

Aprendizajes del Accidente de San Juan Ixhuatepec-México

Antiocho López-Molina⁽¹⁾, Richart Vázquez-Román^{(1)*}, Christian Díaz-Ovalle⁽²⁾

(1) Depto. de Ing. Química, Instituto Tecnológico de Celaya, Av. Tecnológico s/n, Celaya, CP 38010, Gto.-Mexico (e-mail: richart@iqcelaya.itc.mx; antiocolm83@gmail.com).

(2) Departamento de Ingenierías, Instituto Tecnológico de Roque, Carretera Celaya-Juventino Rosas Km 8, Celaya, 38110, Guanajuato-Mexico (e-mail: codo_iq@hotmail.com).

* Autor a quien debe ser dirigida la correspondencia

Recibido May. 28, 2012; Aceptado Jul. 13, 2012; Versión final recibida Jul. 31, 2012

Resumen

El índice Dow de fuego y explosión y la metodología del análisis cuantitativo del riesgo son aplicados para analizar uno de los accidentes más desafortunados en la historia mexicana: la explosión de tanques de almacenamiento de gas en la planta de San Juan Ixhuatepec en México. Estimaciones adicionales de la sobrepresión y radiación térmica producida durante el siniestro son llevadas a cabo para explicar el efecto dominó producido como consecuencia del incidente. Estas estimaciones dan evidencia de que las instalaciones en la planta de San Juan Ixhuatepec tenían un nivel de riesgo moderado lo cual se contrapone a la percepción de la sociedad en relación al riesgo de la compañía Pemex, propietaria de la planta. Este trabajo concluye que el accidente fue principalmente debido a errores humanos, así como a la pésima ubicación de la planta.

Palabras clave: explosión, análisis de riesgo, índice Dow de fuego y explosión, sobrepresión.

Learning from the Accident in San Juan Ixhuatepec-Mexico

Abstract

The Dow fire and explosion index and the quantitative risk assessment methodology are applied to analyze one of the most unfortunate accidents in Mexican history: the explosion of gas storage tanks at the San Juan Ixhuatepec plant in Mexico. Additional calculations of over-pressure and thermal radiation are carried out to further explain the domino effect produced as a consequence of the accident. The results give evidence that facilities in San Juan Ixhuatepec had a moderate risk level which is in disagreement with people's perception of the Pemex company, proprietary of the plant. This study concludes that the accident was mainly due to human error, as well as the inappropriate location of the plant.

Keywords: explosion, risk assessment, Dow fire and explosion index, overpressure

INTRODUCCIÓN

El nivel de industrialización de los tiempos actuales es tal que la producción se incrementa continuamente. Estas actividades conllevan operaciones de alto riesgo y la probabilidad de accidentes termina incrementándose radicalmente. El uso de condiciones extremas de presión y/o temperatura en las plantas de proceso y las fallas frecuentes en los equipos, han causado un gran número de accidentes a lo largo de la historia del mundo. El resultado de estos accidentes incluye pérdidas humanas, daños colaterales a equipos, pérdidas económicas y daños al medio ambiente. En particular, la industria petroquímica tiene una gran influencia en nuestra vida a pesar de manejar una gran cantidad de sustancias peligrosas. Esta industria puede emitir sustancias que producen explosiones (VCE por sus siglas en inglés), incluyendo el fenómeno de la explosión del vapor proveniente de la expansión de un líquido en ebullición (BLEVE por sus siglas en inglés).

