser también de dimensiones considerables. Esto altera la superficie de la llama y, por tanto, la radiación que llega hasta un determinado punto.

En cualquier caso, las expresiones anteriores permiten evaluar de forma aproximada las dimensiones de la bola de fuego. Hay que tener en cuenta que su tamaño y su posición varían constantemente; esto provoca que el flujo calorífico recibido por un objetivo determinado no sea constante. Las filmaciones de BLEVE muestran que la bola de fuego aumenta rápidamente hasta el máximo diámetro, se mantiene en este diámetro durante un corto período y después asciende y se disipa. Normalmente el cálculo de la dosis de radiación recibida se realiza suponiendo que la bola de fuego adquiere su máximo diámetro inmediatamente después de alcanzar una altura determinada.

Para estimar la radiación recibida por una superficie a una determinada distancia, se puede aplicar a continuación el modelo del cuerpo sólido (capítulo 4). Es necesario, pues, conocer el valor del poder emisor (E_p), el del factor de vista (F) y el de la transmisividad atmosférica (τ), así como también la distancia existente entre la superficie de la llama y el objetivo.

Para conocer esta distancia es necesario estimar la altura en la que se encuentra la bola de fuego. En realidad esta altura es función del volumen específico y del calor latente de vaporización; varía, pues, para cada sustancia. No obstante, esto no se suele tener en cuenta, ya que la imprecisión del cálculo no lo permite. Se han propuesto diversas expresiones para estimarla, una de las más simples es la siguiente:

$$H = 0,75 D \quad (6.10)$$

donde H es la altura en la que se encuentra el centro de la bola de fuego (en m) y D es su diámetro calculado mediante la ecuación (6.8).

Otra expresión es la propuesta por Fay y Lewis [FAY77]:

$$h = 12,7 V_i^{1/3} \quad (6.11)$$

donde h es la altura de la llama visible más alta (parte superior de la bola de fuego) (en m) y V_i es el volumen inicial de vapor en la bola de fuego (en m^3).

Ambas expresiones han sido comparadas con los valores correspondientes a tres casos reales; los resultados pueden verse en la tabla 6.6 (las alturas corresponden al extremo superior de la bola de fuego).

Tabla 6.6. Predicción de la altura (extremo superior de la llama) de la bola de fuego

Accidente	Combustible	Masa, kg	h, m	h, m	h, m
			(observada)	(Ec. (6.10))	(Ec. (6.11))
Crescent City	Propano	35.000	230	230	315
Priolo	Etileno	80.000	225	301	435
Priolo	Propileno	50.000	250	258	357

Se puede comprobar cómo los resultados de la ecuación (6.10) son mucho más aproximados a los valores observados; por lo tanto, si bien con tres casos la muestra es estadísticamente poco significativa, parece adecuado recomendar esta ecuación que además es la más sencilla.

Respecto a la fracción de la energía desprendida en la combustión que es emitida en forma de radiación, no se conoce tampoco con demasiada exactitud. En realidad, ésta es la imprecisión más notable en el cálculo de la radiación térmica de un BLEVE-bola de fuego. Se ha propuesto la correlación siguiente [ROBE82] para estimar este coeficiente de radiación,

$$\eta = 0,27 \cdot P_o^{0,32} \quad (\text{valor máximo de } \eta \text{ limitado a } 0,4) \quad (6.12)$$

donde P_o es la presión (relativa) en el recipiente justo antes de la explosión, en MPa. Esta expresión

fue obtenida mediante experimentación a escala de laboratorio, con cantidades de unos cuantos kg, suponiendo una combustión completa; su aplicación a escala real parece ser que no está probada. El valor de η está comprendido entre 0,13 y 0,35, según algunos autores, y entre 0,24 y 0,40, según otros; en cualquier caso, su valor máximo es de 0,4. A partir del coeficiente de radiación y de la energía total de combustión se puede deducir la energía desprendida en forma de radiación. Así pues, el poder emisor puede calcularse mediante la expresión siguiente:

$$E_p = \frac{\eta M H_c}{\pi D^2 t} \quad (6.13)$$

donde H_c es el calor de combustión (kJ kg^{-1}) y t el tiempo de duración de la bola de fuego (s). Dado que el valor de η puede presentar alguna imprecisión, otra posibilidad es utilizar directamente un valor arbitrario de E_p : del orden de 200-350 kW m^{-2} según algunos autores [BAGS89], y de 200 kW m^{-2} según otros [PIET85].

Respecto al factor de vista, es el que hay entre una esfera y una superficie plana normal a la radiación procedente de la misma; dada la poca complejidad geométrica del sistema, este factor puede calcularse mediante una expresión muy simple:

$$F = \frac{D^2}{4 r^2} \quad (6.14)$$

donde r es la distancia entre la superficie que recibe la radiación y el centro de la bola de fuego (véase la figura en el apartado 6.6). Finalmente, en cuanto a la transmisividad atmosférica, se puede calcular tal y como se ha explicado en el capítulo 4.

6.4.2 Energía liberada en el estallido

Cuando un recipiente a presión experimenta una explosión BLEVE se libera la energía que contiene (obsérvese que las unidades de la presión son energía por unidad de volumen). El incremento repentino de volumen que experimenta la sustancia contenida en el recipiente tiene dos contribuciones: la del vapor existente en el interior del recipiente en el momento de la explosión y la del líquido sobrecalentado que, al encontrarse bruscamente a presión atmosférica, experimenta una vaporización parcial prácticamente instantánea (*flash*).

La energía generada en una explosión BLEVE se distribuye esencialmente en los siguientes cuatro apartados:

- la energía de la onda de presión;
- la energía cinética de los fragmentos;
- la energía potencial de los fragmentos (energía plástica de deformación que los fragmentos han absorbido);
- el calentamiento del entorno.

La distribución relativa de la energía variará en función de las condiciones particulares de la explosión. Por ello resulta muy difícil determinar con exactitud la cantidad de energía que contribuirá a la onda de presión [CAPD94]. Se ha sugerido que en caso de una rotura frágil del recipiente, el 80% de la energía liberada se convierte en onda de presión, mientras que en caso de una rotura dúctil, de la que resultan proyectadas grandes secciones del depósito, la energía de la onda de presión es sólo del 40% respecto al total. En ambos casos, el resto de la energía se convierte en energía cinética de los fragmentos, ya que la contribución de los otros dos conceptos es casi despreciable.

En realidad, los materiales con los que están contruidos la mayoría de los depósitos o recipientes son dúctiles en condiciones normales de trabajo. La rotura frágil sólo se da en circunstancias especiales, cuando la tensión a la que es sometido el material es muy superior a su límite plástico, y esto sólo llega a ocurrir en el caso del acero revenido y del vidrio. Las explosiones BLEVE suelen ser, pues, roturas dúctiles.

Respecto al vapor existente inicialmente en el recipiente, la energía desprendida en su expansión, desde la presión de rotura del depósito hasta la presión atmosférica, viene dada por:

$$E_v = m(u_1 - u_2) \quad (6.15)$$

donde E_v es la energía liberada en la expansión del vapor, kJ, m es la masa de vapor existente en el depósito en el momento de producirse el estallido, kg, u_1 es la energía interna del vapor en las condiciones en las cuales el recipiente revienta, kJ kg⁻¹, y u_2 es la energía interna del vapor después de la expansión hasta la presión atmosférica, kJ kg⁻¹.

Suponiendo que la expansión es isoentrópica —a causa de la velocidad a la que se produce— y que el vapor se comporta como un gas ideal, esta energía resulta ser

$$E_v = 10^2 \cdot \left(\frac{P \cdot V}{\gamma - 1} \right) \cdot \left(1 - \left(\frac{P_a}{P} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} \right) \quad (\text{en kJ}) \quad (6.16)$$

donde P_a es la presión atmosférica, bar, V es el volumen inicial de vapor, m³, γ es la relación de calores específicos y P es la presión (bar) existente en el recipiente justo antes de la explosión.

Esta energía puede expresarse en masa de TNT equivalente, utilizando el factor de conversión energético adecuado (1120 cal por gramo de TNT),

$$W_{TNT} = \left(\frac{0,021 P V}{\gamma - 1} \right) \left(1 - \left(\frac{P_a}{P} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \right) \quad (6.17)$$

donde W_{TNT} es la masa de TNT equivalente (kg).

Si el recipiente contenía, además, líquido sobrecalentado —como en el caso de una explosión BLEVE— la energía liberada se puede estimar de forma aproximada mediante este mismo método. Hay que tener en cuenta, en este supuesto, la masa de líquido que se vaporizará súbitamente al encontrarse a presión atmosférica y calcular el volumen que ocuparía este vapor a la presión existente en el recipiente un instante antes de la explosión; añadiendo este volumen ficticio al volumen de vapor real, la masa de TNT equivalente será

$$W_{TNT} = \left(\frac{0,021 P V^*}{\gamma - 1} \right) \left(1 - \left(\frac{P_a}{P} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \right) \quad (6.18)$$

donde V^* es el volumen de vapor dentro del depósito mas el volumen (a la presión del depósito) de vapor generado en la vaporización, en m^3 :

$$V^* = V + V_l f \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right) \quad (6.19)$$

Aquí V es el volumen de vapor en el depósito antes de la explosión, V_l es el volumen del líquido en el recipiente antes de la explosión (m^3) y f es la fracción de vaporización (*flash*), o sea, la fracción de líquido que se evapora en la despresurización. Su valor se puede calcular mediante la expresión siguiente:

$$f = 1 - e^{\left(-2,63 \frac{C_p}{H_v} (T_c - T_b) \left(1 - \left(\frac{T_c - T_o}{T_c - T_b} \right)^{0,38} \right) \right)} \quad (6.20)$$

donde T_c es la temperatura crítica de la sustancia (K), T_b es la temperatura de ebullición de la sustancia a presión atmosférica (K), T_o es la temperatura en la que se encuentra la sustancia en el momento de la explosión (K) y H_v es la entalpía de vaporización de la sustancia ($kJ kg^{-1}$).

6.4.3 Onda de sobrepresión

El valor de la sobrepresión generada por la explosión se puede estimar a partir de la masa de TNT equivalente. Esto implica una relativa imprecisión a causa de que en la explosión BLEVE de un recipiente, la energía es liberada a una velocidad menor que en una explosión de TNT, y principalmente, porque el volumen del recipiente es comparativamente mucho más grande que el que ocuparía una cantidad equivalente de un explosivo convencional. Pese a estas distorsiones, este método es simple y permite efectuar estimaciones útiles.

Debido a que el volumen ocupado inicialmente por la energía que se libera en la explosión es mucho más elevado que el que ocuparía la masa equivalente de TNT, se debe realizar una corrección en la distancia desde el centro de la explosión hasta el lugar del que se quiere saber la sobrepresión.

Esta corrección se lleva a cabo mediante la utilización de la distancia “normalizada” o “escalada”, d_n , basada en el principio de similitud propuesto por Hopkinson en el año 1915, según el cual cuando dos cargas explosivas de geometría similar y del mismo explosivo pero de tamaño diferente detonan en la misma atmósfera, se producen ondas de presión similares en la misma distancia escalada. Este principio se puede ampliar a explosivos diferentes teniendo en cuenta el hecho de que dos tipos de explosión con el mismo valor de sobrepresión generan el mismo daño. Como la sobrepresión es función de la distancia y dos explosiones distintas no tienen el mismo valor de sobrepresión a la misma distancia del centro de la explosión, se define la distancia escalada como aquella en la que el valor de la sobrepresión es el mismo para ambas explosiones. La distancia escalada se relaciona con la distancia real y con la masa de TNT equivalente mediante la ley de la raíz cúbica,

$$d_n = \frac{d}{(\beta \cdot W_{TNT})^{1/3}} \quad (6.21)$$

donde d_n es la distancia normalizada ($\text{m kg}^{-1/3}$), β es la fracción de la energía liberada convertida en onda de sobrepresión y d es la distancia real (desde el centro del recipiente) a la que se quiere averiguar la sobrepresión (m).

A partir del valor de d_n es posible estimar la sobrepresión utilizando gráficos como el de la figura 5.3 (capítulo 5).

6.4.4 Fragmentos proyectados

Los fragmentos lanzados por la energía de la explosión tienen una acción restringida y direccional, pero con un alcance mayor (en lo que se refiere a capacidad destructiva) que el de la onda de presión y que el de los efectos térmicos de la bola de fuego. Hay que tener en cuenta que en su trayectoria

pueden provocar un efecto dominó y destruir otros depósitos o equipos: la velocidad requerida para que un fragmento pueda penetrar en un depósito o recipiente similar es del orden de $4\text{-}12\text{ m s}^{-1}$, y la velocidad máxima que pueden alcanzar los fragmentos de una explosión BLEVE —función de las condiciones de la explosión, del volumen de vapor inicialmente contenido en el depósito y de la forma del mismo— es del orden de $150\text{-}200\text{ m s}^{-1}$.

El número de fragmentos y su distribución en el espacio dependen del tipo de rotura que experimenta el recipiente y de la forma del mismo. El mecanismo por el que se propaga la grieta y la velocidad de propagación son factores importantes. Las grietas en fracturas frágiles se propagan rápidamente y tienen tendencia a ramificarse, de forma que se pueden generar muchas fracturas en el mismo recipiente con una gran cantidad de fragmentos. En cambio, las grietas en fracturas dúctiles se propagan a velocidades menores y no se ramifican; el recipiente se parte en una cantidad relativamente pequeña de fragmentos, a menudo entre 2 y 15. En el caso más típico de BLEVE —un recipiente sometido a la acción de las llamas— la rotura será generalmente dúctil.

En caso de recipientes cilíndricos, la grieta inicial tiende a seguir en dirección axial, normal al esfuerzo tangencial. Para que se produzcan “misiles” la fractura axial tiene que cambiar de dirección para propagarse en circunferencia, rodeando el recipiente, y finalmente romperlo en dos partes, el fondo y el resto [CAPD94]. Los análisis de numerosos accidentes han mostrado que se forma un misil de la parte del fondo del recipiente incluso en aquellos casos en los que la rotura es frágil, ya que en este tipo de recipientes siempre se acaba formando una grieta circunferencial. En cualquier caso, la probabilidad de que se produzca una proyección de fragmentos es muy elevada. La tabla 6.7 muestra el resultado de un análisis efectuado sobre una muestra de 130 BLEVE, ocurridos mayoritariamente en recipientes cilíndricos horizontales de almacenamiento o de transporte.

Tabla 6.7 Proyección de fragmentos en accidentes BLEVE [HOLD85]

	<i>con fragmentos</i>	<i>sin fragmentos</i>
por incendio	89	24
sin incendio	17	---

En cuanto al número de fragmentos en este tipo de recipiente, lo más corriente es que sean 2 o 3. Si se producen 2, suele tratarse del fondo y el resto del recipiente. Si se forman tres fragmentos, pueden proceder de dos tipos de rotura distintos. El depósito se puede dividir en dos: el fondo y la parte central (es el caso de un cilindro con el fondo soldado a la parte central); o bien puede experimentar un primer fraccionamiento en dos partes y un nuevo fraccionamiento de una de ellas (la que no es el fondo) por la línea imaginaria que separa los espacios de vapor y de líquido (Fig. 6.3). El fondo suele romperse por la soldadura; si no hay soldadura, es de suponer que se romperá a una distancia del extremo del 10% de la longitud total del recipiente.

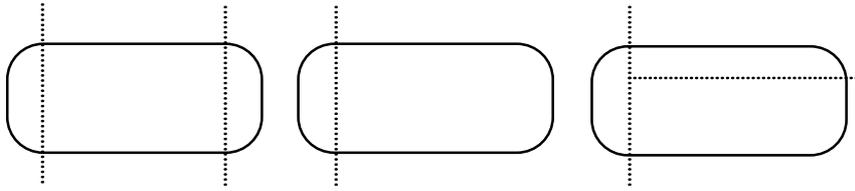


Figura 6.3 Esquema de las roturas más habituales de un recipiente cilíndrico

Respecto a la dirección, lo más probable es que los fragmentos salgan proyectados en la dirección del eje del cilindro. Datos recogidos en 15 accidentes [HOLD85] así lo confirman; considerando sectores de 45° a lado y lado del eje del cilindro (Fig. 6.4) se obtienen los datos de la tabla 6.8.

Tabla 6.8 Probabilidad de proyección de fragmentos en recipientes cilíndricos [HOLD85]

sector	probabilidad
1	0,62
2	0,38

En principio, la proyección del fondo debería tener la misma probabilidad por ambos lados; de todas maneras, es más probable que se produzca por el lado donde incide con más intensidad la llama del incendio, si bien también puede depender de la construcción del recipiente. Finalmente, la trayectoria de los fragmentos de depósitos cilíndricos es mayor que la de recipientes esféricos. Tradicionalmente se consideraba que podían alcanzar unos 500 m como máximo, pero en el accidente de Ciudad de México un fragmento de depósito cilíndrico alcanzó los 1.100 m. Ésta es, pues, la distancia que se debe respetar en emergencias, donde la distancia aconsejable de evacuación será de unos 1.100 m.

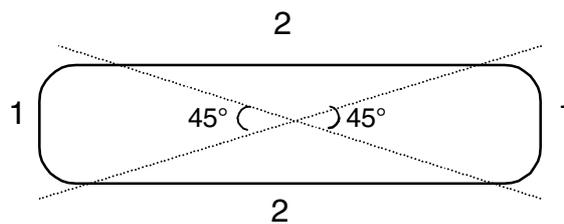


Fig. 6.4 Esquema direccional de la distribución de los fragmentos de un recipiente cilíndrico

En el caso de recipientes esféricos, la cantidad de fragmentos es mucho más difícil de predecir. Un estudio basado en un número relativamente pequeño de casos reales [PIET85] da una media de 8,3 fragmentos por accidente, pero con una cierta tendencia a que se produzcan más fragmentos cuanto mayor sea el depósito. La correlación de los datos da la expresión siguiente:

$$N = -3,77 + 0,0096 V_r \quad (6.22)$$

donde N es el número de fragmentos y V_r es el volumen del recipiente esférico, comprendido entre 700 y 2.500 m³. Sin embargo, dada la dispersión de los puntos experimentales utilizados por este autor, esta expresión es relativamente poco significativa.

En cuanto a la dirección, es prácticamente imprevisible. El estudio de algunos casos muestra que la distribución no es simétrica, como cabría esperar por la forma del recipiente; esto debe atribuirse probablemente a la posición particular del contacto entre la llama y el recipiente en cada caso, y también pueden influir detalles de tipo constructivo.

Finalmente, respecto al alcance, un estudio llevado a cabo sobre 58 fragmentos procedentes de 7 accidentes mostró que un 70% de los fragmentos alcanzaron distancias inferiores a 200 m. No obstante, fragmentos de recipientes esféricos han alcanzado distancias de 600 m (Ciudad de México) e incluso de 700 m. La distancia recorrida es normalmente inferior que en el caso de fragmentos de recipientes cilíndricos, ya que la forma de estos suele ser más aerodinámica. Han sido propuestos modelos teóricos para la predicción del alcance de los fragmentos, pero en la práctica resultan poco útiles ya que para aplicarlos se tiene que saber la masa y la forma del fragmento.

6.5 Medidas de prevención

Si se produce una emergencia que puede conducir a un accidente del tipo BLEVE-bola de fuego, resulta muy difícil improvisar acciones adecuadas para controlar la situación; cualquier actuación que requiera la presencia humana será muy arriesgada, porque no se puede prever en qué momento se producirá la explosión. Las acciones deben ser, pues, preventivas, y tienen que tomarse a priori [BEST91]. El riesgo de BLEVE se puede reducir a niveles tolerables si se adoptan una serie de medidas que se comentan brevemente a continuación.

- *Terreno en pendiente.* Cualquier escape de líquido (por ejemplo, gas licuado de petróleo) tiene que poder ser retirado inmediatamente de la zona adyacente al tanque que se quiere proteger. Para ello es necesario que el terreno donde está situado el depósito sea liso y tenga una pendiente del orden del 2,5% (como mínimo 1,5%); un sistema de drenaje tiene que conducir el líquido hacia una cuba de retención situada a suficiente distancia como para que, si se incendia, las llamas no logren alcanzar el tanque (habría que recordar aquí

que las llamas pueden llegar a tener una inclinación de 45% y que su longitud puede llegar a ser de aproximadamente dos veces el diámetro de la cubeta) [KLET77].

- *Aislamiento térmico.* El recubrimiento exterior de las paredes del depósito con un producto resistente al fuego y de baja conductividad térmica (por ejemplo, hormigones especiales, fibra de vidrio o pinturas intumescentes) retrasa notablemente el calentamiento del material y, por consiguiente, el aumento de la presión dentro del recipiente en los casos en los que éste se ve sometido a la acción de un incendio. Por otra parte, en emergencias persistentes, el aislamiento reduce la cantidad de calor que entra en el sistema y permite que la válvula de seguridad pueda evitar la explosión. Hay que tener en cuenta que las válvulas de seguridad no se diseñan para afrontar —por sí mismas— este tipo de emergencias ya que la sección de paso que se requeriría sería excesiva.

Hay que tener en cuenta, en todo caso, que el aislamiento térmico debe ser sólo un complemento, y que se tienen que prever, además, otros sistemas (como por ejemplo, la refrigeración del depósito). Es importante también aislar los elementos estructurales (pilares o patas de soporte) para evitar que, al calentarse excesivamente por el fuego, pierdan resistencia mecánica y cedan, provocando la caída del depósito (esto es lo que ocurrió con las dos esferas más grandes sometidas al fuego en el accidente de Ciudad de México; si bien cayeron, sorprendentemente no llegaron a explotar). El aislamiento tiene que ser instalado de manera que garantice su integridad en caso de incendio y que permita una inspección periódica del estado de la superficie del depósito y de los elementos estructurales.

- *Refrigeración con agua.* La utilidad de los surtidores de agua en la protección de recipientes sometidos a la acción directa del fuego ha sido demostrada durante más de cincuenta años. Es importante que el agua sea utilizada desde los primeros momentos y que una película con un mínimo grosor cubra totalmente la superficie del recipiente (especialmente las zonas en las que hay un contacto directo con la llama), con el fin de evitar la aparición de áreas calientes. El caudal de agua requerido se tiene que mantener constante —y evitar que, como ha pasado más de una vez, la intervención de los bomberos y el consiguiente incremento del consumo de agua reduzca la presión en la red y el caudal— con unos valores mínimos, que dependen de las circunstancias. El criterio más general es que reducir el caudal de agua por debajo de $7,5 \text{ l m}^{-2}\text{min}^{-1}$ es peligroso si hay contacto directo con la llama, ya que pueden aparecer áreas calientes; se ha recomendado, como criterio universal, un caudal de $10 \text{ l m}^{-2}\text{min}^{-1}$ [MADD89]; si sólo se produce el efecto de la radiación —sin contacto con la llama— se pueden aplicar caudales más pequeños.

En caso de contacto directo de la llama con la superficie, el flujo calorífico variará con el tipo de llama (para un incendio de balsa puede ser del orden de 100 kW m^{-2} , mientras que para una llama altamente turbulenta puede llegar a ser del orden de 350 kW m^{-2}). En esta situación, para la superficie que queda por encima del nivel del líquido contenido en el depósito se pueden requerir caudales de más de $25 \text{ l min}^{-1} \text{ m}^{-2}$.

Un aspecto que se debe tener en cuenta es que todos los elementos de seguridad —válvulas, tuberías, etc.— tienen que ser resistentes al fuego y a las elevadas temperaturas que tendrán que soportar durante la emergencia; en caso contrario, quedarán anuladas en los momentos iniciales, principalmente si entran en contacto directo con las llamas.

- *Reducción de la presión.* De esta manera disminuye la tensión a la que se encuentra sometido el material con el que está construido el recipiente y, ante un aumento de temperatura, se reduce el peligro de explosión. La API recomienda como criterio general la instalación de dispositivos capaces de reducir la presión hasta aproximadamente 7 bar (rel.) o hasta la mitad de la presión de diseño en 15 min. Si el terreno es empinado y el recipiente está protegido con aislamiento térmico, este tiempo puede ser superior. La despresurización puede requerir la instalación de una válvula con control remoto además de la válvula de seguridad (instrumentación del tipo “fallo en posición segura”). El material descargado tiene que eliminarse en condiciones de seguridad, por ejemplo mediante una antorcha. Hay que tener en cuenta también que en algunos casos, una fuerte despresurización puede producir temperaturas extremadamente bajas en el depósito, y llegar a condiciones de fragilización del acero.
- *Soterramiento.* La posibilidad de enterrar totalmente o parcialmente (en taludes artificiales) los depósitos ha sido sugerida repetidamente. Sin embargo, esta medida ha tenido muchos detractores debido principalmente a la imposibilidad de inspeccionar la posible corrosión del depósito.
- *Barreras de agua.* En el capítulo 3 ya se ha tratado sobre este método, relativamente nuevo, que permite retener los vapores desprendidos durante el vertido —con la reducción consiguiente de la posibilidad de ignición de los mismos— y dispersarlos en la atmósfera.
- *Prevención de daños mecánicos.* Los depósitos que contienen materiales almacenados a temperaturas superiores a la ebullición a presión atmosférica, tienen que estar protegidos de los posibles impactos de grúas o torres que puedan caerse, o de choques provocados por vehículos en maniobras. Un caso especial, que aquí no se trata, es el de la protección de vagones o camiones cisterna.

- *Prevención del sobrellenado.* Éste es un aspecto que ha ocasionado numerosos BLEVE, pese a que cada vez es menos frecuente y se tienen más en cuenta las causas más reiteradas (falta u obturación de válvulas de seguridad).
- *Distancias mínimas de separación.* Estas distancias suelen estar establecidas en la legislación, y no se discutirán aquí. Tienen razón de ser por lo que respecta a la radiación térmica y, principalmente, para evitar el contacto de las llamas del incendio de una instalación sobre las paredes de otro depósito, pero no tienen mucho sentido como protección ante una explosión (onda de sobrepresión, fragmentos).
- *Actuación sobre los mecanismos iniciadores.* Han sido propuestos diversos sistemas para evitar la ebullición en masa (introducción de mallas de aluminio en el depósito, adición de núcleos iniciadores de la ebullición). Sin embargo, estos sistemas están aún en fase de investigación, excepto para algunas aplicaciones muy puntuales.

En todo caso, es importante remarcar el interés que tiene la adopción de diversas medidas complementarias simultáneas (terreno en pendiente, recubrimiento de la cubeta con espuma, aislamiento térmico, surtidores de agua, etc.)

6.6 Ejemplo de cálculo

Un depósito de 250 m³, lleno en un 80% con propano (almacenado licuado a presión, a temperatura ambiente), es calentado por un incendio hasta 55°C (~19 bar) y estalla. Se debe calcular la radiación térmica y la sobrepresión a una distancia de 180 m.

Datos:

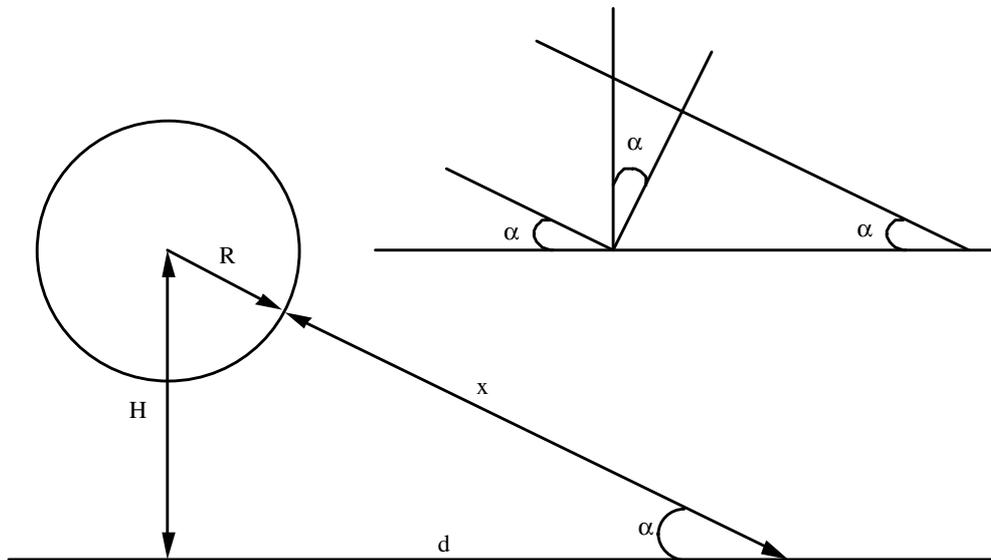
Temperatura ambiente = 20 °C; $H_R = 50\%$ (presión parcial del vapor de agua, 1155 Pa); $\gamma = 1,14$; $H_v = 4,3 \cdot 10^5 \text{ J kg}^{-1}$; $H_c = 46000 \text{ kJ kg}^{-1}$; $T_{cr} = 369,8 \text{ K}$; $T_{eb \text{ p. atm.}} = 231,1 \text{ K}$; $\rho_{\text{líquido, } 20^\circ\text{C}} = 500 \text{ kg m}^{-3}$, $\rho_{\text{líquido, } 55^\circ\text{C}} = 444 \text{ kg m}^{-3}$; $\rho_{\text{vapor, } 55^\circ\text{C}} = 37 \text{ kg m}^{-3}$; $C_p \text{ líquido} = 2,4 \cdot 10^3 \text{ J kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$.

Solución:

En primer lugar se calcula la masa de propano involucrada:

$$M = V_l \cdot \rho_{\text{liq., } 20^\circ\text{C}} = (0,8 \cdot 250 \text{ m}^3) \cdot 500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 100.000 \text{ kg}$$

Representación esquemática:



1. Cálculo de la radiación térmica

Mediante la ecuación (6.8) se calcula el diámetro de la bola de fuego:

$$D = 6,14 \cdot M^{0,325} = 6,14 \cdot 100000^{0,325} = 259 \text{ m}$$

la duración de la bola de fuego se estima mediante la ecuación (6.9):

$$t = 0,41 \cdot M^{0,340} = 0,41 \cdot 100000^{0,340} = 20,5 \text{ s}$$

y la altura de la bola de fuego con la ecuación (6.10):

$$H = 0,75 \cdot D = 0,75 \cdot 259 = 194 \text{ m}$$

La distancia de la llama al objetivo, según la figura, se puede calcular como:

$$x' = \sqrt{H^2 + d^2} - R = \sqrt{194^2 + 180^2} - 129,5 = 135 \text{ m}$$

La transmisividad atmosférica será, según la ecuación (4.14):

$$\tau = 2,02 \cdot (P_w \cdot x')^{-0,09} = 2,02 \cdot (1155 \cdot 135)^{-0,09} = 0,69$$

Cálculo del factor de vista mediante la ecuación (6.14):

$$F = \frac{D^2}{4 r^2} = \frac{259^2}{4 \cdot 264,5^2} = 0,24$$

Tomando un valor de $\eta \approx 0,25$, el poder emisivo es (ec. 6.13):

$$E_p = \frac{\eta M H_c}{\pi D^2 t} = \frac{0,25 \cdot 100000 \cdot 46000}{\pi \cdot 259^2 \cdot 20,5} = 266 \text{ kW m}^{-2}$$

La intensidad de radiación sobre una superficie perpendicular a la radiación será:

$$I = \tau \cdot F \cdot E_p = 0,69 \cdot 0,24 \cdot 266 = 44 \text{ kW m}^{-2}$$

Sobre una superficie vertical,

$$I_v = I \cdot \cos \alpha = 44 \cdot 0,68 = 30 \text{ kW m}^{-2}$$

Y sobre una superficie horizontal,

$$I_h = I \cdot \sen \alpha = 44 \cdot 0,73 = 32,3 \text{ kW m}^{-2}$$

2. Cálculo de la sobrepresión

A partir de las ecuaciones (6.18), (6.19) y (6.20) se calcula la sobrepresión:

$$f = 1 - e^{\left(-2,63 \frac{C_p}{H_v} \cdot (T_c - T_b) \left(1 - \left(\frac{T_c - T_a}{T_c - T_b} \right)^{0,38} \right) \right)} = 1 - e^{\left(-2,63 \frac{2,4 \cdot 10^3}{4,3 \cdot 10^5} \cdot (369,8 - 231,1) \left(1 - \left(\frac{369,8 - 328}{369,8 - 231,1} \right)^{0,38} \right) \right)} = 0,525$$

$$V^* = V + V_l \cdot f \cdot \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right) = 50 + 200 \cdot 0,525 \cdot \frac{444}{37} = 1310 m^3$$

$$W_{TNT} = \left(\frac{0,021 P V^*}{\gamma - 1} \right) \cdot \left(1 - \left(\frac{P_a}{P} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \right) = \left(\frac{0,021 \cdot 19 \cdot 1310}{1,14 - 1} \right) \cdot \left(1 - \left(\frac{1}{19} \right)^{\frac{1,14-1}{1,14}} \right) = 1133 kg$$

Suponiendo que el 40% de la energía liberada se transforma en onda de sobrepresión (rotura dúctil del recipiente):

$$(W_{TNT})_{sobrepresión} = \beta \cdot W_{TNT} = 0,4 \cdot 1133 = 453 kg$$

Se calcula d_n mediante la ecuación (6.21):

$$d_n = \frac{d}{(\beta \cdot W_{TNT})^{1/3}} = \frac{d}{((W_{TNT})_{sobrepresión})^{1/3}} = \frac{180}{453^{1/3}} = 23,4 m kg^{-1/3}$$

Mediante el gráfico 5.3, se encuentra un valor de sobrepresión de 0,05 bar.

6.7 Bibliografía

- [ARME97] ARMET, L. *Comunicación privada*. 1997.
- [ASTM83] ASTM STP 825. "A guide to the safe handling of hazardous materials accidents". *American Society of Testing and Materials*. Philadelphia, 1983.
- [BAGS89] BAGSTER, D. F.; PITBLADO, R. M. "Thermal hazards in the process industry". *Chem. Eng. Prog.*, pp. 69-75. Julio, 1989.
- [BEST91] BESTRATÉN, M.; TURMO, E. *Explosiones BLEVE (I): evaluación de la radiación térmica*. Notas técnica de prevención NTP-293. Inst. Nac. Seg. Hig. Trab., pp. 1-6. Barcelona, 1991.
- [BEST91] BESTRATÉN, M.; TURMO, E. *Explosiones BLEVE (II): medidas preventivas*. INSHT, NTP-294. Barcelona, 1991.

- [CALP89] CALPE, J.; CASAL, J. "BLEVE-bola de foc. Estudi comparatiu de models de predicció d'efectes". PROC. Conferència sobre seguretat ambiental, pp. 389-404. Reus, 1989.
- [CAPD94] CAPDEVILA, J. *Programa de càlcul per a l'estimació d'efectes i conseqüències de l'accident BLEVE/bola de foc*. ETSEIB, Barcelona, 1994.
- [FAY77] FAY, J. A., LEWIS, D. H. "Unsteady burning of unconfined fuel vapor clouds". 16th Int. Symp. Combustion, pp. 1397-1405. 1977.
- [FERN90] FERNÁNDEZ-CÁMARA, A. "Explosión de recipientes. Teoría y cálculo aproximado de las consecuencias de la radiación térmica". *Prevención*, núm. 114, pp. 48-56. 1990.
- [HASE78] HASEGAWA, K., KATO, K. "Study of the fireball following steam explosion of n-pentane". 2nd. Int. Symp. Loss Prevention, pp. 297-305. Heidelberg, 1978.
- [HOLD85] HOLDEN, P. L., REEVES, A. B. "Fragment hazards from failures of pressurized liquefied gas vessels". *Chem. Eng. Symp. Ser.*, núm. 93, pp. 205-217. 1985.
- [KAYE85] KAYES, P.J. *Manual of industrial hazard assessment techniques*. Technica, pp. 70-75. Londres, 1985.
- [KLET77] KLETZ, T. "Protect pressure vessels from fire". *Hydrocarbon Proc.*, pp. 98-102. Agosto, 1977.
- [LEES86] LEES, F.P., *Loss Prevention in the process industries*, vol. 1, pp. 519-528. Butterworth, UK, 1986.
- [LEFI93] LEFIN, Y., MAVROTHALASSITIS, G., PINEAU, J. P. "Knowledge gained from hazard studies on accident investigations". *Chemical Industry and Environment*, vol. 1, pp. 93-106 (J. Casal, ed.). Girona, 1993.
- [LIHO82] LIHOU, D. A.; MAUNDE, J. K., *Inst. Chem. Eng. Symp. Ser.*, núm. 71, pp. 191-224. 1982.
- [LOND95] LONDICHE, H., GUILLEMET, R. "Comparison of three protective devices for BLEVE prevention". *Loss Prevention and Safety Promotion in the Process Industries*, vol. 1, pp. 551-564. 1991.
- [MADD89] MADDISON, T. E. "The fire protection of LPG storage vessels. The design of water spray systems". LPGITA Seminar. UK, 24 de octubre 1989.

- [MAÑA82] MAÑAS, J. L. "Las explosiones BLEVE". *Fuego*, núm. 88, pp. 27-30 y núm. 89, pp. 12-16. 1982.
- [MAÑA84] MAÑAS, J. L. "BLEVEs, their nature and prevention". *Fire*, junio, pp. 27-39. 1984.
- [MONT87] MONTENEGRO, L. "Las explosiones BLEVE y el gas natural licuado". XIII Asamblea Nacional del Gas, 14-87, pp. 1-18. 1987.
- [NAZA88] NAZARIO, F. N. "Preventing or surviving explosions". *Chem. Eng.* pp. 102-109. Agosto, 1988.
- [PIET85] PIETERSEN, C. M., CENDEJAS, S. "Analysis of the LPG accident in San Juan Ixhuatpec, Mexico City". TNO, Report 85-0222. La Haya, Holanda, 1985.
- [PRUG91] PRUGH, R. W. "Quantify BLEVE hazards". *Chem. Eng. Progr.*, pp. 66-72. Febrero, 1991.
- [REID79] REID, R. C. "Possible mechanism for pressurized-liquid tank explosions or BLEVEs". *Science*, vol. 203, p. 1263. 1979.
- [ROBE82] ROBERTS, A. F. J. *Fire Safety Studies*, vol. 4, p. 197. 1982.
- [SATY91] SATYANARAYANA, K.; BORAH, M.; RAO, P. G. "Prediction of thermal hazards from fireballs". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 4, pp. 344-347. 1991.
- [WALL58] WALLS, W. L. "Just what is a BLEVE?". *Fire J.*, vol. 72, p. 46. 1978.

6.8 Nomenclatura

<i>A</i>	Constante de la ecuación de Antoine (-)
<i>a</i>	Constante (-)
<i>B</i>	Constante de la ecuación de Antoine (-)
<i>b</i>	Constante (-)
<i>c</i>	Constante (-)
<i>C_p</i>	Calor específico a presión constante (J kg ⁻¹ K ⁻¹)
<i>D</i>	Diámetro de la bola de fuego (m)

d	Distancia desde el centro del recipiente hasta el punto en el que se desea calcular la sobrepresión (m)
d_n	Distancia normalizada (o escalada) ($\text{m kg}^{-1/3}$)
E_p	Poder emisor (kW m^{-2})
E_v	Energía liberada en la expansión del vapor (kJ)
e	Constante (-)
F	Factor de vista (-)
f	Fracción de vaporización (-)
H	Altura a la que se encuentra el centro de la bola de fuego (m)
h	Altura a la que se encuentra la parte superior de la bola de fuego (m)
H_c	Calor de combustión (kJ kg^{-1})
H_R	Humedad relativa (%)
H_v	Entalpía de vaporización (kJ kg^{-1})
I	Intensidad de radiación (kW m^{-2})
M	Masa de combustible (kg)
m	Masa de vapor inicialmente existente (kg)
N	Número de fragmentos (-)
P	Presión de vapor (bar)
P_a	Presión atmosférica (bar)
P_c	Presión crítica (atm)
P_o	Presión relativa (bar)
P_v	Presión parcial del vapor de agua (Pa)
r	Distancia entre el centro de la bola de fuego y el objetivo (m)
T	Temperatura (K)
T_c	Temperatura crítica (K)
T_b	Temperatura de ebullición (K)
T_g	Temperatura límite de sobrecalentamiento (Ec. 6.5-a) (K)
T'_g	Temperatura límite de sobrecalentamiento (Ec. 6.5-b) (K)
T_o	Temperatura de la sustancia en el momento de la explosión (K)
T_R	Temperatura límite de sobrecalentamiento según Reid (K)
T_s	Temperatura de saturación (K)
t	Tiempo (s)
u	Energía interna del vapor (kJ kg^{-1})
V	Volumen de vapor en el depósito (m^3)
V_i	Volumen inicial de vapor en la bola de fuego (m^3)
V_r	Volumen del recipiente esférico (m^3)
V_l	Volumen de líquido en el recipiente antes de la explosión (m^3)
x'	Distancia de la superficie de la llama al objetivo (m)
W_{TNT}	Masa de TNT equivalente (kg)
α	Ángulo formado por el eje de abscisas y la tangente a la curva de saturación en el punto crítico (°)
β	Fracción de la energía liberada convertida en onda de sobrepresión (-)
γ	Relación de calores específicos (-)

η	Coefficiente de radiación (-)
ρ	Densidad (kg m^{-3})
ρ_l	Densidad del líquido (kg m^{-3})
ρ_v	Densidad del vapor (kg m^{-3})

7 Dispersión de nubes tóxicas o inflamables

En la industria química un gran número de accidentes se producen por la pérdida de contención en depósitos y tuberías que almacenan y transportan productos en forma gaseosa o líquida. En la mayoría de los casos estas sustancias son peligrosas para la salud y el medio ambiente. Cuando las sustancias son susceptibles de formar nubes de gas (como sucedió en el accidente de Bhopal en el año 1984, el más grave de la industria química), conocer su evolución es importante.

El conocimiento de su evolución tiene que servir, como se puede ver en los capítulos 5 y 9, dedicados a explosiones y vulnerabilidad, para poder calcular de forma razonada los efectos y las consecuencias de los accidentes que involucran nubes de gases tóxicos o inflamables.

Este capítulo contiene la información básica para poder modelizar la evolución de nubes de gas provocadas por escapes accidentales. Los datos que se presentan, sin embargo, no son adecuados para calcular la dispersión de contaminantes generados por emisiones con gran extensión territorial, o para problemas locales de calidad del aire producidos por emisiones periódicas o crónicas de chimeneas, tubos de escape, pequeñas purgas y escapes, etc.

7.1 Conceptos previos

El término *dispersión* es utilizado en la modelización de accidentes para describir la evolución de una nube de gas tóxica o inflamable en la atmósfera. La dispersión de una nube de gas sigue una difusión, o transporte de su masa, producida por el movimiento molecular del aire mientras se va diluyendo a medida que va disminuyendo su concentración, a causa de la entrada de nuevas moléculas de aire dentro de la nube. La dispersión incluye el desplazamiento de la masa en la dirección del viento y su expansión en sentido transversal al viento, tanto vertical como horizontal. En el caso de gases pesados, como se verá más adelante (apartado 7.4), la dispersión se produce incluso en dirección contraria al viento.

Las distintas variables meteorológicas afectan en mayor o menor grado la dispersión atmosférica de contaminantes. Así pues, la velocidad y la dirección del viento, junto con la estabilidad atmosférica, condicionan especialmente la dispersión de nubes de gas; la humedad y la temperatura tienen efectos menores, mientras que la inversión térmica sólo influye en casos concretos.

Todas las variables meteorológicas presentan una gran variabilidad estacional y diaria. Para posibilitar la modelización de la dispersión de manera representativa, se suelen tomar valores medios específicos del área de estudio. A continuación se describen las variables meteorológicas principales que afectan a la dispersión de nubes contaminantes.

7.1.1 El viento

El viento tiene un efecto de arrastre que provoca la dispersión de nubes por desplazamiento de la masa de gas. El viento influye también en la estabilidad atmosférica, que es el otro factor principal para determinar la dispersión de gases.

La información sobre el viento de una determinada zona geográfica se reúne en la denominada “rosa de los vientos”. La rosa de los vientos es una representación gráfica de la frecuencia de los vientos según su dirección y velocidad (Fig. 7.1). Las direcciones se suelen dar en 8 o 16 sectores de 45° o 22,5° respectivamente, denominados según las direcciones cardinales N, NE, E, SE, S, etc. o bien N, NNE, NE, ENE, E, etc. Estas direcciones indican de dónde procede el viento; por ejemplo un viento del norte (N) sopla de norte a sur. Otros datos respecto al viento se suelen dar tabulados, tal y como se muestra en la tabla 7.1. El Servicio de Meteorología Medioambiental, por medio de sus publicaciones [SMM88], da información de los principales vientos existentes en el Estado Español.

Tabla 7.1 Datos de la velocidad del viento en el aeropuerto de El Prat de Llobregat [SMM88]

	Frecuencias de velocidades del viento superiores al valor indicado												
Velocidad (nudos)	Enero	Feb.	Marzo	Abril	Mayo	Junio	Julio	Agosto	Sept.	Oct.	Nov.	Dic.	Media anual
1	79	77	74	76	70	68	73	68	69	73	77	82	74
3	76	74	71	73	66	64	69	65	66	69	74	80	71
6	49	48	46	44	41	39	42	39	34	40	44	52	43
10	26	25	26	24	21	22	22	18	16	22	22	30	23
16	4	6	7	6	5	5	4	3	2	5	4	6	5
21	1	2	2	1	1	1	1	0	1	1	1	2	1

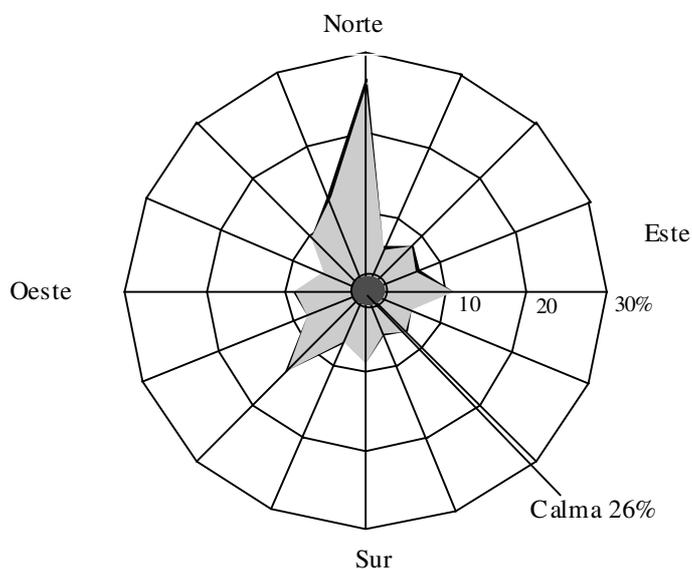


Fig. 7.1 Rosa de los vientos de la frecuencia anual por dirección, en el aeropuerto de El Prat de Llobregat [SMM88]

Los datos del viento se miden a una determinada altura. Estos datos, y especialmente la velocidad del viento, varían en función de dicha altura (Fig. 7.2 [LEES86]). Esto hace aconsejable que todas las medidas se den referidas a una cota de referencia. La variación de la velocidad del viento según la altura se expresa por medio de la ecuación siguiente:

$$U_w = U_{w0} \cdot \left(\frac{z}{z_0} \right)^\alpha \quad (7.1)$$

con U_w = velocidad del viento en la cota z .

U_{w0} = velocidad del viento en la cota z_0 .

α = constante que depende de la estabilidad atmosférica y de la rugosidad del terreno (tabla 7.2).

En general, la velocidad del viento registrada por los servicios meteorológicos se refiere a una altura de 10 m. Éste es el valor que suele utilizarse en los modelos de dispersión. La utilización de este valor se basa en el hecho de que los escapes accidentales de gases susceptibles de formar nubes tóxicas o inflamables se producen al nivel del suelo; por tanto, para la modelización de accidentes se necesitan datos relativos a la situación cerca del suelo.

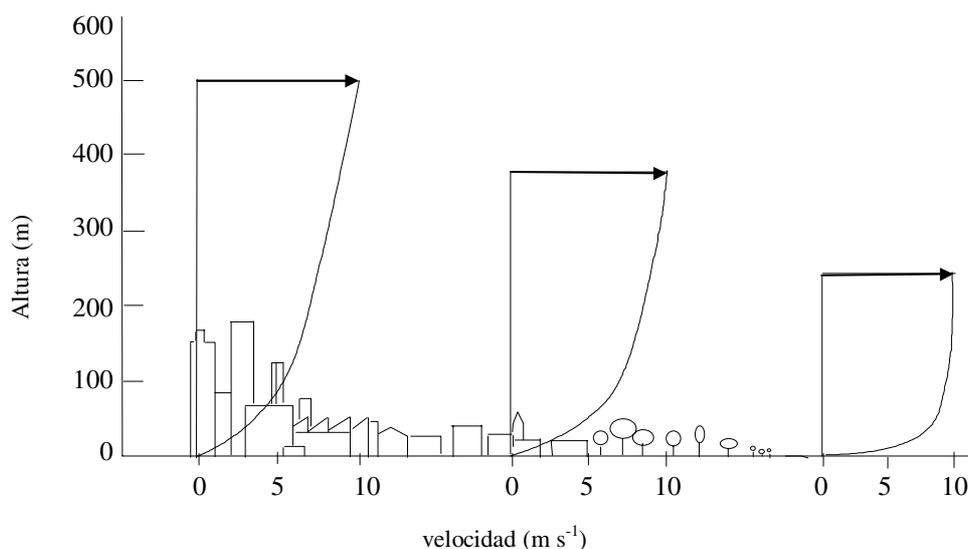


Fig. 7.2 Variación de la velocidad del viento según la altura, en distintas situaciones [LEES86]

Tabla 7.2 Valor de α para el cálculo de la variación exponencial del viento en función de la altura

Clase de estabilidad	Exponente α del perfil de velocidades
A	0,10
B	0,15
C	0,20
D	0,25
E	0,30
F	0,30

7.1.2 Estabilidad atmosférica

La estabilidad atmosférica es una variable que se establece para caracterizar la capacidad que la atmósfera tiene para dispersar un contaminante; en realidad, lo que representa es el grado de turbulencia existente en un momento determinado. Se ha establecido una clasificación en categorías (denominadas a menudo "categorías de Pasquill"), tal como se muestran en la tabla 7.3.

Tabla 7.3 *Definición del tipo de estabilidad atmosférica*

<i>Tipo de estabilidad</i>	<i>Definición</i>
A	Muy inestable
B	Inestable
C	Ligeramente inestable
D	Neutra
E	Ligeramente estable
F	Estable
G*	Muy estable

* El tipo de estabilidad G no es utilizado habitualmente; algunos autores, no obstante, amplían los 6 tipos existentes a 7 con éste

El tipo de estabilidad atmosférica es, pues, una estimación del estado de la atmósfera, que no se puede medir directamente como la temperatura, la presión, la velocidad del viento, etc. La estabilidad se estima en función de la velocidad del viento y la radiación solar. La radiación solar es, en última instancia, una función del ángulo de incidencia de los rayos de sol sobre la superficie, de la estación del año y de la cantidad de nubes presentes en el momento de su determinación.

Durante el día, la temperatura del aire disminuye con la altura. Así, si una masa de aire se eleva verticalmente se enfría de manera adiabática por efecto de la disminución de presión. Este enfriamiento, para aire seco, es de aproximadamente 1°C por cada 100 metros. Este comportamiento del aire provoca que el aire caliente, de menor densidad, tenga tendencia a subir y el frío a bajar, y que se produzca una mezcla en sentido vertical.

Una condición atmosférica inestable se caracteriza por la existencia de un movimiento vertical importante de la masa de aire, un gradiente vertical de temperatura negativo (la temperatura disminuye con la altura), fluctuaciones frecuentes en la dirección del viento, una fuerte insolación, etc. En cambio, una condición estable se caracteriza por un flujo laminar de las capas del aire (ausencia de turbulencia), un gradiente vertical de temperatura positivo (inversión térmica), fluctuaciones mínimas en la dirección del viento, un bajo nivel de insolación, etc.

Un ejemplo de inestabilidad atmosférica sería un día de verano muy soleado en el que la radiación solar calienta la superficie de la tierra y ésta las capas bajas de la atmósfera, lo que genera corrientes verticales de aire ("térmicas"); o sea, existe una elevada turbulencia a ras de suelo. Un ejemplo de estabilidad atmosférica sería una noche clara de verano en la que la tierra se enfría rápidamente por

radiación con el espacio exterior y produce un enfriamiento de las capas bajas de la atmósfera; esto genera ligeras brisas de aire de componente horizontal que no producen turbulencias.

Existen diversos métodos para estimar la clase de estabilidad a partir de variables meteorológicas tradicionales:

- según el gradiente térmico vertical (tabla 7.4);
- según la fluctuación de la dirección del viento (tabla 7.5);
- según la radiación solar y la velocidad del viento (tabla 7.6).

Todas estas estimaciones no pueden ser utilizadas para la caracterización de la estabilidad atmosférica sobre el mar, tan sólo sirven para estimar la estabilidad sobre tierra firme.

Tabla 7.4 Clase de estabilidad según el gradiente térmico vertical [MIE81]

<i>Clase de estabilidad</i>	<i>Gradiente térmico vertical (°C/100 m)</i>
A	menos de -1,9
B	de -1,9 a -1,7
C	de -1,7 a -1,5
D	de -1,5 a -0,5
E	de -0,5 a +1,5
F	más de +1,5

Tabla 7.5 Clase de estabilidad según la oscilación horaria de la dirección del viento [MIE81]

<i>Clase de estabilidad</i>	<i>Variación horizontal de la dirección del viento (°)</i>
A	25,0
B	20,0
C	15,0
D	10,0
E	5,0
F	2,5

Tabla 7.6 Determinación de la clase de estabilidad atmosférica según la velocidad del viento y la radiación solar [SEIN78]

Velocidad del viento en la superficie $m s^{-1}$ (nudos)	Día Nivel de radiación solar			Noche Cobertura del cielo	
	Elevado	Moderado	Bajo	Más del 50%	Menos del 50%
< 2 (4)	A	A-B	B	E	F
2-3 (4-7)	A-B	B	C	E	F
3-5 (7-11)	B	B-C	C	D	E
5-6 (11-13)	C	C-D	D	D	D
>6 (13)	C	D	D	D	D

El término *noche* se refiere a desde una hora antes de la puesta del sol hasta una hora después de la salida.

El grado de cobertura del cielo se define como el fragmento de cielo situado por encima del horizonte local aparente que está cubierto de nubes.

Se considera estabilidad D (neutra) cuando el cielo está completamente cubierto, independientemente de la velocidad del viento y de la radiación solar (día o noche).

El nivel de insolación se determina según el criterio de las tablas 7.7 y 7.8.

Tabla 7.7 Nivel de insolación según la radiación solar recibida

Insolación	Nivel de radiación ($cal h^{-1} cm^{-2}$)
Elevada	> 50
Moderada	50–25
Baja	< 25

Tabla 7.8 Nivel de insolación según la altura del sol

Insolación	Altura del sol ($^{\circ}$)
Elevada	> 60
Moderada	35–60
Baja	< 35

7.1.3 La temperatura y la humedad relativa

La temperatura y la humedad relativa —básicamente consecuencia de la estación del año—, el nivel de insolación y el viento tienen efectos menores sobre la dispersión atmosférica de un gas neutro y, en cambio, tienen un efecto significativo en la dispersión de gases pesados. La humedad y la temperatura se utilizan para el cálculo de la velocidad de evaporación de un líquido (término fuente o modo de escape) en este caso y, como se verá más adelante, se utilizarán en las ecuaciones de dispersión de gases pesados (apartado 7.4).

La humedad del aire sólo tiene efectos significativos sobre la dispersión de un contaminante si existe reactividad entre el producto y el vapor de agua contenido en la atmósfera (es el caso del ácido fluorhídrico (HF), comentado en el apartado 7.4). La humedad tiene también otro efecto significativo si el gas que se tiene que dispersar está a una temperatura más baja que la ambiente. En este último caso, la humedad afecta al balance energético de las masas de gas y aire implicadas en la dispersión y provoca problemas de condensación de vapor de agua (las nubes de gases licuados de petróleo (GLP), por ejemplo, se ven blancas porque condensan la humedad del aire —véase el apartado 7.4—).

7.1.4 La inversión térmica

La inversión térmica se caracteriza por un aumento anómalo de temperatura en las capas altas atmosféricas; es decir, a cierta altura (en general, alrededor de 100 m) la temperatura es superior a la de las capas de aire de cotas más bajas.

Desde el punto de vista de la dispersión de gases, éste es un efecto muy importante ya que impide la dispersión en altura y provoca su reflexión hacia las capas bajas atmosféricas. En el caso que nos ocupa, accidentes de corta duración a nivel del suelo, la inversión térmica es un efecto que generalmente no llega a influir en la dispersión del contaminante.

7.2 Modelos de dispersión

7.2.1 Definición y tipos

Los modelos de dispersión son modelos matemáticos (conjuntos de ecuaciones) que permiten prever, dadas unas condiciones iniciales (básicamente el escenario accidental y las condiciones meteorológicas) y según las características físicas y químicas del producto, la evolución de una nube contaminante en función de la posición y del tiempo.

Un primer paso para el cálculo de la dispersión consiste en establecer las condiciones de escape de producto, especialmente su duración en el tiempo. Según el tiempo de escape de producto las emisiones pueden clasificarse en:

- Emisión instantánea: cuando el tiempo necesario para que la nube llegue a un punto determinado es mayor que el tiempo de descarga del producto. Un ejemplo puede ser la explosión de un recipiente que contiene gas a presión.
- Emisión continua: cuando el tiempo de emisión es mayor que el tiempo necesario para que la nube alcance un determinado punto. Un ejemplo sería el penacho de una chimenea.

La emisión instantánea (soplo) forma una nube que se va dispersando con el tiempo. Gráficamente se puede asimilar a una nube casi esférica que se dispersa trasladando su centro de emisión en la dirección del viento (Fig. 7.3).

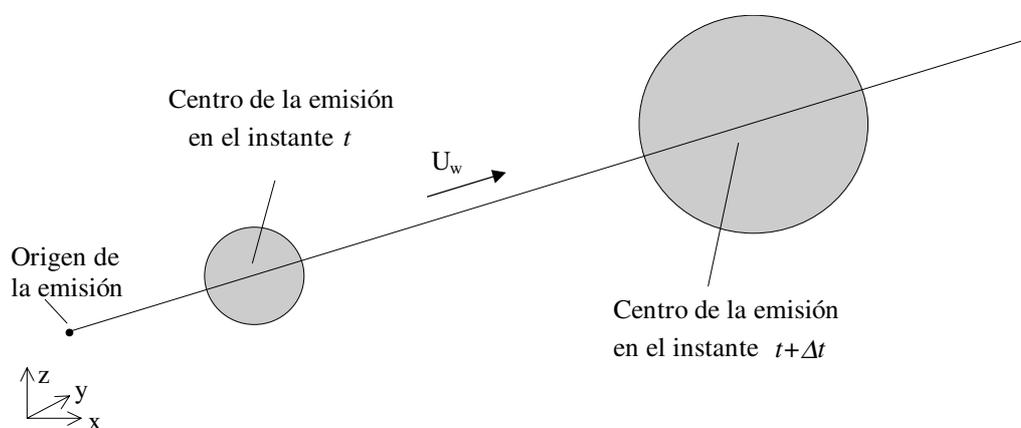


Fig. 7.3 Representación gráfica de la evolución de una nube de gas (soplo) procedente de un escape instantáneo

La emisión continua produce una nube en forma alargada (en penacho) que alcanza un régimen estacionario cuando la cantidad de gas suministrada al interior de la nube desde el punto de escape, es igual a la masa de contaminante dispersada en el ambiente (Fig. 7.4).

En la práctica, la división en emisión continua o discontinua es relativamente artificial y subjetiva. En realidad, la mayoría de emisiones presentan un estado intermedio: el tiempo de escape es finito, se alcanza un estado estacionario durante un cierto tiempo y finalmente se dispersa la nube (Fig. 7.4). El tiempo que tarda en llegar la nube a un observador situado a una distancia x se puede estimar con la ecuación $t_a = x/U_w$ (considerando que la nube se desplaza a la velocidad del viento). De la misma forma, el tiempo que tarda la nube en dispersarse desde el final de la emisión es $t_d = x/U_w$. Con estas aproximaciones se puede estimar el instante en que finalizará la exposición del observador a la nube mediante la expresión $t_{exp} = t_e + x/U_w$.

Además de lo expuesto, hay otros aspectos que dificultan todavía más esta distinción: mientras que para un observador cercano al punto de escape la emisión puede ser continua, para otro observador alejado del mismo puede ser considerada instantánea; en la mayor parte de los accidentes se involucran otros parámetros, como la disminución del caudal y de la concentración del escape, etc. Un criterio a menudo utilizado para determinar si el escape puede ser considerado instantáneo o continuo es el mostrado en la tabla 7.9 [TNO79].

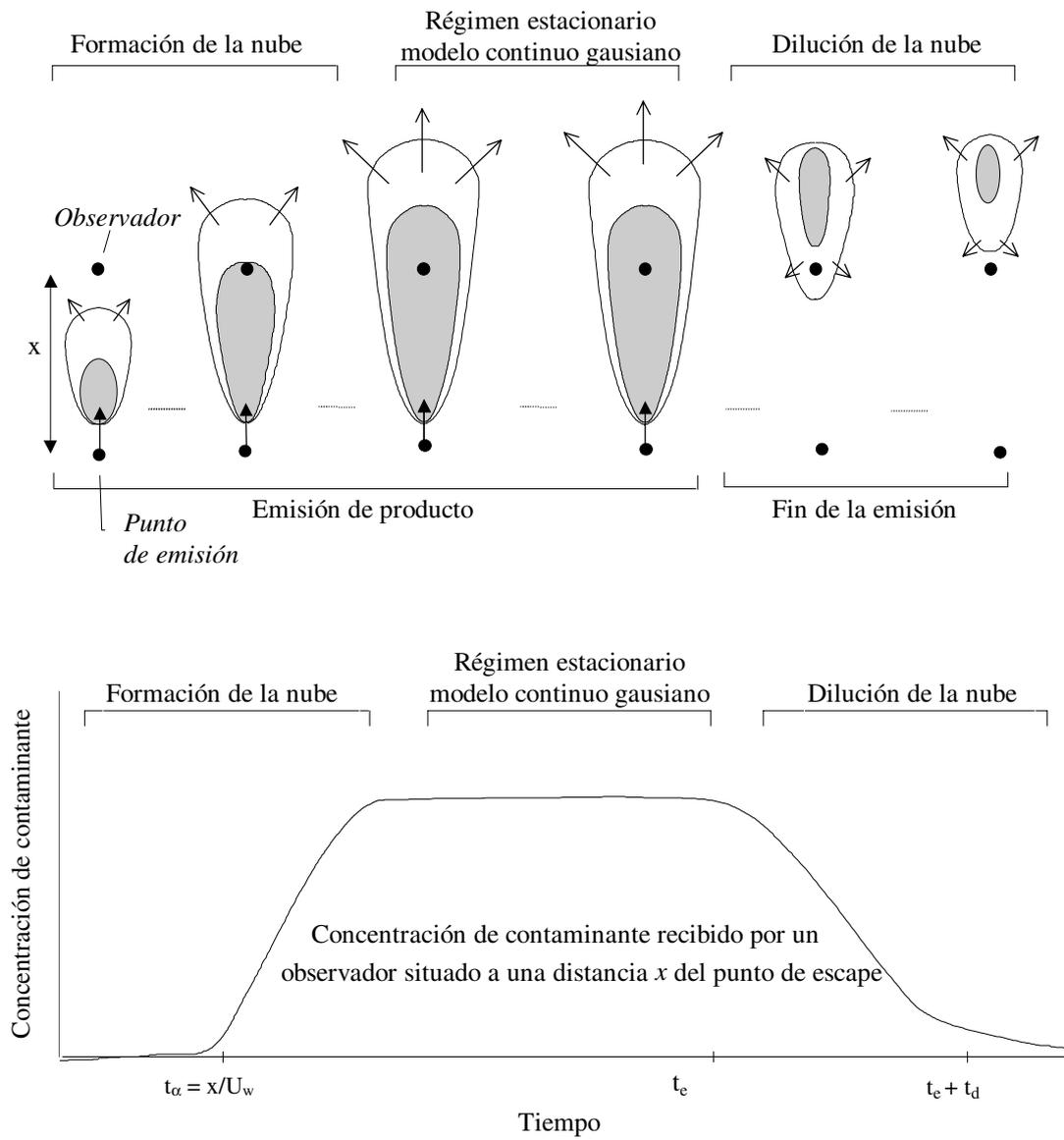


Fig. 7.4 Representación gráfica de la evolución de una nube de gas procedente de un escape continuo

Tabla 7.9 *Criterio para la elección de la duración del escape [TNO79]*

<i>Tipo de escape</i>	<i>Valor</i>
Escape instantáneo	$x > 1,8 \cdot U_w \cdot t$
Escape continuo	$x < 1,8 \cdot U_w \cdot t$

En este capítulo sólo se presentarán aquellos modelos que habitualmente se utilizan para la estimación de la dispersión de gases que proceden de accidentes químicos. Estos modelos se clasifican en dos grandes grupos:

- Modelos gaussianos para gases neutros.
- Modelos para gases pesados.

7.2.2 Alcance de los modelos

Actualmente existen numerosos modelos de dispersión para el estudio de diferentes tipos de emisiones a la atmósfera de distintos contaminantes. Los modelos que aquí se presentan, como ya se ha dicho anteriormente, sólo son adecuados para evaluar el alcance de los escapes relacionados con accidentes químicos de corta duración.

El interés por valorar los posibles escapes de sustancias que sean susceptibles de formar nubes de gas y su alcance, es particularmente importante si se trata de un gas tóxico o inflamable. Para los gases tóxicos es necesario conocer el alcance de la nube, y para productos inflamables es necesario conocer el alcance y la cantidad de gas que podría involucrarse en su explosión. Esta información tiene que servir para poder calcular de forma razonada los efectos y las consecuencias de los accidentes que involucran nubes de gas tóxico o inflamable (capítulos 5 y 9 sobre explosiones y vulnerabilidad), y para valorar e implementar, si procede, mejoras en las medidas protectoras de las instalaciones industriales, para que en caso de accidente se minimicen sus efectos y consecuencias (apartado 7.6).

Este conocimiento finalmente tiene que servir para una adecuada gestión del riesgo por parte de las propias industrias, para la elaboración de los planes de emergencia interiores y exteriores de las industrias con posibilidades de sufrir accidentes mayores (Real Decreto 886/88 y correcciones posteriores del BOE) que involucran sustancias susceptibles de formar nubes tóxicas o inflamables, y para la gestión en tiempo real de este tipo de emergencias.

Fuera del ámbito de la industria, se ha realizado también con éxito una aplicación de estos modelos al estudio de la dispersión de nubes de virus. Este aspecto, muy específico, es importante para escapes en plantas de fabricación de vacunas, y también en granjas infectadas. Puede ser también importante para determinadas instalaciones militares (como ejemplo, puede citarse el escape de ántrax —que no es realmente un virus— ocurrido en Sverlovsk (URSS)). En estos casos, la dispersión atmosférica de virus es uno de los mecanismos que pueden contribuir a la propagación de epidemias. La concentración de virus en el aire, función de la velocidad de emisión (que depende de la intensidad de excreción y del número de animales infectados) y de las condiciones meteorológicas, puede ser suficiente para infectar a otras granjas. La utilización de estos modelos, convenientemente adaptados para tener en cuenta la deposición posible de partículas, así como la mortalidad de los virus (función de la humedad atmosférica y de la radiación solar), se ha probado mediante la reproducción de brotes epidémicos de las enfermedades de Aujeszky y FMD ocurridas en Inglaterra, de los cuales se tiene bastante información [CASA95]. Los resultados obtenidos han sido lo suficientemente buenos como para pensar en la posibilidad de una gestión en tiempo real de estas emergencias.

7.3 Modelos para gases neutros (modelos gaussianos)

Los modelos para gases neutros o gaussianos se utilizan para describir la dispersión de nubes de gases con una densidad similar a la del aire, ya sea porque la masa molecular del contaminante es similar a la del aire, o bien porque está suficientemente diluido en el momento del escape. Este último caso es el más frecuente en los contaminantes presentes en los humos de combustión (SO_2 , NO_2 , CO , etc.), los vapores provenientes de charcos de líquidos, etc.

Los modelos para gases neutros se basan en las siguientes hipótesis, simplificativas:

- Origen puntual del escape.
- Velocidad de salida del producto inferior a $20\text{-}40 \text{ m s}^{-1}$. Velocidades mayores condicionan el movimiento de la nube.
- Falta de efectos gravitatorios sobre el producto.
- Falta de reactividad del producto con el aire.
- Condiciones meteorológicas constantes en toda el área afectada por el escape.
- Existencia de viento ($U_w > 1 \text{ m s}^{-1}$).
- Características uniformes del terreno (rugosidad) en toda el área afectada.
- Ausencia de obstáculos (montañas, etc.) y terreno sin pendiente.

Los modelos suponen que la nube se extiende transportada por el viento y se diluye según el modelo de la campana de Gauss (Fig. 7.5) en función de la distancia hasta el punto de escape (emisión instantánea) o hasta el eje de la nube (emisión continua).

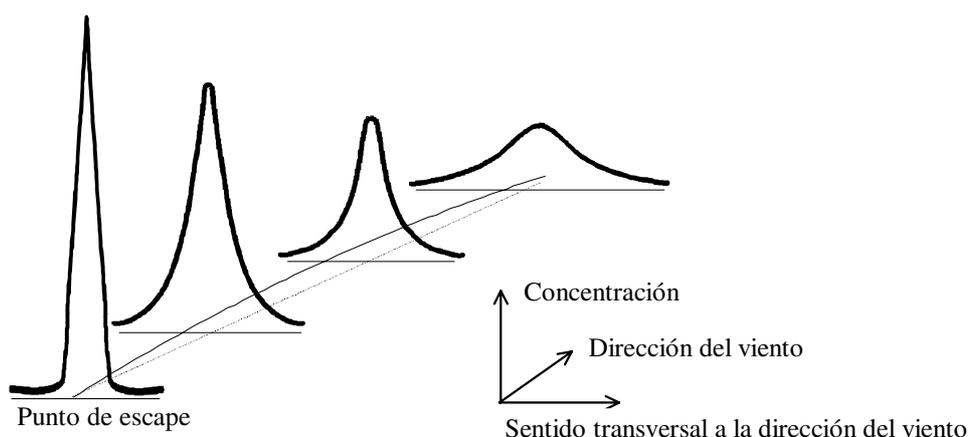


Fig. 7.5 Dispersión en forma de campana de Gauss

7.3.1 Modelos para escapes continuos

En caso de un escape continuo, la concentración sólo depende de la posición (x,y,z) y viene determinada por la solución de la ecuación de difusión en el espacio de un foco de emisión puntual [LEES86] [SEIN78]:

$$C(x, y, z) = \frac{\dot{m}}{2\pi \cdot U_w \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \exp\left(\frac{-y^2}{2 \cdot \sigma_y^2}\right) \cdot \left[\exp\left(\frac{-(z-h)^2}{2 \cdot \sigma_z^2}\right) + \exp\left(\frac{-(z+h)^2}{2 \cdot \sigma_z^2}\right) \right] \quad (7.2)$$

donde h es la altura efectiva de la emisión, \dot{m} es el caudal másico de emisión y σ_y , σ_z son las desviaciones típicas en las direcciones y , z , respectivamente.

Para poder aplicar la ecuación 7.2 se necesita saber los valores de las desviaciones típicas en función de la distancia. Existen distintos métodos para calcular los valores de σ_y y σ_z . Éstos se pueden expresar como (para $100 \text{ m} < x < 10.000 \text{ m}$):

$$\sigma_y = a \cdot x^b \quad (7.3-a)$$

$$\sigma_z = c \cdot x^d \quad (7.3-b)$$

donde los coeficientes a , b , c y d dependen de la estabilidad atmosférica (véase tabla 7.10).

Tabla 7.10 Valor de a , b , c y d en función de la estabilidad atmosférica para una rugosidad (z_0) de 0,10 y alturas inferiores a 20 m [TNO79]

Clase de estabilidad	a	b	c	d
A	0,527	0,865	0,28	0,90
B	0,371	0,866	0,23	0,85
C	0,209	0,897	0,22	0,80
D	0,128	0,905	0,20	0,76
E	0,098	0,902	0,15	0,73
F	0,065	0,902	0,12	0,67

Los valores de x , σ_y y σ_z vienen dados en metros. Los valores de σ_y deben interpretarse como promedios en un intervalo de 10 min, y los valores de σ_z son válidos para una altura inferior a 20 m y un valor de la rugosidad del terreno z_0 (véase tabla 7.11) igual a 0,1 m.

Tabla 7.11 Corrección por causa de la rugosidad del terreno [TNO79]

Tipo de terreno	z_0
Terreno llano sin árboles	0,03
Terreno llano con árboles	0,10
Tierra de labor (con invernaderos, casas aisladas, etc.)	0,30
Área residencial con una edificación densa de poca altura	1,00
Área urbana con edificios altos y estructuras de grandes dimensiones	3,00

Correcciones al modelo gaussiano de dispersión

1) Corrección para la duración de la exposición

El valor σ_y , desviación típica sobre el eje y , es una magnitud variable en el tiempo. Su variación se debe a los pequeños cambios de dirección del viento que producen una determinada fluctuación en sentido horizontal, en forma serpenteante, del penacho (Fig. 7.6). Las oscilaciones en esta dirección son en última instancia función de la estabilidad atmosférica; aunque pueden tenerse en cuenta de

forma aproximada mediante la introducción de un factor para la corrección de σ_y :

$$\sigma_y = \left(\frac{t}{600}\right)^{0.2} \cdot a \cdot x^b \quad \text{para } 100 \text{ m} < x < 10.000 \text{ m} \quad (7.3-c)$$

donde t es el tiempo de exposición de un receptor a la emisión (s).

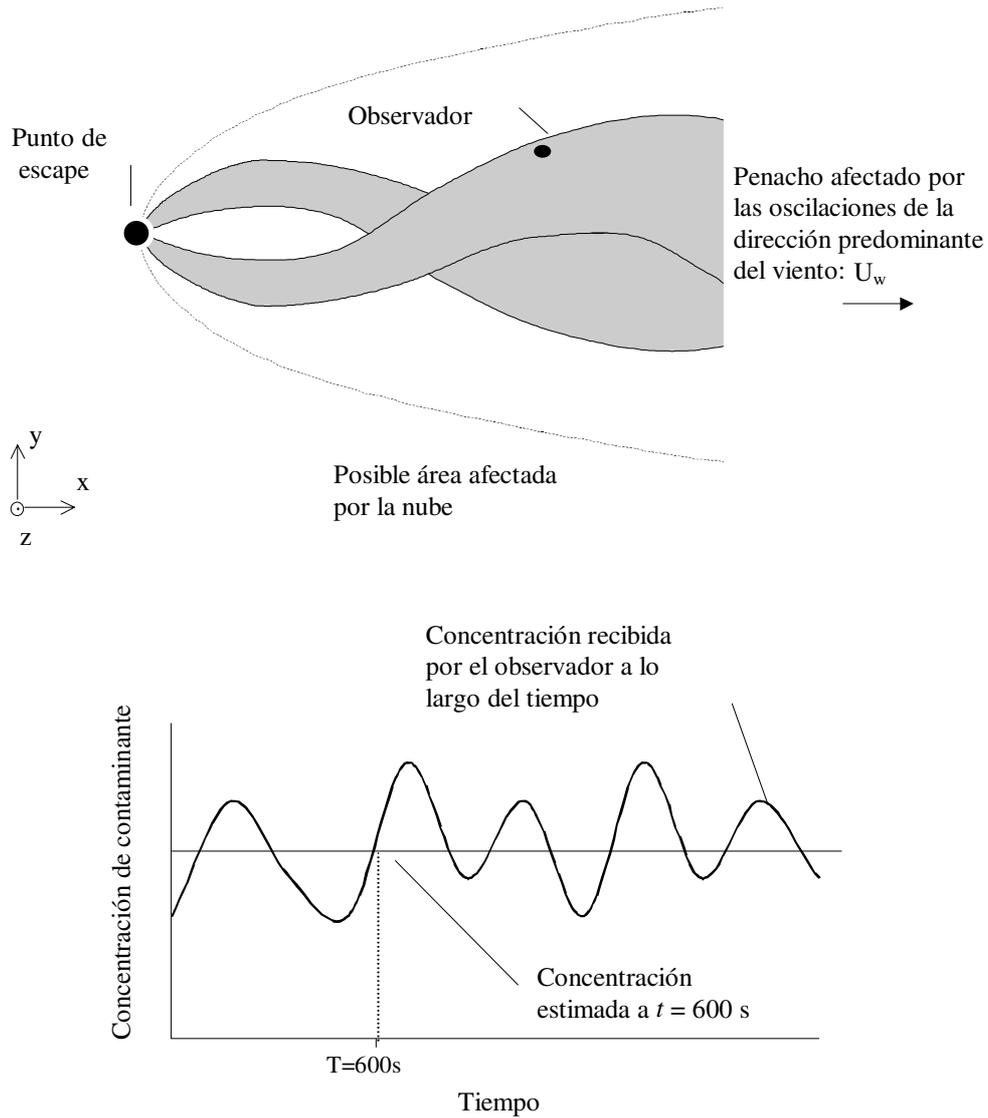


Fig. 7.6 Movimiento oscilatorio en un plano horizontal de una nube de gas procedente de un escape continuo

Para distancias menores de 100 m, σ_y se interpola entre el valor nulo y la σ_y calculada a 100 m. En la práctica, al realizar esta aproximación hay que tener en cuenta la incertidumbre introducida por el modelo puntual para distancias menores a 100 m, donde el vertido (charco) o foco de emisión puede tener unas dimensiones comparables a las distancias calculadas.

2) Corrección para la rugosidad del terreno

La desviación típica sobre el eje z , el valor σ_z , es también variable y, por tanto, función de la estabilidad atmosférica, la rugosidad del terreno y la distancia x del punto de escape al punto de estudio. Para valores de rugosidad del terreno distintos a ($z_0 = 0,1$) es necesario introducir en la ecuación (7.3-b) una corrección según:

$$\sigma_z = (10 \cdot z_0)^{0,53 \cdot x^{-0,22}} \cdot c \cdot x^d \quad \text{para } 100 \text{ m} < x < 10.000 \text{ m} \quad (7.4)$$

Para distancias menores a 100 m, σ_z se interpola entre el valor nulo y la σ_z calculada a 100 m, teniendo en cuenta las mismas consideraciones que para σ_y .

Para tener una idea del orden de magnitud del alcance del escape, sería suficiente calcular la concentración a una distancia x desde el punto de escape en la dirección del viento ($y = 0$) a nivel del suelo ($z = 0$) [GEET91]:

$$C(x, 0, 0) = \frac{\dot{m}}{\pi \cdot U_w \cdot a \cdot c \cdot x^{b+d}} \quad (7.5)$$

Con la misma simplificación se puede obtener el alcance de una determinada concentración C [GEET91]:

$$x = \left(\frac{\dot{m}}{\pi \cdot U_w \cdot a \cdot c \cdot C} \right)^{\frac{1}{b+d}} \quad (7.6)$$

7.3.2 Modelos para escapes instantáneos

En caso de escape instantáneo, la concentración sólo depende de la posición (x, y, z) y del tiempo transcurrido desde el escape. La concentración viene determinada por la expresión:

$$C(x, y, z, t) = \frac{\dot{m}}{(2\pi)^{3/2} \cdot \sigma_x \cdot \sigma_y \cdot \sigma_z} \cdot \exp\left(-\frac{(x - U_w \cdot t)^2}{2 \cdot \sigma_x^2} - \frac{y^2}{2 \cdot \sigma_y^2}\right) \cdot \left[\exp\left(-\frac{(z-h)^2}{2 \cdot \sigma_z^2}\right) + \exp\left(-\frac{(z+h)^2}{2 \cdot \sigma_z^2}\right) \right] \quad (7.7)$$

Las desviaciones típicas sobre los ejes x , y y z (σ_x , σ_y y σ_z) en el caso de escapes instantáneos siguen, para cualquier clase de estabilidad, las ecuaciones siguientes:

$$\begin{aligned} \sigma_x &= 0,13 \cdot x \\ \sigma_y &= 0,5 \cdot \sigma_{yc} \\ \sigma_z &= \sigma_{zc} \end{aligned} \quad (7.8)$$

donde σ_{yc} y σ_{zc} son los valores para emisiones continuas en las direcciones y y z , respectivamente, calculados con las ecuaciones (7.3).

Tal y como se había visto para los escapes continuos, para tener una idea del orden de magnitud del alcance máximo de un escape discontinuo, sería suficiente calcular la concentración a una distancia x del punto de escape en la dirección del viento ($y=0$) a nivel del suelo ($z=0$) con $t=x/U_w$, es decir, cuando el centro de la nube llega hasta el observador [GEET91]:

$$C(x, 0, 0, x/U_w) = \frac{2\dot{m}}{(2\pi)^{3/2} \cdot 0,13 \cdot 0,5 \cdot a \cdot c \cdot x^{1+b+d}} \quad (7.9)$$

7.4 Modelos para gases pesados

7.4.1 Descripción del fenómeno

La dispersión atmosférica de un producto tóxico o inflamable, principalmente en los primeros momentos, puede estar influida por la densidad del vapor o del gas que se escapa. Una masa de gas experimenta las mismas fuerzas de impulso (principio de Arquímedes) que determinan que un globo ascienda o que el aire frío se acumule en las capas bajas atmosféricas. Por la misma razón, los vapores y los gases con densidades superiores a la del aire tienen tendencia a caer y dispersarse a ras de suelo mientras la nube no alcance, mediante su dilución con el aire, densidades cercanas al mismo. De la misma manera, estos vapores tienen tendencia a acumularse en las zonas bajas (valles, hondonadas, drenajes, fosas, cubetas, etc.), con el riesgo de intoxicación o explosión posterior a los escapes de gases.

Los parámetros que determinan que una sustancia en fase vapor se comporte como un gas pesado son:

- La masa *molecular*. Mediante la ley de los gases perfectos se puede comprobar que la densidad de los gases a temperatura ambiente (por ejemplo, el propano) o de vapores de líquidos muy volátiles (por ejemplo, el pentano) es proporcional a la masa molecular del gas o vapor. La densidad respecto al aire (densidad=1) puede ser calculada mediante la expresión:

$$\rho_{rel} = \frac{M_g}{M_a} = \frac{M_g}{29} \quad (7.10)$$

En caso de productos poco volátiles (líquidos con una baja tensión de vapor como los aceites y los productos orgánicos pesados), que se dispersan por evaporación a temperatura ambiente (caso de vertido en una cubeta), la densidad del vapor en el punto de emisión suele ser demasiado diferente como para poder ser considerada equivalente a la del producto como gas en su totalidad. En las condiciones más desfavorables (saturación del aire sobre el charco que se encuentra en evaporación) la densidad relativa puede ser estimada mediante la ley de Raoult:

$$\rho_{rel} = \frac{P^s}{P_{atm}} \cdot \frac{M_g}{29} \quad (7.11)$$

- La *temperatura*. A veces la fuente de emisión de gases puede ser un escape masivo en fase líquida de gases refrigerados (por ejemplo, el gas natural) o gas licuado a presión (por ejemplo, el propano). En ambos casos se pueden originar vertidos de producto líquido en ebullición a presión atmosférica, con la producción consiguiente de importantes cantidades de vapor a temperatura inferior a la ambiental (-160 °C y -30 °C para el gas natural y el propano, respectivamente). El vapor frío que se está dispersando condensa la humedad ambiente y forma una nube de color blanco que indica su evolución. La densidad relativa en esta situación debe ser calculada teniendo en cuenta la temperatura absoluta del vapor (igual a la del líquido en ebullición a baja temperatura), según la ecuación:

$$\rho_{rel} = \frac{T_{atm}}{T_{eb}} \cdot \frac{M_g}{29} \quad (7.12)$$

- Los *aerosoles*. La violencia de algunos escenarios accidentales con la liberación masiva de vapor puede facilitar el arrastre y la proyección a la atmósfera de líquido en forma de

pequeñas gotas mezcladas con este vapor (escapes bifásicos, despresurización rápida de equipos, descarga mediante válvulas de seguridad, etc.). La nube formada, que es transportada por el viento, desde el punto de vista macroscópico tiene una densidad superior a la del aire circundante.

Además, estas gotas, en el caso de nubes frías procedentes de escapes de gases licuados, pueden evaporarse antes de que se depositen en el suelo, determinando que la temperatura de la nube se mantenga baja durante más tiempo (la energía necesaria para la evaporación de las gotas proviene del calor sensible de la nube, que de este modo se va enfriando). Si el aerosol es formado por gotas de una sustancia con una temperatura de ebullición similar o superior a la temperatura ambiente, muy probablemente parte del mismo se depositará sobre tierra en forma de lluvia. No existe ninguna correlación que permita establecer qué parte de fracción líquida de un flujo bifásico pasa a formar parte de la nube que se dispersa y qué fracción se deposita en tierra casi de forma inmediata. Una regla de uso generalizado [LEES86] consiste en suponer que la cantidad de líquido que se dispersa es igual a la fracción vaporizada estimada mediante correlaciones termodinámicas (expansión isoentálpica), de manera que cuando esta fracción es superior al 50% se supone que todo el líquido pasa a la nube y se dispersa. Un planteamiento riguroso para ver cómo el aerosol puede afectar las estimaciones del término fuente o modelo de escape (cantidad liberada y condiciones de temperatura) se puede consultar en la bibliografía [FAUS88].

- Las *reacciones químicas*. Algunos productos pueden experimentar reacciones químicas que modifican su masa molecular durante el proceso de dispersión. Un caso muy interesante es el ácido fluorhídrico (HF), utilizado en la industria petroquímica como catalizador en las reacciones de alquilación. La masa molecular del producto durante su dispersión en la atmósfera es diferente a la esperada atendiendo a su fórmula empírica, porque experimenta reacciones reversibles de polimerización e hidratación con la humedad del aire. Estas reacciones alteran su masa molecular y, por lo tanto, la densidad de la nube en las primeras fases de la dispersión [PUTT91], cosa que dificulta el cálculo de su evolución.

En conclusión, si la masa de vapor o gas que se dispersa cumple cualquiera de los aspectos comentados, desde el punto de vista macroscópico tiene una densidad superior a la del aire. Esto determina que su movimiento sea de descenso hacia el suelo y posteriormente se extienda lateralmente (aplastamiento), dispersándose (Fig. 7.7). Esta evolución de la nube se puede dividir en tres etapas diferenciadas. Las etapas de dispersión son claramente identificables cuando se trata de un escape instantáneo [HAVE85]:

- *Fase de flotabilidad*: la nube formada (generalmente asimilada a un cilindro) cae por efecto de la gravedad y se extiende en todas direcciones mientras se reduce su altura. El

tiempo de duración de este fenómeno es de sólo algunos segundos. La ecuación que modela el fenómeno, obtenida a partir del teorema de Bernoulli, es la siguiente:

$$u_f = C_E \left[\frac{\rho_g - \rho_a}{\rho_g} \cdot g \cdot H \right]^{1/2} \quad (7.13)$$

donde C_E es una constante cuyo valor es aproximadamente la unidad.

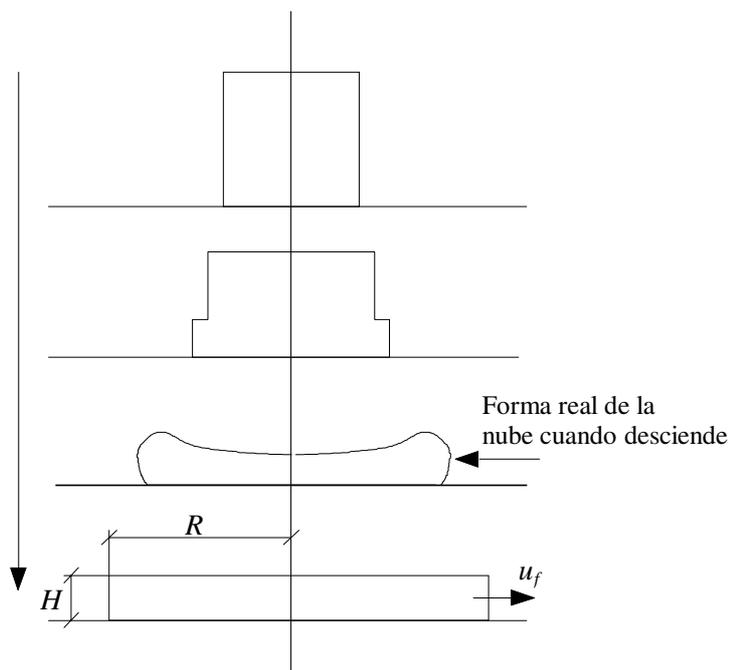


Fig. 7.7 Evolución de una nube de gas pesado

Si se prescinde de la entrada de aire en la nube durante esta fase, la evolución de su radio (R) en el tiempo se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$R^2 - R_0^2 = 2 \cdot C_E \left[\left(\frac{\rho_g - \rho_a}{\rho_g} \cdot \frac{g V_0}{\pi} \right) \cdot t \right]^{1/2} \quad (7.14)$$

- *Fase de dispersión estable y estratificada:* la nube se dispersa a causa del efecto del viento que, como consecuencia de su alta densidad, forma un flujo estratificado (adherido al suelo) que reduce la entrada de aire y la dilución de la nube. Las ecuaciones empíricas que modelizan el comportamiento fluidodinámico del gas en esta fase y en la de la entrada de aire son de una gran complejidad y quedan fuera del alcance de este libro.
- *Fase de dispersión pasiva, neutra o gaussiana:* la nube en su dispersión llega a alcanzar una densidad y una temperatura similares a las del aire de su alrededor. Su evolución se puede determinar con el planteamiento expuesto en el apartado 7.3. Las ecuaciones que se presentaban en la dispersión de gases neutros deben ser, sin embargo, corregidas convenientemente al objeto de tener en cuenta las dimensiones de la nube en el estado presente, inicial ahora para la dispersión gaussiana.

Además, a las ecuaciones que determinan el avance del frente de la nube por efecto de la gravedad (las fórmulas básicas de la primera fase se han presentado de forma simplificada) se les tendría que añadir las relacionadas con:

- Ecuaciones generales de equilibrio (balance de materia, momento y energía).
- Ecuaciones que modelan la entrada de aire en la masa del gas pesado, y más concretamente en la fase de dispersión estratificada. Estas ecuaciones son de carácter empírico.
- La transferencia de calor nube-suelo/agua (según el tipo de terreno).
- La posible condensación de la humedad ambiental.

El planteamiento expuesto genera un gran número de ecuaciones que son necesarias para encontrar la solución a la evolución en el tiempo de la concentración, a una distancia determinada del punto de emisión de las coordenadas espaciales x , y y z . La resolución de este sistema de ecuaciones no se puede realizar dando soluciones integradas y explícitas de mayor o menor complejidad como se podía hacer en los modelos gaussianos. La resolución del problema pasa necesariamente por la utilización de modelos complejos de cálculo que requieren el uso de ordenador. En la bibliografía se puede encontrar la referencia de estos modelos [GOYA91].

Los modelos de resolución del problema de la dispersión de gases pesados se pueden clasificar en dos categorías o tipos de modelos:

- *Modelos de tipo caja.* La dispersión se simula adoptando una fuente de geometría inicial simple de composición uniforme (habitualmente un cilindro para escapes instantáneos). La evolución de la nube se calcula resolviendo el conjunto de ecuaciones que correlacionan los fenómenos siguientes: la caída y la extensión de la nube densa (un modelo simplificado que ya se ha expuesto anteriormente); la entrada de aire en la nube; la transferencia de calor al suelo; la cantidad de movimiento, materia y energía, etc. La solución se limita a integrar en el tiempo las ecuaciones mencionadas (diferenciales ordinarias en función del tiempo (ODE)) mediante técnicas numéricas.

Ejemplos de estos tipos de modelos son HEGADAS [COLE88] y DEGADIS [HAVE85]. Dichos modelos ofrecen un tiempo de cálculo adecuado, incluso para el cálculo de transitorios, pero están limitados a la simulación sobre terrenos llanos, sin tener en cuenta el relieve ni la presencia de obstáculos.

- *Modelos numéricos o de tipo K.* Los modelos numéricos están orientados a resolver en tres dimensiones las ecuaciones de Navier-Stokes considerando aspectos de turbulencia. Con este planteamiento, en teoría se puede simular cualquier tipo de geometría (relieve del terreno, presencia de obstáculos, etc.). La solución numérica resulta muy compleja ya que plantea ecuaciones diferenciales con derivadas parciales en régimen transitorio, que requieren la utilización de técnicas del tipo diferencias finitas. Además es necesario discretizar adecuadamente, en forma de malla no homogénea, la geometría que se tiene que estudiar con más nódulos cercanos al suelo y al punto de emisión. El problema fundamental de estos modelos es la capacidad de computación (ordenadores de gran capacidad y velocidad) y la preparación de los datos (discretización de la malla de todo el volumen que se quiera estudiar) que son necesarios para ser ejecutados. Actualmente, estos modelos están lejos de ser aplicados de forma sistemática en el cálculo de consecuencias, planificación de emergencias, etc. Ejemplos de este tipo de modelos son FEM3 (*Lawrence Livermore Laboratories*) y SIGMET-N (*Science Applications, Inc.*). El esquema teórico de cómo se plantean estos modelos se puede consultar en la bibliografía [JAGG83].

En ambos casos, la presentación matemática de los modelos de tipo caja o de tipo K está fuera del alcance de este libro.

7.4.2 Ejemplo de aplicación

Como ejemplo de lo expuesto se utilizarán dos de los modelos más representativos para el cálculo de la dispersión de gases: el modelo gaussiano del paquete informático EFFECTS y el modelo para gases pesados del paquete informático DEGADIS.

Descripción del escenario accidental:

Para un charco de gas natural licuado de 395 m² de diámetro, considerando que el término fuente o modelo de escape (cantidad de producto que pasa a la atmósfera por ebullición del líquido vertido sobre tierra) es de 20,2 kg s⁻¹, se quiere obtener la información siguiente:

- Evolución de la concentración máxima en la dirección del viento.
- Forma de la nube para la isopleta LII (límite inferior de inflamabilidad).
- Cantidad de producto en condiciones de inflamabilidad.

Datos necesarios para la resolución del problema:

- Temperatura ambiente: 19 °C.
- Presión atmosférica: 725 mm Hg.
- Humedad relativa: 73%.
- Velocidad del viento: 5 m s⁻¹.
- Estabilidad atmosférica: D.
- Límites de inflamabilidad del gas natural: 5÷15% (asimilado al metano (CH₄)).
- Rugosidad del terreno: 0,01 m (campo abierto).

Los listados que se han generado con los programas, se presentan a continuación.

- EFFECTS:

CALCULATION MODEL : DISPERSION---METHANE

***** CONTINUOUS SOURCE *****

MAXIMUM CONCENTRATION IN THE DIRECTION OF THE WIND

STABILITY CLASS: NEUTRAL

DESCRIPTION OF ROUGHNESS-LENGTH:

FLAT LAND (POLDERLAND WITH FEW TREES)

SOURCE HEIGHT = 0.0 M

WIND VELOCITY = 5 M/S

SOURCE STRENGTH = 20.20 KG/SEC

TEMPERATURE = 19.0 °C

AVERAGING TIME = 10 S

HEIGHT = 0.0 (M)

DISTANCE(M) MAX.CONC.(MG/M³)

75	1.08E+05
100	6.65E+04
125	4.55E+04
150	3.34E+04
175	2.57E+04
200	2.05E+04
225	1.68E+04
250	1.41E+04
275	1.20E+04
500	4.34E+03

.....