El riesgo en una instalación disminuye reduciendo la probabilidad de ocurrencia con una prevención, o la severidad con una mitigación. Para llevar a cabo estas acciones se debe realizar un análisis de las condiciones que prevalecen en la planta. La compañía Dow y el AIChE desarrollaron el índice F&EI (F&EI por sus siglas en inglés) como una metodología para identificar las unidades de procesos de mayor riesgo. La herramienta es usada ampliamente en la actualidad desde su aparición en 1967 y hasta su séptima edición en 1994. A la fecha se han propuesto varias modificaciones en el cálculo del índice (Gupta *et al.*, 2003, Jensen y Jørgensen, 2007). Algunas de las modificaciones incluyen un análisis de diseños inherentemente más seguros (Patel *et al.*, 2010, Suardin *et al.*, 2007). Sin embargo, la metodología aceptada de forma universal es la versión última que incluye una guía clasificatoria del peligro (AIChE, 1994). El análisis se basa frecuentemente en lo que es el peor escenario creíble (Díaz-Ovalle *et al.*, 2009). La radiación térmica y sobrepresión producida por fuego y explosión en un equipo puede producir daños en equipos vecinos, creando así un efecto dominó en el sistema. El daño no se limita a las unidades de proceso sino que incluye a los edificios y al personal que se encuentre en la vecindad. El efecto es estocástico pero existen varios trabajos que proponen metodologías para evaluar y clasificar los daños causados por la sobrepresión y las explosiones (Cozzani y Salzano, 2004a, 2004b, Crowl y Louvar, 2002). Un posible daño causado por el exceso de presión se debe a la generación de fragmentos que se proyectan a toda la vecindad (Zhang y Chen, 2009). Un trabajo reciente establece una metodología para estimar estocásticamente las características mecánicas y cinéticas de los proyectiles generados en una explosión industrial (Mébarki *et al.*, 2009). Adicionalmente existen varios métodos que permiten realizar un análisis del riesgo en plantas químicas (Tixier *et al.*, 2002). Para lograr los propósitos de análisis, estos métodos se basan en la aplicación de técnicas bien establecidas de análisis de fallas y que son típicamente referenciadas por sus siglas en inglés: HAZOP, FMEA, FTA y PHA. En Europa, el denominado "libro púrpura" es muy usado en el asesoramiento del riesgo tanto de unidades individuales como en instalaciones completas (CPR, 2005). En este trabajo se realiza la evaluación del riesgo en la planta de almacenamiento y distribución de gas que fuera construida en 1962 en San Juan Ixhuatepec. El caso de estudio es un ejemplo clásico de explosiones tipo VCE y BLEVE al cual aplicamos técnicas de análisis actuales que nos permitan deducir retrospectivamente si el accidente era inevitable. En particular, se aplican dos de las metodologías más aceptadas para realizar este tipo de análisis: evaluación del riesgo basados en el índice Dow, F&EI, y el asesoramiento del riesgo basados en las indicaciones del libro púrpura.

CASO DE ESTUDIO

El accidente ocurrido en San Juan Ixhuatepec ha sido descrito extensamente en trabajos previos (Arturson, 1987, Jiménez y Barrera, 2009, Olson *et al.*, 1985, Pietersen, 1988, Pietersen y Huerta, 1984). Varias fotos, dibujos y reportajes pueden encontrarse también en periódicos mexicanos y revistas relacionadas a desastres, incluyendo videos documentales. El Departamento de Seguridad Industrial de TNO en Apeldoorn incluye un análisis profundo de este desastre. Así, la descripción que realizamos aquí es breve pero necesaria para dar evidencia del análisis que realizamos. Las unidades de mayor relevancia fueron 2 esferas de 2,400m³, 4 esferas de 1,600m³, 4 cilindros de 270m³, 14 cilindros de 180m³, 21 cilindros de 36m³, 6 cilindros de 54m³, 3

cilindros de 45m³, el cuarto de control, la casa de bombas y las bombas contraincendios. Todos los tanques contenían esencialmente propano y butano presurizados.

La madrugada del 19 de noviembre de 1984, la ciudad de México registró una de las tragedias más impresionantes de su historia: La explosión de varios de los contenedores de gas denominado como LPG que produjo un incendio de una magnitud tal que los efectos continuaron manifestándose durante varios días posteriores, aún en la zona residencial aledaña. El accidente ocurrió a 20km hacia el norte de la ciudad de México donde Pemex tenía un almacenamiento y centro de distribución grande de LPG. Los sismógrafos de la UNAM, ubicados alrededor de 30km del sitio, indicaron que la primera explosión ocurrió a las 5:44:32. Adicionalmente se registraron 8 explosiones adicionales a las 5:46:01, 6:15:53, 6:31:59, 6:47:56, 6:49:38, 6:54:29, 6:59:22 y 7:01:27. Las intensidades de la primera y sexta explosiones en esta lista fue de 0.5 en la escala de Richter. No existe información clara que explique el inicio del accidente. Se cree que uno de los contenedores de 54 m³ fue sobrellenado y produjo una ruptura en una tubería de 20cm de diámetro conduciendo el gas de alimentación que venía desde refinерías remotas. Los registros definitivamente mostraron una disminución en la presión iniciando a las 5:10. La emisión continuó por algunos minutos y los testigos oculares indican que se formó una nube de alrededor de 2m de alto. La nube cubrió un área de alrededor de 200x150m² que se movía lentamente. El viento prevalecía en calma, alrededor de 0.4m/s, soplando en dirección sureste durante una madrugada particularmente fría de invierno. Cuando la nube explotó y se incendió, la afectación cubrió no solo a la planta sino a las casas-habitación vecinas, muchas de las cuales estaban construidas con tabique pero con techos de madera o cartón corrugado. El fuego eventualmente produjo una serie de explosiones lo que representó un efecto dominó de grandes dimensiones. Mas explosiones fueron producidas después del BLEVE, cuando el vapor penetró en las casas vecinas causando la explosión de los tanques de gas domésticos de 30kg. El uso de este tipo de tanques continúa siendo una forma de suministro de gas en México. La explosión dejó un cráter de 200m de radio con, oficialmente, 503 personas muertas y 7,000 heridas.