CALCULATION MODEL : DISPERSION----METHANE

***** CONTINUOUS SOURCE *****

CONCENTRATION CONTOUR + SURFACE AREA

STABILITY CLASS: NEUTRAL

DESCRIPTION OF ROUGHNESS-LENGTH:

FLAT LAND (POLDERLAND WITH FEW TREES)

SOURCE HEIGHT = 0.0 M

WIND VELOCITY = 5 M/S

SOURCE STRENGTH = 20.20 KG/SEC

TEMPERATURE = 19.0 °C

AVERAGING TIME = 10 S

SURFACE AREA OF THE CONC CONTOUR = 3.53E+02 M²

THRESHOLD LIMIT = 28000 MG/M³

X(M) Y(M) X(M) Y(M)

75 5 125 4

100 5 150 3

SURFACE AREA OF THE CONC CONTOUR = 1.19E+03 M²

CALCULATION MODEL : DISPERSION----METHANE

***** CONTINUOUS SOURCE *****

AMOUNT OF GAS BETWEEN TWO LIMITS

STABILITY CLASS: NEUTRAL

DESCRIPTION OF ROUGHNESS-LENGTH:

FLAT LAND (POLDERLAND WITH FEW TREES)

SOURCE HEIGHT = 0.0 M

WIND VELOCITY = 5 M/S

SOURCE STRENGTH = 20.20 KG/SEC

TEMPERATURE = 19.0 °C

AMOUNT OF GAS = 1.70E+02 KG

BETWEEN 73 AND 140 M

UPPER LIMIT = 0.15 M³/M³

LOWER LIMIT = 0.05 M³/M³

DEGADIS:

0***** U O A _ D E G A D I S M O D E L O U T P U T - V E R S I O N 2.1 *****

***** 2-JUL-1995 11:50:20.64 *****

Data input on 2-JUL-1995 11:26:11.60

Source program run on 2-JUL-1995 11:50:20.64

0 TITLE BLOCK

DERRAME EN CUBETO DE GAS NATURAL

15.5 X 25.5 = 395 M²

Emisión estacionaria de 20.16 kg/s y radio 11.09 m (SOURCE1)

	Wind velocity at reference height	5.00	m/s
	Reference height	10.00	m
0	Surface roughness length	1.000E-02	m
0	Pasquill Stability class	D	
0	Monin-Obukhov length	infinite	
	Gaussian distribution constants		
	Specified averaging time	10.00	s
	Deltay	.06767	
	Betay	.90000	
0	Wind velocity power law constant	Alpha	.18667

```

Friction velocity                .25330 m/s
0 Ambient Temperature            292.00 K
0 Surface Temperature           292.00 K
Ambient Pressure                 .954 atm
Ambient Absolute Humidity       1.054E-02 kg/kg BDA
Ambient Relative Humidity       72.97 %

...
...
Adiabatic Mixing: Mole fraction  CONCENTRATION OF C  GAS DENSITY      Enthalpy        Temperature
                   .00000        kg/m**3          kg/m**3          J/kg            K
                   .00000        .00000          1.14598         .00000         292.00

...

                   1.00000        1.70957          1.70957         -3.74804E+05   111.70

0 Specified Gas Properties:

Molecular weight:                16.040
Storage temperature:             111.70 K
Density at storage temperature and ambient pressure: 1.7096 kg/m**3
Mean heat capacity constant:     5.60000E-08
Mean heat capacity power:        5.0000
Upper mole fraction contour:     .15000
Lower mole fraction contour:     5.00000E-02
Height for isopleths:           .00000 m

Source input data points

Initial mass in cloud: .00000

Time      Contaminant      Source Radius  Contaminant      Temperature      Enthalpy
s         Mass Rate       m              Mass Fraction    K                J/kg
.00000   20.160          11.090        1.0000          111.70          -3.74804E+05
60230.   20.160          11.090        1.0000          111.70          -3.74804E+05
60231.   .00000          .00000        1.0000          111.70          -3.74804E+05
60232.   .00000          .00000        1.0000          111.70          -3.74804E+05

...

0 Distance  Mole      Concentration Density  Gamma  Temperature  Half      Sz      Sy      Width at z=  .00 m to:
(m)         Fraction  (kg/m**3)  (kg/m**3)  (K)        Width      (m)      (m)      5.00 mole%  15.0 mole%
                   (m)

11.1      .535      .503      1.2873      .281      202.      8.71      .863      3.782E-08  8.71      8.71
11.9      .524      .487      1.2789      .273      205.      8.22      .857      .911      9.72      9.35
13.0      .511      .469      1.2688      .262      208.      8.20      .853      1.40     10.5     9.91

15.4      .483      .432      1.2481      .237      215.      8.38      .854      2.17     11.9     11.0
19.3      .435      .371      1.2181      .195      226.      8.80      .882      3.09     13.6     12.3
23.1      .389      .318      1.1944      .152      236.      9.16      .933      3.84     15.0     13.2

29.8      .319      .245      1.1662      .1662     8.262E-02  251.      9.52     1.07     4.95     16.5     14.1
36.4      .260      .191      1.1510      2.610E-02  261.      9.49     1.26     5.91     17.3     14.1
48.6      .183      .129      1.1455      -3.948E-03  272.      8.62     1.70     7.42     17.3     12.2

60.9      .133      9.117E-02  1.1443      -1.832E-02  278.      7.50     2.28     8.69     16.3
78.0      9.557E-02  6.412E-02  1.1452      -1.266E-02  282.      6.16     3.06     10.2     14.5
95.2      7.683E-02  5.109E-02  1.1461      2.135E-03  283.      5.07     3.69     11.5     12.8

115.      6.439E-02  4.259E-02  1.1468      1.967E-02  284.      4.58     4.15     12.9     11.2
134.      5.517E-02  3.635E-02  1.1475      4.081E-02  285.      4.62     4.46     14.1     9.22
174.      4.197E-02  2.748E-02  1.1485      9.191E-02  286.      5.61     4.87     16.7

214.      3.292E-02  2.147E-02  1.1477      8.046E-02  288.      7.02     5.21     19.3
254.      2.616E-02  1.700E-02  1.1468      4.705E-02  289.      7.39     5.81     21.9
294.      2.127E-02  1.380E-02  1.1463      2.639E-02  289.      7.08     6.55     24.3

334.      1.774E-02  1.148E-02  1.1461      1.151E-02  290.      6.28     7.38     26.7
374.      1.511E-02  9.755E-03  1.1460      -1.397E-03  290.      4.89     8.33     28.9
414.      1.295E-02  8.351E-03  1.1459      -1.260E-02  290.      3.06     9.49     30.9

454.      1.122E-02  7.228E-03  1.1458      -2.241E-02  291.      1.35     10.7     32.9

For the UFL of 15.000 mole percent, and the LFL of 5.0000 mole percent:

The mass of contaminant between the UFL and LFL is: 242.59 kg.
The mass of contaminant above the LFL is: 389.56 kg.

```

La solución a las cuestiones planteadas se puede resumir gráficamente en las figuras 7.8 y 7.9.

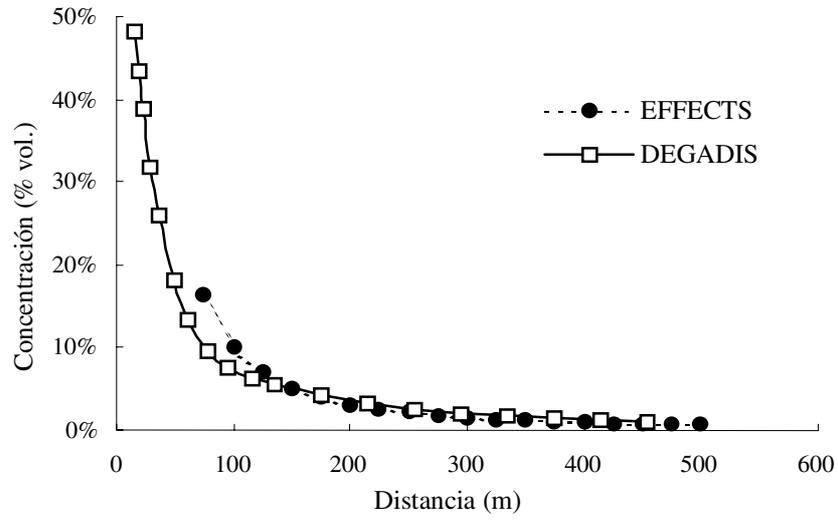


Fig. 7.8 Evolución de la concentración máxima en la dirección del viento (a ras de suelo y sobre el eje de la nube) según los resultados de los programas EFFECTS y DEGADIS

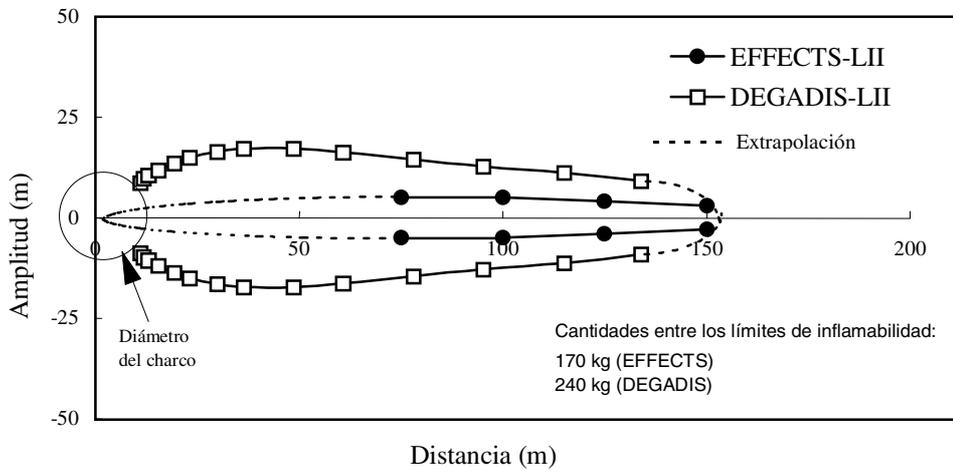


Fig. 7.9 Forma de las isopletas LII (límite inferior de inflamabilidad) y cantidades en condiciones de ser inflamadas según los resultados de los programas EFFECTS y DEGADIS

Como conclusiones principales de los resultados calculados por ambos modelos se puede afirmar que:

- El alcance máximo de la nube en los dos casos (EFFECTS y DEGADIS) es del mismo orden de magnitud (500 y 450 m, respectivamente).
- El modelo gaussiano del EFFECTS sólo calcula la nube a partir de los 75 m, donde puede encontrar valores para σ_y y σ_z (apartado 7.3.1) coherentes con la hipótesis del modelo de escape puntual.
- La forma de la nube estimada es similar en la zona de 100 a 400 m, en la que los dos modelos están calculando la dispersión gaussiana del gas natural. La amplitud de esta nube es mayor en el caso del modelo de gas pesado DEGADIS ya que las condiciones iniciales en la fase de dispersión gaussiana (final de la fase de gas pesado donde el gas se encuentra lo suficientemente diluido como para ser considerado gas neutro) son diferentes a las consideradas por el EFFECTS.

7.5 Medidas protectoras

Las medidas protectoras para disminuir el riesgo que presentan los accidentes con escapes de productos tóxicos o inflamables se pueden clasificar en tres tipos:

- Medidas protectoras destinadas a disminuir la frecuencia o probabilidad de ocurrencia del posible accidente. Estas medidas, entre las que se incluye el diseño de los equipos, tienen por objetivo aumentar la fiabilidad de la instalación.
- Medidas protectoras dirigidas a disminuir o mitigar el alcance de las nubes cuando ya se ha producido el accidente. Éstos son sistemas activos que intervienen en caso de escape del producto.
- Medidas protectoras dirigidas a disminuir los efectos y las consecuencias de las nubes mediante la protección activa o pasiva de los individuos que pueden quedar dentro del alcance del gas tóxico o inflamable.

7.5.1 Sistemas de mitigación

Entre los métodos más efectivos para intentar limitar el alcance de las nubes tóxicas o inflamables destacan: la reducción del término fuente (cantidad de producto por unidad de tiempo que se emite a la atmósfera) y el aumento de su dilución inicial. Se entiende, pues, por sistema de mitigación una tecnología/técnica que permite limitar el alcance de los escapes. Los principales sistemas de mitigación usados en la industria química son:

- *El recubrimiento del líquido vertido mediante espuma.* La espuma química impedirá la evaporación del producto. Esta espuma suele ser similar a la utilizada en la extinción de incendios [SCHE93].
- *La utilización de cortinas de agua.* Las barreras de agua están producidas por surtidores. Éstos lanzan agua finamente dividida a una gran velocidad, lo que provoca una entrada importante de aire dentro de la nube, y además, si el producto es soluble en agua absorben el contaminante [FTHE90]. Este método puede ser especialmente interesante para la protección de parques de almacenamiento de gases licuados del petróleo (GLP) y de gas natural licuado, ya que reduce extraordinariamente el radio dentro del cual la nube está en los límites de inflamabilidad y, por lo tanto, reduce el área en la que se puede producir su ignición. A título de ejemplo, la figura 7.10 muestra los valores obtenidos (por cálculo) para la concentración de propano con barreras de agua y sin ellas; la cortina de agua provoca una disminución repentina de la concentración por debajo del LII a una distancia de 2 m desde donde están situados los surtidores [VILC93].

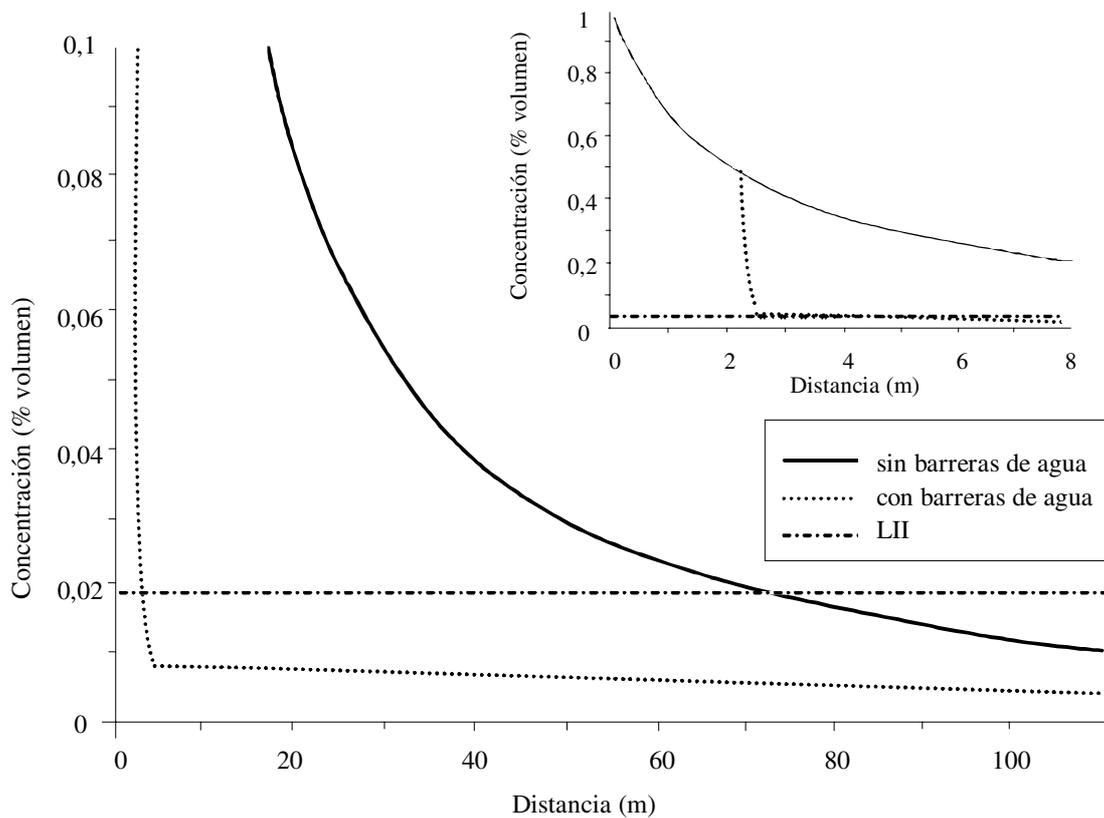


Fig. 7.10 Concentración de propano en función de la distancia, calculada con y sin barreras de agua

- *La utilización de barreras de vapor de agua.* El agente que provoca la dilución es, en este caso, el vapor de agua. Este método de dilución es muy usado en refinerías [KIMI89].

El efecto de estos sistemas sobre la dispersión se puede contemplar en la simulación numérica, tal y como se indica en el apartado 7.6.

7.5.2 Protección por confinamiento

Entre los métodos más efectivos para limitar los efectos y las consecuencias de las nubes tóxicas sobre las personas destaca el confinamiento.

Si bien las dimensiones, la duración y la concentración son determinantes para establecer la dosis que recibirá una persona que esté quieta en un lugar determinado, en un caso real hay que tener en cuenta dos factores esenciales: la huida y la protección que puede representar el confinamiento. En cuanto a la huida, es un aspecto relativamente poco importante, contrariamente a lo que se suele pensar. En realidad, sólo afectará a personas sorprendidas en la intemperie o a la población que habite en viviendas de mala calidad (chabolas), con una gran ventilación (éste fue el caso de Bhopal; el elevado número de víctimas fue debido en gran parte al hecho de tratarse de barrios de chabolas, que no ofrecían prácticamente protección). Su influencia sobre el tiempo de exposición puede estimarse sin mayores dificultades. Conviene puntualizar aquí que la huida debe realizarse en dirección transversal al viento; de este modo se seguirá el camino de salida del penacho más corto. Si la huida se realiza en la misma dirección que el viento, lo que se consigue es escapar con la nube —dentro de la nube— aumentando así el tiempo de exposición y, por lo tanto, la dosis de producto inhalado. A título de ejemplo, puede mencionarse nuevamente el caso de Bhopal, en el que la población escapó en dirección a dos grandes hospitales, hacia donde soplaba también el viento; la huida mantuvo a las personas dentro de la nube.

Más importante es, al estimar las consecuencias de una nube tóxica, tener en cuenta la protección que ofrece un edificio a las personas que están en su interior.

Efectivamente, la existencia de una vivienda cerrada, con una determinada tasa de ventilación, origina una diferencia en la concentración de contaminante entre el exterior y el interior. Si este contaminante no es habitual, sino que aparece en la atmósfera exterior sólo durante un determinado tiempo más o menos prolongado, como sería el caso de las fugas accidentales, es evidente que la concentración en el interior es función de la evolución de la concentración en el exterior y de la velocidad de renovación del aire en el edificio. Sin duda, la concentración en el interior, por lo menos durante un determinado período de tiempo, será inferior a la del exterior (especialmente si la ventilación es escasa). Un edificio cerrado significa, pues, una protección ante una nube tóxica. Si además las personas situadas en su interior emprenden acciones concretas para reducir al mínimo la ventilación (cerrar puertas y ventanas, detener los sistemas de renovación del aire, tapar fisuras, etc.), esta protección puede ser

muy elevada y, en caso de emergencias de duración relativamente corta —como suelen ser las originadas por emisiones accidentales—, la protección por confinamiento en un edificio suele ser decisiva.

La evolución de la concentración en el interior de edificios se puede calcular mediante modelos matemáticos relativamente simples. Para un local con un volumen M y una tasa de ventilación w , la concentración de contaminante en el interior se puede calcular resolviendo el balance de materia de la figura 7.11.

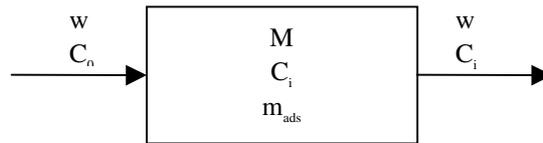


Fig. 7.11 Protección por confinamiento en un edificio

El planteamiento general de este balance se puede ver en la siguiente ecuación:

$$w \cdot C_0 = w \cdot C_i + \frac{dM}{dt} + m_{ads} \cdot C_i \quad (7.15)$$

A continuación se presenta la resolución de este balance para los tres casos más interesantes.

a) *Emisión exterior continua*

Se entiende por emisión continua aquella que dura un período de tiempo muy superior al tiempo necesario para la llegada de la nube al exterior del lugar de confinamiento (concepto análogo al presentado en el apartado 7.2).

Para resolver el balance planteado se integra la ecuación 7.15 con las condiciones límite siguientes: $t=0$ y $C_i=0$, y se obtiene la expresión, que relaciona los valores de las concentraciones interna y externa:

$$C_i(t) = C_0 \cdot \frac{w}{w + m_{ads}} \cdot \left(1 - \frac{1}{\exp\left(\frac{(w + m_{ads}) \cdot t}{M}\right)} \right) \quad (7.16)$$

b) Emisión temporal

Se entiende por emisión temporal aquella que dura un período de tiempo limitado, pero superior al tiempo necesario para la llegada de la nube al exterior del recinto de confinamiento.

Para resolver el balance planteado se integra la ecuación 7.15 con las condiciones siguientes:

- hasta la llegada de la nube al recinto: $C_0=0$ para $t < 0$;
- desde la llegada de la nube hasta su disgregación: $C_0=C_0(x)$ para $0 < t < t_f$;
- desde la disgregación de la nube: $C_0=0$ para $t > t_f$.

donde t_f es el instante en el cual la nube desaparece del exterior adyacente al lugar de confinamiento.

Esto proporciona como resultado dos expresiones que relacionan los valores de las concentraciones interna y externa:

- para $0 < t < t_f$: el balance de materia para el componente tóxico es el mismo que para el caso de emisiones continuas y se obtiene, pues, la misma expresión final para la concentración;
- para $t > t_f$: la nube ya ha pasado y las condiciones límite son en este momento $t=t_f$ y $C_i(t)=C_{iMAX}$, y se obtiene la expresión siguiente:

$$C_i(t) = C_0 \cdot \frac{w}{w + m_{ads}} \cdot \left(\exp\left(\frac{(w + m_{ads}) \cdot t}{M}\right) - 1 \right) \cdot \exp\left(\frac{-(w + m_{ads}) \cdot t}{M}\right) \quad (7.17)$$

c) Emisión instantánea

Se entiende por emisión instantánea aquella que dura un período de tiempo limitado inferior al tiempo necesario para la llegada de la nube al exterior del recinto de confinamiento. El balance planteado en la ecuación 7.15 se resuelve mediante la ecuación siguiente:

$$C_i(t) = \frac{\dot{n}_v \cdot m}{zu} \cdot F_y\left(y, \frac{x}{u}\right) \cdot F_z\left(z, \frac{x}{u}\right) \cdot \exp\left[\frac{1}{2}\left(K^2 - \frac{x^2}{\sigma_x^2}\right)\right] \cdot \exp(-\dot{n}_{va} \cdot t) \cdot \left[\operatorname{ERF}\left(\frac{u \cdot t}{\sigma_x \sqrt{2}} - \frac{k}{\sqrt{2}}\right) + \operatorname{ERF}\left(\frac{k}{\sqrt{2}}\right) \right] \quad (7.18)$$

donde
$$K = \frac{\dot{n}_{va} \cdot \sigma_x^2 + u \cdot x}{u \cdot \sigma_x}$$

d) *Ejemplo de aplicación*

A título de ejemplo, la figura 7.12 muestra la evolución de la concentración en el interior y en el exterior de un edificio para un caso concreto de escape continuo de cloro desde un depósito; el edificio, situado en la dirección del penacho, está a 200 m del punto de escape. Se puede observar cómo la concentración de la nube alrededor del edificio aumenta inicialmente hasta una concentración que se mantiene prácticamente constante durante un determinado tiempo; mientras, la concentración en el interior aumenta paulatinamente, pero manteniéndose en una gama de valores muy inferiores.

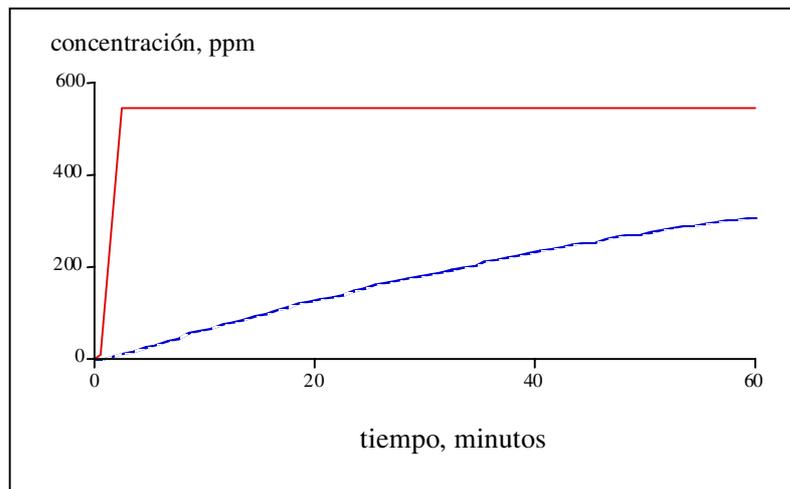


Figura 7.12 Evolución de la concentración de una nube de cloro, en el exterior y en el interior de un edificio

7.6 Aspectos que se deben considerar en la dispersión de gases

Se puede observar en el ejemplo del apartado 7.4.2, cómo los diferentes modelos y programas no suelen dar el mismo resultado, pese a que, en general, proporcionan resultados del mismo orden de magnitud. Estudios comparativos realizados con diversos programas de cálculo [PLAN93] han puesto de manifiesto que algunos de ellos presentan una dudosa aplicabilidad en determinadas condiciones.

Así pues, una vez más, es importante tener buen criterio al aceptar, interpretar y utilizar este tipo de información.

Con esta intención se presentan a continuación una serie de consideraciones que hay que tener en cuenta al utilizar los programas comerciales existentes para el cálculo de dispersión de gases. Estas consideraciones, especialmente para gases pesados, son necesarias ya sea para una entrada correcta de los datos en el programa o ya sea para una interpretación adecuada de los resultados. Los aspectos principales que se tienen que considerar son los relativos a:

- *Condiciones atmosféricas.* Tal y como se ha expuesto en el apartado 7.1.2 (tabla 7.6), en general, se pueden dar toda una serie de combinaciones compatibles de velocidad del viento/estabilidad atmosférica. Para la simulación de accidentes, si no se dispone de datos fiables sobre las condiciones atmosféricas predominantes en la zona, se suelen utilizar las condiciones siguientes:
 - Condiciones atmosféricas normales o neutras (caso tipo), es decir, estabilidad D con una velocidad del viento de 5 m s^{-1} .
 - Condiciones atmosféricas muy estables (más desfavorables para la dispersión) o sea, estabilidad F con una velocidad del viento de 2 m s^{-1} .
- *Evolución de la concentración respecto a la distancia.* La evolución de la concentración de contaminante en función de la distancia, cuando la emisión está a ras de suelo (vertido de líquido por el fondo de un tanque, escapes en sistemas de bombeo, etc.) es de tipo exponencial asintótica (Fig. 7.8). Como se puede ver en esta figura, la pendiente adopta valores negativos muy pequeños al alejarse considerablemente del punto de escape. Esto comporta que modelos aparentemente muy similares, a concentraciones bajas (menos de $4\div 5 \text{ ppm}$ en la figura 7.8), determinen un alcance de la nube muy diferente (centenares de metros).
- *Elevación de la fuente.* Para la dispersión de gases a ras de suelo, los modelos gaussianos y los modelos para gases pesados estiman formas de nubes cualitativamente similares: formas elípticas alargadas, aunque sensiblemente más amplias para los gases pesados (Fig. 7.9). En caso de que la fuente se encuentre a una cierta altura, esta similitud no existe. El modelo gaussiano predice un movimiento de flujo horizontal después de la elevación del penacho, mientras que el modelo para gases pesados predice una caída del penacho hacia el suelo.
- *Velocidad de emisión.* En general, los modelos de dispersión de gases no pronostican el efecto de dilución que produce la turbulencia originada por un escape a alta velocidad (por ejemplo, la salida de producto por la obertura de una válvula de seguridad). Si la velocidad del escape es importante (situada a partir de $20\div 40 \text{ m s}^{-1}$), la turbulencia generada puede

modificar substancialmente la dilución inicial de la nube. Para estos casos, hay que tener presentes algunos algoritmos de cálculo específicamente diseñados para modelizar su dispersión [OOMS74].

- *Sistemas de mitigación.* El efecto de estos sistemas, presentados en el apartado 7.5.1, sobre la dispersión de gases se pueden tener en consideración en la simulación numérica reduciendo el caudal que se quiere dispersar o teniendo en cuenta la dilución inicial producida.
- *Protección por confinamiento.* El efecto protector del confinamiento es, en general, evaluado por los propios programas de simulación o bien se puede valorar tal y como se ha detallado en el apartado 7.5.2.
- *Unidades de medida de la concentración.* Los límites de inflamabilidad suelen darse en % de volumen, las concentraciones tóxicas en mg m^{-3} o en ppm (partes por millón, ml/m^3). Los órdenes de magnitud de estos dos tipos de concentración son:
 - Límite de inflamabilidad: entre 1 y 10 % (10.000÷100.000 ppm). Algunos productos no tienen límite superior, como sucede con el óxido de etileno ($\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O}$). Este fenómeno es debido a que el oxígeno molecular del producto es suficiente para iniciar y mantener la combustión en ausencia de oxígeno.
 - Concentraciones tóxicas: el orden de magnitud es bastante variable, desde pocas ppm hasta centenares de ppm.

El cambio de unas unidades a otras está establecido por la siguiente expresión:

$$\% \text{ volumen} \cdot 10.000 \rightarrow \text{ppm}$$

$$\text{ppm} \cdot \frac{M_{\text{gas}}}{224} \cdot \frac{273}{T} \rightarrow \text{mg} \cdot \text{m}^{-3} \text{ (a la temperatura absoluta T)}$$

- *Tiempo medio de medición.* Los modelos gaussianos predicen concentraciones medias en un punto. Este valor medio depende del tiempo de exposición (o medición). Para concentraciones inflamables interesa presentar valores más cercanos a las medidas instantáneas (del orden de segundos). Para concentraciones tóxicas el interés se centra en presentar valores integrados (medias en el tiempo) con objeto de determinar la dosis recibida en un punto (del orden de minutos).

7.7 Bibliografía

- [CASA95] CASAL, J.; PLANAS, E.; MORESO, J.; CASAL, J. "Forecasting virus atmospherical dispersion". *J. of Hazardous Materials*, vol. 43, n. 3, pp. 229-244. Octubre 1995.
- [COLE88] COLENBRANDER, G.W.; PUTTOCK, J.S. "Dispersion of releases of dense gas: development of the HEGADAS model". *US Environmental Protection Agency*. 1988.
- [FAUS88] FAUSKE, H.K.; EPSTEIN, M. "Source term considerations in connection with chemical accidents and vapor cloud modelling". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol 1, pp. 75-83. Abril 1988.
- [FTHE90] FTHENAKIS, V.M.; ZAKKAY, V. "A theoretical study of absorption of toxic gases by spraying". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 3, pp. 197-206. Abril 1990.
- [GEET91] GEETA, B.; TRIPATHI, A.; NRASIMHAN, S. "Analytical expressions for estimating damage are in toxic gas releases". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 6, pp. 125-131. Marzo 1993.
- [GOYA91] GOYAL, R.K.; AL-JURASHI, N.M. "Gas dispersion models". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 4, pp. 151-160. Abril 1991.
- [HAVE85] HAVENS, J.A.; SPICER, T.O. *Development of an atmospheric dispersion model for heavier-than-air gas mixtures*. US Coast Guard Report CG-D-22-85, vols. I-II-III. Mayo 1985.
- [JAGG83] JAGGER, S.F. "Formulations of the dense gas dispersion problem". *Heavy Gas and Risk Assessment-II* (proceedings of the 2nd. Symp. on Heavy Gas and Risk Assessment, Frankfurt am Main, 25 y 26 de mayo de 1982), pp. 27-52, ISBN 90-277-1594-7. Reidel, Dordrecht (Países Bajos), 1983.
- [KIMI89] KIMIO, S. "Gas screening effect caused by steam ". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 2, pp. 209-214. Octubre 1989.
- [LEES86] LEES, F.P. *Loss prevention in the process industries*, vol. 1-2, ISBN 0-408-10604-2. Butterworths, Londres, 1986.
- [MIE81] MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGÍA. *Manual de cálculo de altura de chimeneas industriales*. Madrid, 1981.

- [OOMS74] OMMS, G.; MAHIEU, P.; ZELIS, F. "The plume path of vent gases heavier than air". *1st Int. Symp. Loss Prev. and Safety Promotion in the Process Ind.* Elsevier, 1974.
- [PLAN93] PLANAS, E.; CASAL, J. "Comparative study of predictive models for accidental gas release". *European Technology and Experience in Safety Analysis and Risk Management*, vol. 1, pp. 8.12-8.19. Roma, 1993.
- [PUTT91] PUTTOCK, J.S.; MCFARLANE, K.; PROTHERO, A.; REES, F.J.; ROBERTS, P.T.; WITLOX, H.W.; BLEWITT, D.N. "Dispersion models and hydrogen fluoride predictions". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 4, pp. 16-28. Enero 1991.
- [SCHE93] SCHEFFLER, N.E.; GREEN, L.S.; FRURIP, D.J. "Vapor suppression of chemicals using foams". *Process Safety Progress*, vol. 2, pp.151-157. Julio 1993.
- [SEIN78] SHEINFELD, J.H. *Contaminación atmosférica*. Instituto de Estudios de Administración Local. Madrid, 1978.
- [SMM88] SERVICIO DE METEOROLOGÍA MEDIOAMBIENTAL. *Mapa eólico nacional*. Instituto Nacional de Meteorología. Madrid, 1988.
- [TNO79] BUREAU FOR INDUSTRIAL SAFETY T.N.O. *Methods for the calculation of the physical effects of the escape of dangerous material*. Gravenhage (Países Bajos), 1979.
- [WOOD89] WOODWARD, J.L. "Dispersion of an elevated high momentum release forming aerosols". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 1, pp. 22-32. Enero 1989.
- [VILC93] VÍLCHEZ, J. A.; PLANAS, E.; CASAL, J. "Safety measures in GLP storage design". *6th Mediterranean Congress on Chemical Engineering*, vol. 1, pp. 353-354. Barcelona, 1993.

7.8 Nomenclatura

a, b, c, d	Coeficientes que dependen de la estabilidad atmosférica (adimensional)
$C(x,y,z)$	Concentración en el punto de estudio (kg m^{-3})
$C(x,y,z,t)$	Concentración en el punto de estudio en el instante t (kg m^{-3})
C_E	Constante de la ecuación 7.13 (≈ 1)
C_i	Concentración interior de contaminante (mg m^{-3})
C_o	Concentración exterior de contaminante (mg m^{-3})
h	Altura del punto de emisión (m)

H	Altura de la nube de gas pesado (m)
LII	Límite inferior de inflamabilidad (% en volumen)
m	Caudal másico de contaminante (kg s^{-1})
M	Volumen interior del recinto de confinamiento (m^3 de aire)
M_a	Masa molecular del aire (29 kg kmol^{-1})
m_{ads}	Consumo ¹ del producto tóxico en el interior del recinto de confinamiento ($\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$)
M_g	Masa molecular del gas (kg kmol^{-1})
P_{atm}	Presión atmosférica (100 kPa)
P^s	Presión de vapor (kPa)
R	Radio de la nube de gas pesado (m)
R_o	Radio inicial de la nube de gas pesado (m)
t	Tiempo de duración de la emisión (s)
T_{amb}	Temperatura ambiente absoluta (K)
t_α	Tiempo que tarda en llegar la nube a un observador (s)
T_b	Temperatura de ebullición (K)
t_d	Tiempo que tarda la nube en disiparse desde el final de la emisión en el punto donde se encuentra el observador (s)
t_e	Tiempo de emisión (s)
t_{exp}	Tiempo de exposición (s)
u_f	Velocidad del frente de la nube (m s^{-1})
U_w	Velocidad del viento en la cota z (m s^{-1})
U_{w0}	Velocidad del viento en la cota z_0 (m s^{-1})
V_o	Volumen inicial de la nube de gas pesado (m^3)
w	Tasa de ventilación del recinto de confinamiento ($\text{m}^3 \text{ s}^{-1}$)
x	Distancia del observador hasta el punto de emisión (m)
y	Distancia del observador hasta el eje de la nube de gas (dirección de la velocidad del viento) (m)
z	Altura del receptor (m)
z_0	Rugosidad del terreno (m)
α	Constante que depende de la estabilidad atmosférica y de la rugosidad del terreno (adimensional)
σ_x	Desviación estándar en el eje x (m)
σ_y	Desviación estándar en el eje y (m)
σ_z	Desviación estándar en el eje z (m)
σ_{yc}	Desviación estándar en el eje y calculada para escapes continuos (m)
σ_{zc}	Desviación estándar en el eje z calculada para escapes continuos (m)

¹ El término m_{ads} tiene en cuenta el eventual consumo interno de producto tóxico por adsorción sobre las paredes o por la respiración.

ρ_a	Densidad del aire (kg m^{-3})
ρ_g	Densidad del gas (kg m^{-3})
ρ_{rel}	Densidad relativa del gas —respecto al aire— (adimensional)

8 Reacciones fuera de control

8.1 Introducción

Las reacciones fuera de control —*runaway reactions* en la literatura anglosajona— se pueden definir como el desarrollo incontrolado de una o varias reacciones exotérmicas. Este tipo de reacciones ha causado a lo largo de la historia numerosos accidentes en la industria química. Entre los más conocidos cabría destacar el de Seveso (1976) y el de Bhopal (1984), éste último con dramáticas consecuencias.

Las reacciones fuera de control pueden originarse por una pérdida de control en una reacción deseada o bien por la aparición de una reacción no deseada. No sólo las reacciones fuertemente exotérmicas son potencialmente peligrosas. Las reacciones débilmente exotérmicas también pueden originar un incremento de temperatura suficiente como para permitir la aparición posterior de reacciones fuertemente exotérmicas.

La pérdida de control de una reacción química exotérmica puede producirse no únicamente en reactores químicos, sino también en otras unidades como, por ejemplo, columnas de destilación, depósitos de almacenamiento, etc. Los efectos de estas reacciones pueden ser la explosión de estos recipientes y/o la pérdida de contención de los productos químicos que contengan, eventualmente tóxicos o inflamables.

Si la velocidad a la que el sistema desprende calor es superior a la velocidad con la que el propio sistema puede disiparlo, la temperatura aumentará hasta un valor crítico a partir del cual el proceso será incontrolable. De cualquier forma, la condición esencial es la aparición de un proceso autoacelerado de calefacción, o sea, un proceso autotérmico: a medida que la temperatura aumenta, la velocidad de reacción se incrementa exponencialmente hasta valores muy elevados; este proceso puede ser muy lento al principio, pero muy rápido en su fase final [CASA86].

La formación de gas o el incremento de la presión de vapor originan un aumento de la presión del sistema. Si el sistema es cerrado, este aumento de presión originará la explosión del recipiente, mientras que si se dispone de un sistema de seguridad, tipo disco de rotura o válvula de seguridad, este aumento de presión podrá ser controlado pese a que habrá una emisión importante de material hacia la atmósfera; si no existe ningún sistema para contener, tratar o dispersar este producto, la pérdida de contención puede también ocasionar graves efectos.

El riesgo de tener una reacción fuera de control puede analizarse mediante métodos clásicos, como los análisis de peligro y operabilidad (HAZOP), árboles de fallos, etc., o mediante técnicas de análisis de laboratorio, con las que se puede llegar a tener un gran conocimiento de los aspectos químicos de los materiales implicados. El objetivo principal de estos estudios es la determinación del límite de temperatura por debajo del cual se pueden tener unas condiciones seguras de trabajo.

No siempre se es consciente del peligro que puede representar la energía liberada por una reacción exotérmica incontrolada. Paradójicamente, a veces se está más pendiente de otros peligros, por ejemplo, el de las atmósferas inflamables, aunque la energía involucrada pueda ser mucho menor.

Tomemos, por ejemplo, el caso de un depósito de almacenamiento de acrilonitrilo [BOND85]. Si el volumen del depósito es de 1.000 m³ y se ha llenado hasta un 90% de su capacidad sin utilización de un gas inerte, la cantidad de acrilonitrilo contenida será de 725 toneladas. El espacio de vapor, de 100 m³, contendrá un 11% de acrilonitrilo (temperatura de almacenamiento = 10 °C) y estará, por tanto, dentro de los límites de inflamabilidad. Si se compara el valor de la energía liberada en la combustión del espacio de vapor y el de la energía de polimerización, se puede observar que:

la energía liberada en el proceso de polimerización es	900.000 MJ
la energía liberada en la combustión de la fase de vapor es	900 MJ

Si bien el calor de combustión es mucho mayor que el calor de polimerización (tabla 8.1), la energía liberada en el proceso de polimerización es mucho mayor que la energía liberada en la combustión de la fase de vapor.

Tabla 8.1 Valores de los calores de combustión y polimerización para diferentes sustancias

<i>Substancia</i>	<i>Calor de combustión</i> <i>kJ mol⁻¹</i>	<i>Calor de polimerización</i> <i>kJ mol⁻¹</i>
ácido acrílico	1.372,7	77,4
acrilonitrilo	1.761,0	72,4
estireno	4.263,7	72,8

Esto revela que el riesgo ocasionado por la reactividad de una sustancia química puede ser a veces superior al riesgo, en principio más evidente, que comporta alguna de sus propiedades (inflamabilidad, toxicidad, etc.).

8.2 Origen

En el ámbito de las reacciones fuera de control, se han realizado algunos análisis detallados sobre accidentes reales, y se han publicado distintas comunicaciones con los resultados de estos estudios. La comparación entre ellos es difícil a causa de la diversidad de las fuentes de información y de los distintos criterios de clasificación utilizados.

A pesar de las dificultades, se puede realizar una recopilación y extraer unas tendencias generales. A continuación se presentan distintos análisis basados en estudios sobre accidentes reales debidos a la aparición de reacciones fuera de control en procesos químicos, almacenamiento o transporte de productos. Están ordenados de forma cronológica y en cada caso las conclusiones numéricas se dan en forma de tablas que indican el porcentaje de accidentes. En total se han recopilado seis análisis históricos de diferentes autores, que comprenden accidentes ocurridos entre 1948 y 1988, aproximadamente. Hay que advertir que en algunas estadísticas la suma de porcentajes supera el 100%, lo cual es indicativo de que la clasificación se ha realizado atendiendo a categorías no excluyentes.

8.2.1 Haga y Naito, 1982

Haga y Naito [HAGA82] analizaron un total de 162 casos ocurridos en Japón entre 1948 y 1981. La clasificación de los registros se llevó a cabo según el origen del accidente, el tipo de producto y la causa. Los resultados se muestran en las tablas 8.2.a, 8.2.b y 8.2.c.

Tabla 8.2.a Clasificación de los accidentes según su origen

<i>Origen</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Procesos con reacción	27
Almacenamiento de productos	18
Manipulación del producto	12
Proceso de destilación	12
Transporte del producto	7
Mezcla/operación	7
Otras operaciones	17

Tabla 8.2.b Clasificación de los accidentes según el tipo de sustancia

<i>Tipo de sustancia</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Peróxidos	31
Monómeros	24
Substancias con enlaces $-N\equiv N$, $-N=N-S$, $-NO$	18
Polinitroderivados	8
Compuestos inorgánicos	8
Otros	11

Tabla 8.2.c Clasificación de los accidentes según su causa

<i>Causa</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Calor de reacción	41
Sobrecalentamiento	14
Choque o fricción	13
Incompatibilidad	12
Ignición espontánea	7
Llama libre	2
Desconocida	11

8.2.2 Brogli, 1983

Este autor [BROG83] efectuó un estudio sobre los accidentes ocurridos en la empresa Ciba-Geigy durante el período de 1971 a 1980, provocados por reacciones exotérmicas. En la tabla 8.3 se pueden ver los resultados obtenidos:

Tabla 8.3 Clasificación de los accidentes según la operación

<i>Operación</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Procesos con reacción	56
Secado	16
Almacenamiento y transporte	13
Mezcla	10
Destilación	5

A raíz de este estudio se observa que un accidente de este tipo puede tener lugar en cualquier operación en la que intervengan productos químicos: operaciones unitarias, almacenamiento y transporte, etc.

8.2.3 Barton y Nolan, 1984

El estudio realizado por Barton y Nolan [BART84] es muy interesante, ya que presenta uno de los análisis más detallados; comprende 263 casos de accidentes con reacciones fuera de control. En la tabla 8.4.a y 8.4.b se pueden ver los resultados obtenidos.

Tabla 8.4.a Clasificación de los accidentes según su causa

<i>Causa</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Error de operación	14,5
Error del equipo auxiliar	13,8
Desconocimiento de la química y de la termoquímica del proceso	13,0
Presencia de impurezas	12,6
Escapes en válvulas	11,8
Error o parada de la agitación	9,0
Control inadecuado de la temperatura	8,3
Refrigeración inadecuada	8,0
Proceso retrasado	3,4
Acumulación de reactivos	2,7
Aberturas equivocadas del reactor	0,7
No detallada	12,2

Tabla 8.4.b Clasificación de los accidentes según el tipo de proceso

<i>Proceso</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Polimerización	17,1
Nitración	12,6
Sulfonación	4,6
Otros procesos	16,7
No identificados	49,0

8.2.4 Rasmussen, 1987

Otro análisis histórico muy completo es el que realizó Rasmussen [RASM87], en el que se estudiaban 190 casos clasificados según el tipo de material, el tipo de proceso y la causa que los provocó. Los resultados están recogidos en las tablas 8.5.a, 8.5.b y 8.5.c.

Tabla 8.5.a Clasificación de los accidentes según su causa

<i>Causa</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Mezcla de sustancias equivocadas	19
Condiciones de mezcla incorrectas	19
Parada del agitador	13
Acumulación de reactivos/intermedios	9
Recipiente contaminado	7
Presencia de impurezas	6
Dispersión del catalizador	6
Desconocida	21

Tabla 8.5.b Clasificación de los accidentes según el estado físico del material

<i>Material</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Líquido	64
Solución o suspensión	29
Gas	12
Sólido	9

Tabla 8.5.c Clasificación de los accidentes según el tipo de proceso

<i>Proceso</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Proceso discontinuo	57
Almacenamiento	24
Proceso continuo	11
Otros procesos	8

8.2.5 Cardillo, 1988

Cardillo [CARD88] publicó una recopilación de 100 accidentes originados por reacciones fuera de control y los clasificó según la causa que los había producido. Los resultados obtenidos se pueden ver en la tabla 8.6.

Tabla 8.6 Clasificación de los accidentes según su causa

<i>Causa</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Falta de conocimiento de la química/termoquímica del proceso	31
Influencia de contaminantes	23
Error en el proceso operativo	10
Variación en la mezcla de reactivos	7
Falta de agitación	4
Búsqueda bibliográfica incompleta	4
Refrigeración insuficiente	3
Error en el cambio de escala	3
Parada del agitador	3
Error en la carga del reactor	3
Cambio de reactivos	2
Entrada de agua en el reactor	2
Falta de control del pH	1
Separación de fases	1
Incidentes no predecibles por la termoquímica	1
Cambio de disolvente	1
Corrosión	1

8.2.6 Marrs y Lees, 1989

Marrs y Lees [MARR89] analizaron un total de 66 casos de accidentes por sobrepresión en reactores durante el período de 1970 a 1981. Los resultados obtenidos pueden verse en la tabla 8.7. En esta ocasión, los accidentes se clasificaron en función de la causa que los había provocado.

8.2.7 Causas más comunes

Pese a la dificultad para comparar estos datos históricos, por estar clasificados según áreas de estudio distintas, Vílchez y Casal [VILC91] publicaron un análisis de conjunto de los estudios efectuados por

diversos autores. Se seleccionaron como causas más usuales del origen de las reacciones fuera de control las siguientes:

- conocimiento o información insuficientes;
- carga errónea en procesos discontinuos;
- presencia de impurezas;
- diseño o instrumentación no adecuados.

Tabla 8.7 Clasificación de los accidentes según su causa

<i>Causa</i>	<i>Accidentes (%)</i>
Carga incorrecta	17,2
Refrigeración inadecuada	13,1
Presencia de impurezas	10,6
Agitación inadecuada	10,1
Calefacción excesiva	9,6
Control del proceso discontinuo inadecuado	9,1
Descomposición desconocida de los reactivos	8,1
Entrada de aire y combustión	3,5
Reacción exotérmica desconocida	3,5
Información inadecuada sobre la reacción	3,5
Catalizador no deseado	2,5
Recuperación del sistema a partir de condiciones de fallo	2,0
Entrada de agua y vaporización	0,5
Entrada de gas a alta presión	0,5
Desconocida	6,1

a) Conocimiento o información insuficientes

Esto suele ocurrir cuando el proceso es nuevo y no se dispone de información relativa a su comportamiento a escala comercial o a escala de planta piloto. Como orientación previa, pueden utilizarse herramientas informáticas; ésta es una forma rápida y sencilla de obtener información, que no obstante, suele ser insuficiente. Por lo tanto, en muchos casos se tendrá que complementar con pruebas experimentales encaminadas a detectar las condiciones en las que puede tener lugar una reacción fuera de control. Hay que tener en cuenta, sin embargo, que en algunos casos el conocimiento insuficiente es sólo debido a una falta de información sobre la reactividad de los productos químicos almacenados o manipulados; en algunas ocasiones, esta información se puede encontrar en los manuales.

b) Carga errónea en procesos discontinuos

En este tipo de procesos, suelen producirse errores relativos al exceso o falta de un reactivo, a la pauta de adición y, de forma general, a la forma de operar; hay que tener presente una mayor incidencia de la mano de obra que en los procesos continuos, normalmente más automatizados. El riesgo asociado se puede reducir mediante los siguientes puntos:

- Entrenamiento de los operarios.
- Preparación y utilización de los manuales de operación detallados; estos servirán, también, para poner de manifiesto al operario los riesgos asociados a la reacción y a los productos químicos utilizados y motivarlo más en la seguridad de su trabajo, según el enfoque preconizado por la seguridad integrada.
- Estudio sistemático de los procedimientos de operación, mediante las metodologías usuales del análisis de riesgos, como por ejemplo el HAZOP (análisis de peligro y operabilidad).

c) Presencia de impurezas o contaminantes

En la mayoría de los casos registrados en los análisis históricos, el origen de las impurezas o los contaminantes ha sido por:

- Los productos utilizados en el proceso: el proveedor tiene que informar acerca de qué impurezas pueden provocar reacciones fuera de control, y establecer un control de calidad severo.
- Limpieza insuficiente del equipo: una vez más, es necesario comprobar los métodos de operación. El control tiene que ser especialmente estricto en las plantas multipropósito o multiproducto, en las que la contaminación es más probable.

d) Diseño o instrumentación inadecuados

Un buen diseño, capaz de corregir determinadas situaciones de emergencia (error en la agitación, refrigeración insuficiente, etc.) puede evitar el accidente. Hay que instalar un sistema de venteo diseñado correctamente (aunque una serie de medidas conviertan el sistema en “seguro”). Hay que insistir una vez más en que el sistema de venteo evita el peligro de explosión, pero no el de la posible formación de una nube tóxica o inflamable; se tendrá que instalar, también, un sistema de emergencia para el tratamiento de la corriente evacuada.

El origen de las reacciones fuera de control puede radicar también en determinados errores de proyecto o de concepción de las unidades de proceso. Un ejemplo que sucede frecuentemente es el

error de diseño en un cambio de escala: una reacción exotérmica llevada a cabo con éxito a escala de laboratorio se intenta efectuar a escala de planta piloto simplemente aumentando el tamaño del reactor pero sin cambiar el diseño. Si el sistema de refrigeración consistía en un recipiente encamisado, o simplemente las pérdidas a la atmósfera se producían a través de la pared del reactor, es probable que al reproducir el experimento a escala de planta piloto haya una reacción exotérmica incontrolada que puede originar la explosión del recipiente o, por lo menos, la abertura del dispositivo de alivio de la presión. En estos casos hay que tener en cuenta que la relación superficie/volumen no se mantiene constante al aumentar el recipiente, sino que disminuye. En la figura 8.1 se ha representado la variación de esta relación en función de la masa del producto para un depósito de almacenamiento de un monómero [CASA86].

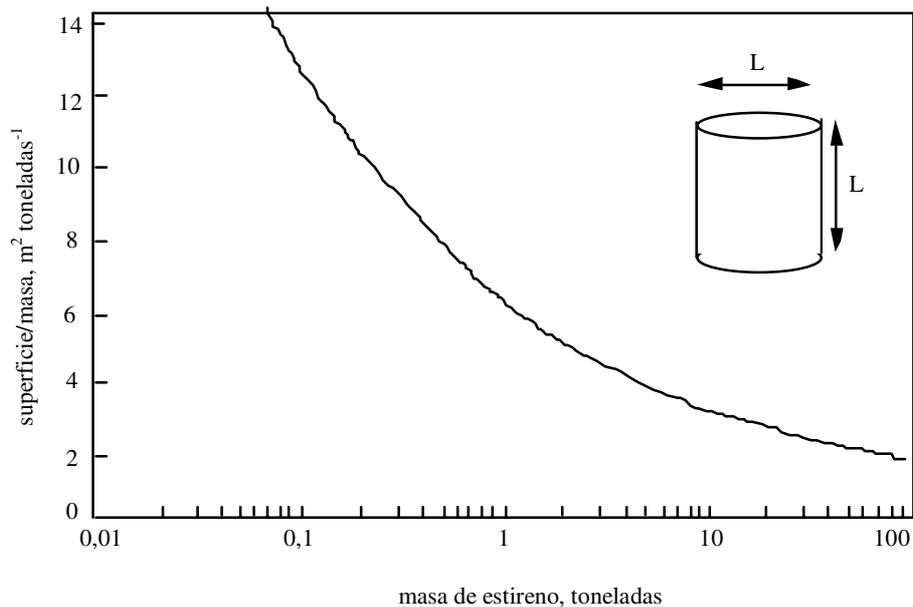


Fig. 8.1 Relación entre la superficie/volumen y la masa de producto en un recipiente

La forma de la curva obtenida evidencia la necesidad, en estos casos, de mejorar el sistema de refrigeración, aumentando notablemente la superficie del cambiador de calor por unidad de volumen.

Las reacciones fuera de control pueden ser —y de hecho han sido— el origen de graves accidentes en la industria química. Sin embargo, el análisis histórico revela que las causas que han originado estos accidentes son relativamente típicas y pueden, por tanto, preverse en su mayor parte. El riesgo asociado a las reacciones fuera de control puede ser reducido considerablemente si se siguen unas normas determinadas de operación.

8.3 Riesgo de reacciones fuera de control en procesos industriales

A causa de la naturaleza intrínsecamente peligrosa de algunos procesos y/o sustancias, y dado que muchos de los accidentes en plantas químicas tienen lugar por una falta de disciplina requerida en el proceso a seguir, es esencial en cualquier sistema de seguridad poner énfasis en los aspectos siguientes:

- El conocimiento de los conceptos básicos del riesgo intrínseco a los reactivos químicos, a fin de evitar comportamientos anómalos de sustancias en condiciones no usuales.
- La divulgación de los datos sobre estos reactivos químicos, para prevenir la repetición de accidentes según una estructura determinada.

8.3.1 Riesgo intrínseco de las sustancias químicas

Todos los compuestos químicos tienden a un estado de energía mínima y, por tanto, a una mayor estabilidad. Este paso puede llevarse a cabo mediante un iniciador que permita superar la energía de activación necesaria.

El cambio a un producto más estable comporta también una liberación de energía que si no se elimina adecuadamente puede producir un daño considerable. Por tanto, es necesario conocer la velocidad de liberación de energía del proceso para poder controlar el sistema.

Para iniciar un proceso de liberación energético es necesario aportar una cantidad determinada de energía denominada energía de activación (Fig. 8.2). Dado que la energía liberada en el proceso para formar productos más estables es superior a la energía de activación, el proceso es autosuficiente. Cuanto más alto sea el nivel de energía, más baja la energía de activación y más grande la velocidad de reacción, más peligroso será el proceso.

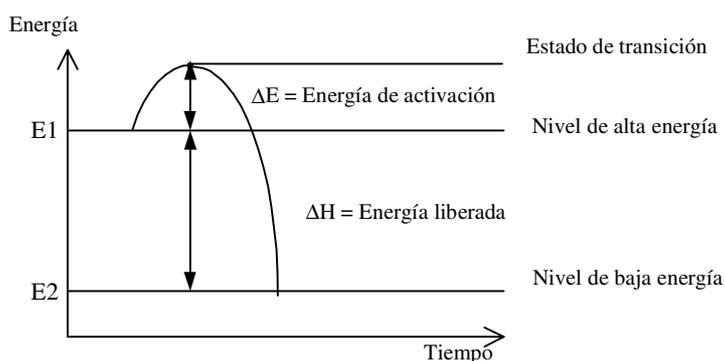


Fig. 8.2 Evolución de la energía en el tiempo

Por lo tanto, el proceso de liberación de energía, que si no es convenientemente controlado puede conducir a un accidente, se puede representar esquemáticamente de la forma siguiente:

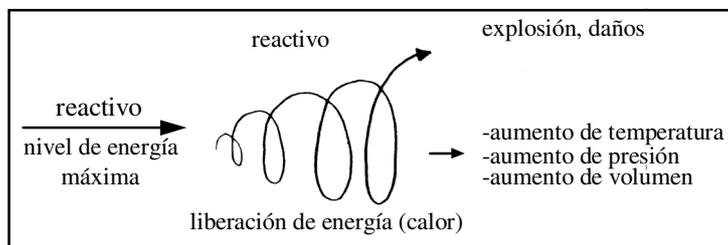


Fig. 8.3 Evolución del proceso de liberación de energía

8.3.2 Evaluación del riesgo en procesos químicos

Para estudiar el peligro potencial de una determinada sustancia o de un proceso concreto de una actividad industrial, es necesario realizar un programa de evaluación del riesgo. Hay muchos métodos para efectuar esta evaluación, si bien se puede definir una estructura secuencial básica que consta de las siguientes partes:

a) Identificación del riesgo

El primer paso que se tiene que realizar es la identificación del origen del riesgo potencial. Esto se puede llevar a cabo mediante una serie de pruebas, ya sean teóricas o experimentales, que incluyan el estudio de primeras materias, productos, residuos, materiales de construcción, lubricantes y otros muchos. Evidentemente en esta fase se aplican los métodos descritos en el capítulo 2.

b) Control del proceso

Posteriormente a la identificación de las fuentes de riesgo potencial, es necesario aplicar estos estudios al diseño y a la implementación de equipos e instrumentos de control del proceso. Normalmente, el análisis del riesgo implica determinadas modificaciones o mejoras (introducción de más instrumentación, cambios en la forma de operar, etc.).

c) Control de cambios en el proceso

Cualquier cambio en el proceso se tiene que acompañar de un estudio de los efectos de este cambio sobre el sistema de control para evitar posibles riesgos potenciales. Se pueden incluir modificaciones

de proceso, informatización, modificaciones del programa y cambios en las primeras materias. Hay que tener en cuenta que cualquier modificación debe someterse a los mismos niveles y exigencias de seguridad que el proyecto inicial. Muchos casos de accidentes ocurridos (por ejemplo, la grave explosión de Flixborough en el año 1974) muestran cómo una modificación mal realizada puede destruir la seguridad de toda una instalación.

d) *Mantenimiento*

Además de realizar un control exhaustivo del proceso para poder evitar accidentes en la fase de instalación de equipos, este control debe continuar con revisiones periódicas que aseguren un buen funcionamiento de la planta. No hay que olvidar que cualquier dispositivo, por ejemplo una válvula de seguridad, puede pasar a ser puramente ornamental si no se comprueba que está en condiciones de realizar su tarea en cualquier momento; o sea, toda la instrumentación, los aparatos, etc., deben estar “disponibles”. Estos controles periódicos se pueden realizar en las circunstancias siguientes:

- periódicamente (con intervalos entre dos inspecciones variables, según el tipo de unidad);
- con cada cambio significativo en el proceso;
- cuando hay cambios en los cargos de responsabilidad;
- en investigaciones de accidentes.

Esta estructura de evaluación del riesgo de sustancias químicas se puede aplicar en casos determinados como:

- riesgo de las sustancias químicas básicas;
- procesos de operación;
- manipulación de residuos.

8.4 Aspectos cinéticos

En una reacción fuera de control, la relación entre la velocidad de reacción y la temperatura sigue la ley de Arrhenius:

$$k = Ae^{-E/RT} \quad (8.1)$$

donde k es la constante de velocidad de reacción a la temperatura T , A es el factor de frecuencia, E es la energía de activación de la reacción y R es la constante de los gases perfectos.

Si la reacción es de orden n con un solo reactivo (por ejemplo, una polimerización), la velocidad de reacción se puede expresar como:

$$\frac{dC}{dt} = -kC^n \quad (8.2)$$

El calor de reacción se puede obtener mediante:

$$(-\Delta H_r) = C_v(T_f - T_o) \quad (8.3)$$

donde $T_f - T_o$ es el aumento de temperatura adiabática (Fig. 8.4) [COLL92] y C_v la capacidad calorífica.

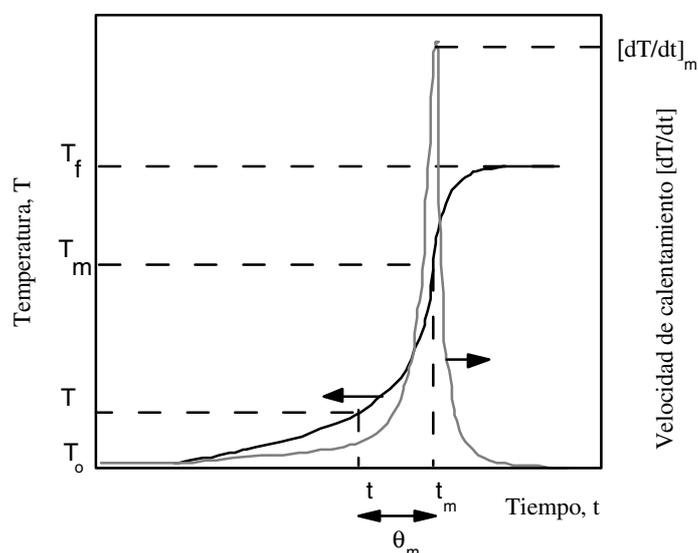


Fig. 8.4 Variación de la temperatura y la velocidad de calentamiento según el tiempo en la polimerización [COLL92]

Para un tiempo t , la concentración de reactivos se puede expresar en función de la temperatura como:

$$C \approx \frac{T_f - T}{T_f - T_o} C_0 \quad (8.4)$$

Esta relación permite obtener la siguiente expresión para la velocidad de autocalentamiento:

$$\frac{dT}{dt} = k \left(\frac{T_f - T}{T_f - T_o} \right)^n (T_f - T_o) C_o^{n-1} \quad (8.5)$$

A partir de esta expresión, se puede obtener la temperatura del sistema a la que se da la velocidad máxima de autocalentamiento (máximo de la función dT/dt):

$$T_m = \frac{E}{2nR} \left(\sqrt{1 + \frac{4nRT_f}{E}} - 1 \right) \quad (8.6)$$

Un parámetro interesante desde el punto de vista del riesgo es el tiempo θ_m transcurrido hasta dicha velocidad máxima. En realidad, cuando se determina adiabáticamente (por ejemplo, por calorimetría de velocidad acelerada) es el tiempo adiabático necesario para alcanzar la máxima velocidad, que representa el peor caso posible (ya que no hay eliminación de calor por parte del sistema). Ciertamente, la velocidad máxima no indica necesariamente la explosión. Es decir, el tiempo para la velocidad máxima no coincide necesariamente con el tiempo requerido hasta la explosión eventual (ello dependerá de determinadas características del sistema), sino que indica una situación en la que probablemente es demasiado tarde para tomar cualquier medida de emergencia.

El tiempo adiabático para la velocidad máxima en un momento dado (en condiciones adiabáticas) se puede calcular mediante la ecuación 8.7 (obtenida mediante la integración aproximada de la ecuación 8.5). La variación de θ_m según la temperatura sigue normalmente una curva como la de la figura 8.5:

$$\theta_m = \frac{RT^2}{(dT/dt)E} \quad (8.7)$$

Para una unidad determinada, el peligro originado por una reacción exotérmica dependerá no sólo del calor generado, sino también de la capacidad de eliminar este calor por parte del sistema, por ejemplo, mediante la velocidad de refrigeración.

Para un sistema de refrigeración, la velocidad de transferencia de calor será una función prácticamente lineal de la temperatura dentro del recipiente. En una gráfica de la velocidad de calentamiento o de la velocidad de eliminación de calor frente a la temperatura, la posición relativa de esta función y de la que corresponde al autocalentamiento permitirá la predicción de la evolución del sistema; esta representación se suele denominar *gráfica de Semenov* (Fig. 8.6) [SEME59].

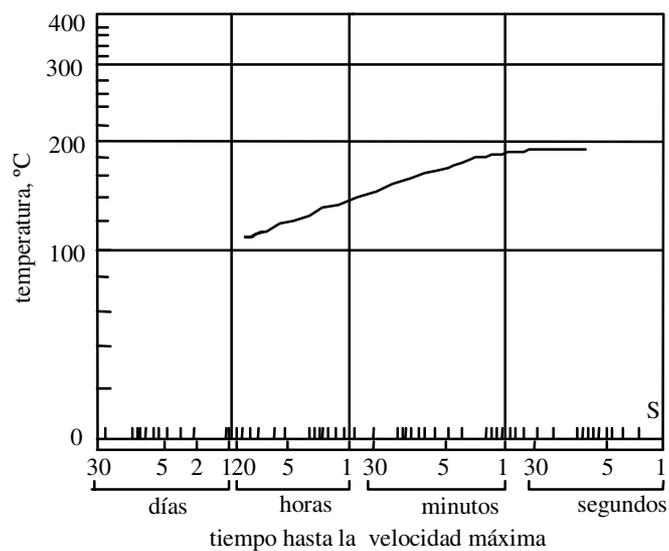


Fig. 8.5 Variación del tiempo hasta la velocidad máxima según la temperatura, para una reacción de polimerización [COLL92]

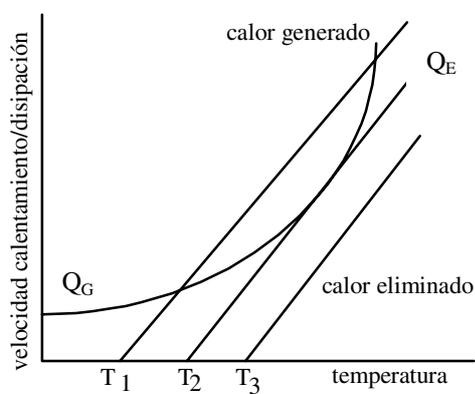


Fig. 8.6 Gráfica de Semenov

Suponiendo un tanque de almacenamiento en el que la eliminación de calor sólo tiene lugar mediante las pérdidas hacia el ambiente, hay distintas posibilidades: si la temperatura ambiente es T_1 , habrá dos condiciones de operación en las que la velocidad de autocalentamiento será exactamente igual a la velocidad de eliminación de calor; estas dos condiciones corresponden evidentemente a las intersecciones de la línea 1 con la curva de autocalentamiento. El punto que corresponde a la zona de bajas temperaturas indica condiciones estables: una desviación será corregida automáticamente por el mismo sistema, que volverá al punto de equilibrio.

En cambio, el punto correspondiente a la temperatura alta no podrá mantenerse estable frente a una desviación: si la temperatura del sistema aumenta, se perderá el control y tendrá lugar una reacción incontrolada; por otra parte, si la temperatura disminuye continuará disminuyendo hasta el punto de estabilidad mencionado anteriormente.

La línea 2, para una temperatura ambiente T_2 , representa una condición crítica con un punto metaestable (el punto tangencial); es evidente que T_2 será la máxima temperatura ambiente (condición límite) en la que el reactivo podría estar almacenado en el tanque sin que se produzca una reacción incontrolada. La línea 3 representa una situación en la que la velocidad de eliminación de calor es siempre insuficiente.

Evidentemente, consideraciones similares pueden ser aplicadas a un reactor equipado con un cambiador de refrigeración; la capacidad de transferencia de calor de este sistema refrigerante determina la pendiente de la línea recta. Esto puede modificarse mediante un cambio en la temperatura del refrigerante, una disminución en la agitación, etc.

La temperatura a la que el sistema experimenta la pérdida de control se suele llamar *temperatura crítica*, T_{NR} (*no return temperature*). A esta temperatura, para una reacción de orden cero, la velocidad de generación de calor es:

$$Q_G = m \cdot (-\Delta H_r) \cdot A \cdot e^{(-E/RT_{NR})} \quad (8.8)$$

y la velocidad de eliminación de calor,

$$Q_E = U \cdot S (T_{NR} - T_{amb}) \quad (8.9)$$

En este caso, las dos expresiones han de tener el mismo valor. En el punto tangencial, la pendiente de la curva de eliminación de calor coincide con la curva del calor generado:

$$m \cdot (-\Delta H_r) \cdot A \cdot e^{(-E/RT_{NR})} \left(\frac{E}{RT_{NR}^2} \right) = U \cdot S \quad (8.10)$$

De las ecuaciones (8.8), (8.9) y (8.10),

$$\left(\frac{RT_{NR}^2}{E} \right) = T_{NR} - T_{amb} \quad (8.11)$$

Esta expresión da, por lo tanto, un valor de la diferencia de temperaturas crítica para el sistema. En la ecuación (8.10) se puede encontrar otra condición crítica: el tiempo adiabático desde el inicio de la exotermia hasta el instante en que aparece la máxima velocidad de reacción, que es la relación entre la capacidad de acumulación de calor del sistema químico y la capacidad de eliminarlo:

$$(\theta_m)_{NR} = \frac{mC_v}{US} \quad (8.12)$$

8.5 Vaporización repentina y evacuación de mezclas líquido/vapor

En la ingeniería de procesos, las reacciones fuera de control presentan tres aspectos que hay que considerar:

- Control de la instalación para mantener una situación normal.
- En caso de reacción fuera de control, descarga rápida del contenido del recipiente para evitar la explosión.
- Control del producto descargado para evitar un accidente posterior (nube inflamable, dispersión de producto tóxico).

De estos tres apartados, el primero constituye uno de los aspectos clásicos de la ingeniería de proceso, y no se tratará aquí. Los otros dos, en cambio, corresponden directamente a una situación de emergencia; en los párrafos siguientes se discutirán, pues, los aspectos principales.

Si el contenedor está ocupado por un gas, la amplitud de las aberturas de alivio puede efectuarse de acuerdo con las leyes de la mecánica de fluidos, de manera que se pueden deducir las relaciones adecuadas de forma relativamente fácil [KERN77]. Pese a ello, a menudo se trata de recipientes que contienen líquidos a presión y a temperatura de saturación, y la aparición repentina de una abertura hacia el exterior provocará la despresurización y originará la existencia de flujo bifásico.

En la figura 8.7, si una aportación de calor eleva la temperatura del sistema hasta un determinado valor, el incremento correspondiente de la presión de vapor provocará la apertura de la válvula de seguridad. En este momento, el contenido del depósito experimentará una ebullición instantánea (*flash*) y se producirá una vaporización.

Este proceso implica una intensa transferencia de calor y materia entre las dos fases, que se encontrarán prácticamente a la misma temperatura; esta temperatura irá variando con el tiempo. La presión en el recipiente será igual a la presión de vapor correspondiente (excepto en los casos en los que se produzca una reducción extraordinariamente rápida de la presión; por ejemplo, para 100 bar s^{-1} , la temperatura del líquido puede mantenerse 10°C por encima de la temperatura de ebullición).

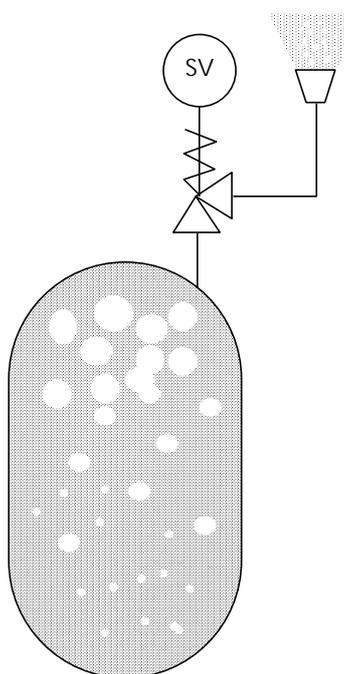


Fig. 8.7 Vaporización súbita y ebullición

Durante esta ebullición súbita, las burbujas de vapor formadas en toda la masa del líquido ascienden a través del mismo hacia la abertura de alivio y se forma espuma; se descarga, pues, una mezcla bifásica. A menudo, la relación másica líquido/vapor en la línea de alivio no será igual a la existente en el mismo instante dentro del recipiente.

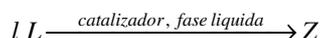
Por lo tanto, hay que introducir un factor de arrastre de líquido k_r , que puede variar entre 0 y 1. Si $k_r = 0$, hay una separación completa entre las fases, y únicamente se evacua vapor; si $k_r = 1$, la fase líquida es completamente arrastrada y la composición del flujo descargado es igual al existente en aquel momento en el recipiente. La cantidad de líquido arrastrado realmente es una función de la geometría del sistema y de las propiedades del producto, y resulta extraordinariamente difícil de calcular. A pesar de esto, se ha comprobado que cuando la presión se reduce rápidamente, se arrastra una cantidad considerable de líquido.

Dado que la velocidad a la que se reduce la presión durante la descarga disminuye rápidamente al aumentar k_r [GÄRT79], en caso de duda es aconsejable el dimensionamiento de las aberturas de alivio aplicando un criterio conservador, suponiendo que todo el contenido del reactor se encuentra formando espuma y que el flujo de la descarga tiene la misma condición que el producto que hay dentro del recipiente, o sea, suponiendo $k_r = 1$.

También aplicando un criterio conservador, se suele admitir que el vapor y el líquido se desplazan a la misma velocidad durante el venteo. En este caso, la velocidad de flujo de la masa descargada es considerablemente menor que si hay una diferencia notable entre las velocidades de flujo del vapor y del líquido.

8.6 Evolución de la presión durante el incidente

La evolución de la presión en el interior del reactor en relación con el tiempo variará según el tipo de descarga y según la reacción exotérmica que se produzca. Se supone el caso de una reacción elemental de polimerización, según el siguiente esquema:



Es decir, un número l de moléculas de monómero L reaccionan en fase líquida, en presencia de un catalizador c y originan un polímero Z . Mediante las ecuaciones cinéticas adecuadas, es posible deducir la variación de la presión en el tiempo (Fig. 8.8).

Suponiendo que en el instante $t = 0$ se ha detenido la refrigeración, la temperatura empieza a aumentar. Si el reactor permanece cerrado, la presión aumentará exponencialmente hasta que —siempre que el recipiente aguante— se alcance un máximo, y después disminuirá rápidamente, pese al incremento posterior de la temperatura; esto sucede por el consumo progresivo del monómero, que es el único producto que contribuye a la presión de vapor, hasta que se agota. Si entra en funcionamiento una válvula de seguridad, el comportamiento será similar, con un máximo en un valor mucho menor, si todo el contenido del reactor forma espuma. Si no hay arrastre de líquido y

únicamente se evacua vapor, la presión fluctuará entre dos valores correspondientes a las presiones de abertura y cerrado de la válvula.

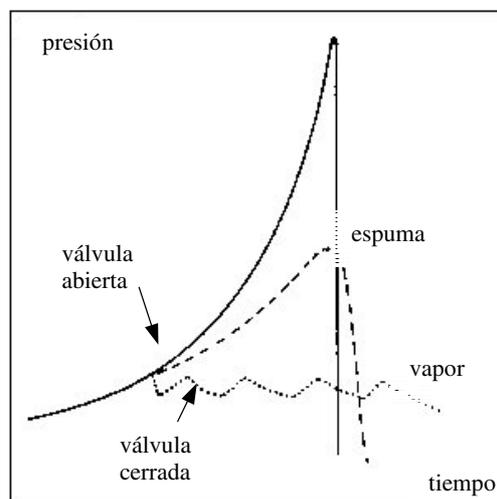


Fig. 8.8 Evolución de la presión en el tiempo

El valor de la presión máxima alcanzada durante la pérdida de control (en condiciones adiabáticas) depende, evidentemente, de la cinética de la reacción, y de los parámetros siguientes [GÄRT79]:

- temperatura de inicio de la reacción incontrolada;
- concentración inicial de los reactivos;
- masa inicial del líquido presente en el reactor;
- relación entre esta masa y el área de la sección transversal de la abertura de alivio;
- presión de apertura (de la válvula o del disco).

Es interesante destacar que si se descarga flujo bifásico (como en general así ocurre), una vez abierta la sección de venteo, la presión continúa aún aumentando durante un determinado tiempo, cosa a tener en cuenta cuando se diseñan los dispositivos de venteo, ya que la presión máxima en el recipiente no será la presión de consigna a la que empieza el venteo, $P_{consigna}$, sino una presión superior, $P_{consigna} + \Delta P$. El recipiente tiene que poder soportar, pues, a causa de la temperatura que alcanzará en estas condiciones, una presión superior a este valor, ΔP , que suele denominarse sobrepresión; ésta generalmente tiene un valor del orden del 20% de $P_{consigna}$.

La descarga puede efectuarse por la parte superior del recipiente o por la base. En el primer caso —y en función de la geometría del sistema— es posible que se descargue preferentemente vapor; por el contrario, si la descarga se realiza por la parte inferior, probablemente la corriente de salida sea mucho más rica en la fase líquida. Esto afectará a la evolución de la presión en el tiempo (Fig. 8.9).

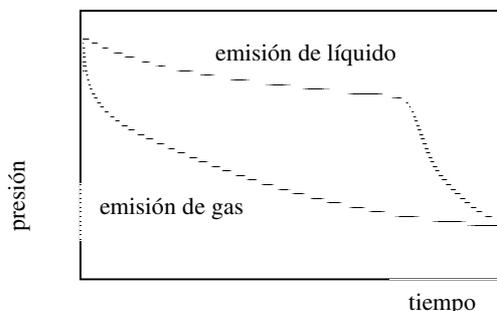


Fig. 8.9 Evaluación de la presión para el escape de gas o de líquido en condiciones adiabáticas [PILZ78]

Se supone un caso en el que el factor de arrastre sea $k_r = 0$. Si la descarga se realiza por la parte superior del recipiente, sólo saldrá fase gas; al ser la viscosidad del gas o del vapor mucho más pequeña que la del líquido o la espuma, la reducción de la presión en el interior del recipiente será mucho mayor al principio (esto es muy interesante para afrontar variaciones fuertes de presión como la representada en la figura 8.8), y después disminuirá progresivamente. En cambio, si la descarga se realiza por la parte inferior del recipiente, la disminución de presión en el interior del recipiente será muy lenta, hasta el momento en el que sólo quede vapor.

Es interesante destacar, sin embargo, que la energía total contenida en el sistema disminuye más rápidamente si se descarga líquido que no si se descarga vapor. Evidentemente, para valores del factor de arrastre comprendidos entre 0 y 1, en una figura como la 8.9 se obtendrían curvas situadas entre las dos extremas, correspondientes a la descarga de líquido y de vapor en ella representadas. Para evidenciar más la diferencia entre ambos comportamientos, en la figura 8.9 se ha representado un caso de descarga adiabática (sin reacción química).

8.7 Cálculo de aberturas de alivio

Si se produce un aumento excesivo de temperatura y presión, un reactor de proceso debe estar equipado con elementos que permitan una salida de producto rápida.

Estos elementos, previstos ya en el proyecto inicial, pueden ser del siguiente tipo:

- válvula manual de descarga,
- válvula automática,
- disco de rotura.

Desde el punto de vista de la seguridad intrínseca de la instalación, es mejor disponer de un sistema automático (válvula de seguridad o disco de rotura) que no necesite de la intervención de una persona.

A veces se utilizan combinaciones de estos elementos. Por ejemplo, un disco de rotura y a continuación, en serie, una válvula de seguridad. Esto permite que la válvula no tenga contacto con el producto existente en el recipiente (con lo que se evitan, en determinados casos, problemas de corrosión o de mantenimiento), y por otra parte, en caso de emergencia, una vez que se haya efectuado una parte de la descarga y la presión dentro del recipiente haya disminuido hasta un determinado valor, la válvula volverá a cerrarse; de este modo se reduce la cantidad emitida al exterior, mientras que si sólo hay un disco de rotura, el escape continúa hasta que la presión en el interior es la atmosférica. La capacidad de descarga del sistema se tiene que calcular según las dimensiones del reactor, la cinética de la reacción y las condiciones existentes (flujo monofásico o bifásico).

Respecto a la figura 8.10, se puede expresar el balance de energía en estado no estacionario de la siguiente manera:

$$\frac{d}{dt}(\rho V u) = Q - W \left(u_1 + \frac{P}{\rho_1} \right) \quad (8.13)$$

con Q como el calor transferido, incluido el calor de reacción.

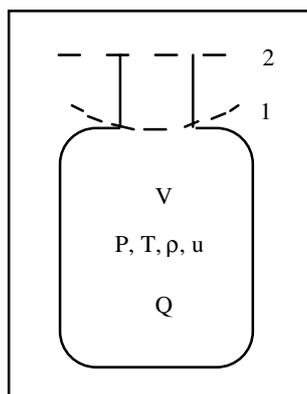


Fig. 8.10 Esquema del recipiente

El balance de energía es:

$$\frac{d}{dt}(V\rho) = -W \quad (8.14)$$

que puede expresarse también de la forma siguiente:

$$\frac{dx}{dt} = \frac{W v}{m(v_g - v_L)} \quad (8.15)$$

La combinación de ambas ecuaciones da:

$$\rho V \frac{du}{dt} = Q - W \left(u_1 - u + \frac{P}{\rho_1} \right) \quad (8.16)$$

Cuando la separación líquido/vapor sea nula (con $k_r = 1$), ($x = x_1$), ($v_1 = v = V/m$), entonces las ecuaciones (8.15) y (8.16) permiten obtener:

$$mC_v \frac{dT}{dt} = mq - GA \frac{V}{m} \frac{\lambda}{(v_g - v_L)} \quad (8.17)$$

8.7.1 Método de Leung

La ecuación 8.17 puede integrarse realizando las suposiciones simplificadoras siguientes:

- El flujo de masa G varía poco durante la descarga.
- El calor de reacción por unidad de masa, q , es prácticamente constante, y se adopta su valor medio.
- Los calores específicos, latentes, y otras propiedades, se consideran constantes.

La integración permite obtener la expresión siguiente [LEUN86]:

$$W = GA = \frac{m_0 q}{\left[\left[\frac{V}{m_0} \frac{\lambda}{(v_g - v_L)} \right]^{1/2} + (C_v \Delta T)^{1/2} \right]^2} \quad (8.18)$$

El tiempo necesario para que comience a disminuir la presión (Fig. 8.11) se puede calcular con la expresión siguiente:

$$\tau = t_e - \left(\frac{V\lambda}{m_0(v_g - v_L)} \frac{t_e}{q} \right)^{1/2} \quad (8.19)$$

donde t_e es el tiempo de vaciado:

$$t_e = \frac{m_0}{W} \quad (8.20)$$

El valor de q se puede calcular como la media aritmética de los valores correspondientes a la temperatura existente en el momento de la abertura de la sección de alivio y a la temperatura máxima alcanzada.

$$q = \frac{1}{2} C_v \left[\left(\frac{dT}{dt} \right)_{consigna} + \left(\frac{dT}{dt} \right)_{max} \right] \quad (8.21)$$

y en caso de descarga de flujo homogéneo:

$$q = C_v \left(\frac{dT}{dt} \right)_{consigna} \quad (8.22)$$

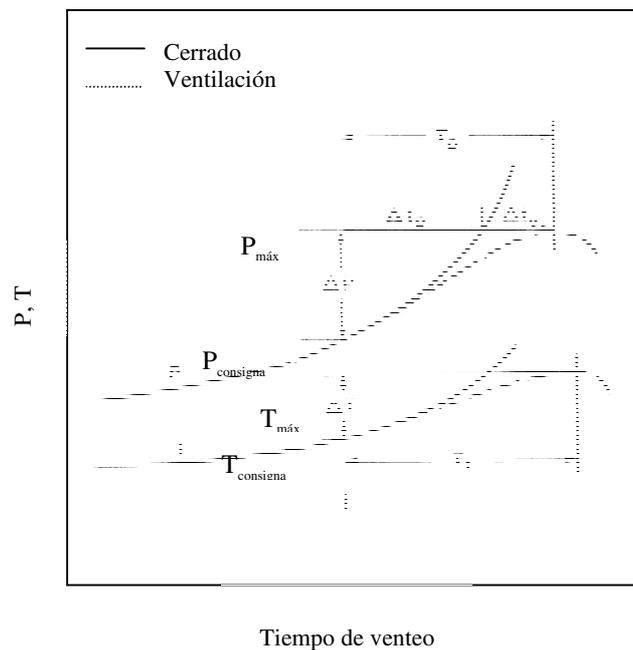


Fig. 8.11 Evolución de la presión y la temperatura cuando ya se ha iniciado el venteo

Para calcular el área necesaria de la abertura de alivio, es necesario estimar previamente la velocidad de flujo másico G adecuada.

Suponiendo un flujo adiabático sin fricción, característico de las boquillas y de las líneas de venteo cortas ($L/D < 50$), y un flujo casi estacionario, el cálculo se simplifica considerablemente. La suposición de flujo homogéneo en equilibrio (velocidad y temperatura iguales para ambas fases y expansión isoentrópica) da velocidades de flujo inferiores y conduce a un diseño conservador de los sistemas de alivio; por otra parte, datos experimentales publicados recientemente concuerdan con este modelo, así que pueden admitirse los resultados de este modelo si no son excesivamente conservadores.

Para la descarga sólo de vapor, la utilización de este modelo se ha simplificado recientemente con la introducción del parámetro siguiente:

$$\omega = \frac{x(v_g - v_L)}{v_i} + \frac{C_p T P}{v_i} \left(\frac{v_g - v_L}{\lambda} \right)^2 \quad (8.23)$$

Y se pueden utilizar las correlaciones siguientes:

Para $\omega \geq 4$

$$\frac{G}{\sqrt{\frac{P}{v_i}}} = \frac{0,6055 + (0,1356(\ln \omega)) - 0,0131(\ln(\omega))^2}{\omega^{0,5}} \quad (8.24)$$

Para $\omega < 4$

$$\frac{G}{\sqrt{\frac{P}{v_i}}} = \frac{0,66}{\omega^{0,39}} \quad (8.25)$$

donde $v_i = v_g$ para la descarga de vapor.

En el caso de la salida de fase líquida, la correlación puede sustituirse por:

$$G = 0,9 \frac{\lambda}{(v_g - v_L)} \left(\frac{1}{C_p T} \right)^{0,5} \quad (8.26)$$

Esta ecuación puede aplicarse también, con buenos resultados, a la descarga de mezclas líquido/vapor, ya que la velocidad de flujo prácticamente no depende de la porosidad aguas arriba.

En estos casos, el cálculo de W se obtiene a partir de la expresión:

$$W = \frac{m_o q (v_g - v_L)}{v_i \lambda} \quad (8.27)$$

donde $v_i = v_g$ para el venteo sólo de vapor, y $v_i = v_L$ para el venteo sólo de líquido.

8.7.2 Método simplificado de Fauske

Fauske [FAUS84] propuso un método generalizado, en forma de nomograma, para una estimación de la sección transversal de aberturas de alivio en reactores químicos, que contempla la hipótesis de flujo bifásico homogéneo en la descarga (Fig. 8.12).

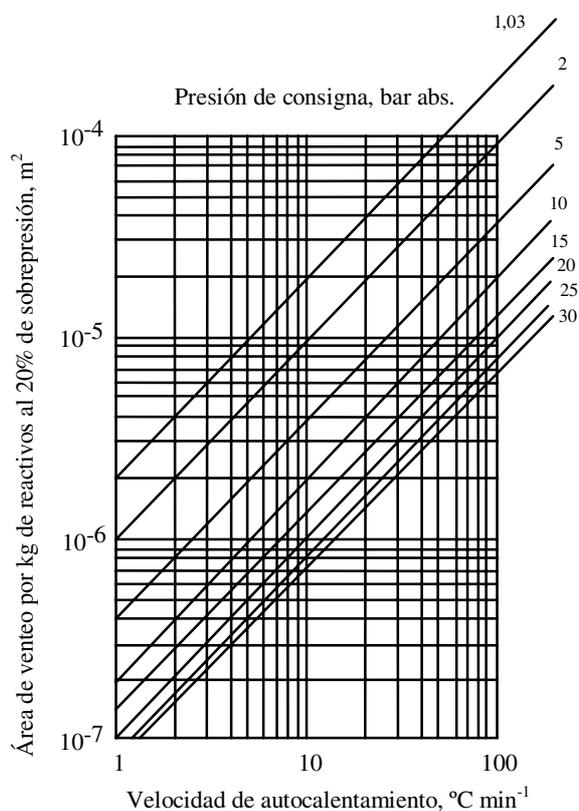


Fig. 8.12 Diagrama de Fauske para el cálculo de áreas de aberturas de alivio

En realidad, este diagrama se obtuvo a partir de una ecuación muy simple propuesta por el mismo autor:

$$A = \frac{m_0}{\Delta P} \left(\frac{C_p}{T_{consigna}} \right)^{1/2} \left(\frac{dT}{dt} \right)_{consigna} \quad (8.28)$$

en la que se introduce un calor específico del líquido con un valor típico de $2.100 \text{ J kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$ ($0,5 \text{ cal g}^{-1} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$) y una sobrepresión absoluta del 20% ($0,2 P_{consigna}$ abs.).

Este diagrama, que da sólo valores estimativos, puede aplicarse tanto a las reacciones químicas fuera de control como a un calentamiento incontrolado del recipiente con reacción química o sin ella. A continuación se presenta un ejemplo clásico [HUFF82] [LEUNG86] de cálculo de aberturas de alivio según los dos métodos expuestos:

Ejemplo 8.1

Cálculo del área del sistema de alivio para un depósito de estireno calentado a 70°C (polimerización adiabática), teniendo en cuenta los datos siguientes:

$$\begin{aligned} V &= 13,16 \text{ m}^3 \\ m_0 &= 9.500 \text{ kg} \\ P_{consigna} &= 4,5 \text{ bar abs} \\ T_{consigna} &= 209 \text{ } ^\circ\text{C} \\ (dT/dt)_{consigna} &= 29,6 \text{ } ^\circ\text{C min}^{-1} \text{ (} 0,5 \text{ } ^\circ\text{C s}^{-1}\text{)} \end{aligned}$$

y que las condiciones máximas de trabajo permisibles por el depósito son:

$$\begin{aligned} P_{m\acute{a}x} &= 5,4 \text{ bar abs.} \\ T_{m\acute{a}x} &= 219,5 \text{ } ^\circ\text{C.} \\ (dT/dt)_{m\acute{a}x} &= 39,7 \text{ } ^\circ\text{C min}^{-1} \text{ (} 0,66 \text{ } ^\circ\text{C s}^{-1}\text{)} \end{aligned}$$

Propiedades:

	4,5 bar	5,4 bar
$v_L \text{ (m}^3 \text{ kg}^{-1}\text{)}$	0,001388	0,001434
$v_g \text{ (m}^3 \text{ kg}^{-1}\text{)}$	0,08553	0,07278
$C_p \text{ líq. (kJ kg}^{-1}\text{.K}^{-1}\text{)}$	2,470	2,514
$\lambda \text{ (kJ kg}^{-1}\text{)}$	310,6	302,3

1 Cálculo por método de Leung

1.1 Flujo bifásico

Cálculo de q (ec. 8.21)

$$q = \frac{1}{2} C_v \left[\left(\frac{dT}{dt} \right)_{\text{consigna}} + \left(\frac{dT}{dt} \right)_{\text{max}} \right]$$

Como: $C_v \approx C_p$

$$q = \frac{1}{2} (2,470)(29,6 + 39,7) = 85,585 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ min}^{-1} = 1,426 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

Cálculo de W (ec. 8.18)

$$W = GA = \frac{m_o q}{\left[\left[\frac{V}{m_o} \frac{\lambda}{(v_g - v_L)} \right]^{1/2} + (C_v \Delta T)^{1/2} \right]^2}$$

$$W = \frac{9,500 \cdot 1,426}{\left[\left[\frac{13,16}{9,500} \frac{310,6}{(0,08553 - 0,001388)} \right]^{1/2} + (2,470 \cdot 10,1)^{1/2} \right]^2} = 256 \text{ kg s}^{-1}$$

Cálculo de G (ec. 8.26)

$$G = 0,9 \frac{\lambda}{v_g - v_L} \left(\frac{1}{C_p T} \right)^{0,5} = 0,9 \frac{310,6}{(0,084142)} \left(\frac{1}{2,470 \cdot 482,5} \right)^{0,5} = 3,040 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

Cálculo de A

$$A = \frac{W}{G} = \frac{256}{3,040} = 0,084 \text{ m}^2$$

Cálculo del diámetro

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,084}{\pi}} = 0,327 \text{ m}$$

Cálculo del tiempo de vaciado t_e (ec. 8.20)

$$t_e = \frac{m_o}{W} = \frac{9,500}{256} = 37,1 \text{ s}$$

Cálculo de τ (ec. 8.19)

$$\tau = t_e - \left[\frac{V\lambda}{m_o(v_g - v_L)} \frac{t_e}{q} \right]^{1/2} = 37,1 - \left(\frac{13,16 \cdot 310,6}{9.500 \cdot 0,084142} \frac{37,1}{1,426} \right)^{1/2} = 25,6 \text{ s}$$

1.2 Sólo fase vapor (este cálculo se incluye para mostrar la utilización del parámetro ω)

Cálculo de ω (ec. 8.23)

$$\omega = \frac{x(v_g - v_L)}{v_i} + \frac{C_p TP}{v_i} \left(\frac{v_g - v_L}{\lambda} \right)^2$$

$$\omega = \frac{x(v_g - v_L)}{v_i} + \frac{C_p TP}{v_i} \left(\frac{v_g - v_L}{\lambda} \right)^2 = \frac{1(0,084142)}{0,08553} + \frac{2,470 \cdot 482,5 \cdot 4,5 \cdot 10^5}{0,08553} \left(\frac{0,084142}{310,6} \right)^2 = 1,4$$

Cálculo de G (8.25)

Para $\omega < 4$:

$$G = \frac{0,66}{\omega^{0,39}} \sqrt{\frac{P}{v_g}} = \frac{0,66}{1,4^{0,39}} \sqrt{\frac{4,5 \cdot 10^5}{0,08553}} = 1.312 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$$

Cálculo de q (8.22)

$$q = C_v \left(\frac{dT}{dt} \right)_{\text{consigna}} = 2,470 \cdot 29,6 = 1,235 \text{ kJ kg}^{-1} \text{ s}^{-1}$$

Cálculo de W (ec. 8.27)

$$W = \frac{m_o q (v_g - v_L)}{v_i \lambda} = \frac{9.500 \cdot 1,235 \cdot 0,084142}{0,08553 \cdot 310,6} = 37,2 \text{ kg s}^{-1}$$

Cálculo de A

$$A = \frac{W}{G} = \frac{37,2}{1.312} = 0,026 \text{ m}^2$$

Cálculo del diámetro

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,026}{\pi}} = 0,189 \text{ m}$$

Esta abertura, adecuada para la descarga de vapor, no sería suficiente para un caso real de flujo bifásico y produciría una sobrepresión excesiva.

2 Cálculo por el método de Fauske

2.1 Cálculo mediante la ecuación 8.28:

Cálculo de A

$$A = \frac{m_o}{\Delta P} \left(\frac{C_p}{T_{consigna}} \right)^{1/2} \left(\frac{dT}{dt} \right)_{consigna} = \frac{9.500}{0,9 \cdot 10^5} \left(\frac{2.470}{482,5} \right)^{1/2} \cdot 0,5 = 0,129 \text{ m}^2$$

Cálculo del diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,129}{\pi}} = 0,405 \text{ m}$$

2.2 Cálculo mediante el nomograma

$$x = \text{velocidad de calefacción} = 29,6 \text{ } ^\circ\text{C min}^{-1}$$

$$y = \text{área de venteo para 1.000 kg de reactivos} = 1,3 \cdot 10^{-2}$$

$$\text{presión de venteo} = 70 \text{ psia}$$

Cálculo de A

$$A = 1,3 \cdot 10^{-5} \frac{\text{m}^2}{\text{kg}} \cdot 9.500 \text{ kg} = 0,123 \text{ m}^2$$

Cálculo del diámetro

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,13}{\pi}} = 0,396 \text{ m}$$

8.8 Tratamiento de la descarga

Hay que tener en cuenta que la abertura de un depósito de venteo puede eliminar el riesgo de explosión, pero no supone ninguna garantía de que no suceda un accidente; en realidad, en los accidentes de Seveso y Bhopal —por mencionar dos casos conocidos— no hubo ninguna explosión.

El flujo a través de la abertura de alivio implica la salida al exterior del sistema (reactor o depósito) de una parte considerable del producto que contiene. Las características habituales de estos productos (toxicidad, inflamabilidad) obligan a controlar la emisión para reducir al máximo la cantidad emitida al ambiente. Hay que llevar a cabo, pues, un tratamiento o una contención de la corriente evacuada.

El tratamiento de la descarga puede realizarse de distintas formas, en función de las características del sistema. Para la emisión de gas o mezclas de vapor/líquido, lo más usual es la absorción en una columna con un disolvente apropiado, la destrucción térmica mediante una antorcha con dispersión posterior en la atmósfera o la retención en un tanque de agua fría (u otro líquido con el que pueda reaccionar el producto). Evidentemente, pueden utilizarse combinaciones de estos sistemas; por ejemplo, a veces se prevé la absorción en una columna, seguida de una antorcha en la que el gas que haya escapado de la primera etapa terminará siendo destruido térmicamente y dispersado. Asimismo, cuando el gas pueda diluirse fácilmente hasta concentraciones no tóxicas ni inflamables, existe la posibilidad de dispersarlo en la atmósfera (Fig. 8.13).

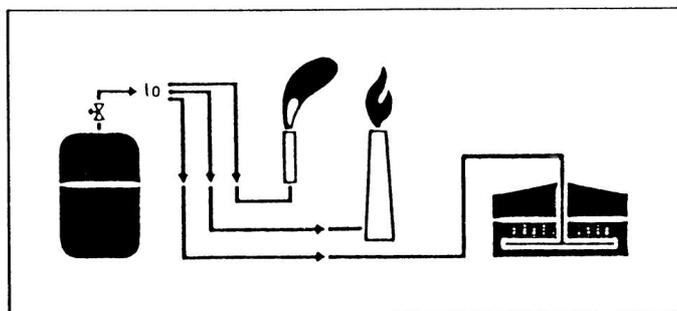


Fig. 8.13 Tratamientos de la descarga desde la zona de vapor

Si lo que se descarga es un líquido, el tratamiento consistirá esencialmente en un enfriamiento y posteriormente su retención en un depósito de agua fría o de cualquier otro líquido (Fig. 8.14).

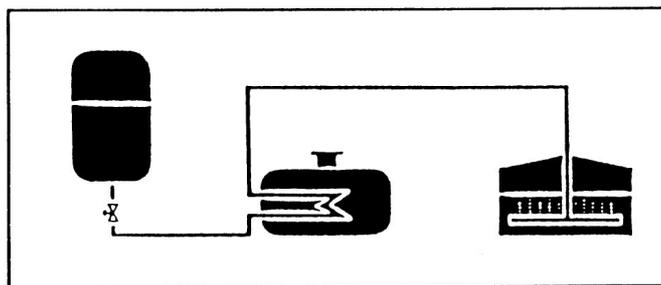


Fig. 8.14 Tratamientos de la descarga desde la zona de líquido

La figura 8.15 muestra un árbol de decisión para la selección de la opción más adecuada, entre las posibles, en función de las circunstancias que se den en cada caso.