ANÁLISIS QRA APLICADO AL CASO DE ESTUDIO

QRA es una herramienta importante para estimar el riesgo de usar, manipular, almacenar y transportar sustancias peligrosas. El Comité para la prevención de Desastres de la CPR ha escrito tres libros denominados como “el libro rojo”, “el libro amarillo” y “el libro verde” para proporcionar información científica a usarse en QRA. El contenido de estos libros fue insuficiente por lo que el material adicional fue incluido en el denominado “libro púrpura”. El QRA se usa como parte de otras metodologías para identificar todos los posibles escenarios que pudieran producir accidentes, consecuencias negativas o para cuantificar las probabilidades de ocurrencia (Prem *et al.*, 2010). En este trabajo, el QRA es aplicado a los contenedores estacionarios tal y como estaban instalados antes del accidente y enfocándonos estrictamente a lo que pasó. Esto significa que la parte relacionada a la evaluación del peligro se sustituye con la realidad.

La aplicación QRA inicia detectando las unidades de proceso con riesgo potencial. La planta o establecimiento se divide en dos tipos de instalaciones: procesos y almacenamiento. Cada instalación debe tener al menos una unidad de procesos con riesgo potencial. Así, la planta de San Juan Ixhuatepec se dividió en nueve instalaciones conteniendo 6 esferas y 48 cilindros. La Fig. 1 muestra la distribución de la planta y las instalaciones sugeridas en este análisis. La siguiente etapa del QRA aplica un procedimiento para generar un número “A” que mide el riesgo intrínseco de la instalación. Los factores que determinan el valor de A incluyen la cantidad de la sustancia en la instalación, condiciones de proceso y valores límites para proporcionar una medida de las propiedades peligrosas de la sustancia. El factor relacionado a las condiciones del proceso se divide en tres partes: un factor para comparar las instalaciones de proceso con las de almacenamiento, un factor para considerar la posición de la instalación y un factor para la cantidad de sustancia en fase vapor potencialmente emitida basada en la temperatura del proceso, el punto de ebullición atmosférico, la fase de la sustancia y la temperatura ambiente. Cuando se ha calculado A, se estima un número S que mide el riesgo de una instalación en una localización específica. El cálculo de S se basa en el A modificado para incluir toxicidad, inflamabilidad y explosividad de las sustancias. En algunos casos se prefieren tres valores separados de S. En la

etapa final del QRA se determina el nivel de riesgo del sistema. Después de estimar estos factores en la planta de San Juan Ixhuatepec, se determina que los riesgos más altos son las instalaciones 11, 12, 14, 16 e 17, lo cual se indica también en la Fig. 1. Las instalaciones corresponden a contenedores de 2400m³, 1500m³, 270m³, 180m³, y 180m³, respectivamente. En realidad, las explosiones se produjeron en las instalaciones 12 e 17. Debido a que el QRA no proporciona una clasificación numérica de nivel de riesgo, se decidió realizar un estimado del F&EI.