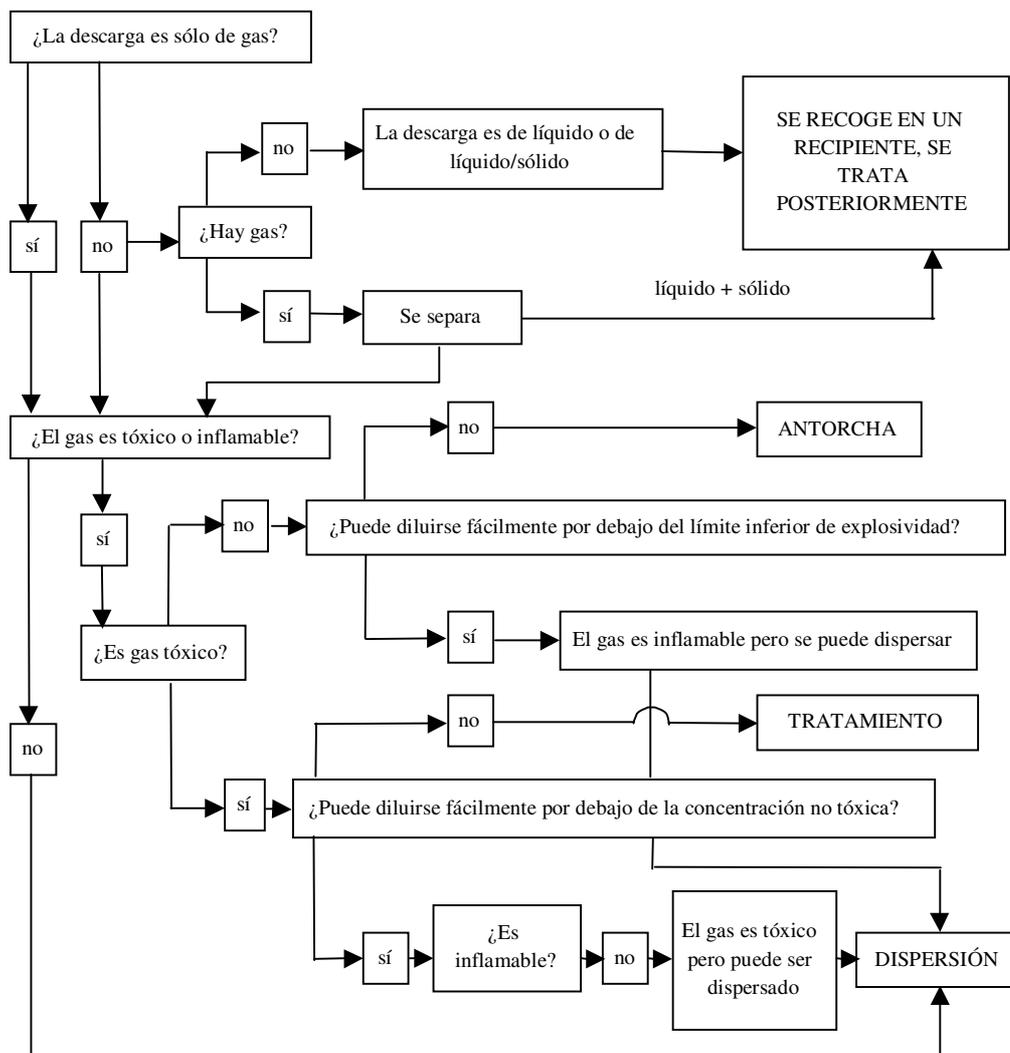


Fig. 8.15 Árbol de decisión para la selección del método de tratamiento de la descarga

8.9 Métodos experimentales para el estudio de las reacciones fuera de control

El riesgo de aparición de reacciones fuera de control durante los procesos de producción y almacenamiento de materias primas o productos, tiene cada vez mayor importancia en la industria química. Por ello se han desarrollado diversos métodos con la finalidad de caracterizar las reacciones exotérmicas respecto a la temperatura inicial, el tiempo de inducción, la magnitud y la velocidad de liberación de calor.

Esto es aplicable no sólo a operaciones normales, sino también a situaciones de emergencia. Es muy interesante la reproducción a pequeña escala del comportamiento de un sistema cuando, por ejemplo, se ha sometido a un calentamiento anómalo originado por un incendio o por una interrupción del circuito de refrigeración, o bien la simulación a escala de laboratorio de las condiciones existentes en un almacenaje o en un transporte.

Los métodos de análisis térmico estudian los cambios de algunas propiedades del sistema (masa, energía, etc.) como una función dinámica de la temperatura. El parámetro de estudio más importante para los análisis térmicos es la variación del calor liberado en una reacción (ΔH_r).

Una forma de predecir la posible aparición de reacciones incontroladas es el estudio, en laboratorio y a pequeña escala, de la evolución en el tiempo de la temperatura y la presión de una masa del producto o productos de que se trate, después de ser sometida a las condiciones que presumiblemente puedan existir en la planta. Estos estudios tienen por objeto:

- La determinación de los perfiles de temperatura según el tiempo.
- La especificación de temperaturas seguras de proceso en las que puedan basarse las condiciones operativas.
- La estimación de parámetros cinéticos en procesos donde la medición directa no es posible.

La gama de temperaturas dentro de la que es posible realizar la operación en condiciones seguras depende de una serie de factores. Algunos autores han propuesto valores para el margen de seguridad. Mientras Rasmussen [RASM87] propone un margen de 50 °C, Cardillo [CARD93] se refiere a la regla de los 100 grados, que propone una diferencia de 100°C entre la temperatura máxima del proceso y la temperatura mínima inicial a la que se ha detectado una reacción exotérmica experimentalmente. Si bien este valor se ha superado en algunos casos, como por ejemplo en el accidente de King's Lynn (1976), normalmente aporta una seguridad suficiente. La temperatura inicial dependerá de una serie de parámetros experimentales, entre los cuales se pueden mencionar los siguientes:

- El tamaño de la muestra, que afectará a la acumulación de calor dentro de la misma.
- El material contenedor de la muestra, que puede actuar como catalizador o inhibidor de la reacción. También puede ser útil añadir muestras del material de construcción del reactor

industrial y de productos corrosivos al objeto de determinar la posibilidad de alguna catálisis o inhibición.

- La velocidad de calentamiento de la muestra, que afectará la sensibilidad de las medidas; el autocalentamiento exotérmico de la muestra no será fácilmente detectable a menos que se compare significativamente con la velocidad externa de calentamiento.
- La inercia térmica, que depende de las características del contenedor de la muestra y que puede impedir un autocalentamiento continuo, particularmente en masas pequeñas.
- Efectos endotérmicos, donde se pueden incluir la evaporación del disolvente residual, la evolución del gas y los cambios de fase. Estos efectos pueden provocar medidas distintas del comportamiento de la muestra con aparatos diferentes.

Los métodos de análisis térmico se pueden clasificar, según el tamaño de la muestra, en dos grupos:

- métodos microtérmicos,
- métodos macrotérmicos.

8.9.1 Métodos microtérmicos

Estos métodos utilizan muestras muy pequeñas (del orden de mg). Se utilizan en muchas aplicaciones industriales y analíticas. Se pueden destacar los siguientes:

- El análisis térmico diferencial (DTA, *differential thermal analysis*).
- La termogravimetría (TGA, TG, *thermogravimetry*).
- El análisis de termogravimetría diferencial (DTG, *differential thermogravimetric analysis*).
- La calorimetría de exploración diferencial (DSC, *differential scanning calorimetry*).

En la tabla 8.8 se muestra un estudio comparativo de los diferentes métodos microtérmicos según sus características principales.

Tabla 8.8 Métodos microtérmicos de análisis de estabilidad térmica. Estudio comparativo

Microtérmicos	DTA	TGA	DTG	DSC
Medida	$T_{\text{muestra}} - T_{\text{referencia}}$	pérdida de peso	velocidad de pérdida de peso	calor transmitido a la muestra
Aparato	aparato DTA	termobalanza	termobalanza	aparato DSC
Medida de la muestra	mg	mg	mg	mg
Estado	líquido, sólido	líquido, sólido	líquido, sólido	líquido, sólido
Parámetros medidos	$dT/dt = f(T)$ $dT/dt = f(t)$	$W = f(T)$ $W = f(t)$	$dW/dt = f(T)$ $dW/dt = f(t)$	$dQ/dt = f(T)$ $dQ/dt = f(t)$

8.9.2 Métodos macrotérmicos

Se utilizan especialmente para la detección de reacciones exotérmicas en muestras considerablemente más grandes (del orden de gramos) que en los métodos microtérmicos. Este aumento de masa hace que las propiedades termodinámicas y los parámetros cinéticos se puedan estimar con mayor precisión con este tipo de métodos, ya que en las técnicas microtérmicas la masa térmica del contenedor de la muestra es mucho mayor que la masa de la muestra.

Entre los métodos más conocidos pueden citarse:

- La calorimetría de flujo de calor (*heat flow calorimetry*).
- El detector sensible de procesos exotérmicos (SEDEX, *sensitive detector of exothermic processes*).
- El monitor de actividad térmica (TAM, *thermal activity monitor*).
- La calorimetría de velocidad acelerada (ARC, *accelerating rate calorimetry*), denominada también “calorimetría adiabática”.
- La calorimetría de reacción (RC, *reaction calorimetry*).

En la tabla 8.9 se muestra un estudio comparativo de los diferentes métodos macrotérmicos según sus características principales.

Tabla 8.9 Métodos macrotérmicos de análisis de estabilidad térmica. Estudio comparativo.

Macrotérmicos	Flujo de calor	SEDEX	TAM	ARC	RC
Medición	calor de reacción	calor generado y consumo a T_{fija}	calor generado y consumo a T_{fija}	tiempo hasta la velocidad máxima	calor generado
Aparato	calorímetro de flujo de calor	SEDEX	TAM	aparato ARC	calorímetro de reacción
Tamaño de la muestra	0,5 - 2 litros	5 - 30 g	1 - 20 ml	1 - 20 g	1 l
Estado	solución	líquido, sólido	líquido, sólido	líquido, sólido	líquido, sólido
Parámetros medidos	$H = f(t)$	$T = f(t)$	$Q = f(t)$ a T_{fija}	$T = f(t)$ $P = f(t)$	$Q = f(t)$

8.9.3 Métodos calorimétricos

Entre los distintos métodos expuestos, los métodos calorimétricos son los más utilizados en análisis térmicos. A continuación se explican con mayor detalle tres de estos métodos:

- Calorimetría de exploración diferencial (método microtérmico).
- Calorimetría de velocidad acelerada (método macrotérmico).
- Calorimetría de reacción (método macrotérmico).

a) *Calorimetría de exploración diferencial*

Los conceptos teóricos y la práctica del método DSC son muy conocidos y han sido estudiados por muchos autores. Este método requiere de muestras pequeñas, típicamente de pocos mg y tiempos de análisis breves (máximo dos horas). Por esto pueden ser útiles para realizar primeras pruebas con productos o mezclas no conocidos y que puedan resultar peligrosos. A pesar de ello, presenta algunas desventajas:

- Las pequeñas muestras utilizadas dificultan una mezcla minuciosa y, por otra parte, la composición de una muestra de pocos mg extraída de una gran suspensión no es necesariamente representativa de la masa total.
- El inicio observado de la reacción exotérmica es una función de la velocidad de calentamiento y produce temperaturas más bajas a velocidades de calentamiento más bajas.
- No se pueden realizar adiciones durante la prueba.
- No es posible la agitación.
- No se puede medir el valor de la presión generada en muestras cerradas.
- Sólo hay un número limitado de células cerradas.

A pesar de las dificultades de transferir los resultados del DSC a las condiciones de planta, este método es muy útil ya que en muchos casos proporciona una visión rápida de la estabilidad térmica de una sustancia.

La velocidad de liberación de calor es la variable que indica la existencia o no de una reacción peligrosa. Un aumento rápido y súbito de la velocidad, con una fuerte exotermia, indica que la reacción puede ser peligrosa. Al contrario, un aumento progresivo de la velocidad es un indicativo de una reacción más lenta. El área del pico de velocidad de las gráficas experimentales es proporcional a la energía de la exotermia.

En la prueba dinámica, realizando los experimentos a temperatura programada, se obtiene un estudio rápido del intervalo de temperaturas. La temperatura inicial de la respuesta exotérmica observada

permite una primera estimación de la región de temperaturas en la que se debe estudiar la reacción no deseada.

Las medidas isotérmicas en la región de la temperatura inicial de exoterma generalmente aclaran, en poco tiempo, si la descomposición que tiene lugar es de origen catalítico o no. Los resultados principales de las pruebas isotérmicas son las velocidades de evolución de calor. Como las velocidades de calentamiento varían con el tiempo, se puede obtener fácilmente el pico máximo, que tiene lugar o bien al principio o bien con un mecanismo catalítico (muy a menudo), después de un determinado retraso. Representando los valores logarítmicos de las velocidades máximas de evolución de calor de un número de experimentos isotérmicos en un gráfico de Arrhenius, se obtiene información de la dependencia de la temperatura. La pendiente de la línea corresponderá al valor de la energía de activación [CARD91].

b) Calorimetría de velocidad acelerada

La calorimetría de velocidad acelerada o calorimetría adiabática permite examinar las características termoanalíticas de un material en una atmósfera cerrada y en condiciones casi adiabáticas. El calorímetro utilizado en estas pruebas fue diseñado por miembros de Dow Chemical Company y fue descrito inicialmente por Townsend en 1977.

La calorimetría adiabática es un método muy interesante para investigaciones de peligros térmicos, ya que el curso adiabático de una reacción presenta el comportamiento térmico bajo las peores condiciones respecto a cuestiones de seguridad [COAT84] [OTTA86] [SMIT82] [TOWN80].

El calorímetro como tal consiste en un recipiente (construido con titanio, acero inoxidable o hastelloy) destinado a contener la muestra, situado en una cámara con una serie de elementos de calefacción. El recipiente está conectado a un transductor de presión, lo que permite trabajar a presiones de hasta 175 bar. La calefacción de la cámara, bien aislada térmicamente, se controla mediante tres termopares; un cuarto termopar acoplado a la superficie del recipiente permite conocer la temperatura del sistema que reacciona. La disposición de estos termopares se ha optimizado, de manera que se minimizan los efectos de la inercia térmica. El conjunto del calorímetro está aislado y situado dentro de un recipiente de seguridad no presurizado.

Este método permite trabajar a temperaturas de hasta 500 °C, con muestras de 1 a 20 g de producto en estado sólido, líquido o gas. La muestra no se puede someter en principio a agitación, lo que constituye una limitación para la reproducción de determinados sistemas. Un microprocesador permite controlar todas las operaciones del sistema. El funcionamiento normal consiste en la programación de un calentamiento inicial hasta una temperatura determinada, seguido de una serie de etapas de calentamiento–espera–exploración, para unos valores de los incrementos e intervalos fijados

previamente según las características y las propiedades del sistema (Fig. 8.16); es decir, el aparato impone un determinado incremento a la temperatura del sistema [COLL92].

Cuando se alcanza la temperatura deseada y después de un tiempo de espera determinado, se comprueba si la velocidad de autocalentamiento supera un valor límite preestablecido (del orden de $0,02 \text{ }^\circ\text{C min}^{-1}$). Si ello no sucede, se realiza un nuevo calentamiento y se repite el ciclo hasta que se observa la aparición de una reacción exotérmica.

Una vez detectada esta reacción, el recipiente de reacción se mantiene en condiciones adiabáticas mediante un calentamiento perfectamente controlado de la cámara —efectuado con un algoritmo PID— y se registra la variación de la presión y la temperatura. Finalizada la reacción, se puede continuar el proceso para explorar la existencia de otras reacciones exotérmicas a temperaturas más elevadas.

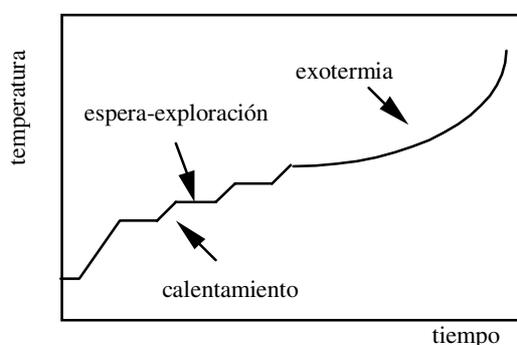


Fig. 8.16 Funcionamiento del calorímetro de velocidad acelerada

Otra posibilidad consiste en mantener una determinada temperatura durante un tiempo concreto y esperar la posible aparición de una reacción exotérmica. Esta modalidad resulta útil para prever el efecto de la temperatura de transporte o almacenamiento. Los datos quedan guardados en la memoria y se pueden representar gráficamente. También pueden ser introducidos en un ordenador y procesados.

La representación gráfica de los datos experimentales permite ver la evolución de la temperatura y la presión con el tiempo. Si se representa la temperatura del sistema respecto al tiempo, es posible establecer el inicio de la reacción y seguir su evolución.

Una vez se ha iniciado la reacción exotérmica y ya en condiciones adiabáticas, el sistema es autoacelerado, o sea, la velocidad de reacción va aumentando a medida que pasa el tiempo hasta que los reactivos se agotan.

Se puede ver cómo la temperatura del sistema que reacciona aumenta al principio poco a poco, calentándose éste cada vez más deprisa hasta que en un momento dado el incremento es muy rápido. Este es el comportamiento típico de las instalaciones en las que aparece una reacción fuera de control.

La figura 8.17 [CARD84] muestra una gráfica obtenida de la representación, en una reproducción llevada a cabo en un calorímetro de velocidad acelerada, de las reacciones que provocaron el accidente de Seveso (1976).

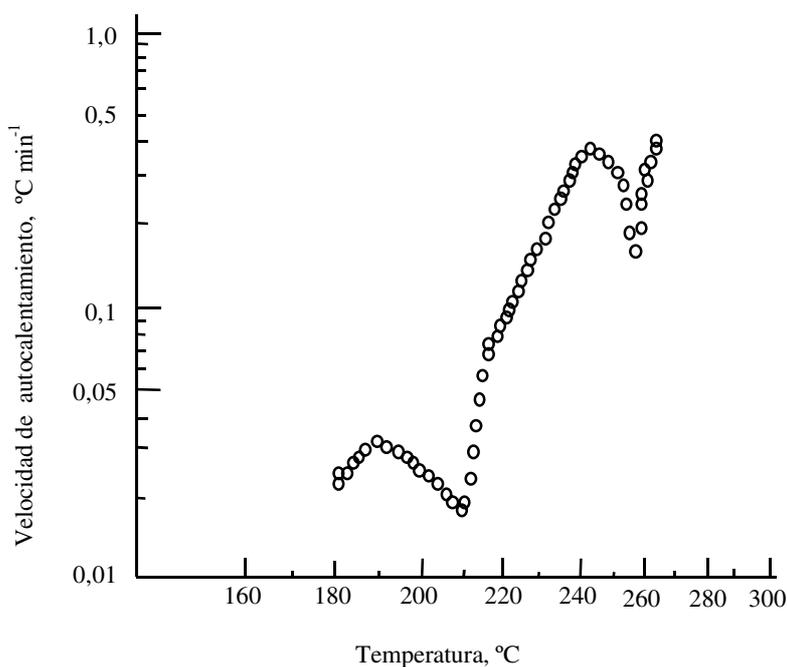


Fig. 8.17 Reproducción de las reacciones que provocaron el accidente de Seveso [CARD84]

El primer pico corresponde a la primera reacción. Ésta, relativamente poco exotérmica, fue provocada por el calor de condensación del vapor residual existente en la camisa del reactor en el momento de pararlo; por conducción a lo largo de su pared metálica en la zona no bañada por el líquido, este calor se acumuló en la capa superior del líquido y originó una temperatura capaz de desencadenar esta primera reacción. El calor liberado provocó un aumento progresivo de la temperatura del líquido, hasta que a unos 210 °C apareció una nueva reacción, fuertemente exotérmica. El incremento de

presión en el reactor provocó finalmente la abertura del disco de rotura, con la dispersión en la atmósfera de un aerosol que contenía dioxina.

c) Calorimetría de reacción

En cualquier proceso químico se necesita conocer los datos cinéticos de cada uno de los procesos intermedios. Ya desde el desarrollo del proceso hay que tener en cuenta la posibilidad de que una de estas reacciones sea altamente exotérmica. La determinación del calor total liberado por una reacción concreta proporcionará una evaluación del riesgo que el proceso comporta [NOME93].

Una investigación exhaustiva de las reacciones potencialmente peligrosas será más fácil de realizar durante su desarrollo inicial. Los perfiles de velocidades instantáneas en las que el calor se disipa o absorbe a lo largo de cada proceso intermedio indicarán el intervalo de temperaturas en el que la reacción se completará o quizá se convertirá en una reacción fuera de control.

La reacción deseada a menudo se puede llevar a cabo tan sólo en un intervalo de temperaturas muy definido. A una temperatura demasiado baja, la reacción será muy lenta o no se producirá. A una temperatura demasiado alta, se pueden formar subproductos no deseados o pueden producirse reacciones de descomposición o reacciones consecutivas no deseadas.

Así pues, muchos procesos en los que hay reacciones muy exotérmicas son diseñados con un margen de seguridad muy amplio (por ejemplo, temperaturas de reacción bajas para asegurar que se está lejos del punto inicial de la descomposición peligrosa).

En las condiciones óptimas de operación es necesario conocer las velocidades máximas de liberación de calor a fin de poder determinar las capacidades caloríficas de refrigeración y/o calentamiento que los reactores de la planta necesitan.

La calorimetría de reacción permite simular las condiciones de la planta (agitador, reflujo, refrigeración, etc.) y determinar simultáneamente los datos actuales de generación de calor. Se pueden ir añadiendo reactivos mientras dura la prueba y estudiar la conversión de la reacción y la velocidad de liberación de calor.

Pero para ello, hay que conocer las entalpías de reacción de las reacciones químicas en las condiciones particulares de operación. Además, las entalpías de solución, dilución y mezcla son también un problema para la seguridad del proceso. La calorimetría de reacción no es un método simple, ya que se tienen que cumplir una serie de requisitos:

- Para medir el calor de reacción hay que realizar la síntesis química del proceso que se investiga. Los procesos orgánicos modernos requieren que se mantengan las condiciones

de reacción, como podrían ser la temperatura, la dosis, la presión, el tiempo de reacción, los pesos de los productos destilados o añadidos, etc. Además, la manipulación de las mezclas de reacción se prescribe específicamente y se requieren operaciones básicas unitarias como, por ejemplo, agitación, destilación, reflujo, etc.

- Para obtener los resultados de la medición, a veces, además de la entalpía neta de reacción hay que considerar otras fuentes de calor como la energía disipada por el agitador, el proceso endotérmico en el condensador, etc.
- Además de la medición del calor de reacción a menudo se necesita información de otros parámetros importantes, especialmente si los cambios de estos parámetros afectan a la interpretación de las medidas calorimétricas, por ejemplo, valores y cambios del coeficiente de transferencia de calor a través de la pared del reactor.
- Durante la reacción pueden cambiar de forma importante un número de propiedades físicas de la mezcla de reacción. Un ejemplo típico es el cambio de viscosidad debido a la formación y precipitación de un producto insoluble y el deterioro consiguiente de la transferencia de calor en la pared interior.

Si bien es uno de los métodos que permite simular mejor las condiciones reales, hay que tener en cuenta que las pruebas implican un coste considerable en tiempo.

8.9.4 Métodos informáticos preliminares

El uso de ordenadores como herramienta de predicción en la evaluación de peligros y procesos químicos empezó en 1974 con la introducción del programa CHETAH (*Chemical Thermodynamic and Energy Release*) [CHET74]. Desde entonces, éste y otros programas han sido ampliamente utilizados en la industria química para la predicción de posibles reacciones fuera de control [CARD91] [GUST93].

Otros autores han utilizado programas diferentes, como Yoshida [YOSH87], que ha estudiado combinaciones de reactivos mediante el programa informático REITP2 (*Revised Program for Evaluation of Incompatibility*), o Friedel y Wehmeier [FRIE91], que han utilizado el SAFIRE [GROL85] para predecir el comportamiento dinámico de un fluido y la cinética de reacción. A continuación se comenta el programa CHETAH como ejemplo de funcionamiento de estos programas informáticos.

a) Programa CHETAH

Aunque su función principal sea predecir potenciales de deflagración/detonación a partir de la estructura molecular, se puede utilizar también para estimar calores de reacción, capacidades

caloríficas y entropías de un compuesto puro, de una mezcla o de una reacción química. Dentro del programa se han incluido cuatro criterios de peligro energético potencial basados en la termodinámica clásica.

El primer criterio utiliza la cantidad presente de cada elemento y los datos termodinámicos junto con una técnica de programación lineal, para definir aquellos productos que se podrían formar a partir de la mezcla de reacción y que liberarían la máxima cantidad de energía. El programa obedece a las leyes de la termodinámica y a los principios de estequiometría. Según este criterio, el programa proporciona un potencial de peligro energético.

Tabla 8.10 Peligrosidad de un producto según el primer criterio del programa CHETAH

Peligro potencial	Calor de reacción (kcal g ⁻¹)
Bajo	> -0,3
Medio	entre -0,3 y -0,7
Alto	≤ -0,7

El segundo criterio compara la diferencia entre el calor de combustión de los compuestos con exceso de oxígeno y el calor de combustión máximo. El tercer criterio se basa en el concepto de balance de oxígeno expresado como un porcentaje del peso molecular. Para un compuesto de fórmula C_xH_yO_z:

$$\text{Balance de oxígeno (BO)} = -\frac{1600}{PM} \left(2x + \frac{y}{2} - z \right) \quad (8.29)$$

Tabla 8.11 Peligrosidad de un producto según el tercer criterio del programa CHETAH

Peligro potencial	Balance de oxígeno (%)
Bajo	BO > 160 o BO < -240
Medio	-240 < BO < -120 y 80 < BO < 160
Alto	-120 < BO < 80

El cuarto criterio está representado por un parámetro Y que se puede calcular mediante la siguiente ecuación, donde $\Delta H_{dm\acute{a}x}$ es la energía máxima de descomposición, m es la masa del compuesto (en g) y n el número de moles:

$$Y = 10\Delta H_{dm\acute{a}x}^2 \frac{m}{n} \quad (8.30)$$

Tabla 8.12 Peligrosidad de un producto según el cuarto criterio del programa CHETAH

Peligro potencial	Y
Bajo	< 30
Medio	entre 30 y 110
Alto	>110

El programa efectúa un reconocimiento de la muestra para clasificar el compuesto como sensible o no sensible; proporciona una clasificación de sensibilidad alta, mediana o baja para cada uno de los cuatro criterios y después da un valor total, el potencial de liberación de energía (ERP, *energy release potential*) para el compuesto o mezcla.

El CHETAH es uno de los métodos útiles para realizar una evaluación preliminar del riesgo, debido a la capacidad de predicción de los peligros potenciales de un material o mezcla, a partir tan solo del conocimiento de la estructura química.

8.10 Índice de riesgo para reacciones fuera de control

A partir de un extenso análisis histórico, Vílchez y Casal [VILC91] propusieron un índice de riesgo que cuantifica el peligro potencial para cada situación. Este índice no comprende el tamaño de las consecuencias posibles del accidente, sino que proporciona información sobre la tendencia a que el mismo ocurra.

El parámetro esencial del índice se basa en un elemento característico del fenómeno (la pérdida de control de una reacción exotérmica), que eventualmente se verá afectado por una serie de factores de riesgo y seguridad. El elemento característico seleccionado —sólo uno, por razones de simplicidad— es la exotermicidad de la reacción o de las reacciones consideradas.

Es evidente que en la pérdida de control juega también un papel importante la cinética del proceso, la velocidad de reacción. No obstante, teniendo en cuenta la evolución en el tiempo que suelen tener las reacciones fuera de control (como ya se ha mencionado, una fase inicial, a veces muy larga, de lento crecimiento de la temperatura, seguida de un aumento cada vez más importante y con una fase final rapidísima [CASA86]), parece más adecuada la utilización del calor de reacción.

Para obtener un índice simple y tener una escala práctica, no se ha aplicado directamente el calor de reacción, sino que se ha utilizado un parámetro adimensional denominado factor de energía (E_{run}). Este factor está directamente relacionado con el calor de reacción y se obtiene a partir de las diferentes reacciones exotérmicas clasificadas en cinco grupos (tabla 8.13).

Tabla 8.13 Factor de energía según el tipo de reacción. Fuente: [VILC91]

Tipo de reacción	E_{run}
Altamente exotérmica	10
Exotérmica	8
Moderadamente exotérmica	6
Poco exotérmica	4
Muy poco exotérmica	2

Evidentemente, esta clasificación tan simple puede presentar algunos problemas cuando se aplica a casos específicos. Para facilitar su uso, se pueden seguir las pautas indicadas de la tabla 8.14 [VILC91]:

Tabla 8.14 Clasificación de diferentes procesos según su exotermicidad. Fuente: [VILC91]

Proceso	Energía
Oxidación	Altamente exotérmica
Halogenación	Altamente exotérmica
Polimerización	Altamente exotérmica / exotérmica
Nitración	Exotérmica / altamente exotérmica
Sulfonación	Moderadamente exotérmica
Condensación	Moderadamente exotérmica
Aminación	Moderadamente exotérmica
Hidrogenación	Moderadamente / poco exotérmica
Alquilación	Reacciones paralelas poco exotérmicas
Hidrólisis	Poco exotérmica
Reducción	Muy poco exotérmica

El factor de energía así definido está afectado eventualmente por una serie de factores de riesgo y de seguridad. De modo que el índice de riesgo se define como:

$$I_{run} = E_{run} \frac{1 + \sum \text{factores de riesgo}}{1 + \sum \text{factores de bonificación}} \quad (8.31)$$

Los valores asignados a cada factor se han alterado proporcionalmente para conseguir un valor máximo de 100 para el índice; el valor mínimo es 1,3, pero en este caso el índice se aproxima al número entero más cercano. Por ello se puede considerar una escala situada entre 1 y 100. En las tablas 8.15 y 8.16 se muestran los valores de los factores de riesgo y de los factores de seguridad para procesos y tipos de equipo diferentes.

Entre los factores de riesgo se han incluido con un destacado valor los procesos discontinuos, más propensos a la pérdida de control que los continuos y que cuentan con una mayor influencia del factor humano. Otra característica que incrementa el índice de riesgo es la utilización de una instalación para diversos usos consecutivos (plantas multiuso o multipropósito), porque hay más probabilidades de contaminación. En cuanto al tipo de equipo, los reactores químicos son los más penalizados, por razones de utilización; los depósitos tienen también un determinado factor de riesgo, si bien es bastante inferior.

Finalmente, el resto de equipos no se ha penalizado (factor de riesgo = 0), ya que las reacciones fuera de control en otros equipos distintos a reactores o depósitos (por ejemplo, columnas de destilación) son relativamente poco frecuentes. Esto no significa que el índice de riesgo no pueda alcanzar un valor significativo, incluso muy elevado (puede llegar hasta 73, en el peor de los casos), al ser aplicado a este tipo de equipos.

Tabla 8.15 Factores de riesgo. Fuente: [VILC91]

<i>Factor de riesgo</i>	<i>Valor</i>
Proceso discontinuo	3,2
Planta multiproducto	1,0
Tipo de equipo:	
reactor	3,2
depósito	1,2
otros	0,0
Adición de materiales según una pauta	1,0
Material anómalo	0,6

El hecho de que la adición o la mezcla de reactivos tenga que seguir forzosamente una pauta determinada por razones de seguridad es también un factor de riesgo, con un valor bastante elevado. Este valor comprende el riesgo de mezcla incorrecta, acumulación de sustancias, etc. Finalmente, el tratamiento de material anómalo, por ejemplo, el procesamiento de un material de segunda calidad o procedente de una partida el tratamiento de la cual hubiera fallado, tienen que ser considerados también factores de riesgo, dada la probabilidad de contar con la presencia de contaminantes.

Respecto a los factores de seguridad o bonificaciones, se puede aplicar un tratamiento parecido al que se ha llevado a cabo con los factores de riesgo. Los conceptos que se tienen en cuenta y los valores correspondientes se pueden ver en la tabla 8.16.

Entre estos factores de bonificación se ha considerado el hecho de contar con un sistema de refrigeración y agitación fiables, por las implicaciones que los fallos de estos servicios han tenido

históricamente. También se han tenido en cuenta las medidas especiales que impiden (de forma automática) la mezcla incorrecta o el flujo incorrecto en aquellos casos en los que hay que seguir una pauta determinada.

Otra medida que puede reducir el riesgo es la información actualizada (y operativa) de las modificaciones que se hayan realizado en la planta, así como la relativa a nuevos conocimientos publicados sobre los aspectos químicos y termoquímicos del sistema. La existencia de estas medidas es, pues, un factor de seguridad.

Un factor de bonificación estrechamente relacionado con el error humano es la existencia de un manual de operación completo (que comprenda, por ejemplo, determinadas situaciones de emergencia) y operativo. Finalmente, se ha tenido en cuenta la previsión de energía de emergencia para los sistemas de control y la existencia de sistemas de refrigeración de emergencia para afrontar aportaciones anómalas de calor (como la radiación térmica procedente de un incendio).

Tabla 8.16 Factores de bonificación. Fuente: [VILC91]

<i>Factor de bonificación</i>	<i>Valor</i>
Sistema de agitación fiable	0,11
Sistema de refrigeración fiable	0,11
Sistema automático para evitar el flujo o mezcla incorrectos	0,08
Información actualizada (modificación de planta, bibliografía, etc.)	0,07
Manual de operación completo (paradas, puesta en marcha, mantenimiento, situaciones de emergencia previstas, etc.)	0,06
Energía de emergencia para sistemas de control	0,05
Refrigeración de emergencia fija para aportaciones anómalas de calor	0,02

Reducir la estimación o la evaluación de un riesgo a un número tiene la ventaja de la simplicidad y la rapidez de aplicación. Pero presenta también algunos inconvenientes, entre los que se pueden destacar la falta de precisión, la imposibilidad de tener en cuenta determinados factores, la poca información que un número contiene y su relativa falta de significado.

El resultado final, un índice entre 1 y 100, es útil para indicar la tendencia de un sistema a evolucionar fuera de control. Se podría haber realizado una clasificación de los niveles de riesgo de acuerdo con el

valor del índice de riesgo (por ejemplo, muy bajo, bajo, moderado, alto, muy alto, o aceptable e inaceptable). No obstante, parece más práctico utilizar la escala entre 1 y 100, a la que en general se está habituado, ya que permite comprender sin dificultad el riesgo que comporta un índice de 14, 45 o 90, por ejemplo.

Al margen de estas dificultades, el índice propuesto puede ser una herramienta útil en la realización de una estimación simple y rápida del riesgo de reacciones fuera de control en una determinada unidad. Finalmente, se ha de tener en cuenta que, como en otros métodos de análisis de riesgo, la obtención de un valor determinado del índice no tendría por qué implicar el prescindir de otras consideraciones derivadas del buen criterio o la experiencia. A continuación se presenta un ejemplo sobre cómo determinar este índice.

Ejemplo 8.2

Calcular el índice de riesgo para una operación de nitración que se realiza en discontinuo en un reactor de proceso.

- Se tienen que calcular los valores del factor de energía, del factor de riesgo y de los factores de bonificación.

<i>Concepto</i>	<i>Valor</i>
Tipo de reacción	
Altamente exotérmica	$E_{run} = 10$
Factores de riesgo	
Proceso discontinuo	3,20
Tipo de equipo: reactor	3,20
Adición de materiales según una pauta	1,00
Factores de bonificación	
Sistema de agitación fiable	0,11
Circuito de refrigeración fiable	0,11
Sistema automático para evitar una mezcla o flujo incorrectos	0,08
Información actualizada	0,07
Manual de operación completo	0,06

Resultados:

Factor energético	$E = 10$
$1 + \Sigma \text{factores de riesgo}$	8,40
$1 + \Sigma \text{factores de bonificación}$	1,43

$$I_{run} = E_{run} \frac{1 + \Sigma \text{ factores de riesgo}}{1 + \Sigma \text{ factores de bonificación}} = 59$$

8.11 Utilización de disco de rotura-válvula de seguridad

Los dos dispositivos más usuales para proteger recipientes frente a incrementos excesivos de la presión, evitando así la explosión, son el disco de rotura y la válvula de seguridad. Aunque ambos tienen el mismo objetivo, presentan características distintas. La principal diferencia radica en que el disco de rotura puede actuar una sola vez: una vez abierto, no vuelve a cerrarse. La válvula de seguridad, en cambio, permanece abierta únicamente sobre una determinada gama de presiones.

La principal consecuencia de este distinto comportamiento es que en caso de actuación, la cantidad emitida durante el venteo será probablemente mayor si el mismo tiene lugar a través de un disco que de una válvula. Si un recipiente está protegido por un disco de rotura y éste cede debido a una sobrepresión, se producirá una emisión del producto que continuará hasta que la presión en el interior del recipiente sea igual a la existente en el punto de venteo; es decir, hasta que la presión dentro del recipiente sea la atmosférica en caso de venteo a la atmósfera. En cambio, si dicho recipiente se encuentra protegido por una válvula de seguridad, el venteo tendrá lugar tan sólo hasta que la presión disminuya hasta la presión de cierre de la válvula. En estas condiciones puede quedar todavía una considerable cantidad de producto en el recipiente, cantidad que quedará retenida en el mismo (salvo si una posterior aportación o generación de calor origina un nuevo incremento de la presión); de esta forma es posible reducir considerablemente la emisión y la pérdida de producto. En el accidente de Bhopal, por ejemplo, la actuación de la válvula de seguridad (instalada en este caso aguas abajo de un disco de rotura) redujo considerablemente la cantidad de isocianato de metilo emitido a la atmósfera.

Es relativamente frecuente la utilización conjunta (en serie) de discos de rotura y válvulas de seguridad, para aunar de esta forma las mejores características de estos dispositivos. Esta utilización conjunta está recomendada en diversas normas y códigos (ISO 6718, API 520 y ASME Sección VIII, AD-MERKBLATT A1, British Standards BS 550, etc.).

No hace falta decir que el disco de rotura y la válvula de seguridad pueden también instalarse en paralelo, como elementos redundantes. Esto puede obedecer a diversas razones; por ejemplo, la distinta velocidad de actuación: el disco abre en milisegundos, mientras que la válvula de seguridad

abre en décimas de segundo como mucho. Esto puede ser interesante para hacer frente a incrementos muy rápidos de presión. Sin embargo, lo que se comenta en este apartado se refiere básicamente a la utilización en serie de estos dos dispositivos (es decir, uno tras otro, en la misma línea).

El disco de rotura puede instalarse tanto delante como detrás de la válvula de seguridad. Diversas razones pueden aconsejar una de estas dos alternativas [FIKE98].

a) *Disco de rotura delante de la válvula de seguridad.*

- Para proteger a la válvula de productos corrosivos contenidos en el recipiente. El disco es hermético (mientras no ceda, evidentemente) y desde este punto de vista equivaldría a una brida ciega.
- Para proteger a la válvula de productos que eventualmente podrían polimerizar o cristalizar sobre ella, obturándola total o parcialmente.
- Para evitar pérdidas de producto debidas a aberturas eventuales de la válvula. Esto es especialmente importante en el caso de recipientes sometidos a frecuentes oscilaciones de la presión, sobre todo si el producto contenido es tóxico o caro.
- La acción protectora del disco, aislándola del proceso, evita que la válvula se “destare” con facilidad.
- A menudo, la válvula trabaja mejor si la presión de abertura se aplica súbitamente.

Cuando se instala un disco de rotura delante de una válvula de seguridad, es interesante seguir las siguientes recomendaciones [FIKE98]:

- Establecer la misma presión de abertura que para la válvula de seguridad, o algo mayor.
- Instalar un disco no fragmentable
- Instalar una válvula de exceso de flujo, para evitar cualquier acumulación de presión entre el disco y la válvula que pudiera falsear la presión de abertura.

b) *Disco de rotura detrás de la válvula de seguridad*

Esta instalación es mucho menos frecuente que la anterior. La principal razón para aplicarla es la de proteger a la válvula de productos corrosivos que pueda haber en el exterior o aguas abajo de la misma.

Cuando se instala un disco de rotura detrás de una válvula de seguridad es interesante seguir las siguientes recomendaciones:

- Establecer la misma presión de abertura que para la válvula de seguridad o algo menor.
- Instalar un disco no fragmentable.
- Instalar una válvula de exceso de flujo, para evitar cualquier acumulación de presión entre el disco y la válvula que pudiera falsear la presión de abertura.

8.12 Bibliografía

- [BART84] BARTON, J.A.; NOLAN, P.F. "Runaway Reactions in Batch Reactors". *I. Chem. Symposium Series*, núm. 58, p. 13 y sig. 1984.
- [BOND85] BOND, J. "Violent Polymerisation". *Loss Prevention Bulletin*, núm. 65, p. 20 y sig. 1985.
- [BROG83] BROGLI, F. *Swiss Chemical*, 5 (9a edición), p. 25 y sig. 1983.
- [CARD84] CARDILLO, P.; GIRELLI, A.; FERRAILOLO, G. "The Seveso case and the safety problem in the production of 2,4,5-trichlorophenol". *Journal of Hazardous Materials*, 9, p. 221 y sig. 1984.
- [CARD88] CARDILLO, P. *Incidenti in ambiente chimico: discussione di 100 casi*. CINEAS. Milano, 1988.
- [CARD91] CARDILLO, P. "Laboratory testing procedures". *Safety of Chemical Batch Reactors and Storage Tanks*, p. 79 y sig. Ed. A. Benuzzi and J.M. Zaldivar. 1991.
- [CARD93] CARDILLO, P. "Le reazioni fuggitive e le decomposizioni esotermiche: sicurezza e ottimizzazione dei processi". *La Chimica & l'Industria*, 75-1993, p. 202 y sig. 1993.
- [CASA86] CASAL, J. *Reaccions fora de control*. UPC. Barcelona, 1986.
- [CASA92] CASAL, J.; VILCHEZ, J.A. "Hazard index for Runaway Reactions". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 4, p. 125 y sig. Enero 1991.
- [CHET74] ASTM D 51. "CHETAH, the ASTM Chemical Thermodynamic Energy Release Evaluation Program". E-27 ASTM Committee. 1974.
- [COAT84] COATES, C.F. "The ARC in Chemical Hazard Evaluation". *Chemistry and Industry*, p. 212 y sig. Marzo 1994.

- [COLL92] COLL, T.; CASAL, J. "Evaluación experimental del riesgo en plantas de proceso. Calorimetría de velocidad acelerada". *Ingeniería Química*, p. 229 y sig. Abril 1992.
- [FAUS84] FAUSKE, H.K. *Plant Operation Prog.*, 3 (4a edición), p. 213 y sig. 1984.
- [FIKE98] FIKE Ibérica. Nota técnica. Barcelona, 1998.
- [FRIE91] FRIEDEL, L.; WEHMEIER, G. "Modelling of the vented methanol/acetic anhydride runaway reaction using SAFIRE". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 4, p. 110 y sig. Enero 1991.
- [GÄRT79] GÄRTNER, D.; GIESBRECHT, H.; LEUCKEL, W. "Thermodynamic and Fluid-dynamic Effects in Emergency Blow-Downs of Chemical Reactors". *Ger. Chem. Eng.*, vol. 2, p. 122 y sig. 1979.
- [GROL85] GROLMES, M.A.; LEUNG, J.C. "Code Method for Evaluating Integrated Relief Phenomena". *Chem. Eng. Prog.*, 81 (8a edición), p. 47 y sig. Agosto 1985.
- [GUST93] GUSTIN, J.L. "Thermal stability screening and reaction calorimetry. Application to runaway reaction hazard assessment and process safety management". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 6, núm. 5, p. 275 y sig. 1993.
- [HAGA82] HAGA, T.; NAITO, M. "Hazard Case Histories of Reactive Chemicals". Report of the Committee for Examination of Safety in Batch Processing System. Central Assoc. for the Prevention of Occupational Accidents. 1982.
- [HUFF82] HUFF, J.E. "Emergency Venting Requirements". *Plant/Operations Prog.*, vol.1, núm. 4, p. 211 y sig. Octubre 1982
- [KERN77] KERN, R. *Chem. Eng. Fbr.*, p. 187 y sig. 1977.
- [LEUN86] LEUNG, J.C. "Simplified Vent Sizing Equations for Emergency Relief Requirements in Reactors and Storage Vessels". *AIChE Journal*, vol. 32, núm. 10, p. 1622 y sig. Octubre 1986.
- [MARR89] MARRS, J.P.; LEES, F.P. "Overpressure Protection of Batch Chemical Reactors, some Quantitative Data". 6th Int. Symp. on Loss Prevention and Safety Promotion in the Proc. Ind., II, 78-1, Nor. Soc. Chem. Eng. Oslo, 1989.
- [NOME93] NOMEN, R.; SEMPERE, J.; LERENA, P.; MANRESA, M. "Design of an intrinsically safe process using reaction calorimetry data". *Chemical Industry and Environment*, vol. 1, p. 157 y sig. Ed. J.Casal. UPC. Girona, 1993.

- [OTTA86] OTTAWAY, M.R. "The Use of Thermal Methods in Assessing the Hazards and Safety of Chemical Reactions". *Analytical Proceedings*, vol. 23, p. 116 y sig. Abril 1986.
- [PILZ78] PILZ, V. "Design, Use and Operation of Blow-Down Systems as a Safety Installation for Chemical Plants". *Ger. Chem. Eng. 1*, p. 63 y sig. 1978.
- [RASM87] RASMUSSEN, B. *Unwanted Chemical Reactions in the Chemical Process Industries*. RISØ-M-263, RISØ National Laboratory. Dinamarca, 1987.
- [SEME59] SEMENOV, N.N. *Some problems of Chemical Kinetics and Reactivity*. vol. 2, Pergamon Press. Elmsford, N.H., 1959.
- [SMIT82] SMITH, D.W. "Runaway Reactions and Thermal Explosion". *Chemical Engineering*, p. 79 y sig. Diciembre 1982.
- [TOWN80] TOWNSEND, D.I.; TOU, J.C. "Thermal Hazard Evaluation by an Accelerating Rate Calorimeter". *Thermochimica Acta*, 37, 1. 1980.
- [VILC91] VÍLCHEZ, J.A.; CASAL, J. "Análisis histórico de accidentes por reacciones fuera de control". *Ingeniería Química*, p. 163 y sig. 1992.
- [YOSH87] YOSHIDA, T. "Safety of Reactive Chemicals". *Industrial Safety Series*. Elsevier, 1987.

8.13 Nomenclatura

A	Factor de frecuencia (s^{-1}); área de la abertura de alivio (m^2)
C	Concentración ($kg\ m^{-3}$)
C_o	Concentración inicial ($kg\ m^{-3}$)
C_p	Calor específico a presión constante (líquido) ($kJ\ kg^{-1}\ K^{-1}$)
C_v	Calor específico a volumen constante (líquido) ($kJ\ kg^{-1}\ K^{-1}$)
dT/dt	Velocidad de autocalentamiento ($K\ s^{-1}$)
D	Diámetro (m)
E	Energía de activación ($kJ\ mol^{-1}$)
E_{run}	Factor de energía (-)
G	Velocidad másica por unidad de área ($kg\ m^{-2}\ s^{-1}$)
I_{run}	Índice de riesgo (-)
k	Constante de velocidad (s^{-1})
k_f	Coefficiente de arrastre de líquido (-)
m	Masa (kg), masa instantánea en el recipiente (kg)
m_o	Masa inicial en el reactor (kg)
n	Orden de reacción (-); número de moles (-)

P	Presión (Pa)
$P_{consigna}$	Presión a la que empieza el venteo (Pa)
P_{venteo}	Presión a la que empieza el venteo (Pa)
Q	Aportación calorífica (velocidad) (kJ s^{-1})
q	Calor liberado por unidad de masa ($\text{kJ kg}^{-1} \text{ s}^{-1}$)
Q_E	Velocidad de disipación de calor (kJ s^{-1})
Q_G	Velocidad de generación de calor (kJ s^{-1})
R	Constante de la ley de los gases perfectos ($\text{kJ mol}^{-1} \text{ K}^{-1}$)
S	Superficie de transmisión de calor (m^2)
T	Temperatura (K)
t	Tiempo (s)
τ	Tiempo necesario para el comienzo de disminución de presión (s)
T_{amb}	Temperatura ambiente (K)
$T_{consigna}$	Temperatura de abertura de la sección de alivio (K)
t_e	Tiempo de vaciado (s)
$T_f - T_o$	Incremento de temperatura adiabática (K)
T_m	Temperatura a la velocidad máxima de autocalentamiento (K)
T_{NR}	Temperatura crítica (K)
U	Coefficiente global de transmisión de calor ($\text{kJ m}^{-2} \text{ s}^{-1}$)
u	Energía interna específica (J mol^{-1})
u_i	Energía interna específica en el punto de salida del recipiente (kJ mol^{-1})
V	Volumen del recipiente (m^3)
v_g	Volumen específico del gas ($\text{m}^3 \text{ kg}^{-1}$)
v_i	Volumen específico ($\text{m}^3 \text{ kg}^{-1}$)
v_L	Volumen específico del líquido ($\text{m}^3 \text{ kg}^{-1}$)
W	Velocidad másica de descarga (kg s^{-1}); peso de la muestra (kg)
x	Fracción másica del vapor (-)
x_i	Fracción másica del vapor en el punto de salida del recipiente (-)
Y	Función que se utiliza en el cuarto criterio de cálculo de la peligrosidad de un producto en el programa CHETAH (-)
$\Delta H_{dm\acute{a}x}$	Energía máxima de descomposición (kJ kg^{-1})
ΔH_r	Variación de entalpía de la reacción (Jk kg^{-1})
ΔP	Sobrepresión (Pa)
ΔT	Aumento de temperatura por encima del punto de consigna ($T_{max} - T_{consigna}$), correspondiente a un valor determinado de sobrepresión (K)
λ	Calor latente de vaporización (kJ kg^{-1})
θm	Tiempo necesario para llegar a la velocidad máxima (s)
$(\theta m)_{NR}$	Tiempo hasta la velocidad máxima a temperatura crítica (s)
ρ	Densidad (kg m^{-3})
ρ_l	Densidad en el punto de salida del recipiente (kg m^{-3})
ω	Parámetro de escalado utilizado en las ecuaciones (8.23), (8.24) y (8.25) (-)

9 Vulnerabilidad

Una vez conocidos los efectos de un accidente —radiación térmica, onda de choque, evolución de la concentración de una sustancia tóxica— debemos conocer sus consecuencias; es decir, debemos realizar una estimación de lo que pasará cuando estos efectos actúen sobre las personas, el medio o sobre edificios, equipo, etc. Esta estimación puede realizarse mediante una serie de datos tabulados y gráficos, o mediante los denominados modelos de vulnerabilidad.

El resultado es, una vez más, una aproximación. Su validez depende de la correcta aplicación de estos modelos, y aquí interviene —como en tantos otros campos de la ingeniería— el buen criterio y la experiencia del analista.

9.1 Análisis *probit*

Para realizar una estimación de las consecuencias se requiere una función que relacione la magnitud del impacto —por ejemplo, la radiación térmica procedente de un incendio— con el grado de daño causado por el mismo; es decir, debemos establecer una relación entre la dosis y la respuesta. El método utilizado más a menudo es el del análisis *probit*, que relaciona la variable *probit* —de *probability unit*— con la probabilidad.

La *probit* Y es una medida del porcentaje de la población vulnerable sometida a un fenómeno perjudicial de una determinada intensidad (V), que recibe un daño determinado. Tiene una distribución normal, con una media de 5 y una desviación normal de 1. La relación entre la variable *probit* (Y) y la probabilidad P es la siguiente:

$$P = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{Y-5} \exp\left[-\frac{V^2}{2}\right] dV \quad (9.1)$$

Esta relación tiene la ventaja de transformar la función sigmoideal que corresponde a la relación dosis-respuesta (por ejemplo, sobrepresión-porcentaje de muertos) en una línea recta (Fig. 9.1) cuando se representa la función *probit* a escala lineal; esto facilita considerablemente el ajuste de las constantes.

Normalmente la probabilidad (que varía de 0 a 1) es sustituida por un porcentaje (de 0 a 100), más práctico en los análisis de riesgo. La relación entre porcentaje y *probit* puede verse en la tabla 9.1 y en la figura 9.2. Para su aplicación se suele utilizar la siguiente expresión:

$$Y = a + b \ln V \quad (9.2)$$

donde a y b son constantes que se determinan experimentalmente a partir de la información procedente de accidentes o, en determinados casos, a partir de la experimentación con animales. La variable V , una medida de la intensidad de lo que causa el daño, puede tratarse de un solo parámetro (por ejemplo, una sobrepresión) o puede estar formada por una función de diversas variables (por ejemplo, una combinación de concentración y tiempo).

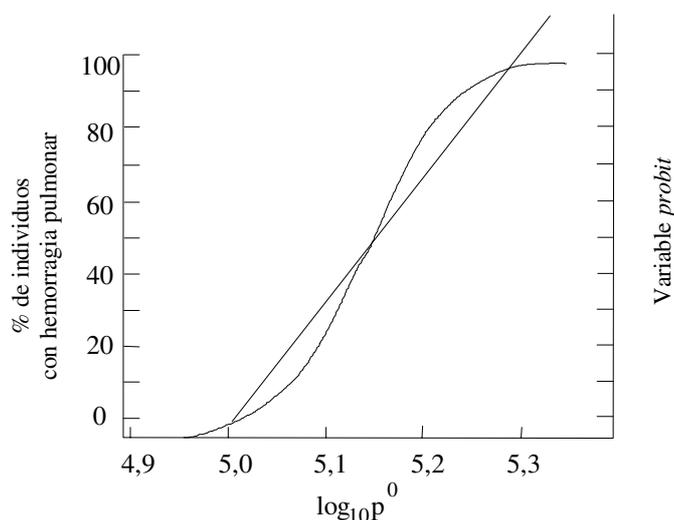


Fig. 9.1 Relación dosis/respuesta: transformación de una curva sigmoideal en una línea recta (aplicación al caso de muerte a causa de hemorragia pulmonar por sobrepresión)

Este método, generalizado por Eisenberg y sus colaboradores en 1975 [EISE75], es en la actualidad el mejor procedimiento para realizar una estimación de las consecuencias de determinados accidentes mayores sobre las personas. La ecuación 9.2 permite, a partir de los efectos de un accidente (radiación térmica, onda de sobrepresión o dosis de un producto tóxico), obtener de forma prácticamente directa el porcentaje de muertos y heridos de una determinada tipología (rotura de tímpanos, quemaduras de

primer grado, etc.). Posteriormente, la aplicación de este porcentaje sobre la población afectada por el accidente (establecida por la definición de cada escenario accidental) permitirá estimar el número de víctimas.

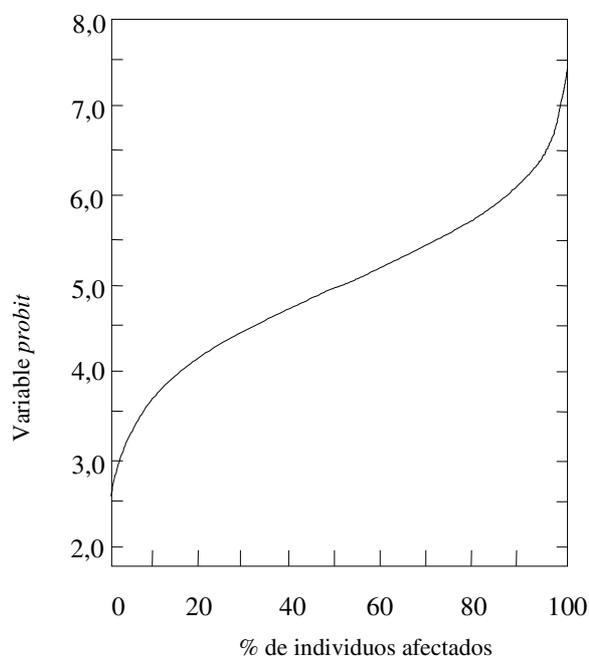


Fig. 9.2 Relación entre porcentaje y variable probit

Tabla 9.1 Relación entre probit y porcentaje

%	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
0		2,67	2,95	3,12	3,25	3,36	3,45	3,52	3,59	3,66
10	3,72	3,77	3,82	3,87	3,97	3,96	4,01	4,05	4,08	4,12
20	4,16	4,19	4,23	4,26	4,29	4,33	4,36	4,39	4,42	4,45
30	4,48	4,50	4,53	4,56	4,59	4,61	4,64	4,67	4,69	4,72
40	4,75	4,77	4,80	4,82	4,85	4,87	4,90	4,92	4,95	4,97
50	5,00	5,03	5,05	5,08	5,10	5,13	5,15	5,18	5,20	5,23
60	5,25	5,28	5,31	5,33	5,36	5,39	5,41	5,44	5,47	5,50
70	5,52	5,55	5,58	5,61	5,64	5,67	5,71	5,74	5,77	5,81
80	5,84	5,88	5,92	5,95	5,99	6,04	6,08	6,13	6,18	6,23
90	6,28	6,34	6,41	6,48	6,55	6,64	6,75	6,88	7,05	7,33
-	0,0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
99	7,33	7,37	7,41	7,46	7,51	7,58	7,65	7,75	7,88	8,09

9.2 Vulnerabilidad a la radiación térmica

Las consecuencias de la radiación térmica sobre la piel son las quemaduras, cuya gravedad depende de la intensidad de la radiación (kW m^{-2}) y de la dosis recibida. Según sea su profundidad, las quemaduras se clasifican en tres categorías:

- Quemaduras de primer grado: afectan la epidermis de la piel, ésta enrojece pero no se forman ampollas; provocan dolor de poca intensidad.
- Quemaduras de segundo grado: pueden ser superficiales o profundas; provocan la aparición de ampollas.
- Quemaduras de tercer grado: afectan al grueso de la piel, que es destruida.

La existencia de quemaduras en una superficie importante del cuerpo, con la consiguiente destrucción o degradación de la piel —envoltura que protege del entorno— provoca la pérdida de fluido y aumenta extraordinariamente la probabilidad de infecciones. La esperanza de vida de un quemado está estrechamente condicionada por la superficie del cuerpo afectada por quemaduras de segundo y tercer grado (tabla 9.2). Además, en el caso de quemaduras con una extensión de aproximadamente un 30% o más de la superficie corporal, puede producirse un choque [MART91].

Tabla 9.2 Relación entre edad, porcentaje de la superficie del cuerpo quemada y mortalidad [BULL71]

% superficie quemada del cuerpo	Edad (años)																
	0-4		10-14		20-24		30-34		40-44		50-54		60-64		70-74		80
	5-9	15-19	25-29	35-39	45-49	55-59	65-69	75-79									
93+	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
88-92	,9	,9	,9	,9	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
83-87	,9	,9	,9	,9	,9	,9	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
78-82	,8	,8	,8	,8	,9	,9	,9	,9	1	1	1	1	1	1	1	1	1
73-77	,7	,7	,8	,8	,8	,8	,9	,9	,9	1	1	1	1	1	1	1	1
68-72	,6	,6	,7	,7	,7	,8	,8	,8	,9	,9	1	1	1	1	1	1	1
63-67	,5	,5	,6	,6	,6	,7	,7	,8	,8	,9	,9	1	1	1	1	1	1
58-62	,4	,4	,4	,5	,5	,6	,6	,7	,7	,8	,9	,9	1	1	1	1	1
53-67	,3	,3	,3	,4	,4	,5	,5	,6	,7	,7	,8	,9	,9	1	1	1	1
48-52	,2	,2	,3	,3	,3	,3	,4	,5	,6	,6	,7	,8	,9	,1	1	1	1
43-47	,2	,2	,2	,2	,2	,3	,3	,4	,4	,5	,6	,7	,8	,1	1	1	1
38-42	,1	,1	,1	,1	,2	,2	,2	,3	,3	,4	,5	,6	,8	,9	1	1	1
33-37	,1	,1	,1	,1	,1	,1	,2	,2	,3	,3	,4	,5	,7	,8	,9	1	1
28-32	0	0	0	0	,1	,1	,1	,1	,2	,2	,3	,4	,6	,7	,9	1	1
23-27	0	0	0	0	0	0	,1	,1	,1	,2	,2	,3	,4	,6	,7	,9	1
18-22	0	0	0	0	0	0	0	,1	,1	,1	,1	,2	,3	,4	,6	,8	,9
13-17	0	0	0	0	0	0	0	0	0	,1	,1	,1	,2	,3	,5	,6	,7
8-12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	,1	,1	,1	,2	,3	,5	,5
3-7	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	,1	,1	,2	,3	,4
0-2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	,1	,1	,2	,2

El “límite soportable” —expresión realmente poco precisa— para las personas se considera del orden de 5 kW m^{-2} . Como valor de referencia diremos que la intensidad de la radiación solar en un día soleado es aproximadamente de 1 kW m^{-2} (a nivel del mar).

Diversos autores han estudiado el tiempo necesario para notar dolor según la incidencia del flujo calorífico [MUD84]. Los datos de Buettner (1951), obtenidos experimentalmente mediante voluntarios, pusieron de manifiesto que una persona siente dolor cuando la piel llega a una temperatura de 45°C a $0,1 \text{ mm}$ de profundidad; estos datos permiten obtener la siguiente expresión:

$$t_d = (35/q)^{1,33} \quad (9.3)$$

donde t_d = tiempo necesario para sentir dolor, s;
 q = flujo térmico incidente, kW m^{-2} .

A 5 kW m^{-2} , el tiempo necesario para sentir dolor (piel desnuda) es aproximadamente de 13 s, y con 40 s pueden producirse quemaduras de segundo grado. En general se considera que no hay dolor —sea cual sea el tiempo de exposición— con flujos térmicos inferiores a $1,7 \text{ kW m}^{-2}$. Cuando la temperatura de la piel llega hasta 55°C aparecen las ampollas.

La tabla siguiente da, de forma aproximada, los niveles de daño para diversos flujos térmicos.

Tabla 9.3 Consecuencias para diversos flujos térmicos

Radiación térmica kW m^{-2}	Efecto
1,4	Se considera inofensivo para personas sin ninguna protección especial
1,7	Mínimo necesario para causar dolor
2,1	Mínimo necesario para causar dolor después de 1 min
4,0	Suficiente para causar dolor con una exposición de 20 s; quemaduras de primer grado
4,7	Causa dolor en 15-20 s, heridas después de 30 s
11,7	El acero delgado, parcialmente aislado, puede perder su integridad mecánica
12,5	La madera puede prender después de una larga exposición; fusión de recubrimientos de plástico en cables eléctricos; 100% de letalidad
25,0	El acero delgado aislado puede perder su integridad mecánica
37,5	Suficiente para causar daños a equipos de proceso, colapso de estructuras

La figura 9.3 [EISE75] muestra cómo varían, según el tiempo de exposición y el flujo térmico incidente, los límites para quemaduras importantes y los porcentajes de mortalidad del 1%, 50% y 100%.

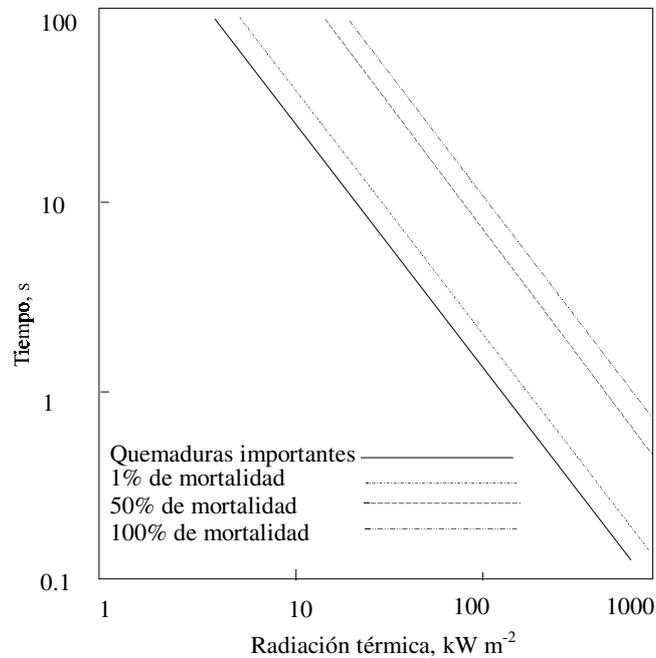


Fig. 9.3 Consecuencias de la radiación térmica respecto al tiempo de exposición y al flujo térmico [EISE75]

Existen diversas ecuaciones *probit* para estimar las consecuencias de la radiación térmica; a continuación se exponen algunas de ellas [PIET90].

- Quemaduras de primer grado:

$$y = -39,83 + 3,0186 \ln (t \cdot q^{4/3}) \quad (9.4)$$

donde t es el tiempo de exposición (s) y q la intensidad de la radiación (Wm^{-2}).

- Quemaduras de segundo grado:

$$y = -43,14 + 3,0186 \ln (t \cdot q^{4/3}) \quad (9.5)$$

- Mortalidad (sin protección):

$$y = -36,38 + 2,56 \ln (t \cdot q^{4/3}) \quad (9.6)$$

Si la persona está vestida, la situación es distinta. La ropa protege de la radiación siempre que no se quemase; en caso de quemarse, su combustión provocará quemaduras graves, con una elevada probabilidad de muerte. Si la ropa no se quema, su presencia reduce la superficie del cuerpo expuesta: se considera, en general, que sólo se irradia el 20% de esta superficie, que comprendería la cabeza (aproximadamente el 7% de la superficie del cuerpo), las manos (5%) y los brazos (8%). No obstante, aun teniendo en cuenta la distribución por edades de la población y su distinta mortalidad, y a pesar del efecto protector del vestido, con quemaduras importantes en un 20% del cuerpo moriría aproximadamente un 14% de la población sometida a radiación [DGLM89].

- Mortalidad (con protección):

La mortalidad, teniendo en cuenta la protección de la ropa, puede estimarse utilizando la ecuación anterior y tomado un 14% del resultado obtenido, o bien puede utilizarse la siguiente expresión [PIET90]:

$$y = -37,23 + 2,56 \ln(t \cdot q^{4/3}) \quad (9.7)$$

Estas cuatro ecuaciones *probit* han sido representadas en la figura 9.4.

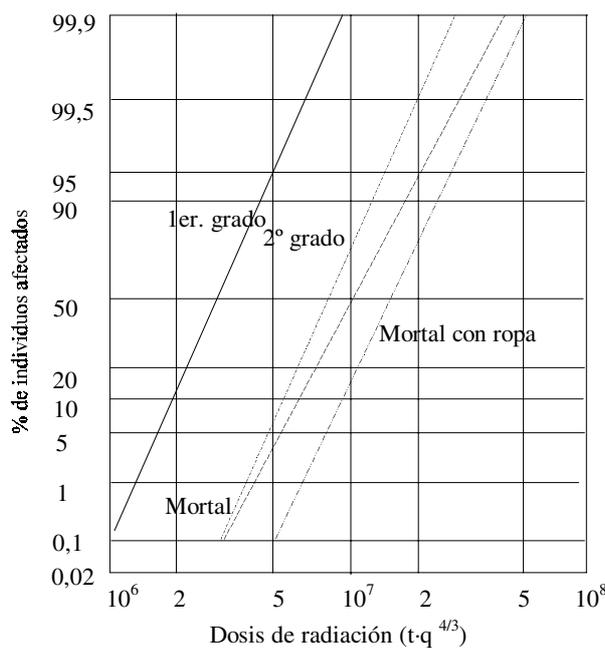


Fig. 9.4 Representación de las funciones probit para radiación térmica (t ; $q = W \cdot m^{-2}$)

Respecto al tiempo de exposición de la población a la radiación, debemos realizar algunas consideraciones. Para fuegos de corta duración (por ejemplo bolas de fuego) puede tomarse el tiempo de duración. Para áreas urbanas se han sugerido 30 s [RAUS77], y en barrios densamente edificados, 40 s. En otros casos, y si no se dispone de información específica, puede utilizarse el tiempo necesario para alcanzar una distancia a la que la radiación haya disminuido hasta 1 kW m^{-2} . Debe tenerse en cuenta un tiempo muerto o “de reacción” de unos 5 s, y una velocidad media en la huida de 4 m s^{-1} .

Un caso especial es el de las “llamaradas” (*flash fire* en la literatura anglosajona), que aparecen cuando una nube de vapor se inflama. Deben considerarse dos posibilidades:

- Personas u objetos fuera de la nube: están sometidos a radiación, pero como la duración del fenómeno es muy corta, el daño es limitado y muy inferior al caso siguiente.
- Personas u objetos dentro de la nube: sometidos a un contacto directo con la llama. Las personas sufrirán quemaduras graves sobre una gran parte del cuerpo, la situación se agrava por la ignición más que probable de los vestidos; la probabilidad de muerte es muy elevada. En el caso de personas situadas en el interior de viviendas, probablemente estarán protegidas —aunque sea parcialmente— de la llamarada, pero estarán expuestas a fuegos secundarios provocados por la misma.

a) Efecto del aire caliente

La radiación térmica puede calentar notablemente el aire circundante y ello puede producir efectos en las personas; la tabla 9.4 proporciona información sobre la respuesta fisiológica en estas condiciones [PRYO68].

Tabla 9.4 Consecuencias del aumento de temperatura del aire sobre las personas

<i>T en °C</i>	<i>Respuesta fisiológica</i>
125	Bastantes dificultades para respirar
140	Tolerable durante 5 min
150	Temperatura límite para escapar
160	Dolor rápido e insoportable (con la piel seca)
180	Heridas irreversibles en 30 s
205	Tiempo de tolerancia del sistema respiratorio: menos de 4 min (con la piel mojada)

b) Vulnerabilidad de materiales

Respecto a la vulnerabilidad de los materiales no se dispone de tanta información, si bien hay algún tratado cuantitativo que queda fuera del alcance de este texto [DGLM89]. En la tabla 9.5 se pueden observar los valores de radiación máxima tolerable de algunos materiales.

Tabla 9.5 Máxima radiación tolerable para algunos materiales

<i>Material</i>	<i>Radiación, kW m⁻²</i>
Cemento	60
Cemento prensado	40
Hormigón armado	200
Acero	40
Madera (ignición)	33
Vidrio	30-300
Pared de ladrillos	400
Daños en depósitos	13
Instrumentación	12

9.3 Vulnerabilidad a las explosiones

Los daños causados por las explosiones pueden clasificarse en dos grupos:

- Daños directos debidos a la sobrepresión.
- Daños indirectos:
 - debidos a fragmentos,
 - debidos al desplazamiento del cuerpo,
 - debidos al hundimiento de viviendas.

a) Daños directos

El cuerpo humano es muy resistente a una sobrepresión, ya que está formado en gran parte por agua, un fluido no compresible. Así pues, los daños directos tienen lugar esencialmente en aquellas partes del cuerpo susceptibles de ser aplastadas, o sea, en los espacios vacíos (caja pulmonar y conducto auditivo), especialmente cuando el aumento de presión es súbito y no hay tiempo suficiente para adaptarse.

Las peores situaciones son aquellas en las que el cuerpo se encuentra cerca de una superficie (resistente) plana, perpendicular a la dirección de propagación de la onda de sobrepresión, que la refleja [BAKE83] (Fig. 9.5a); en estas condiciones, lo que prevalece es la sobrepresión reflejada, de la que puede realizarse una estimación mediante las expresiones oportunas [PIET90]. Sin embargo, en muchas ocasiones estas condiciones no se darán, por lo que no parece interesante suponerlas sistemáticamente en los estudios de riesgo.

A continuación, las sobrepresiones más altas aparecen cuando el cuerpo humano tiene su eje longitudinal perpendicular a la dirección de propagación de la sobrepresión (sin efecto de reflexión) (Fig. 9.5b). Esta es la posición más probable y, por lo tanto, la que se debe tener en consideración —generalmente— en el cálculo de los efectos directos.

Finalmente, el impacto es menor cuando el eje longitudinal del cuerpo está en la misma dirección que la propagación de la onda de choque (Fig. 9.5c).

Mortalidad por hemorragia pulmonar

La mortalidad por hemorragia pulmonar provocada por el aplastamiento de la caja torácica puede estimarse utilizando el impulso y las curvas de supervivencia [BAKE83] o bien, de un modo más sencillo, mediante la ecuación *probit* propuesta por Eisenberg et al. (1975):

$$Y = -77,1 + 6,91 \ln \Delta P \quad (9.8)$$

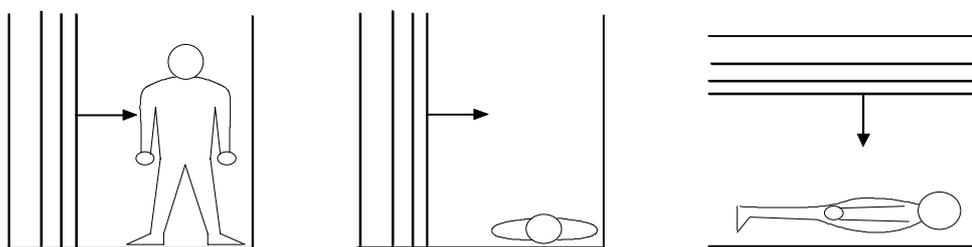


Fig. 9.5 a

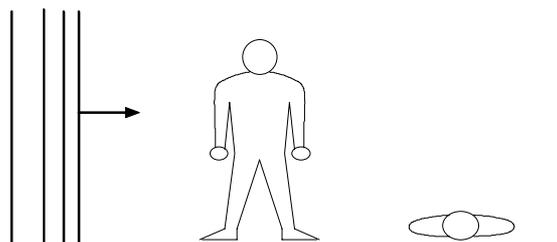


Fig. 9.5 b

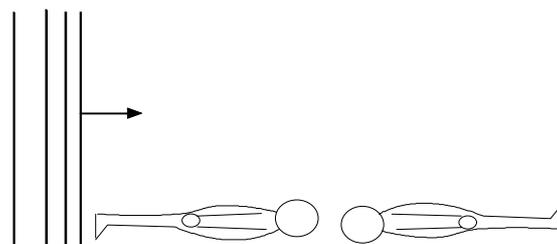


Fig. 9.5 c

Fig. 9.5 Distintas posiciones posibles del cuerpo respecto a la onda de presión [PIET90]

Rotura de los tímpanos

Otro efecto directo es la rotura del tímpano. Si bien hay una expresión propuesta por Eisenberg et al. (1975) [EISE75], actualmente la tendencia es utilizar otra [PIET90], basada en un estudio efectuado por Hirsch (1968) [HIRS68] con una correlación de datos experimentales procedentes de diversos autores (Fig. 9.6):

$$Y = -12,6 + 1,524 \ln \Delta P \quad (9.9)$$

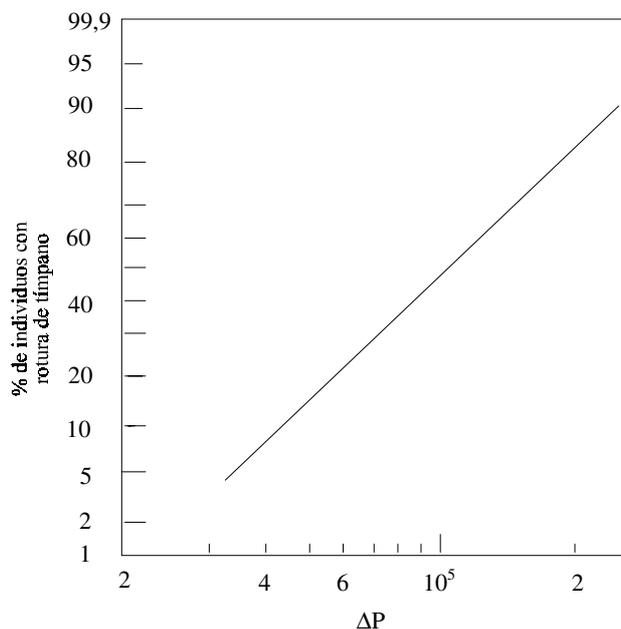


Fig. 9.6 Rotura de tímpano en función de la sobrepresión

b) Efectos indirectos

Desplazamiento del cuerpo

La sobrepresión puede provocar que el cuerpo sea desplazado y posteriormente colisione contra el suelo o contra algún obstáculo (pared, equipo): evidentemente, en este choque pueden producirse daños.

Existe cierto desacuerdo entre los diversos autores que han tratado este tema. Algunos defienden que el daño está determinado por lo que le ocurra a la cabeza, la parte potencialmente más delicada; para éstos, la predicción del daño debería basarse principalmente en la fractura del cráneo. Otros, sin embargo, manifiestan que si bien la cabeza es muy sensible, es también muy resistente, por lo que hay que tener en cuenta esencialmente el daño en cualquier parte del cuerpo, de manera aleatoria.

En todo caso, y una vez más, existe una dificultad más que notable en la predicción del daño que experimenta una persona desplazada violentamente por una explosión, tal y como ponen de manifiesto numerosos casos reales¹.

White [WHIT68, WHIT71] y Clemedson [CLEM68] han propuesto el criterio expuesto en la tabla 9.6 para daños indirectos en la cabeza (datos basados en experimentación con animales):

Tabla 9.6 Criterio para daños en la cabeza (fractura de la base del cráneo)

<i>Velocidad de impacto, m/s</i>	<i>Criterio</i>
3	seguro
4	umbral
5,5	50%
7	100%

Respecto al daño ocasionado por la colisión de todo el cuerpo contra un obstáculo, White [WHIT71] ha propuesto los siguientes valores (tabla 9.7):

Tabla 9.7 Criterio para la mortalidad por impacto en todo el cuerpo

<i>Velocidad de impacto, m/s</i>	<i>Criterio</i>
3	seguro
6,5	umbral
16,5	50%
42	100%

¹ Un ejemplo: en la explosión de gas ocurrida en L'Hospitalet de Llobregat (Barcelona) el año 1990, la persona —situada dentro de la atmósfera inflamable— que con sus movimientos provocó presumiblemente la ignición, resultó solamente con heridas por quemaduras, mientras que otra persona que se encontraba en la entrada de otro local, más lejano, murió de un impacto en la cabeza al ser despedido su cuerpo hacia el centro de la calle (un desplazamiento de unos 10 m) por la onda de presión.

A partir de los datos de Baker et al. (1975) [BAKE83] se han obtenido las siguientes ecuaciones *probit* [DGLM89]:

Mortalidad por impacto en la cabeza:

$$Y = 5 - 8,49 \ln S \quad (9.10)$$

con

$$S = \frac{2430}{\Delta P} + \frac{4 \cdot 10^8}{\Delta P \cdot i}$$

donde i es el impulso de la onda de presión ($\text{N m}^{-2} \text{s}$) y ΔP la sobrepresión máxima (N m^{-2}).

Mortalidad por impacto en todo el cuerpo:

$$Y = 5 - 2,44 \ln S \quad (9.11)$$

con

$$S = \frac{7380}{\Delta P} + \frac{1,3 \cdot 10^9}{\Delta P \cdot i}$$

Efectos de fragmentos

Otro de los efectos secundarios es el impacto de fragmentos contra el cuerpo; éstos pueden ser desprendidos por la propia explosión o bien puede tratarse de cuerpos desplazados por la onda de presión. Normalmente se consideran dos tipos de fragmentos: los que pueden cortar y punzar (por ejemplo, fragmentos de cristal) y los que sólo golpean (por ejemplo, fragmentos de escombros, ladrillos). Hay relativamente pocos datos fiables y significativos; algunos de los valores que se han propuesto son los siguientes:

Tabla 9.8 Criterio para el impacto de objetos no penetrantes de 4,5 kg contra la cabeza o la columna vertebral

Velocidad del impacto, m/s	Criterio
3	umbral de seguridad
4,5	daño probable
7	daño seguro

Tabla 9.9 Criterio para impactos de fragmentos de vidrio (10 g)

Velocidad de impacto, m/s	Criterio
15	umbral para heridas en la piel
30	umbral para heridas graves
55	heridas graves (50%)
90	heridas graves (100%)

Víctimas por hundimiento de viviendas

Cuando una vivienda es destruida por la acción de un terremoto o a causa de una onda de presión —ambos fenómenos pueden considerarse similares, desde el punto de vista de los efectos sobre las personas—, una parte de las personas que hay en su interior pierde la vida. La vulnerabilidad en estos accidentes varía en función de la edad y el sexo. En general, los niños y las personas mayores tienen menos posibilidades de sobrevivir; por otra parte, sea cual sea su edad, parece ser que las mujeres son más sensibles (mueren más o resultan heridas más gravemente) que los hombres.

Si bien las consecuencias son distintas según el tipo de vivienda y su tamaño, en general puede considerarse que los hundimientos provocan aproximadamente un 20% de muertos y un 80% de heridos.

c) Daños en edificios y equipos

El daño ocasionado por una onda de presión depende, como siempre, de la sobrepresión máxima y del impulso, pero también de las circunstancias: posible confinamiento parcial, estado de paredes (edificio nuevo o viejo, existencia de grietas), etc. Se han propuesto ecuaciones *probit* que predicen daños graves y hundimientos de edificios según el impulso, pero parece más interesante, para los objetivos de esta obra, incluir en este capítulo la tabla 9.10, donde se dan valores aproximados que relacionan el daño con la sobrepresión máxima; una tabla similar ha sido incluida en el capítulo 5.

9.4 Vulnerabilidad a las sustancias tóxicas

La vulnerabilidad de las personas a la inhalación de sustancias tóxicas está relacionada con la naturaleza de la sustancia y su dosis, o sea, depende de la concentración y del tiempo durante el cual la sustancia es inhalada.

En general, en los accidentes que liberan sustancias tóxicas, la concentración en un punto determinado varía en función del tiempo; por otra parte, la posición en que se encuentra el individuo también puede ser variable, especialmente si éste se encuentra en el exterior (huida). La dosis inhalada puede expresarse por lo tanto mediante una función del tipo:

$$D = \int_0^t [c(t)]^n dt$$

La ecuación *probit* para casos de muerte por inhalación de una sustancia tóxica tiene, pues, la forma siguiente:

$$Y = a + b \cdot \ln \int_0^t [c(t)]^n dt \quad (9.12)$$

Tabla 9.10 Daños a edificios y equipo (sobrepresión)

Presión (bar)	Daños
0,0014	Ruido molesto (137 dB) si es de baja frecuencia (10-15 Hz)
0,0021	Posible rotura de vidrios grandes sometidos a tensión
0,0028	Ruido fuerte (143 dB), rotura de vidrios a causa del ruido
0,0069	Rotura de pequeñas ventanas sometidas a tensión
0,010	Presión típica de la rotura de vidrios
0,020	Valor que da una probabilidad del 95% de no tener daños serios. Límite para la proyección de fragmentos (daños potenciales en tejados, 10% de los vidrios de las ventanas rotos)
0,028	Pequeños daños estructurales
0,034-0,069	Rotura de ventanas, potencialmente también de sus bastidores
0,048	Pequeños daños en las estructuras de las casas
0,069	Demolición parcial de casas, que resultan inhabitables
0,090	Distorsión de vigas de acero
0,138	Colapso parcial de paredes y tejados de las casas
0,159	Límite inferior para daños estructurales graves
0,172	50% de las construcciones de ladrillo destruidas
0,207	Daños menores en maquinaria pesada (1.500 kg). Estructuras de acero de los edificios arrancadas de los cimientos
0,345	Se arrancan postes de madera, como los del teléfono
0,345-0,483	Destrucción casi total de las casas
0,483	Vuelco de vagones de tren cargados
0,689	Probable destrucción total de los edificios. Daños y desplazamiento de la maquinaria pesada (3.500 kg)
20,68	Límite para la formación de cráter

Según sea el grado de precisión con que se trabaja, la integral de esta expresión puede sustituirse por un sumatorio, cosa que en general es perfectamente aceptable; la ecuación *probit* queda, pues, finalmente de la siguiente forma:

$$Y = a + b \ln \sum (c^n t) \quad (9.13)$$

En la tabla 9.11 pueden observarse los valores que tienen las constantes a , b y n para distintas sustancias.

Tabla 9.11 Constantes para las ecuaciones probit en la toxicidad letal [AICHE89]

Substancia	a	b	n
Acroleína	-9,931	2,0488	1
Acrilonitrilo	-29,422	3,008	1,43
Amoníaco	-35,90	1,85	2
Benceno	-109,78	5,3	2
Bromo	-9,04	0,92	2
Monóxido de carbono	-37,98	3,7	1
Tetracloruro de carbono	-6,29	0,408	2,50
Cloro	-8,29	0,92	2
Formaldehido	-12,24	1,3	2
Ácido clorhídrico	-16,85	2,00	1,00
Ácido cianhídrico	-29,422	3,008	1,43
Ácido fluorhídrico	-35,868	3,354	1,00
Ácido sulfhídrico	-31,42	3,008	1,43
Bromuro de metilo	-56,81	5,27	1,00
Isocianato de metilo	-5,642	1,637	0,653
Dióxido de nitrógeno	-13,79	1,4	2
Fosgeno	-19,274	3,686	1
Óxido de propileno	-7,415	0,509	2,00
Dióxido de azufre	-15,67	2,10	1,00
Tolueno	-6,794	0,408	2,50

Unidades²: c en ppm (vol.), tiempo en minutos

² Los modelos de dispersión suelen dar las concentraciones tóxicas en mg m⁻³. El paso a ppm se puede realizar mediante la siguiente expresión: $ppm = \frac{mg}{m^3} \cdot \frac{24,45}{M}$.

Si estos valores no estuviesen disponibles para la sustancia que se va a estudiar, es posible deducirlos de manera aproximada a partir de los datos experimentales obtenidos de animales (para una explicación del método y para acceder a datos relativos a diversas sustancias, véase [DGLM89]).

Es interesante remarcar que a menudo en los incendios se desprenden sustancias tóxicas procedentes de los procesos de descomposición, pirólisis, combustión, etc. El humo puede asimismo ocasionar fuertes intoxicaciones e incluso puede producir la muerte; en la tabla 9.12 [ANDR92] puede verse cuál es el origen de los principales productos tóxicos que pueden hallarse en el humo; la tabla 9.13 muestra los efectos del CO para diversas concentraciones. La tabla 9.14 muestra lo mismo para el CO₂; por otra parte, éste produce el efecto, a bajas concentraciones, de aumentar la velocidad de respiración incrementando de este modo la posible inhalación de otros gases tóxicos.

Tabla 9.12 Origen de los gases tóxicos que acostumbran a desprenderse en los incendios

<i>Gas</i>	<i>Origen</i>
CO, CO ₂	Todos los materiales que contienen carbono
HCN	Combustión de lana, seda, poliacrilonitrilo, nilón, poliuretano, etc.
NO _x	En pequeñas cantidades en la combustión de tejidos, y en cantidades importantes en la combustión de celuloide, nitrato de celulosa, etc.
NH ₃	Lana, seda, nilón, melamina; concentraciones generalmente bajas en incendios normales de viviendas
HCl	Materiales que contienen cloro, por ejemplo el PVC (contiene aproximadamente un 50% de cloro), o materiales que llevan incorporado un retardador de ignición
SO ₃	Materiales que contienen azufre (por ejemplo, el caucho vulcanizado)
HF	Resinas fluoradas
HBr	Retardadores de ignición que contienen bromo
Acroleína	Pirólisis de poliolefinas y materiales celulósicos a bajas temperaturas (<400 °C) (grasas y aceites)

Por otra parte, debe tenerse en cuenta también el peligro que supone, en algunos casos de incendio, la existencia de atmósferas enrarecidas, en las cuales la concentración de oxígeno ha disminuido a causa del proceso de combustión. Debe hacerse además una referencia a las emisiones de gases inertes, como por ejemplo el nitrógeno, que no son detectados al ser inspirados (no producen olor ni son irritantes) y que provocan la reducción de la concentración de oxígeno, con el consiguiente peligro de pérdida de conocimiento y muerte por asfixia. Esto mismo puede ocurrir no sólo en el caso de grandes escapes, sino también en espacios cerrados o semicerrados (pozos, cisternas, recipientes, fosos de máquinas, etc.); la tabla 9.15 da información sobre las consecuencias de permanecer en atmósferas enrarecidas.

La mayoría de los materiales combustibles necesitan una concentración mínima del 15% de oxígeno en el aire para que la combustión avance [LAND83]. En un espacio cerrado es posible por tanto que, en principio, la disminución de la concentración de oxígeno produzca la extinción del fuego en si mismo y permita a las personas sobrevivir; sin embargo, debe tenerse en cuenta que la presencia y el efecto combinado de los diversos productos de combustión (CO, CO₂, etc.) puede tener fácilmente consecuencias fatales.

Tabla 9.13 Efectos del monóxido de carbono sobre las personas

Concentración de CO, ppm.	Efecto
50	Tolerable en una exposición de 8 h
100	Tolerable en una exposición de algunas horas
400-500	Puede inhalarse durante 1 h sin efectos apreciables
600-700	Concentración que empieza a causar efectos apreciables al cabo de 1 h
1.000-1.200	Síntomas desagradables pero no peligrosos después de una exposición de 1 hora
1.500-2.000	Concentración peligrosa en una exposición de 1 h
4.000	Fatal en exposiciones incluso menores a 1 h
10.000	Fatal si se inhala durante 1 minuto

Tabla 9.14 Efectos del dióxido de carbono sobre las personas*

Concentración de CO ₂ , %	Efecto
2	Aumenta la velocidad de respiración en un 50%
3	Dobla la velocidad de respiración
5	La respiración puede resultar difícil para algunos individuos
10	Umbral aproximado para la inconsciencia en 30 min
12	Umbral para la inconsciencia en 5 min
15	Umbral de exposición: 1 min
20	Pérdida del conocimiento en menos de 1 min

*Bryan [BRYA86], modificado según la información de Kaplan et al [KAPL84].

9.5. El peligro de los gases inertes

En el caso de los gases tóxicos hay un factor que favorece la prevención y la protección frente a determinadas situaciones de peligro, y es el hecho de que, en general, las personas son conscientes de que un gas tóxico es peligroso; esto facilita la adopción de determinadas medidas de seguridad.

En cambio, esta concienciación no suele existir en el caso de los gases inertes, que frecuentemente no son asociados a una situación de peligro. Sin embargo, es interesante observar que las fugas de determinados gases inertes (por ejemplo, el nitrógeno) o las atmósferas ricas en los mismos pueden ser extremadamente peligrosas, ya que posiblemente no sean detectadas al ser respiradas (no huelen ni son irritantes). El peligro de los gases inertes radica en que su presencia provoca la reducción de la concentración de oxígeno; cuando se respira en una atmósfera suboxigenada, es decir, con una proporción de oxígeno inferior a la normal, se corre un riesgo de asfixia tanto más grave cuanto menor sea la cantidad de oxígeno y cuanto mayor sea el tiempo de exposición [SSSE90]. Los efectos de la suboxigenación pueden variar considerablemente de una persona a otra; a título orientativo la tabla 9.15 da información sobre las consecuencias de la estancia en atmósferas enrarecidas.

Tabla 9.15 Consecuencias de estar en atmósferas enrarecidas

Concentración de O ₂ %	Consecuencias
16	Situación peligrosa
11-14	Disminución de la capacidad física e intelectual
8-11	Posible pérdida del conocimiento en un tiempo más o menos breve
6-8	Pérdida del conocimiento en algunos segundos, muerte segura en 8 min
menos de 6	Pérdida del conocimiento inmediata

Es interesante observar que los gases inertes no suelen "avisar": a menudo son incoloros, inodoros e insípidos. Esta ausencia de síntomas premonitorios hace que puedan ser incluso más peligrosos que los gases tóxicos, ya que el accidente sobreviene -a veces de forma muy rápida- sin que la víctima se aperciba de ello.

Los accidentes típicos suelen ocurrir en espacios cerrados o semicerrados, mal ventilados y con nula o defectuosa renovación del aire. A continuación se citan algunos a título de ejemplo.

- Espacios cerrados: cubas, recipientes, cisternas, galerías subterráneas, cloacas, interior de aparatos, etc.
- Espacios semicerrados: fosos de máquinas, habitaciones interiores, pozos, túneles, zanjas para canalizaciones, túneles de congelación de productos alimenticios, etc.

La aparición de atmósferas enrarecidas en estos lugares puede ser debida a distintas razones: gas inerte procedente de una inertización, gases producidos por la fermentación de materia orgánica, reducción del oxígeno por oxidación, etc. Un caso especial es el del peligro asociado a la utilización criogénica de nitrógeno líquido: al evaporarse produce más de 700 veces su volumen en gas, y además éste está muy frío y tiene tendencia a acumularse en las partes bajas.

Como medidas preventivas más interesantes ante este peligro cabe citar en primer lugar la información a las personas afectadas sobre el riesgo que representan las atmósferas enrarecidas, así como sobre las medidas de prevención a adoptar y el procedimiento a seguir en caso de accidente. Un aspecto especialmente interesante es la formación y entrenamiento de los socorristas para el salvamento de este tipo de víctimas.

Otras medidas que se deben aplicar son las siguientes:

- Antes de la entrada de personas en un local o recipiente en el que pueda haber una acumulación de gases inertes, es necesario purgarlo inyectando un volumen de aire doble del volumen del local afectado. Para asegurar una mezcla eficaz del aire fresco inyectado con la atmósfera presuntamente enrarecida preexistente, la ventilación forzada debe tener una velocidad de entrada de 0,5 m/s como mínimo, para asegurar la suficiente turbulencia.
- En caso de presencia permanente de personas en un local con riesgo de suboxigenación, la ventilación debe mantenerse a razón de como mínimo 30 m³/h por persona. El volumen de aire introducido por hora no debe ser inferior al doble del espacio cerrado considerado. No debe utilizarse oxígeno puro como medio de ventilación, sino aire.
- Es importante disponer de medios para detectar si la atmósfera de un determinado local es o no respirable. Antiguamente gozaba de reconocido prestigio como detector un canario. Se ha preconizado también el uso de una vela o encendedor: esto puede resultar extremadamente peligroso en aquellos casos en los que pueda haber acumulación de gases inflamables, suspensión de polvo combustible o incluso presencia de una atmósfera sobreoxigenada. Lo más adecuado hoy en día es, sin duda alguna, la utilización de un analizador de oxígeno.
- Para llevar a cabo determinados trabajos en los que pueda existir este riesgo, es necesario establecer consignas de seguridad y un procedimiento especial de trabajo (permiso de trabajo), suministrando información detallada al personal antes de su intervención.
- El trabajador que entre en locales en los que pueda existir este peligro deberá ir equipado con un arnés, preferentemente dotado de aparejo, de forma que en caso de accidente pueda ser sacado rápidamente (atención: en caso de emergencia es muy difícil que un hombre solo pueda rescatar a la víctima sin aparejo). En caso necesario, deberá ir asimismo equipado con una mascarilla de respiración autónoma.

En caso de accidente, la velocidad de intervención es importantísima. Sin embargo, una persona que se precipite en ayuda de la víctima sin los medios y la preparación adecuados corre seriamente el riesgo de convertirse en la segunda víctima (periódicamente ocurren accidentes de este tipo en los que las víctimas son dos). En estos casos hay que actuar de forma rápida y ordenada y disponiendo del material necesario.

9.6 Bibliografía

- [AICHE89] AIChE. *Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis*. Nueva York, 1989.
- [ANDR92] ANDREASEN, M., et al. *Handbook for fire calculations and fire risk assessment in the process industry*. Scandpower, Kjeller, 1992.
- [BAKE83] BAKER, W. E., COX, P. A., WESTINE, P. S., KULESZ, J. J., STREHLOW, R. A. *Explosion hazards and evaluation*. Elsevier S. P. Co. Amsterdam, 1983.
- [BRYA86] BRYAN, J.L. "Damageability of Buildings, Content and Personnel from Exposure to fire". *Fire Safety Journal*, 11, 1986.
- [BULL71] BULL, J. P. "Revised analysis of mortality due to burns". *The Lancet*, pp. 1133-1134. 20 noviembre 1971.
- [CLEM68] CLEMEDSON, C. J., HELLSTROM, G., LINGREN, S. "The relative tolerance of the head, thorax and abdomen to blunt trauma". *Annals of the New York Academy of Sciences*, vol. 152, p. 187. 1968.
- [DGLM89] DIRECTORATE GENERAL OF LABOUR OF THE MINISTRY OF SOCIAL AFFAIRS AND EMPLOYMENT. *Methods for the determination of possible damage*. Voorburg, Holanda, 1989.
- [EISE75] EISENBERG, N. A., et al. "Vulnerability model. A simulation system for assessing damage resulting from marine spills". NTIS AD-A015-245. Springfield, VA, 1975.
- [HIRS68] HIRSCH, F. G. A. "Effects of overpressure on the ears, a review". *Annals of the New York Academy of Sciences*, vol. 152, p. 168. 1968.
- [KAPL84] KAPLAN, H.L., GRAND, A.F., HARTZELL, G.E. "Toxicity and the smoke problem". *Fire Safety Journal*, 7. 1984.
- [LAND83] LANDROCK, A.H. *Handbook of plastics flammability and combustion toxicology*. Noyes Publications. Nueva York, 1983.
- [MART91] MARTIN, J.M. "Tractament de les cremades". En "Plasmes i focs", *Monografies de la Secció de Ciències*, 6. Institut d'Estudis Catalans. Barcelona, 1991.

- [MUD84] MUDAN, K. S. "Thermal radiation hazards from hydrocarbon pool fires". *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 10, pp. 59-80. 1984.
- [PIET90] PIETERSEN, C. M. "Consequences of accidental releases of hazardous material". *J. Loss Prev. Process Ind.*, vol. 3, pp. 136-141. 1990.
- [PRYO68] PRYOR, A.J. *Full-scale evaluation of the fire hazard of interior wall finishes*. Southwest Research Institute. San Antonio, Texas, 1968.
- [RAUS77] RAUSCH, A. H., EISENBERG, N. A., LYNCH, C. J. "Continuing development of the vulnerability model". Department of Transportation, United States Coast Guard, Washington D. C., Report n. CG-D-53-77. 1977.
- [SSSE90] SSSEOSA: "El peligro de los gases inertes y de la suboxigenación". *Ingeniería Química*, pp. 149-153. 1990.
- [WHIT68] WHITE, C. S. "The scope of blast and shock biology and problem areas in relating physical and biological parameters". *Annals of the New York Academy of Sciences*, vol. 152, pp. 89-102, 1968.
- [WHIT71] WHITE, C. S. "The nature of the problems involved in estimating the immediate casualties from nuclear explosions". CEX-71.1, Civil Effects Study. U. S. Atomic Energy Commission, DR-1886. 1971.

9.7 Nomenclatura

<i>a</i>	Constante empírica
<i>b</i>	Constante empírica
<i>c</i>	Concentración de sustancia tóxica
<i>D</i>	Dosis inhalada
<i>M</i>	Masa molecular
<i>n</i>	Exponente que depende de la naturaleza de la sustancia
<i>P</i>	Probabilidad
ΔP	Sobrepresión ($N\ m^{-2}$)
<i>q</i>	Flujo térmico incidente ($kW\ m^{-2}$)
<i>t</i>	Tiempo de exposición
<i>V</i>	Intensidad del fenómeno
<i>Y</i>	Variable <i>probit</i>

Anexo I: Introducción a la aplicación del índice de incendio y explosión de la compañía DOW

Este índice fue publicado por primera vez en 1964, como resultado de la modificación de una guía¹ diseñada por Factory Mutual (EEUU) para clasificar instalaciones químicas.

Con el transcurso de los años han aparecido sucesivas revisiones y actualizaciones (1966, 1972, 1976, 1981, 1987, 1994), que han llegado a convertir este índice en una herramienta de referencia imprescindible para la identificación de riesgos en plantas petroquímicas, muy utilizado para la justificación de implantaciones industriales y la adopción de distancias de separación entre equipos ([DOW5], [DOW6], [DOW7]). De hecho, todos los proyectos industriales de la compañía DOW van acompañados de un estudio con este índice, e indican en un plano de implantación los círculos de exposición calculados para cada unidad de proceso.

Desde 1973 la guía está a disposición de la industria química en general a través de su edición por AIChE. A partir de la 5ª edición el método se ha consolidado, de modo que la mecánica operativa se mantiene hasta su versión actual (la 7ª) básicamente igual. Sólo se aprecian pequeños cambios, con poca variación conceptual del método.

Numerosos libros de texto sobre análisis de riesgo en la industria química han dedicado atención especial a este índice (DOW 3ª ed. en King 1990 [KING90], DOW 4ª ed. en Lees [LEES86], DOW 5ª ed. en AIChE-CCPS 1985 [CCPS85], DOW 6ª ed. en Crowl 1990 [CROW90]), por lo que ha resultado ser de este modo, además, una excelente herramienta didáctica para entender los peligros presentes en la industria química (reactividad, inflamabilidad, presión, corrosión, etc.) y los mecanismos de prevención y protección disponibles (sistemas de control y bloqueo, drenajes, protección contra incendio, etc.).

En castellano podemos encontrar referencias del método en [INSH83] (DOW 5ª edición) y [SANT94] (DOW 6ª edición). Muchas empresas sujetas a la normativa sobre accidentes mayores han empleado

¹ *Chemical Occupancy Classification Guide*. Guías semejantes de clasificación de áreas por criterios de riesgo de explosión pueden ser consultadas en [BROW69].

este índice como sistema de clasificación previo a estudios de análisis de riesgo más detallados.

La aplicación del método permite cuantificar numéricamente:

- Un *nivel de riesgo*, que se establece a través de un valor numérico denominado *índice de incendio y explosión* y que normalmente se sitúa en el rango 1-200 (rango que comprende diferentes calificativos de peligro, que van de "ligero" a "severo").
- Un *área de exposición*, identificada con un círculo de radio proporcional al índice de incendio y explosión y que normalmente se sitúa en el rango 0-50 m.
- El *máximo daño probable*, evaluado como coste económico del accidente debido a la pérdida de instalaciones. Se evalúa como una fracción del coste de las instalaciones afectadas por el área de exposición.
- Los *máximos días probables de indisponibilidad*, desde el momento del accidente hasta el momento en que puede reanudarse la producción.
- El *daño derivado de la pérdida de producción*, como producto de los días de indisponibilidad de la planta por el valor perdido de la producción. Se sugiere utilizar un factor multiplicador de 0,7 para tener en cuenta ciertos rendimientos de los costes fijos.

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

Documentación básica:

- Planos de implantación (útiles para dibujar los círculos e identificar unidades).
- Diagramas de flujo (*flow-sheets*).
- Dependiendo del nivel de información incorporado en los diagramas de flujos, pueden ser también necesarios los planos de tuberías e instrumentación (*P&ID*) y las hojas de especificación de ciertos equipos críticos.

Datos de cada unidad:

- Identificación de las sustancias procesadas y sus principales parámetros:
 - Factor de material (tabulado). El método incluye un procedimiento de estimación. El factor de material varía entre 1-40.
 - Propiedades físicas: entalpía de combustión, temperatura de destello (*flash-point*) y temperatura de ebullición.

- Datos de proceso:
 - Presión de tarado de los sistemas de alivio.
 - Temperatura y presión de operación.
 - Estado del producto: gas, gas licuado, líquido, líquido viscoso, sólido pulverulento (es importante identificar el diámetro de partícula), sólido compacto (espuma, balas, etc.) o granulado (pastillas, granza).
 - Cantidades retenidas de producto en las diferentes secciones del proceso.

La aplicación del método supone seguir los siguientes pasos:

1. Selección de la unidad de proceso.
2. Determinación del factor de material MF (tabulado, apéndice A de la guía [INSH83]).
3. Cálculo del factor general de riesgo $F_1 = 1 + \Sigma \text{penalización}^2$.
4. Cálculo del factor especial de riesgo $F_2 = 1 + \Sigma \text{penalización}$.
5. Cálculo del factor de riesgo de la unidad $F_3 = F_1 \times F_2$.
6. Cálculo del índice de incendio y explosión $FEI = F_3 \times MF$. Las categorías de riesgo previstas para el mismo se resumen en la siguiente tabla:

Tabla I.1 Categorías de riesgo en función del valor del Índice DOW de incendio y explosión

Grado de peligro	Índice de incendio y explosión			
	4ª ed.	5ª ed.	6ª ed.	7ª ed.
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

² La penalización se calcula como la suma de los diferentes factores de riesgo incluidos en la lista de comprobación de las tablas 2 y 3. En algunos casos estos factores han de ser modificados por coeficientes de reducción según se indica en la citada lista.

Hay que destacar que la calificación del riesgo fue eliminada en la 6ª edición, volviéndose a ella en la 7ª edición.

7. Determinación del radio de exposición (en gráfico, Fig. 8 de la guía [INSH83]), que indica el alcance de los daños materiales según la valoración que se indica en el paso núm. 8.
8. Cálculo del valor de sustitución de los equipos dañados. El método establece que el coste asociado a la destrucción derivada del accidente sería igual al producto: $0,82 \cdot (\text{coste original}) \cdot (\text{factor de escalado})$. El factor 0,82 se explica teniendo en cuenta que ciertas obras pueden ser aprovechadas (cimentaciones, accesos, etc.) en caso de rehacer las instalaciones. El factor de escalado es un coeficiente de actualización del precio original de la instalación. Se propone utilizar el *Chemical Engineering Plant Cost Index*.
9. Determinación del factor de daño (en gráfico, Fig. 7 de la guía [INSH83]).
10. Cálculo de máximo daño probable a propiedad (MPPD).
11. Cálculo del factor de bonificación³, como producto de los factores de bonificación por control de proceso (C_1), por aislamiento de material (C_2) y por protección contra incendio (C_3). Cada uno de estos factores se calcula a través del producto de las bonificaciones aplicables por cada concepto ($C_i = \prod$ bonificación). Este valor multiplicará al MPPD para obtener un valor MPPD efectivo que tenga en cuenta la reducción del daño que puede darse por la adecuada actuación de los sistemas de protección instalados.
12. Determinación de los máximos días probables de indisponibilidad (MPDO, en Fig. 9 de la guía).
13. Cálculo del daño económico por la pérdida de producción (proporcional al valor de pérdidas por este concepto durante los días de indisponibilidad).

Las figuras 1 y 2 siguientes resumen el método expuesto, con referencia a las tablas y figuras necesarias para aplicar el método y que pueden ser consultadas en los manuales originales (por ejemplo [INSH83]).

Con objeto de identificar sistemáticamente todos los factores que se consideran en el método, han sido desarrolladas en este estudio unas extensas listas de comprobación (tablas 2 a 4), donde se identifican todas las posibilidades de penalización y bonificación previstas en el método. Para ello se han empleado las versiones 5ª y 6ª de las guías de aplicación del índice (la 7ª edición no introduce cambios significativos en estas listas). En las tablas adjuntas se recogen estas listas, donde se identifican:

³ En ediciones previas este factor se transformaba previamente en un factor de bonificación efectivo (Fig. 9, en la guía DOW 5ª ed.)

- Los datos de partida necesarios para el cálculo.
- Los valores numéricos de los factores de riesgo y bonificación (contiguos a cada ítem). El símbolo "****" indica que el factor depende de una representación gráfica o función, y por lo tanto no tiene un valor fijo para ese concepto. Su valor debe ser consultado en la guía original.
- El resumen del análisis de riesgo y de los principales cálculos que se deben realizar de acuerdo con la metodología expuesta.

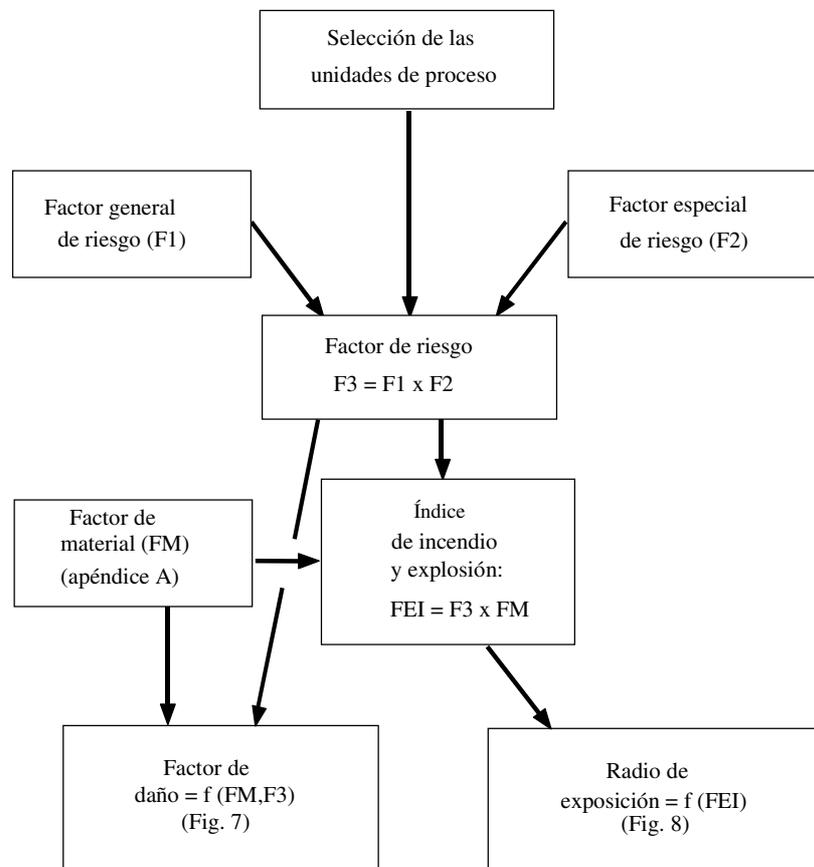


Fig. I.1 Esquema de cálculo del índice DOW de incendio y explosión: factores de penalización

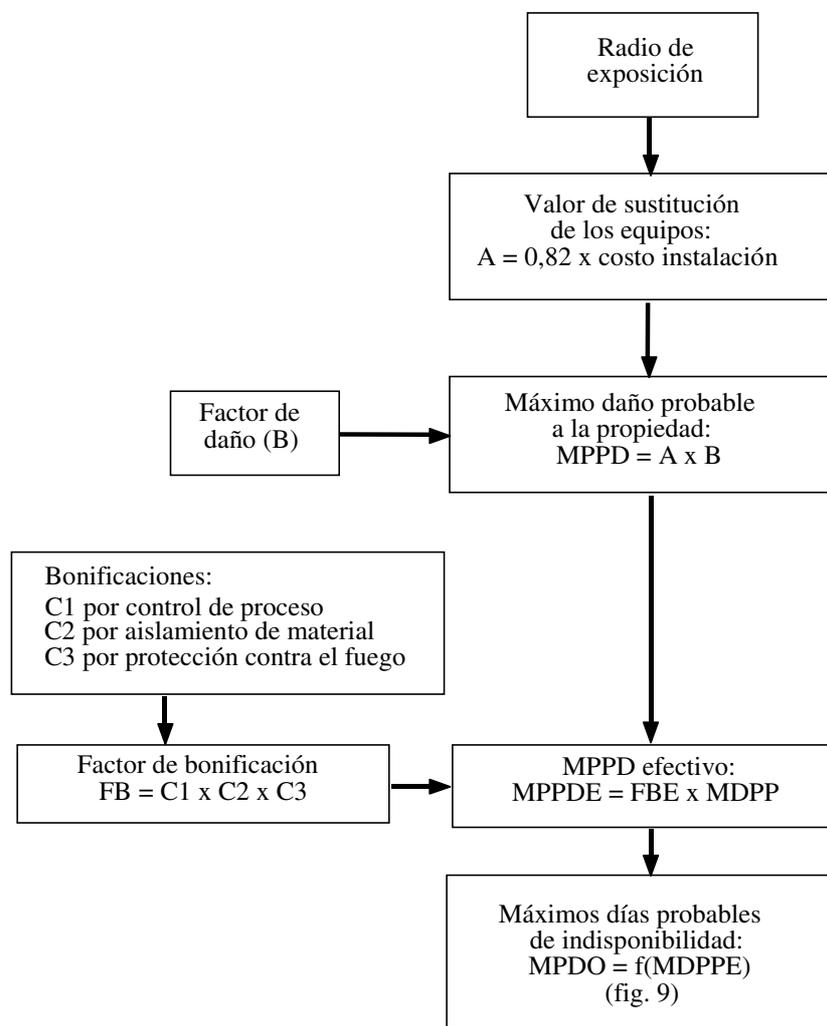


Fig. I.2 Esquema de cálculo del índice DOW de incendio y explosión: factores de bonificación

Tabla I.2 Lista de comprobación para la aplicación del índice DOW de incendio y explosión (5ª edición)

-----DATOS NECESARIOS PARA EL CALCULO-----	
FACTOR DE MATERIAL (MF): CANTIDAD, "HOLDUP" (kg): CALOR DE COMBUSTION O DESCOMPOSICION (J/kg): TEMPERATURA DE OPERACION (C): PRESION DE OPERACION (Pa rel.): PRESION DE ALIVIO (Pa rel.): DISTANCIA A HORNOS (m): VOLUMEN ACEITE TERMICO EN EL CIRCUITO DE CALEFACCION (m3): GRANULOMETRIA (m):	Granulometría > 40 mm.....0,40 D. Unidades de proceso en zonas cerradas (3 ó más lados cerrados sin aberturas en las bases): -Filtros y colectores de polvo combustible.....0,50 -Equipos que procesan líquidos combustibles: -Entre FP - BP.....**** -A temp. >= BP.....**** E. Accesos inadecuados para el equipo de emergencia: -Area abierta >= 930 m2 con un sólo acceso.....0,35 -Area cerrada >= 2312 m2 con un sólo acceso.....0,35 F. Drenaje: -Suelo con drenaje insuficiente para evacuar el 75 % del contenido + agua contra incendio.....0,50 -Suelo con drenaje suficiente pero que afecta a otras unidades de proceso.....0,50 -Cubetos: -Sin drenaje a balsa.....0,50 -Con drenaje a balsa.....0,25
-----OTROS DATOS DE INTERES-----	
/ NUMERO DE SALUD (Nh): NUMEROS "NFPA" { NUMERO DE INFLAMABILIDAD(Nf): \ NUMERO REACTIVIDAD (Nr): TEMPERATURA DE INFLAMACION, "FLASH POINT" (C): TEMPERATURA DE EBULLICION (C):	FACTORES ESPECIALES DE RIESGO A. Temperatura de proceso: -Entre FP - BP.....0,30 - >= BP.....0,60 -Material de fácil autoignición (S2C,hexano,fuel1).....0,75 -Material pirofórico(reacciona en aire:P,Na,alquil-Al).....0,75 B. Vacío (continuo o momentáneo) en equipos con materiales inflamables a la temperatura de proceso.....0,50 C. Operación en condiciones de inflamabilidad o próximas: -En tanques de almacenamiento con pulmonación al aire que contienen líquidos con FP <= 37.8 C.....0,50 -En caso de fallo de instrumentos, equipo o purga.....0,30 -En procesos u operaciones de forma permanente.....0,80 -Descarga de cisternas (con líquidos inflamables a la temp. de operación) en circuito cerrado o inertizado.....0,40 D. Explosión de polvo (partículas<=420 micras según NFPA)...**** -Factor multiplicador si se maneja con gas inerte.....0,50 E. Presión de alivio (válvula seguridad, disco ruptura): -Factor por presión de alivio.....**** -Factor multiplicador por características del material: -Muy viscoso (breas, lubricantes, asfaltos).....0,70 -Gas comprimido.....1,20 -Gas licuado (presión de vapor >= 2.8 bar 37.8 C).....1,30 F. Baja temperatura: -Acero al carbono operando a temp. entre -29 - 10 C.....0,30 -Acero al carbono operando a temp. <= -29 C.....0,50 -Otros materiales operando a temp. <= temp. transición.....0,20 G. Cantidad de material combustible: -Líquidos o gases en proceso: -MATERIAL ESTABLE de FP<=60C o procesado a temp.>=FP.....**** -MATERIAL INESTABLE.....**** -Factor multiplicador de la cantidad por presencia de válvulas de bloqueo operadas a distancia.....0,50 -Líquidos o gases en almacenamiento: -MATERIAL ESTABLE: Gas licuado o gas.....**** Líquido con FP <= 37.8 C.....**** Líquido con FP entre 37.8 - 60 C.....**** -MATERIAL INESTABLE.....**** -Sólidos en almacenamiento: -MATERIAL ESTABLE: Densidad >= 160 kg/m3.....**** Densidad < 160 kg/m3.....****
FACTORES GENERALES DE RIESGO A. Reacciones exotérmicas: -Hidrogenación.....0,30 -Hidrólisis: -Compuesto + H2O (ej. óxidos S ó P + H2O = ácidos).....0,30 -Epiclorhidrina + H2O.....0,50 -Isomerización.....0,30 -Sulfonación (ArH + H2SO4 = RSO3H + H2O).....0,30 -Neutralización (ácido + base).....0,30 -Alquilación (R + grupo alquilo).....0,50 -Esterificación: -Acido débil + alcohol o hidrocarburo insaturado.....0,50 -Acido fuerte + alcohol o hidrocarburo insaturado.....0,75 -Oxidación: -Controlada que no da CO2 y H2O.....0,50 -Oxidación vigorosa con agentes oxidantes fuertes.....1,00 -Polimerización.....0,50 -Condensación (R1 + R2 = R3 + H2O ó HCl).....0,50 -Halogenación (R + halógeno).....1,00 -Nitración (RH + HNO3 = RNO2 + H2O).....1,25 B. Reacciones endotérmicas: -Calcinación (incluida eliminación humedad con calor).....0,20 -Electrolisis.....0,20 -Pirólisis o cráquing.....0,20 -Factor multiplicador si se usan combustibles (sólidos, líquidos o gaseosos) como fuente de calor.....2,00 C. Manejo y transferencia de material: -Carga y descarga de líquidos con FP <= 37.8 C que implica co(desco)nexión de líneas (ej. mangueras).....0,50 -Uso de centrifugas, reactores o tanques agitados semi-abiertos con materiales inflam. a la temp. de proceso.....0,50 -Almacenamientos (al exterior o a cubierto): -Gases (botellas).....0,85 -Líquidos (bidones, garrafas): Con FP <= 37.8 C.....0,85 Con FP entre 37.8 - 60 C.....0,25 -Sólidos (cajas, sacos, pilas): Granulometría <= 40 mm.....0,65	

-MATERIAL INESTABLE (reactividad Nr >=2)..... ****	-Periódica y al día.....0,85
H. Corrosión y erosión (externa o interna):	
- < 0.5 mm/año con riesgo de picadura ("pitting")..... 0,10	
- 0.5 - 1 mm/ año.....0,20	
- >= 1 mm/año.....0,50	
-Riesgo de rotura por fatiga del material..... 0,75	
J. Pérdidas de fluidos combustible por cierres y juntas:	
-Pérdidas menores en sellos equipos rotativos y juntas..... 0,10	
-Pérdida regular en sellos equipos rotativos y juntas.....0,30	
-Pérdidas de fluidos penetrantes o abrasivos.....0,40	
-Presencia de mirillas o juntas de expansión..... 1,50	
K. Presencia de hornos próximos a la unidad (de proceso):	
-La unidad procesa:	
-Material a temp. entre FP - BP..... ****	
-Material a temp. >= BP..... ****	
-Factor multiplicador por el uso de quemador con inyección de combustible a presión y toma de aire a una altura > 3 m y alejada de la unidad..... 0,50	
L. Uso de equipos de intercambio con aceite térmico:	
-Temp. operación entre FP - BP del aceite..... ****	
-Temp. operación > BP del aceite..... ****	
M. Equipos en rotación de gran potencia:	
-Unidad de proceso con bomba >= 75 HP (56 kW)..... 0,50	
-Unidad de proceso con compresor >= 600 HP (447 kW)..... 0,50	
FACTORES DE BONIFICACION POR CONTROL DE PROCESO	
a. Energía de emergencia (para servicios esenciales) con conmutación automática..... 0,97	
b. Refrigeración durante 10 min. de condiciones anormales:	
-Capaz de evacuar el 100 % del calor previsto..... 0,98	
-Capaz de evacuar el 150 % del calor previsto..... 0,95	
c. Sistemas de alivio de:	
-Explosiones (de vapores o polvo)..... 0,75	
-Sobrepresiones por condiciones anormales..... 0,96	
d. Parada de emergencia:	
-Automática por 2 de 3 condiciones anormales..... 0,96	
-De equipos rotativ. críticos(compresores,turbinas):	
MANUAL por alarma de detectores de vibración..... 0,98	
AUTOMATICA por alarma de detectores de vibración.....0,94	
e. Control por computador:	
-Sólo para asistencia del operador..... 0,98	
-Con lógica fallo seguro ("fail safe")..... 0,95	
-Puntos críticos con entradas ("inputs") redundantes..... 0,94	
-Impide salidas críticas..... 0,94	
-Con posibilidad de mando directo por el operador..... 0,94	
f. Gas inerte:	
-Para "blanketing" o "padding"..... 0,94	
-Para inertización total rápida en caso de emergencia..... 0,90	
g. Instrucciones de operación escritas para:	
-Puesta en marcha..... 0,50	
-Parada rutinaria..... 0,50	
-Condiciones normales..... 0,50	
-Operación a baja capacidad..... 0,50	
-Operación a reciclo total ("standby")..... 0,50	
-Operación por encima de la capacidad de diseño..... 1,00	
-Puesta en marcha después de una breve parada..... 1,00	
-Procedimientos de mantenimiento..... 1,50	
-Parada de emergencia..... 1,50	
-Modificación o adiciones al equipo o tuberías..... 2,00	
-Condiciones anormales previsibles..... 3,00	
-TODO (instrucciones completas)..... 0,86	
h. Revisión bibliográfica (sobre nuevos procesos, técnicas de manejo de productos, etc.):	
-Ocasional..... 0,96	
FACTORES DE BONIFICACION POR AISLAMIENTO DEL MATERIAL	
a. Válvulas de aislamiento operadas a distancia..... 0,94	
b. Depósito trasvase para emergencia ó venteos conducidos:	
-Depósito en el área de la unidad.....0,96	
-Depósito fuera del área de la unidad..... 0,94	
-Venteos conducidos a antorcha o tanque cerrado..... 0,94	
c. Drenajes:	
-Suelo con drenaje capaz de evacuar:	
-El 75 % del contenido (pendiente >= 2 %).....0,85	
-El 30 % del contenido..... 0,95	
-Cubeto con drenaje a balsa (a distancia>diám. tanque).....0,95	
d. Sistema de bloqueo que impide flujo incorrecto que podría dar reacciones indeseables..... 0,96	
FACTORES DE BONIFICACION POR PROTECCION CONTRA EL FUEGO	
a. Detectores de fugas:	
-Que activan una alarma.....0,97	
-Que detectan a <= 0.25 LFL, alarma a <= 0.75 LFL..... 0,90	
b. Acero estructural con recubrimiento ignífugo hasta:	
- <= 5 m..... 0,97	
- entre 5 - 10 m..... 0,95	
- > 10 m.....0,92	
c. Tanques:	
-Con doble pared.....0,85	
-Enterrados..... 0,75	
d. Agua contra incendio (autonomía >= 4 h, >=50 % con bombas diesel):	
-Presión <= 7 bar..... 0,95	
-Presión > 7 bar..... 0,90	
e. Sistemas especiales:halón,CO2,detectores humo y llama... 0,85	
f. Rotadores:	
-Sistemas de inundación ("deluge")..... 0,95	
-Sistemas de pulverización:	
-Capacidad:	
-<= 8.5 l/(min m2).....0,80	
- 8.5 - 15 l/(min m2)..... 0,70	
->15 l/(min m2).....0,60	
Factor multiplicador según el área afectada:	
- 930 - 1860 m2..... 1,10	
- 1860 - 2790 m2..... 1,15	
->2790 m2..... 1,20	
g. Cortinas de agua (danciadas a >= 23 m):	
-1 cortina de altura <= 5 m.....0,97	
-2 cortinas:1a. de altura H<=5 m, 2a. de altura<=H+2 m... 0,95	
h. Espuma:	
-Por "sprinklers" de funcionamiento:	
-MANUAL..... 0,90	
-AUTOMATICO.....0,87	
-En juntas techos flotantes de depósitos con disparo:	
-MANUAL..... 0,95	
-AUTOMATICO (activado por detectores de llama)..... 0,90	
-En depósitos:	
-Dentro de la cámara de aire..... 0,98	
-Sobre la carcasa.....0,95	
-De extinción manual (mangueras, monitores, etc.).....0,95	
j. Extintores portátiles - monitores:	
-Extintores portátiles..... 0,97	
-Extintores portátiles y monitores manuales.....0,95	
-Extintores portátiles y monitores telecomandados..... 0,92	
k. Protección de cables:	
-Bandejas con sistemas de agua pulverizada.....0,96	
-Bandejas enterradas.....0,90	

RESUMEN DEL ANALISIS DE RIESGO**A. INDICE DE INCENDIO Y EXPLOSION**

- F1. Factor general de riesgo.....
- F2. Factor especial de riesgo.....
- F3. Factor de riesgo (F1 x F2).....
- A-1. Índice de incendio y explosión (F3 x MF).....
- Grado de riesgo.....
- A-2. Radio de exposición (m).....
- A-3. Valor del área de exposición (mill. de \$ de 1980).....

B. FACTOR DE DAÑO.....**C. MPPD Básico (A-3 x B, en mill. de \$ de 1980).....****D. FACTOR DE BONIFICACION EFECTIVO**

- C1. Factor de bonificación por control de proceso.....
- C2. Factor de bonificación por aislamiento de material.....
- C2. Factor de bonific. por protección contra el fuego.....
- Factor de bonificación (C1xC2xC3).....
- Factor de bonificación efectivo

E. MPPD Efectivo (C x D, en mill. de \$ de 1980).....**F. DIAS PERDIDOS (MPDO)**

- Margen superior con un 70% de probabilidad.....
- Valor medio.....
- Margen inferior con un 70% de probabilidad.....

Tabla I.3 Lista de comprobación para la aplicación del índice DOW de incendio y explosión (6ª edición)

-----DATOS NECESARIOS PARA EL CALCULO-----	
FACTORES GENERALES DE RIESGO	
A. Reacciones químicas exotérmicas:	
-Hidrogenación.....	0,30
-Hidrólisis.....	0,30
-Isomerización.....	0,30
-Sulfonación (ArH + H ₂ SO ₄ = RSO ₃ H + H ₂ O).....	0,30
-Neutralización (ácido + base).....	0,30
-Alquilación (R + grupo alquilo).....	0,50
-Esterificación (ácido orgánico + alcohol).....	0,50
-Adición (ácido inorgánico + R insaturado):	
-Moderada.....	0,50
-Fuerte.....	0,75
-Oxidación:	
-Proceso de combustión.....	1,00
-Combinación con O ₂	0,50
-Combinación con un agente vigoroso.....	1,00
-Polimerización.....	0,50
-Condensación (R ₁ + R ₂ = R ₃ + H ₂ O, HCl, etc.).....	0,50
-Halogenación (R + halógeno).....	1,00
-Nitración (RH + HNO ₃ = RNO ₂ + H ₂ O).....	1,25
B. Procesos endotérmicos (aplicar sólo a reactores):	
-Energía con fuego directo (calcínación, pirólisis).....	0,40
-Energía sin fuego directo (incluido electrolisis).....	0,20
-Pirólisis o craquéng.....	0,20
C. Manejo y transferencia de material:	
-Carga y descarga de líquidos con FP <= 37.8 C que implica co(desco)nexión de líneas (ej. mangueras).....	0,50
-Uso de centrifugas, reactores o tanques agitados semi-abiertos con materiales inflam. a la temp. de proceso.....	0,50
-Almacenamientos (al exterior o a cubierto):	
-Gases inflamables (botellas, Nf= 3 ó 4).....	0,85
-Líquidos (bidones, garrafas):	
Con FP <= 37.8 C (Nf = 3 ó 4).....	0,85
Con FP entre 37.8 - 60 C.....	0,25
-Sólidos (cajas, sacos, pilas):	
Gránulos <= 40 mm (Nf = 2).....	0,40
Espumas, fibras, polvo (Nf=3).....	0,65
-Factor adicional por ausencia de rociadores.....	0,20
D. Unidades de proceso en zonas cerradas (3 ó más lados cerrados sin aberturas en las bases):	
-Filtros y colectores de polvo combustible.....	0,50
-Equipos que procesan líquidos combustibles:	
-Entre FP - BP.....	****
-A temp. >= BP.....	****
-Factor de reducción por ventilación mecánica adecuada..	0,50
E. Accesos inadecuados para el equipo de emergencia:	
-Área de proceso >= 930 m ² con un sólo acceso.....	0,35
-Almacén >= 2312 m ² con un sólo acceso.....	0,35
F. Drenaje:	
-Cubeto sin drenaje.....	0,50
-Terreno plano o sin capacidad de drenaje.....	0,50
-El drenaje afecta a otras unidades o servicios.....	0,50
-Cubeto con drenaje sólo parcialmente adecuado.....	0,25
(El drenaje es plenamente adecuado si:	
i. Pendiente > 2% (tierra) o 1% (solera)	
ii. Balsa a > 8 m o un diámetro de tanque	
iii. Capacidad balsa > 75% capacidad unidad + agua contra incendios durante 30 min)	
FACTORES ESPECIALES DE RIESGO	
A. Toxicidad del material.....	****
B. Operación a vacío (no utilizar C y D):0,300,00	
-Material sensible a la humedad o el O ₂	0,50
-Riesgo de formación de mezclas inflamables.....	0,50
C. Operación en condiciones de inflamabilidad o próximas:	
-En tanques de almacenamiento con pulmonación al aire que contienen líquidos con FP <= 37.8 C (Nf = 3 ó 4).....	0,50
-En caso de fallo de instrumentos, equipo o purga.....	0,30
-En procesos u operaciones de forma permanente.....	0,80
-Descarga de cisternas (con líquidos inflamables a la temp. de operación) en circuito cerrado o inertizado.....	0,30
D. Explosión de polvo (partículas<=420 micras según NFPA).....	****
-Factor de reducción por uso de atmósfera de inerte.....	0,50
E. Presión de alivio (válvula seguridad, disco ruptura):	
Material:	
-Líquido inflamable/combustible con FP <= 60 C.....	****
-Muy viscoso (breas, lubricantes, asfaltos).....	****
-Gas comprimido.....	****
-Gas licuado (presión de vapor >= 2.8 bar 37.8 C).....	****
F. Baja temperatura:	
-Acero al carbono T < temperatura de transición.....	0,30
-Otros materiales a T < temperatura transición.....	0,20
G. Cantidad de material combustible:	
-Líquidos o gases en proceso:	
-MATERIAL ESTABLE de FP<=60C o procesado a temp.>=FP..	****
-MATERIAL INESTABLE (Nr = 2, 3, ó 4).....	****
-Líquidos o gases en almacenamiento:	
-MATERIAL ESTABLE:	
Gas licuado o gas.....	****
Líquido con FP <= 37.8 C.....	****
Líquido con FP entre 37.8 - 60 C.....	****
-MATERIAL INESTABLE.....	****
-Sólidos en almacenamiento:	
-MATERIAL ESTABLE:	

Densidad ≥ 160 kg/m³..... ****
 Densidad < 160 kg/m³..... ****
 -MATERIAL INESTABLE (Nr ≥ 2)..... ****
H. Corrosión y erosión:
 -Corrosión < 0.5 mm/año, picaduras o erosión local..... 0,10
 -Corrosión entre 0.5 - 1 mm/ año..... 0,20
 -Corrosión > 1 mm/año..... 0,50
 -Riesgo de rotura por fatiga del material..... 0,75
 -Uso de revestimientos para prevenir la corrosión..... 0,20
J. Pérdidas de fluido combustible por cierres y juntas:
 -Pérdidas menores en sellos equipos rotativos y juntas..... 0,10
 -Pérdida regular en sellos equipos rotativos y juntas..... 0,30
 -Procesos con ciclos de presión o temperatura..... 0,30
 -Pérdidas de fluidos penetrantes o abrasivos..... 0,40
 -Presencia de mirillas o juntas de expansión..... 1,50
K. Presencia de hornos próximos a la unidad de proceso:
 -Quemador estándar (cámara a depresión):
 -Material a temp. entre FP - BP..... ****
 -Material a temp. \geq BP..... ****
 -Quemador a sobrepresión. Toma de aire elevada (>3 m):
 -Material a temp. entre FP - BP..... ****
 -Material a temp. \geq BP..... ****
L. Uso de equipos de intercambio con aceite térmico:
 -Temp. operación entre FP - BP del aceite..... ****
 -Temp. operación $>$ BP del aceite..... ****
M. Equipos en rotación de gran potencia:
 -Unidad de proceso con bomba ≥ 75 HP (56 kW)..... 0,50
 -Unidad de proceso con compresor ≥ 600 HP (447 kW)..... 0,50
 -Agitadores y bombas de circulación cuyo fallo puede desarrollar un proceso exotérmico..... 0,50
 -Equipos problemáticos con gran velocidad de giro (centrifugas, etc.)..... 0,50

FACTORES DE BONIFICACION POR CONTROL DE PROCESO

a. Energía de emergencia (con conmutación automática) para los servicios esenciales de la unidad..... 0,98
 b. Refrigeración durante 10 min. de condiciones anormales:
 -Capaz de evacuar el 100 % del calor previsto..... 0,99
 -Capaz de evacuar el 150 % del calor previsto..... 0,97
 c. Sistemas de alivio de:
 -Explosiones (de vapores o polvo)..... 0,84
 -Sobrepresiones por condiciones anormales..... 0,98
 d. Parada de emergencia:
 -Automática activada por un sistema redundante..... 0,98
 -De equipos rotativ. críticos (compresores,turbinas):
 MANUAL por alarma de detectores de vibración..... 0,99
 AUTOMATICA por alarma de detectores de vibración..... 0,96
 e. Control por computador:
 -Sólo para asistencia del operador..... 0,99
 -Con lógica "fallo seguro" ("fail safe")..... 0,97
 -Puntos críticos con entradas ("inputs") redundantes..... 0,93
 -Impide salidas o señales de mando críticas..... 0,93
 -Con posibilidad de mando directo por el operador..... 0,93
 f. Gas inerte:
 -Para "blanketing" o "padding"..... 0,96
 -Para inertización total rápida en caso de emergencia..... 0,94
 g. Instrucciones de operación escritas para:
 -Puesta en marcha..... 0,50
 -Parada rutinaria..... 0,50
 -Condiciones normales..... 0,50
 -Operación a baja capacidad..... 0,50
 -Operación a reciclo total ("standby")..... 0,56
 -Operación por encima de la capacidad de diseño..... 1,00
 -Puesta en marcha después de una breve parada..... 1,00
 -Puesta en marcha tras parada por mantenimiento..... 1,00
 -Procedimientos de mantenimiento..... 1,50
 -Parada de emergencia..... 1,50

-Modificación o adiciones al equipo o tuberías..... 2,00
 -Condiciones anormales previsibles..... 3,00
 -BONIFICACION TOTAL CALCULADA (1-X/150)..... 1,00
h. Revisión bibliográfica sobre procesos y reactividad:
 -Ocasional..... 0,98
 -Periódica y al día..... 0,91

FACTORES DE BONIFICACION POR AISLAMIENTO DEL MATERIAL

a. Válvulas de aislamiento operadas a distancia:
 -Con revisión anual..... 0,96
 -Sin revisión anual..... 0,98
 b. Depósito trasvase para emergencia ó venteos conducidos:
 -Depósito en el área de la unidad..... 0,98
 -Depósito fuera del área de la unidad..... 0,96
 -Venteos conducidos a antorcha o tanque cerrado..... 0,96
 c. Drenajes:
 -Suelo con drenaje capaz de evacuar:
 -El 75 % del contenido (pendiente ≥ 2 %)..... 0,91
 -El 30 % del contenido..... 0,95
 -Cubeto con drenaje a balsa (a distancia $>$ diám. tanque)..... 0,95
 d. Sistema de bloqueo que impide flujo incorrecto que podría dar reacciones indeseables..... 0,98

FACTORES DE BONIFICACION POR PROTECCION CONTRA EL FUEGO

a. Detectores de fugas:
 -Que activan una alarma e identifican la zona..... 0,98
 -Que activan un sistema de protección..... 0,94
 b. Acero estructural:
 -Con recubrimiento ignífugo hasta:
 -Altura ≤ 5 m..... 0,98
 -Altura entre 5 - 10 m..... 0,97
 -Altura > 10 m..... 0,95
 -Con refrigeración por agua:
 -Sistema de inundación ("deluge")..... 0,98
 -Sistema de pulverización ("sprinklers")..... 0,97
 c. Tanques:
 -Con doble pared..... 0,91
 -Enterrados..... 0,84
 d. Agua contra incendio (autonomía ≥ 4 h, ≥ 50 % con bombas diesel):
 -Presión ≤ 7 bar..... 0,97
 -Presión > 7 bar..... 0,94
 e. Sistemas especiales: halón,CO₂,detectores humo y llama..... 0,91
 f. Rociadores:
 -Sistemas de inundación ("deluge")..... 0,97
 -Sistemas de pulverización:
 -Tubería húmeda:
 Riesgo ligero. Capacidad ≤ 8.5 l/(min m²)..... 0,87
 Riesgo ordinario. Capacidad 8.5 - 15 l/(min m²)..... 0,81
 Riesgo extra. Capacidad >15 l/(min m²)..... 0,74
 -Tubería seca:
 Riesgo ligero. Capacidad ≤ 8.5 l/(min m²)..... 0,87
 Riesgo ordinario. Capacidad 8.5 - 15 l/(min m²)..... 0,84
 Riesgo extra. Capacidad >15 l/(min m²)..... 0,81
 -Factor multiplicador para área > 930 m²:
 930 - 1860 m²..... 1,06
 1860 - 2790 m²..... 1,09
 >2790 m²..... 1,12
 g. Cortinas de agua (distanciadas a ≥ 23 m):
 -1 cortina de altura ≤ 5 m..... 0,98
 -2 cortinas:1a. de altura H ≤ 5 m, 2a. de altura $\leq H+2$ m. ... 0,97
 h. Espuma:
 -Por rociadores ("sprinklers") de funcionamiento:
 -MANUAL..... 0,94
 -AUTOMATICO..... 0,92
 -En juntas techos flotantes de depósitos con disparo:

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

Observando en detalle las listas anteriores podemos encontrar factores de indudable interés, destacando el conjunto de penalizaciones por reacción química. Las diferentes versiones del índice han considerado por este aspecto los siguientes valores:

Tabla I.4. Penalizaciones por reacción química consideradas en las diferentes versiones del índice DOW de incendio y explosión

Reacción química ^a	Índice de incendio y explosión				
	3ª ed. ^b	4ª ed.	5ª ed.	6ª ed.	7ª ed.
<i>Reacciones de descomposición:</i>					
Material sujeto a calentamiento espontáneo	0,30	-	-	-	-
Material sujeto a descomposición explosiva	1,25	-	-	-	-
Material sujeto a detonación	1,50	-	-	-	-
A. Reacciones exotérmicas:					
Reacciones con el agua que suponen el desprendimiento de gases inflamables ^b	0-0,30	-	-	-	-
<i>A.1. Ligeramente exotérmicas:</i>					
Hidrogenación	-	0,3	0,30	0,30	0,30
Hidrólisis:					
Sustancia + H ₂ O (ej., óxidos S ó P + H ₂ O → ácidos)	-	0,3	0,30	0,30	0,30
Epiclorhidrina + H ₂ O	-	-	0,50	0,50	0,50
Isomerización	-	0,3	0,30	0,30	0,30
Sulfonación (RH + H ₂ SO ₄ → RSO ₃ H + H ₂ O)	-	0,3	0,30	0,30	0,30
Neutralización (ácido + base)	-	0,3	0,30	0,30	0,30
<i>A.2. Moderadamente exotérmicas:</i>					
Alquilación (R + grupo alquilo)	-	0,5	0,50	0,50	0,50
Esterificación ^d :					
Ácido débil + alcohol	-	-	0,50	0,50	0,50
Ácido fuerte + alcohol	-	-	0,75	0,50	0,50
Adición:					
Ácido débil + hidrocarburo insaturado	-	-	-	0,50	0,50
Ácido fuerte + hidrocarburo insaturado	-	-	-	0,75	0,75
Oxidación:					
Combustión	-	-	-	0,5	0,5
Controlada (sustancia + O ₂) que no da CO ₂ y H ₂ O	-	0,50	0,50	0,5	0,5
Oxidación vigorosa con agentes oxidantes fuertes ^c	0,20	1,00	1,00	1,00	1,00
Polimerización	0,50-0,75	0,5	0,50	0,50	0,50
Condensación (R1 + R2 → R3 + H ₂ O ó HCl)	-	-	0,50	0,50	0,50
<i>A.3. Reacciones exotérmicas de control crítico:</i>					
Halogenación (R + halógeno)	-	0,75	1,00	1,00	1,00
<i>A.4. Reacciones exotérmicas particularmente sensibles:</i>					
Nitración (RH + HNO ₃ → RNO ₂ + H ₂ O)	-	1,25	1,25	1,25	1,25
B. Reacciones endotérmicas (sólo en reactores):					
Reacciones con el agua que suponen el desprendimiento de gases inflamables ^b	0,2	-	-	-	-
Aromatización	-	0,3	-	-	-
Calcinación (incluida eliminación humedad con calor)	-	0,40	0,40	0,40	0,40
Electrolisis	-	0,20	0,20	0,20	0,20
Pirólisis o craquéo:					
Calefacción eléctrica o con gases de recuperación	-	0,20	0,20	0,20	0,20
Calefacción con llamas directas	-	0,20	0,20	0,20	0,20

^a Los calificativos de exotermicidad 'ligero', 'moderado', 'de control crítico' y 'particularmente sensibles' sólo aparecen a partir de la 6ª edición. La clasificación para ediciones anteriores se ha realizado por referencia a los mismos tipos de reacción.

^b En la 3ª edición, estas penalizaciones, más que a la presencia concreta de las reacciones químicas, se refieren a la reactividad propia de las sustancias presentes en el proceso (sustancias reactivas con el agua desprendiendo gases inflamables, sustancias oxidantes, materiales sujetos a polimerización espontánea, etc.).

^a Este tipo de reacciones pueden ser exotérmicas (ej., Na + H₂O → Na(OH) + ½H₂) o endotérmicas (ej., gasificación: C+H₂O → CO + H₂), por lo que se han incluido en los dos bloques de clasificación (reacciones exotérmicas y reacciones endotérmicas), aunque el método original no distingue este aspecto.

^c Agentes oxidante vigorosos como: cloratos, percloratos, permanganatos, ácido hipocloroso y sus sales, clorito sódico, dióxido de cloro, ácido nítrico, peróxidos inorgánicos o tetróxido de nitrógeno.

^d En la 5ª edición aparecen bajo el mismo epígrafe de 'esterificación' las reacciones 'ácido + alcohol' y 'ácido + hidrocarburo insaturado'.

Los factores señalados influyen directamente sobre el factor de material y sobre el índice calculado del siguiente modo:

$$\text{Índice de incendio y explosión} \propto [1 + (\text{factor por reacción química}) + \dots] \times \text{MF}$$

Por tanto, los factores recopilados representan el aumento porcentual del riesgo debido a las diferentes posibilidades de reacción química. La comparación de estos factores y su clasificación categórica (ligeramente exotérmica, moderadamente exotérmica, etc.) con valores aproximados para los calores de reacción, nos permitiría establecer una escala de exotermicidad más amplia y aclaratoria. De este modo, a reacciones químicas no consideradas en la lista anterior, se les podría asignar un factor de riesgo con mayor facilidad.

Conclusiones

El índice de incendio y explosión de la compañía DOW es una herramienta adecuada para el análisis preliminar de riesgos en la industria química, aplicable tanto a procesos productivos como a sistemas de almacenamiento. Además puede ser utilizada como lista de chequeo de acuerdo con el esquema de preguntas planteado anteriormente. El hecho de que haya sido publicado por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo [INSH83] ha determinado su rápida expansión en el sector químico en España. En todo caso hay que advertir que los círculos que propone la aplicación del método se corresponderían con zonas de afectación a bienes materiales, pudiendo ser utilizados como criterio para establecer una cobertura aseguradora. Estos círculos no pueden ser utilizados, BAJO NINGÚN CONCEPTO, como zonas de intervención o alerta en Planes de Emergencia Exterior.

Bibliografía

- [BROW69] BROWNING, R. L. "Calculating Loss Exposures". *Chemical Engineering*, pp. 239-244. Abril 1969.
- [CCPS85] "Guidelines for Hazard Evaluation Procedures", ISBN 0-8169-0347-6. Center for Chemical Process Safety (CCPS) of the AIChE. Nueva York, 1985.
- [CROW90] CROWL, D.A., LOUVAR, J.F. "Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications". ISBN 0-13-129701-5. Prentice Hall. Englewood Cliffs, New Jersey, 1990.
- [DOW5] "Fire and Explosion Index. Hazard Classification Guide", 5ª ed. ISBN 0-8169-0194-5. Center for Chemical Process Safety (CCPS) of the American Institute of Chemical Engineers. Nueva York, 1981.

- [DOW6] “Fire and Explosion Index. Hazard Classification Guide”, 6ª ed. ISBN 0-8169-0438-3. Center for Chemical Process Safety (CCPS) of the American Institute of Chemical Engineers. Nueva York, 1987.
- [DOW7] “Fire and Explosion Index. Hazard Classification Guide”, 7ª ed. Corporate Safety, Loss Prevention, and Security Publications. Dow Center. Midland, 1994. Existe una edición AIChE: 'Dow's Fire & Explosion Index. Hazard Classification Guide', 7ª. ed. ISBN 0-8169-0623-8. Center for Chemical Process Safety (CCPS) of the American Institute of Chemical Engineers. Nueva York, 1994.
- [INSH83] “Índice de incendio y explosión. Guía para la clasificación de riesgos”, 5ª. ed. ISBN 84-500-9062-8. Centro Nacional de Condiciones de Trabajo (CNCT), Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo (INSHT). Barcelona, 1983.
- [KING90] KING, R. “Safety in the Process Industries”. ISBN 0-7506-1019-0. Butterworth-Heinemann. Londres, 1990.
- [LEES86] LEES F.P. “Loss Prevention in the Process Industries”, vol. 1-2. ISBN 0-408-10604-2. Butterworths. Londres, 1986.
- [SANT94] SANTAMARÍA J.M., BRAÑA P.A. “Análisis y reducción de riesgos en la industria química”. ISBN 84-7100-969-2. Editorial MAPFRE. Madrid, 1994.

Anexo II: Marco legal y directrices oficiales que se deben considerar en los estudios de seguridad

El marco normativo que establece los criterios para identificar a las empresas que presentan riesgo de accidente mayor, viene dado en el Estado Español por los Reales Decretos siguientes¹:

- RD 886/1988 sobre prevención de accidentes mayores en determinadas actividades industriales (BOE de 5 de agosto de 1988).
- RD 952/1990 por el que se modifican y complementan las disposiciones del RD 886/1988 sobre prevención de accidentes mayores en determinadas actividades industriales (BOE de 21 de junio de 1990).

En ambos casos, el criterio general de clasificación tiene un tratamiento fundamentalmente administrativo:

- si se almacenan o procesan determinadas sustancias o categorías de sustancias listadas explícitamente en los anexos de las citadas normativas, y
- si las cantidades superan cierto valor umbral,

la empresa queda afectada, estando obligada a presentar una *Declaración Obligatoria* (un conjunto de documentos) estructurada del siguiente modo:

¹ La publicación de una nueva Directiva Europea relativa al control de riesgos inherentes a los accidentes graves en los que intervengan sustancias peligrosas (96/82/CE, DOCE N° L 10/13 de 14.1.97) supondrá, una vez adaptado al marco legislativo español, un cambio importante en los criterios de clasificación y control de riesgos por accidente químico. Esta Directiva introduce por primera vez la obligación de velar por que todas las autoridades competentes, y todos los servicios facultados para tomar decisiones en este ámbito, apliquen procedimientos de consulta y toma de decisiones adecuados en sus políticas de asignación o utilización del suelo. En concreto, en su Art. 12.2 se especifica la necesidad de disponer de un dictamen técnico sobre los riesgos vinculados a los establecimientos industriales situados en la zona afectada, basado en los estudios disponibles.

- *Información Básica (IBA)*: con datos sobre el emplazamiento, el censo industrial del entorno (polígono), la descripción de la instalaciones (subpolígono) y las propiedades de las substancias peligrosas detectadas.
- *Estudio de seguridad (ES)*: donde se identifiquen los riesgos y se analicen las consecuencias en caso de accidente.
- *Plan de Emergencia Interior (PEI)*: donde se especifique la estructura organizativa, los procedimientos de respuesta y los medios disponibles para afrontar las situaciones de accidente identificadas en el ES.

Excepcionalmente, y a requerimiento de la Administración Competente, podría ser exigido un *Análisis Cuantitativo de Riesgos* que considere los aspectos probabilísticos de la frecuencia de accidentes.

La estructura y contenidos de la documentación citada (Declaración Obligatoria) y de los planes de emergencia que deben ser elaborados (PEI, PEE, PAM, etc.), viene especificada en la:

- *Resolución de 30 de enero de 1991*, por la que se aprueba la Directriz Básica para la elaboración y homologación de los Planes Especiales del Sector Químico (BOE de 6 de febrero de 1991).

Algunas regiones con autonomía administrativa y política han desarrollado legislación específica que, complementando el marco legal europeo y estatal, condicionan la elaboración de la citada Declaración Obligatoria a la inclusión de informaciones adicionales (por ejemplo datos sobre el transporte de mercancías peligrosas). En Catalunya, región representativa de este tipo de iniciativas, hay que destacar las siguientes disposiciones legales:

- Orden de 13 de abril de 1989, sobre aplicación en Catalunya del Decreto 391/1988, sobre prevención de accidentes mayores en determinadas actividades industriales (*DOG*C).
- Orden de 18 de marzo de 1991, de modificación de la Orden de 13 de abril de 1989, sobre prevención de accidentes mayores en determinadas actividades industriales (*DOG*C).

Hay que tener en cuenta, además, que el conjunto de disposiciones legales presentado anteriormente se complementa con una serie de "Guías Técnicas" editadas por la Dirección General de Protección Civil que, no siendo de obligado cumplimiento, constituyen una referencia importante en todos los aspectos relativos a la comunicación, la elaboración de estudios y la revisión de declaraciones. Estas son:

- Guía para la comunicación de riesgos industriales químicos y planes de emergencia.
- Legislación española sobre accidentes mayores de origen químico.

- Metodologías para el análisis de riesgos. Visión general.
- Métodos cualitativos para el análisis de riesgos.
- Métodos cuantitativos para el análisis de riesgos.
- Protocolos de revisión de declaraciones obligatorias y de zona definida de influencia.

En relación al cálculo de consecuencias, y dado que no existe guía técnica específica referente a la modelización de las mismas, el criterio a adoptar en este campo sería el recogido en la propia Directriz Básica, que hace referencia a la utilización de modelos reconocidos internacionalmente, documentados bibliográficamente o validados mediante experiencias. Por ello, aparte de la amplia bibliografía internacional existente al respecto, conviene tener presente la existencia de un conjunto de “Notas Técnicas de Prevención-NTP” publicadas por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo-INSHT, entre las que destacan:

- NTP-293. Explosiones BLEVE (I): evaluación de la radiación térmica.
- NTP-294. Explosión BLEVE (II): medidas preventivas.
- NTP-321. Explosiones de nubes de vapor no confinadas: evaluación de sobrepresiones.
- NTP-326. Radiación térmica en incendios de líquidos y gases.
- NTP-329. Modelos de dispersión de gases y/o vapores en la atmósfera: fuentes puntuales continuas.
- NTP-362. Fugas en recipientes y conducciones: emisión en fase líquida.
- NTP-385. Fugas en recipientes: emisión en fase gaseosa.

La legislación presentada anteriormente establece los contenidos y los principales condicionantes técnicos que deben ser tenidos en cuenta en la redacción de los Estudios de Seguridad y en la interpretación de los datos resultantes de aplicar modelos de simulación de consecuencias. En concreto el Estudio de Seguridad debe responder a los siguientes apartados básicos:

- Identificación del riesgo.
- Análisis de consecuencias.
- Zonas de riesgo (zona de intervención y zona de alerta), atendiendo a los umbrales establecidos por la Directriz Básica para los diferentes fenómenos peligrosos.
- Relación de accidentes mayores (aquellos que pueden tener consecuencias fuera de la instalación afectada).

Con objeto de facilitar la comprensión del informe y establecer la relación entre la magnitud de las variables físicas peligrosas y los efectos esperados sobre las personas que puedan resultar expuestas a las mismas, la siguiente tabla aclaratoria resume los principales valores umbrales que se deben considerar en la planificación oficial, ampliando dicha información con otros valores de referencia:

FENÓMENOS PELIGROSOS	VARIABLES FÍSICAS PELIGROSAS		UMBRALES PELIGROSOS
De tipo térmico	Radiación térmica (kW/m ²)	40	Dstrucción equipos/tanques
		12,5	Ignición de recubrimientos plásticos. Extensión del incendio
		8	Umbral de letalidad ² (1% de afectación) por incendio, para un tiempo de exposición de 1 min
		5	Máx. soportable por personas protegidas con trajes especiales y tiempo limitado. Zona de intervención con un tiempo máx. de exposición de 3 min. En caso de exposiciones menos prolongadas t ₂ , puede corregirse dicho umbral utilizando el concepto de "dosis equivalente":
			$(I_2^{4/3} t_2) = (5.000 \text{ W/m}^2)^{4/3} \times 180 \text{ s} = 15,39 \cdot 10^6$
		3	Zona de alerta
		1,5	Máx. soportable por personas con vestimentas normales y un tiempo prolongado
De tipo mecánico	Ondas de presión: - Sobrepresión (mbar)	1000	Umbral de letalidad (1% afectación) por efectos directos de la sobrepresión sobre el cuerpo humano
			Otras variables físicas peligrosas:
		700	Demolición casi total de edificios
		400	Demolición casi completa de casas
		250	Rotura de tanques. Daño de maquinaria industrial pesada. Distorsión de estructuras y cimientos
			- Impulso mecánico de la onda de presión (mbar s)
	- Impulso mecánico de los proyectiles		
		125	Dislocación/colapso de paneles, paredes y techos. Zona de intervención
		50	Daños estructurales de pequeña magnitud en casa. Zona de alerta
		10	Rotura de vidrios

² Eisenberg N.A. et al., 'Vulnerability Model. A simulation system for assessing damage resulting from marine spills', NTIS report AD-A015-245 (1975)

FENÓMENOS PELIGROSOS	VARIABLES FÍSICAS PELIGROSAS	UMBRALES PELIGROSOS
De tipo químico	Concentración con efectos tóxicos agudos (efectos evidentes sobre la salud en un corto periodo de tiempo)	<p>Concentración inmediatamente peligrosa para la vida y la salud para una exposición de 30 min (IPVS en ppm ó mg/m³). Zona de intervención. El valor umbral varía para cada sustancia. En caso de exposiciones menos prolongadas cabe corregir el umbral IPVS utilizando el concepto de "dosis equivalente":</p> $\text{IPVS}^n \times 30 \text{ min} = C^n \times t$ <p>donde "n" es el exponente de la ecuación Probit</p>

NOTA: los umbrales de letalidad por radiación térmica (8 kW/m²) y sobrepresión (1 bar) coinciden con los establecidos en las Guías Técnicas editadas por Protección Civil.

Anexo III: Datos y propiedades de sustancias

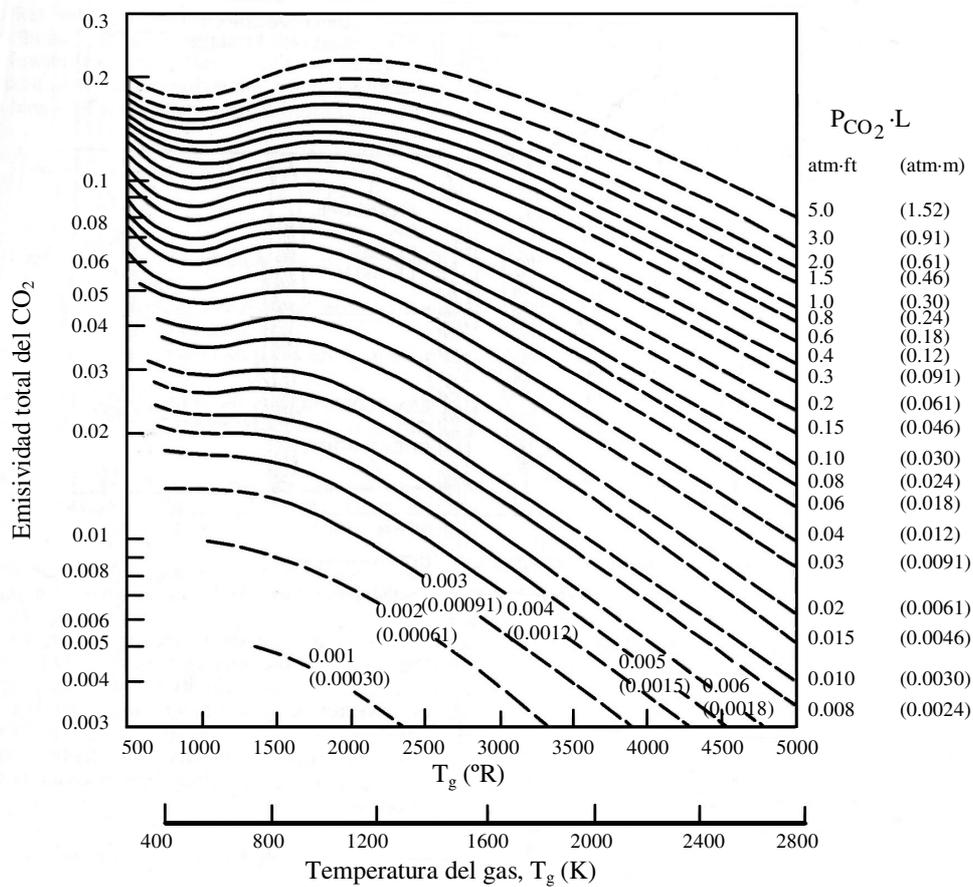


Fig. III.1 Emisividad total del CO₂ en una mezcla a presión atmosférica (Fuente: [SFPE90])

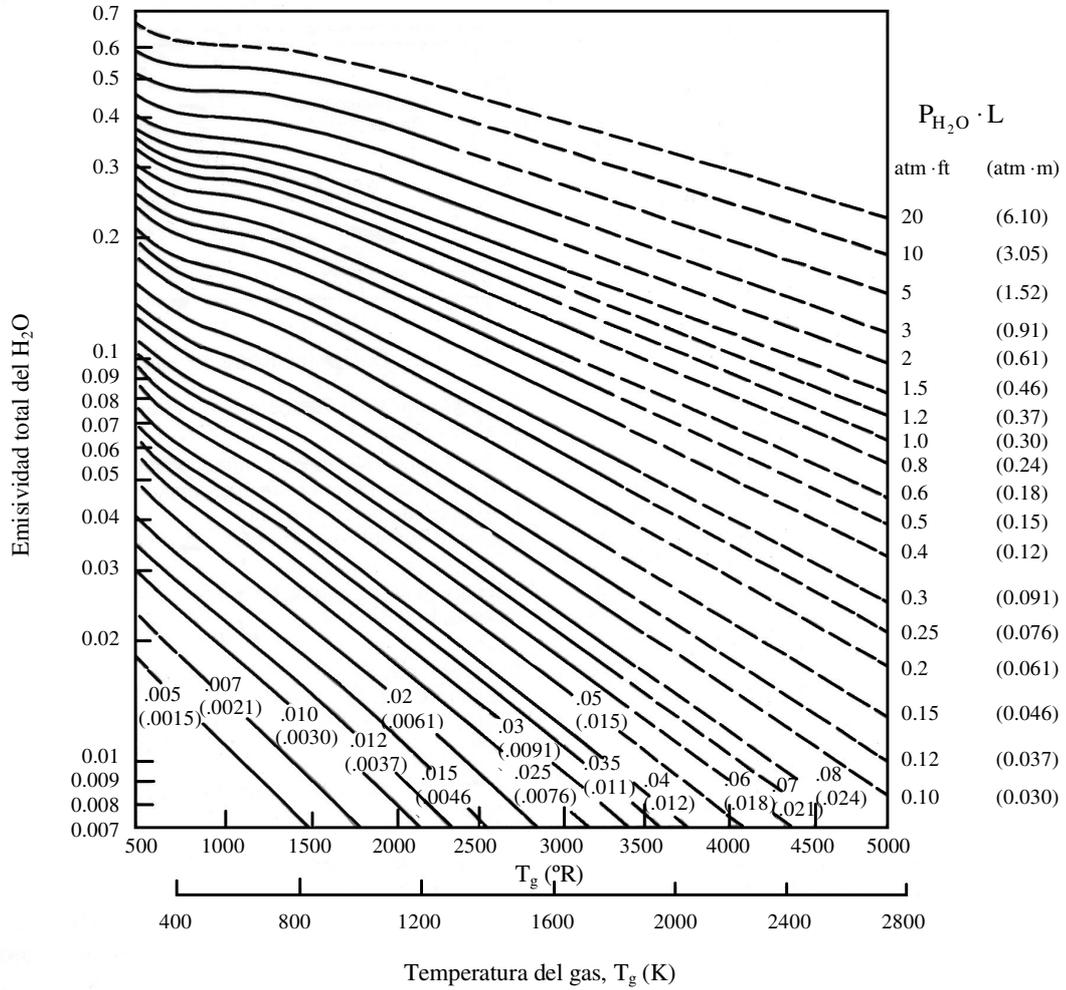


Fig. III.2 Emisividad total del vapor de agua en una mezcla a presión atmosférica (Fuente: [SFPE 90])

Tabla III.1 Límites de inflamabilidad para gases y vapores en aire*

Substancia	Límite inferior de inflamabilidad	Límite superior de inflamabilidad
	% Vol.	% Vol.
Hidrógeno	4,0	75
Monóxido de carbono	12,5	74
Metano	5,0	15
Etano	3,0	12,4
Propano	2,1	9,5
<i>n</i> -Butano	1,8	8,4
<i>n</i> -Pentano	1,4	7,8
<i>n</i> -Hexano	1,2	7,4
<i>n</i> -Heptano	1,05	6,7
<i>n</i> -Octano	0,95	—
<i>n</i> -Nonano	0,85	—
<i>n</i> -Decano	0,75	5,6
Eteno	2,7	36
Propeno	2,4	11
Buteno-1	1,7	9,7
Acetileno	2,5	(100)
Metanol	6,7	36
Etanol	3,3	19
<i>n</i> -Propanol	2,2	14
Acetona	2,6	13
Metil-etil-cetona	1,9	10
Dietil-cetona	1,6	—
Benceno	1,3	7,9
Óxido de etileno	3,6	100
Gasolina	1,3	7,1
Acilonitrilo	3	—
Amoníaco	15	28
1,3-Butadieno	2	12
Ciclohexano	1,3	7,8
Cloruro de vinilo	3,6	33
Acroleína	2,8	31
Éter dietílico	1,9	36
Dioxano	2	22
JP-4	1,3	8
Queroseno	0,6	5,6
Tolueno	1,3	6,8
Formaldehido	7	73
Anilina	1,3	—
Nafta	0,8	5
Éter de petróleo	1,4	5,9

* Datos de Zabetakis, M.G. U.S. Bureau of Mines, Bulletin 627 (1965) (a 25°C y 1 atm.)

Tabla III.2 Intensidad de radiación de la llama para incendios de charco y dardos de fuego (kW/m²)

<i>Substancia</i>	E_{charco}	E_{dardo}
Metano	95	285
Etano	90	360
Etileno	90	500
Propano	92	335
n-Butano	95	385
Isobutano	—	330
Propileno	93	280
Amoníaco	13	—
Benceno	70	—
Metanol	15	—
Óxido etileno	35	—
Acetaldehido	32	—
Butadieno	85	—
Butileno	93	—
Dimetilamina	60	—
Cloruro de etilo	15	—
Bromuro de metilo	10	—
Cloruro de metilo	15	—
Cloruro de vinilo	25	—
Monóxido de carbono	15	—
Sulfuro de hidrógeno	20	—
Acrilonitrilo	25	—
Acetonitrilo	37	—
Cloruro de alilo	32	—
Disulfuro de carbono	15	—
Cloroformo	1	—
Dietilamina	75	—
Óxido de propileno	45	—
Acetato de vinilo	30	—
Alcohol alílico	38	—
Dicloropropano	20	—
Epiclorhidrina	22	—
Etilendiamina	30	—
Formiato de etilo	30	—
Ácido fórmico	2	—
Acrilato de metilo	30	—
Formiato de metilo	20	—

Tabla III.3 Datos de explosividad para sólidos particulados*

Substancia	Tamaño medio de partícula (μm)	Concentración explosiva mínima (g/m^3)
Acilonitrilo	25	—
Aluminio	29	30
Estearato de calcio	12	30
Carbón bituminoso	24	60
Almidón de maíz	7	—
Magnesio	28	30
Milo en polvo	83	60
Resina fenólica	<10	15
Polietileno, b.d.	<10	30
Polimetacrilato de metilo	21	30
Polipropileno	25	30
Policloruro de vinilo	107	200
Harina de soja	20	200
Azúcar	30	200
Azufre	20	30
Almidón de trigo	22	20
Zinc	10	250
Zinc	<10	125

* Field, P. "Dust Explosions", Elsevier, Nueva York (1982)

Tabla III.4 Entalpías de formación a 25°C (298 K)

Compuesto	$(\Delta H_f)^{298}$ (kJ/mol)
Hidrógeno	+218,00
Oxígeno	+294,17
Hidroxilo	+38,99
Cloro	+121,29
Monóxido de carbono	-110,53
Dióxido de carbono	-393,52
Agua (líquida)	-285,8
Agua (vapor)	-241,83
Cloruro de hidrógeno	-92,31
Cianuro de hidrógeno (gas)	+135,14
Óxido nítrico	+90,29
Dióxido de nitrógeno	+33,85
Amoníaco	-45,90
Metano	-74,87
Etano	-84,5
Eteno	+52,6
Acetileno	+226,9
Propano	-103,6
n-Butano	-124,3
iso-Butano	-131,2
Metanol	-242,1

Tabla III.5 Propiedades físicas y velocidades de combustión para incendios de charco sobre tierra

Parafinas	Calor neto de combustión (J/kg)	Calor latente de vaporización (J/kg)	Temperatura de ebullición (K)	Velocidad de combustión (m/s)
Metano	500,2 x 10 ⁵	5,1 x 10 ⁵	111,7	2,08 x 10 ⁻⁴
Etano	472,0 x 10 ⁵	4,9 x 10 ⁵	264,6	1,22 x 10 ⁻⁴
Propano	460,1 x 10 ⁵	4,3 x 10 ⁵	231,1	1,37 x 10 ⁻⁴
Butano	453,9 x 10 ⁵	3,9 x 10 ⁵	272,7	1,32 x 10 ⁻⁴
Pentano	450,1 x 10 ⁵	3,6 x 10 ⁵	309,7	1,43 x 10 ⁻⁴
Hexano	447,7 x 10 ⁵	3,4 x 10 ⁵	341,9	1,22 x 10 ⁻⁴
Heptano	445,9 x 10 ⁵	3,2 x 10 ⁵	371,9	1,13 x 10 ⁻⁴
Octano	444,3 x 10 ⁵	3,0 x 10 ⁵	398,9	1,05 x 10 ⁻⁴
Nonano	443,2 x 10 ⁵	3,0 x 10 ⁵	424,0	9,67 x 10 ⁻⁵
Isobutano	452,6 x 10 ⁵	3,7 x 10 ⁵	261,4	1,55 x 10 ⁻⁴
Isohexano	445,4 x 10 ⁵	3,2 x 10 ⁵	333,5	1,37 x 10 ⁻⁴
Isopentano	449,2 x 10 ⁵	3,4 x 10 ⁵	301,1	1,23 x 10 ⁻⁴
Etileno	471,9 x 10 ⁵	4,8 x 10 ⁵	169,5	1,23 x 10 ⁻⁴
Propileno	458,0 x 10 ⁵	3,4 x 10 ⁵	225,5	1,33 x 10 ⁻⁴
Butileno	453,3 x 10 ⁵	3,9 x 10 ⁵	266,9	1,47 x 10 ⁻⁴
Ciclohexano	434,6 x 10 ⁵	3,6 x 10 ⁵	353,9	1,15 x 10 ⁻⁴
Ciclopentano	465,0 x 10 ⁵	3,9 x 10 ⁵	322,5	1,32 x 10 ⁻⁴
Metilciclopentano	440,0 x 10 ⁵	3,8 x 10 ⁵	345,0	1,18 x 10 ⁻⁴
Benceno	406,0 x 10 ⁵	3,9 x 10 ⁵	353,3	1,00 x 10 ⁻⁴
Tolueno	405,5 x 10 ⁵	3,6 x 10 ⁵	383,8	9,50 x 10 ⁻⁵
Xileno	408,4 x 10 ⁵	3,5 x 10 ⁵	417,6	9,67 x 10 ⁻⁵
Etilbenceno	413,5 x 10 ⁵	3,4 x 10 ⁵	409,4	9,67 x 10 ⁻⁵

SFPE. Handbook of fire protection engineering. NFPA, 1990

Tabla III.6 Valores de presión y temperatura críticas

Substancia	T _c (K)	P _c (MP _a)
Metano	190,53	4,604
Etano	305,40	4,884
Propano	369,82	4,250
n-Butano	425,14	3,784
n-Pentano	469,69	3,364
n-Hexano	507,70	3,010
n-Heptano	540,30	2,756
n-Octano	568,90	2,493
n-Nonano	594,90	2,288
n-Decano	617,65	2,104
Eteno	282,34	5,041
Propeno	364,85	4,601
Buteno	419,57	4,023
Acetileno	308,33	6,139
Metanol	512,64	8,092
Etanol	513,92	6,132
n-Propanol	536,78	5,168
Acetona	508,10	4,700
Benceno	562,16	4,898
Óxido de etileno	469,00	7,190
Ciclohexano	553,50	4,070
Tolueno	591,79	4,104

Tabla III.7 Umbrales olfativos y seguridad de sustancias químicas peligrosas (TLV-TWA, I.P.V.S.)

Nombre y fórmula	Umbral Olfativo (ppm)	TLV-TWA	I.P.V.S.
Acetato de metilo. C ₃ H ₆ O ₂	4,6	200	10000*
Acetato de vinilo. C ₄ H ₆ O ₂	0,5	10	—
Acetona. C ₃ H ₆ O	13,0	750	20000*
Acido acético. C ₂ H ₄ O ₂	0,48	10	1000*
Acido fórmico. CH ₂ O ₂	49,0	5	30
Acrilato de metilo. C ₄ H ₆ O ₂	0,0048	10	1000*
Acrilonitrilo. C ₃ H ₃ N	17	2	500
Acroleína. C ₃ H ₄ O	0,16	0,1	5
Alcanfor. C ₁₀ H ₁₆ O	0,27	2	32
Amoníaco. NH ₃	5,2	25	500
Anilina. C ₆ H ₇ N	1,1	2	100
Benceno. C ₆ H ₆	12	10	3000
Bromo. Br ₂	0,051	0,1	10
Bromuro de hidrógeno. BrH	2	3 (C)	50
Butano. C ₄ H ₁₀	2700	800	—
Cianuro de hidrógeno. CNH	0,58	10(C)	—
Ciclohexano. C ₆ H ₁₂	25	300	1000
Cloro. Cl ₂	0,31	0,5	30
Cloroformo. CHCl ₃	85	10	1000
Cloruro de hidrógeno. ClH	0,77	5(C)	100
Dietilamina. C ₄ H ₁₁ N	0,13	10	2000*
Dimetilamina. C ₂ H ₇ N	0,34	5	2000
Dióxido de azufre. SO ₂	1,1	2	100
Dióxido de carbono. CO ₂	74000	5000	50000
Dióxido de nitrógeno. NO ₂	0,39	3	50
Estireno. C ₈ H ₈	0,32	50	5000*
Fenol. C ₆ H ₅ OH	0,04	5	250
Fluoruro de hidrógeno. FH	0,042	3(C)	30
Heptano. C ₇ H ₁₆	150	400	5000
Hexano. C ₆ H ₁₄	130	50	5000
Hidrazina. N ₂ H ₄	3,7	0,1	80
Isocianato de metilo. C ₄ H ₁₁ N	2,1	0,02	20
Metacrilato de metilo. C ₅ H ₈ O ₂	0,083	100*	4000*
Metanol. CH ₄ O	100	200	25000
Metilamina. CH ₅ N	3,2	5	10
Octano. C ₈ H ₁₈	48	300	5000
Óxido de etileno. C ₂ H ₄ O	430	1	800
Ozono. O ₃	0,045	0,1 (C)	10
n-Pentano. C ₅ H ₁₂	400	600	15000
Piridina. C ₅ H ₅ N	0,17	5	3600*
1-propanol. C ₃ H ₈ O	2,6	200	4000*
Sulfuro de hidrógeno. SH ₂	0,0081	10*	300*
Tolueno. C ₇ H ₈	2,9	50	2000
Tricloroetileno. C ₂ HCl ₂	28	50	1000

(C) Valor correspondiente al TLV-C (concentración que no se debe sobrepasar en ningún momento durante la exposición en el trabajo).

** Substancias con un nivel de seguridad por la olfacción aceptable, pues más del 50% de los individuos olerán la substancia antes de alcanzar unos niveles de concentración que puedan suponer riesgos agudos o crónicos.*

Ref. INSHT. NTP-320 (1993).

Índice alfabético de materias

A

Aberturas de alivio:

- cálculo de aberturas, 266-275
- evolución de la presión, 265-266
- método de Fauske, 271
- método de Leung, 268
- sobrepresión de alivio, 265

Accidente:

- con emisión de sustancia, 81
- de tipo mecánico, 81
- de tipo térmico, 81
- esquema de tipos de accidentes, 85, 87, 88
- naturales y causados por el hombre, 32
- origen, 17
- principales accidentes, lista, 31

Accidente mayor:

- categorías, 80
- consecuencias, 82
- definición, 80
- escenarios accidentales, 85
- esquema de ocurrencia, 88
- tipos, 81
- valores límite de magnitudes físicas, 83

Acido fluorhídrico, dispersión, 225

Aerosoles, dispersión, 224

Aire caliente, efectos en personas, 302

Aire comprimido, explosiones, 158

Análisis de peligros y operabilidad (HAZOP):

- composición del equipo, 57
- ejemplo de aplicación, 59-64
- información requerida, 59
- metodología, 54, 56
- palabras guía, 55
- tabla, 55, 57

Análisis histórico:

- accidentes en almacenamiento de GLP, 52-53
- accidentes con materiales peligrosos, 16-18

BLEVE, 52-53, 175

- metodología, 48-51
- reacciones fuera de control, 245

Antoine, ecuación, 180

Arbol de fallos:

- análisis, 66
- conjuntos mínimos de corte, 65
- construcción, 65
- ejemplos de aplicación, 69-74
- resolución analítica, 72-74
- resolución matricial, 74
- simbología, 67
- tipos de fallos, 64-65

ARC, 282-285

Arrhenius, ley, 257

Atmósferas enrarecidas, 317

Autoignición, temperatura de, 117

B

Bancos de datos de accidentes, 49-51

Barreras de agua, 197, 234

Barreras de vapor de agua, 235

BLEVE:

- análisis histórico, 174-175
- aspectos termodinámicos, 180-187
- condiciones, 179-180
- condiciones límite, 180-184
- distancia de evacuación, 194
- ebullición en masa, 180
- efectos, 184-195
- ejemplo de cálculo, 198-201
- energía liberada, 189-191
- fracción vaporizada, 191
- fragmentos, 192-195
- medidas de prevención, 195-198
- onda de sobrepresión, 192
- origen, 175

- tiempo hasta la explosión, 177-179
- Boilover*: véase "borbollón"
- Bola de fuego:
- altura, 187-188
 - coeficiente de radiación, 188-189
 - dimensiones, 183-186
 - duración, 185-186
 - efectos, 184-189
 - ejemplo de cálculo, 198-201
 - radiación térmica, 189
- Bomba de combustible, 164
- Borbollón:
- casos históricos, 144
 - condiciones, 141-142
 - de capa delgada, 144-145
 - descripción, 139-141
 - efectos, 143
 - factor de propensión, 143
 - Milford Haven, 144
 - susceptibilidad, 142
 - Tacoa, 144
- C**
- Calor:
- coeficiente de convección, 108
 - de combustión, 95, 246, 348
 - de formación, 94
 - de polimerización, 246
 - de reacción, 94
 - de vaporización, diversas sustancias, 348
- Calorimetría:
- de exploración diferencial, 281
 - de reacción, 285
 - de velocidad acelerada, 282
- Canvey, estudio, 36-37
- Charcos de fuego:
- características, 120-127
 - efectos térmicos, 124-125
 - geometría, 122-123
 - sobre el mar, 125-127
- CHETAH, programa, 286-288
- Chorro de fuego:
- efecto del viento, 130
 - efectos térmicos, 132
 - geometría, 128
- Clases de estabilidad atmosférica, 211
- Cloro, inhalación, 315
- Colapso de edificios, 155
- Combustible, lluvia, 184
- Combustión:
- calor de, 95
 - velocidad de, 98-100
- Concentración de gas en edificios, 235
- Condiciones críticas, diversas sustancias, 348
- Confinamiento de vapor, 86
- Confinamiento, protección, 235-238
- Cortinas de agua, 197, 234
- D**
- Daño, mortalidad asociada a distintos sucesos, 21
- Daño, valores umbral:
- fenómenos de tipo mecánico, 83
 - fenómenos de tipo químico, 83
 - fenómenos de tipo térmico, 83
 - zonas de intervención y de influencia, 84
- Deflagración:
- daños, 169
 - definición, 155
 - de nubes de vapor no confinadas, 156-157, 161-167
 - de polvo, 158-160
 - ejemplo de cálculo, 170
 - método del TNT equivalente, 162-165
 - onda de sobrepresión, 154
- Depósitos:
- estallido, 158,
 - llenado, 115-116
 - vaciado, 115-116
- Descarga de emergencia:
- cálculo de aberturas de alivio, 266-275
 - evolución de la presión, 265-266
 - tratamiento de la descarga, 275-277
- Destello, temperatura de, 116-117
- Detonación:
- definición, 155
 - en conductos, 155
 - onda de sobrepresión, 154
- Diagramas de inflamabilidad, 114-116
- Dióxido de carbono, efectos en personas, 315-316
- Dióxido de carbono, emisividad, 343
- Directriz Seveso:
- clasificación de productos, 80
 - declaración obligatoria, 81
 - implantación en el Estado español, 19
- Discos de rotura:
- cálculo, 266-275
 - utilización, 293-295
- Dispersión de gases:
- ácido fluorhídrico, 225
 - aerosoles, 224
 - clases de estabilidad atmosférica, 211
 - de virus, 218
 - efecto del viento, 209, 212, 213

- elevación de la fuente, 239
 - estabilidad atmosférica, 210-213
 - ejemplos de cálculo, 228, 238
 - escape, 222
 - inversión térmica, 214
 - mecanismo, 215, 223
 - medidas protectoras, 233
 - modelos, 214
 - modelos gaussianos, 218-223
 - modelos para gases pesados, 223-233
 - gases pesados, ejemplo, 228-233
 - penacho, 216
 - pluma, 216
 - protección por confinamiento, 235-238
 - rosa de los vientos, 208-209
 - rugosidad del terreno, 220, 222
 - sistemas de mitigación, 233-235
 - soplo, 215
- Disponibilidad, 38
- Distancia de evacuación BLEVE, 194
- Distancia escalada, 162
- Distancia normalizada, 162
- Dominó, efecto, 89
- Dow, índice, 321-335
- DSC, 279
- DTA, 279
- DTG, 279
- E**
- Ebullición en masa, 180, 263
- Ecuación de Antoine, 180
- Efecto dominó, 89
- Emisión:
- continua, 215-217, 219-222
 - discontinua, 215-217
 - instantánea, 215-217, 222-223
- Emisividad, 101
- Emisividad:
- del dióxido de carbono, 343
 - del vapor de agua, 344
- Energía de la explosión, 165-167
- Energía de ignición, 118-119
- Entalpías de formación, 347
- Escape:
- continuo, 215-217, 219-222
 - chorro de gas, 87
 - de gases inertes, 315, 316-318
 - de productos tóxicos o inflamables, 87
 - discontinuo, 215-217
 - dispersión atmosférica, 87
 - flujo bifásico, 262-266
 - instantáneo, 215-217, 222-223
 - tratamiento, 233-235
- Esperanza de vida, 30
- Espuma, recubrimiento, 198, 234
- Estabilidad atmosférica, 210-213
- Estallido de recipientes, 158,
- Estructuras, efecto de explosiones, 167-169
- Estudios de seguridad, marco legal, 337-341
- Evacuación, distancia, 194
- Exotermicidad, clasificación de procesos, 289
- Explosión:
- BLEVE, 86
 - bomba de combustible, 164
 - cálculo de efectos, ejemplo, 170
 - carga sobre estructuras, 167-170
 - confinada, 155-156
 - de aire comprimido, 158
 - daño a estructuras, 167-170
 - detonación y deflagración, 154-155
 - de nubes no confinadas, 87, 156-157
 - de polvo en suspensión, 158-169
 - de polvo, datos, 347
 - de recipientes, 158
 - de vapor confinado, 87, 155
 - distancia normalizada, 162, 163
 - efectos sobre estructuras, 168-169
 - efectos de los fragmentos, 192-195
 - efectos sobre materiales, 169
 - efectos sobre personas, 307-312
 - energía liberada, 162
 - estallido, 87,
 - Flixborough, 36, 157
 - fragmentos, 170, 311
 - ley de la raíz cúbica, 192
 - método multienergía, 165-167
 - método TNT equivalente, 162-165
 - onda de sobrepresión, 154, 164-165, 170
 - parcialmente confinada, 165
 - presión dinámica, 167
 - principio de similitud, 192
 - reflexión de la onda de sobrepresión, 168, 307
 - tipos, 153, 155
- Explosividad, límites, 136, 160
- Explosivos FAE, 164
- F**
- Factor de energía, 289
- Factor de propensión al *boilover*, 143
- Factor de vista:
- bola de fuego, 189
 - cálculo, 103-105

efecto de la inclinación, 104
 incendio cilíndrico, 107
 incendio rectangular, 106
 Factores de bonificación, 291
 Factores de riesgo, 290
 FAE, explosivos, 164
 FAR:
 definición, 22
 diversas actividades, 22-23
 Flixborough, explosión, 36, 157
 Flujo bifásico, 262-266
 Fracción de vaporización, 191
 Fragmentos de explosión, 170, 192-195
 Fragmentos, efectos sobre personas, 311-312
 Frecuencia de accidentes mortales, 22-23
 Fuego:
 bola de fuego, 85
 de antorcha, 128-137
 de chorros de gas, 128-137
 de nubes de gas, 134-137
 ignición, 118-120
 de vertidos de líquidos, 120-127, 137-139
 Función *Probit*:
 definición, 299-300
 explosiones, 307-312
 radiación térmica, 302-305
 sustancias tóxicas, 312-315

G

Gases desprendidos en incendios, 315
 Gases, dispersión atmosférica, 207-244
 Gases inertes, peligro, 315, 316-318
 Gases, inflamabilidad, 111-116
 Gases, llamarada, 134-137
 Gases tóxicos, constantes, 314
 Gas licuado de petróleo, accidentes, 52, 53

H

HAZOP:
 composición del equipo, 57
 ejemplo de aplicación, 59-64
 metodología, 54, 56
 tabla, 55, 57
 HRN, número de riesgo, 35
 Huida, 235
 Humo:
 altura a la que se inicia, 124
 intensidad de radiación, 125
 gases tóxicos, 315
 Hundimiento de edificios, 155, 312

I

Ignición:
 energía, 118-119
 fuentes, 119-120
 retardo, 118-119
 Incendio:
 altura de la llama, 122
 antorcha, 85, 128-134
 bola de fuego, 85
 coeficiente de convección, 108
 chorro de fuego, 85, 128-134
 de charco, 85
 de gas, 128-137
 de líquido, 120-127, 137-139
 diagramas de inflamabilidad, 114-116
 efecto del viento, 123-124, 130
 efectos sobre materiales, 307
 efectos sobre personas, 302-306
 en movimiento, 127
 factor de vista, 103-107
 gases tóxicos desprendidos, 315
 ignición, 118-120
 inclinación de la llama, 123-124, 130
 inflamabilidad de diversas sustancias, 117
 intensidad de radiación de la llama, 346
 límites de inflamabilidad, 111-115
 llamarada, 84, 306
 poder emisor, 100-101
 temperatura adiabática de llama, 95-97
 temperatura de autoignición, 117
 temperatura de destello, 116-117
 temperatura de inflamación, 116-117
 temperatura en el eje de la llama, 108-109
 transmisividad atmosférica, 101-103
 velocidad de combustión, 98-100
 velocidad de combustión de diversas sustancias, 348
 velocidad de los gases en el eje de la llama, 108-110
 Incidente, 80
 Índice de incendio y explosión, 321-335
 Índice de riesgo, 288-293
 Índice Dow, 321-335
 Inflamabilidad de diversas sustancias, 110
 Inflamabilidad, diagramas, 114-116
 Inflamabilidad, límites, 111-115
 Inflamación, temperatura de, 116-117
 Inversión térmica, 214
 IPVS diversas sustancias, 349
 Isopleta, 232

L

Ley de la raíz cúbica, 192

Límites de explosividad, 136

Límites de inflamabilidad:

definición, 111

de diversas sustancias, 345

en llenado de depósitos, 115-116

en vaciado de depósitos, 115-116

métodos de estimación, 112-113

órdenes de magnitud, 112

Llama:

altura, 122

efecto del viento, 123, 130

ejemplo de cálculo, 137-139

intensidad de radiación, 346

intermitente, 109

longitud del chorro de fuego, 131

modelo de fuente puntual, 136-137

modelo del cuerpo sólido, 124-126

persistente, 109

separación desde el orificio, 128

Llamarada:

características, 134-137

efectos térmicos, 136-137

geometría, 135

velocidad de propagación, 135

Llenado de depósitos, 115-116

M

Mar, incendios, 125-127

Mar, vertidos, 125-127

Métodos experimentales de reacción:

calorimetría de exploración diferencial, 281

calorimetría de reacción, 285

calorimetría de velocidad acelerada, 282

métodos calorimétricos, 281

métodos macrotérmicos, 280

métodos microtérmicos, 279

Métodos informáticos de reacción, 286-288

Método multienergía, 165-167

Método TNT equivalente, 162-165

Milford Haven, *boilover*, 144

Modelo de fuente puntual, 136-137

Modelos de dispersión de gases:

ejemplos de cálculo, 228, 238

modelos gaussianos, 218-223

modelos para gases pesados, 223-233

tipos, 214

monóxido de carbono, efectos sobre personas, 316

dióxido de carbono, efectos sobre personas, 316

Modelo de llama sólida, 124-125

Monóxido de carbono, efectos, 316

Mortalidad asociada a sucesos, 21

Multienergía, método, 165-167

N

Normativa de seguridad, 337-341

Nubes de gas o vapor:

dispersión, 207-244

evolución, 207-244

huida, 235

medidas protectoras, 233

modelización, 214

protección por confinamiento, 235-238

Nubes de polvo, explosión, 158-160

Nubes de vapor no confinadas, explosión, 87, 156-157

O

Onda de sobrepresión

características, 154, 161-162

cálculo, 162-167

vulnerabilidad, 307-310

P

Penacho, 216

Pluma, 216

Poder emisivo:

definición, 100

de la llama, 101

del humo, 101

Polvo, explosiones, 158-160, 347

Presión crítica, diversas sustancias, 348

Presión dinámica, 167

Principio de similitud, 192

Probit, función:

definición, 299-300

explosiones, 307-312

radiación térmica, 302-305

substancias tóxicas, 312-314

Protección por confinamiento (gases), 235

Protección por vestido (radiación), 305

Q

Quemaduras:

evaluación, 302-305

letalidad, 302, 304-305

R

Radiación térmica, 108, 123, 124, 133, 302-305
 Raíz cúbica, ley, 192
 Rasmussen, informe, 36
 Reacciones fuera de control:
 análisis histórico, 247-252
 aspectos cinéticos, 257-262
 cálculo de aberturas de alivio, 266-275
 causas más comunes, 251-254
 evaluación del riesgo, 288-293
 evolución de la presión, 264-266
 gráfico de Semenov, 260
 índice de riesgo, 288-293
 métodos experimentales, 278
 origen, 247-254
 Seveso, accidente, 245, 284-285
 sobrepresión, 265
 temperatura crítica (*no return*), 261-262
 tiempo hasta la velocidad máxima, 259-260
 tratamiento de la descarga, 275-277
 vaporización súbita por despresurización, 262-264
 Recipientes, explosión, 158
 Recubrimiento con espuma, 198, 234
 Reflexión de la onda de sobrepresión, 168, 307
 Refrigeración de recipientes, 195-196
 Retardo en la ignición, 118-119
 Riesgo:
 categorías, 20, 21
 colectivo, 24, 29
 criterios de tolerabilidad, 26-30
 definición, 19
 identificación, 43
 índice, 35, 288-293
 individual, 24
 metodología de análisis, 33
 número de riesgo, HRN, 35
 percepción, 25
 técnicas de identificación, 43
 tolerabilidad, 24-30
 Riesgos causados por el hombre, 32
 Riesgos naturales, 32
 Rosa de los vientos, 208-209
 Rugosidad del terreno, 220, 222

S

SEDEX, 280
 Semenov, gráfico, 260
 Seveso, análisis del accidente, 245, 284-285
 Similitud, principio de, 192

Sobrepresión de alivio, 265
 Sobrepresión de la explosión, onda, 154, 164-165, 170, 307-310
 Soplo, 215

T

Tacoa, *boilover*, 144
 TAM (aparato), 280
 TAM (tasa de accidentes mortales), 22-23
 Temperatura:
 adiabática de llama, 95-97
 en el eje de la llama, 108-110
 crítica (*no return*), 261-262
 crítica, diversas sustancias, 348
 de autoignición, 117
 de ebullición, diversas sustancias, 348
 de inflamación, 116-117
 de seguridad, 278
 Tiempo hasta el BLEVE, 177-179
 Tiempo hasta la máxima velocidad, 259-260
 TGA, 246
 TLV-TWA diversas sustancias, 349
 TNT equivalente, método, 162-165
 Toxicidad letal, 312-317
 Tratamiento descarga de emergencia, 275-277
 Transferencia de calor, coeficiente, 108
 Transmisividad atmosférica, 101-103

U

Umbrales olfativos diversas sustancias, 349

V

Vaciado de depósitos, 115-116
 Válvula de seguridad:
 evolución de la presión, 265
 en serie/paralelo con disco, 293-295
 Vapor de agua, emisividad, 344
 Velocidad de combustión, 98-100
 Velocidad de combustión, diversas sustancias, 348
 Velocidad del gas en el eje de la llama, 108-110
 Venteo, 263, 266-277
 Vertidos en el mar, 125-127
 Viento:
 efecto sobre el chorro de fuego, 129-130
 efecto sobre la dispersión de gases, 209, 212, 213
 efecto sobre la llama, 123
 rosa de los vientos, 208-209
 velocidad, 209, 212

Virus, dispersión atmosférica, 218

Vulnerabilidad:

explosiones, instalaciones, 313

explosiones, personas, 307-312

fragmentos, 311-312

función *Probit*, 299-301

radiación térmica, materiales, 303, 307

radiación térmica, personas, 303, 304-305

substancias tóxicas, 312-317

Z

Zona de influencia, 84

Zona de intervención, 83

Índice alfabético de autores

- ACMH, 162
AGA, 123
AIChE, 55, 314
Al-Jurashi, N. M., 227
Andreassen, M., 129, 133, 315
Armet, L., 176, 184
Atomic Energy Commission, 32, 36
ASTM, 179
- Babrauskas, V., 99
Bagster, D. F., 185, 189
Baker, W. E., 156, 169, 307, 308, 311
Barton, J. A., 249
Bearrow, M. E., 55
Bello, G. C., 89
Bestratén, M., 179, 180, 195
Blewitt, D. N., 225
Bond, J., 246
Borah, M., 185
Bordignon, L., 93
Braña, P. A., 111, 119
Brasie, W. C., 162
Broeckmann, B., 142
Brogli, F., 248
Broconing, R. L., 321
Bryan, J. L., 316
Bull, J. P., 302
Burguess, D. S., 99, 111
- Calpe, J., 186, 187
Capdevila, J., 185, 190, 193
Carambino, I., 55
Cardillo, P., 251, 278, 282, 284, 286
Casal, J., 15, 25, 38, 84, 89, 93, 186, 187, 218, 234, 238, 245, 251, 254, 258, 260, 283, 288, 289, 291
- Casal, J., 218
CCPS, 44, 55, 64, 66, 82, 321
Cejalvo, A., 74
Cendejas, S., 186, 189, 195
CERTEC, 51
Chamberlain, G. A., 133
Chemical Industry Association, 55
Clemedson, C. J., 310
Coates, C. F., 282
Colebrander, G. W., 228
Coll, T., 258, 260, 283
Cox, P. A., 156, 169, 307, 308, 311
Cox, S. J., 55, 64, 66
Crowl, D. A., 118, 321
Cugan, K., 162
- Davenport, J. A., 156, 162
DGLM, 305, 306, 311, 315
- Ebadat, V., 160
Eckhoff, R. K., 158, 159
Eisenberg, N. A., 135, 136, 300, 304, 306, 308, 309
Epstein, M., 225
- Fauske, H. K., 225, 271
Fay, J. A., 185, 188, 190
Fernández-Cámara, 179, 180
Ferraiolo, G., 284
Field, P., 347
FIKE, 294
Fleger, S. A., 55
Friedel, L., 286
Fromm, D., 55
Fruirip, D. J., 234
Fthenakis, V. M., 234

- García-Roca, C., 69, 84
Garo, J. P., 145
Gärtner, D., 264, 265
Geeta, B., 222, 223
Giesbrecht, H., 264, 265
Girelli, A., 284
Goyal, R. K., 55, 227
Grand, A. F., 316
Green, L. S., 234
Grolmes, M. A., 286
Grossman, G., 55
Grumer, J., 99
Guillemet, R., 173
Gustin, J. L., 286
- Haga, T., 247
Hartzell, G. E., 316
Hasegawa, K., 186
Hauptmanns, U., 64, 66
Havens, J. A., 225, 228
Hawthorne, W. R., 128
Health and Safety Executive, 29, 37
Hellstrom, G., 310
Heskestad, G., 108
Hirsch, F.G.A., 309
Hodin, A., 142, 143
Holden, P. L., 193, 194
Hottel, H. C., 101
Huff, J. E., 272
- INSHT, 83, 321, 323, 350
- Jagger, S. F., 228
- Kaiser, G. D., 55
Kalghatgi, G. T., 129, 132
Kaplan, H. L., 316
Kayes, P. J., 185
Kern, R., 262
Kimio, S., 235
King, R., 321
Kletz, T., 41, 55, 196
Knowlton, R. E., 55
Kubala, T. A., 99
Kulesz, J. J., 156, 169, 307, 308, 311
- Lancia, A., 93
Landrock, A. H., 316
Lannoy, A., 161, 162, 163, 164, 165, 168
Lautkaski, J., 123
- Lees, F. P., 55, 64, 66, 70, 119, 186, 209, 210, 219, 225, 251
Lefin, Y., 186
Lerena, P., 285
Leuckel, W., 264, 265
Leung, J. C. 268, 272, 286
Lewis, D. H., 188
Lihou, D. A., 177, 185
Lingren, S., 310
Londiche, H., 173
López-Beitia, C., 84
Louvar, J. F., 118, 321
Lynch, C. J., 306
- Maddison, T. E., 196
Mahieu, P., 240
Manresa, M., 285
Mañas, J. L., 176, 179
Marrs, J. P., 251
Martin, J. M., 302
Maunde, J. K., 177, 185
Mavrothalassitis, G., 142, 143, 186
Mcfarlane, K., 225
Michaelis, P., 142, 143
MIE, 212
Montenegro, L., 179, 180
Montiel, H., 15, 93
Moreso, J., 218
Mudan, K. S., 101, 124, 303
- Naito, M., 247
Nazario, F. N., 179, 186
NFPA, 102, 112, 129, 343, 344, 348
Niño, J., 69
Nolan, P. F., 249
Nomen, R., 285
Nrasimhan, S., 222, 223
NTIS, 64, 66
- Omms, G., 240
Ottaway, M. R., 282
- Piccinini, N., 33, 54, 55, 89
Pietersen, C. M., 186, 189, 195, 304, 305, 307, 308, 309
Pilz, V., 266
Pineau, J. P., 186
Piqué, T., 74
Pitblado, R. M., 189

- Planas-Cuchi, E., 93, 94, 218, 234, 238
Pritchard, D. K., 162, 168
Prothero, A., 225
Prugh, R. W., 173, 174
Pryor, A. J., 306
Pujades, I., 31
Puttock, J. S., 225, 228
- Rao, P. G., 185
Rasmussen, B., 250, 278
Rausch, A. H., 306
Rees, F. J., 225
Reeves, A. B., 193, 194
Reid, R. C., 179, 180
Roberts, A. F., 188
Roberts, P. T., 225
Rodríguez-Giménez, S., 69
Romano, A., 89
- Santamaría, J. M., 111, 119, 321
Sarofim, A. F., 101
Sato, K., 186
Satyanarayana, K., 185
Scarrone, M., 55
Schecker, H. G., 142
Scheffler, N. E., 234
Semenov, N. N., 259
Sempere, J., 285
Sevilla, S., 15, 69, 93
Sheinfeld, J. H., 213, 219
Shell Research Limited, 135
Simpson, D. W., 162
Slovic, P., 25
Smets, H., 31
Smith, D. W., 282
SMM, 208, 209
Spicer, T. O., 225, 228
- Steel, J., 35
Strasser, A., 99
Strehlow, R. A., 156, 169, 307, 308, 311
- Tail, N.R.S., 55, 64, 66
Thomas, P. H., 122
TNO, 216, 217, 220
Tou, J. C., 282
Townsend, D. I., 282
Tripathi, A., 222, 223
Turmo, E., 179, 180, 195
- U. K. Atomic Energy Authority, 77
U. S. Bureau of Mines, 112
- Van den Berg, A. C., 161, 162, 163, 164, 165, 168
Vantelon, J. P., 145
Vílchez, J. A., 15, 69, 84, 93, 234, 251, 288, 289, 290, 291
- Walls, W. L., 173
Wehmeier, G., 286
Westine, P. S., 156, 169, 307, 308, 311
Wheeler, 111
White, C. S., 310
Witlox, H. W., 225
Woodward, J. L., 242
- Yoshida, T., 286
Young, J. A., 55
- Zabetakis, 111, 345
Zakkay, 234
Zelis, F., 240