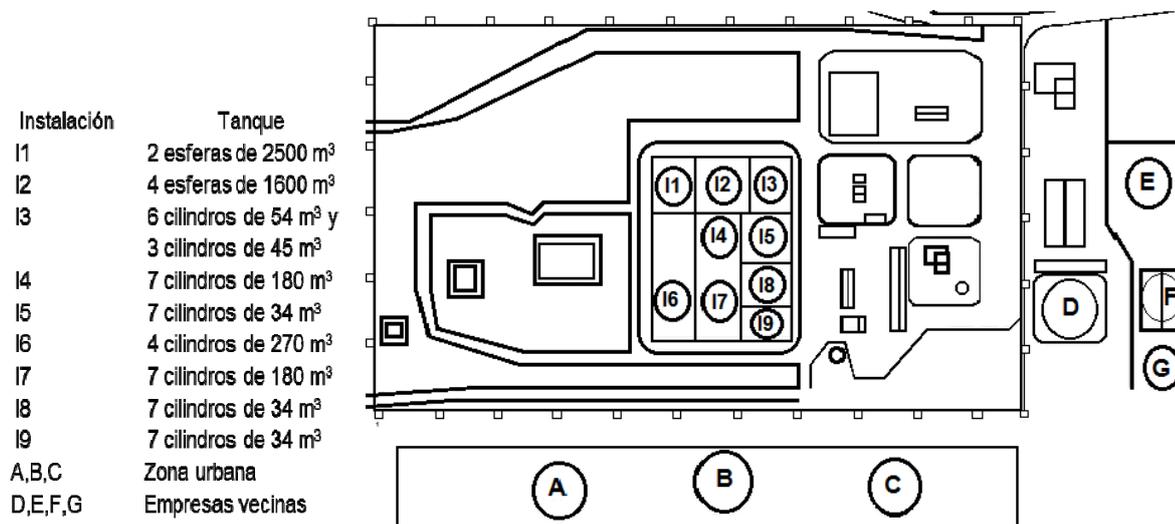


Fig. 1: Distribución de las instalaciones en la planta de San Juan Ixhuatepec.

Tabla 1: Resultados del análisis F&EI.

Cantidad	Tipo de contenedor	F&EI	Riesgo	Radio, área y volumen de explosión		
				m	m ²	m ³
2	Esférico de 2400 m ³	89.3	Moderado	22.9	1642.9	37568.5
4	Esférico de 1500 m ³	89.3	Moderado	22.9	1642.9	37568.5
4	Cilindro de 270 m ³	85.3	Moderado	21.8	1498.9	32741.9
14	Cilindro de 180 m ³	97.1	Intermedio	24.9	1942.7	48308.9
6	Cilindro de 54 m ³	88.7	Moderado	22.7	1621.5	36837.9
3	Cilindro de 45 m ³	83.2	Moderado	21.3	1426.1	30385.4
21	Cilindro de 36 m ³	102.0	Intermedio	26.1	2143.4	55987.5

F&EI APLICADO AL CASO DE ESTUDIO

El *F&EI* contiene cuatro factores: material, riesgos de procesos en general, riesgos de procesos especiales y riesgos en unidades de procesos. El Factor material, *MF*, mide el potencial de energía emitida en fuego o explosión producida por la reacción química, incluyendo la combustión. Los valores de inflamabilidad y reactividad producidas por la NFPA se incorporan para determinar el valor de *MF*. Un primer factor permite incluir las características exotérmicas o endotérmicas de la reacción así como otras características de las facilidades como el acceso y drenaje. Un segundo factor engloba las características de toxicidad, corrosión y otros. Los valores para *MF* se obtienen de las hojas de seguridad. En el caso de estudio se observó que este factor es el mismo para propano y butano por lo que se toma el valor de 21 (AIChE, 1994). La Fig. 2 muestra la estimación del F&EI para n-butano. La composición de la mezcla fue considerada como 70% butano y 30% propano y los parámetros termodinámicos requeridos fueron tomados de (Prausnitz *et al.*, 2001). Posteriormente se estima el área potencialmente afectada por fuego y explosión:

$$\text{Área de riesgo} = \pi \cdot (0.3048 \cdot 0.84 \cdot F\&EI)^2 = 0.205939 \cdot F\&EI^2 \quad (1)$$

El análisis F&EI permite clasificar el riesgo de las instalaciones como ligero, moderado, intermedio y severo. La Tabla 1 muestra los resultados del F&EI, grado de riesgo, área de riesgo, y radios y volúmenes afectados. Los resultados indican un nivel de riesgo entre moderado e intermedio; es decir, las instalaciones en la planta de San Juan tenían niveles de riesgo aceptables para la industria de procesos. Sin embargo, el espaciamiento entre ellas no es considerado dentro del cálculo del índice, factor que es de gran importancia en la estimación de consecuencias. Para explicar la magnitud de las consecuencias en el caso de estudio, se decidió calcular la sobrepresión y radiación que pudo producir el accidente.

FIRE & EXPLOSION INDEX				
AREA/ COUNTRY	DIVISION	LOCATION	DATE	
Mexico		San Juan Ixhuatepec	2009	
SITE	MANUFACTURING UNIT	PROCESS UNIT		
Area de Almacenamiento	Almacenamiento de GLP	GLP Storage Tank 1500 m ³		
PREPARED BY	APPROVED BY	BUILDING		
REVIEWED BY: (Management)	REVIEWED BY: (Technology Center)	REVIEWED BY: (Safety & Loss Prevention)		
MATERIALS IN PROCESS UNIT				
GLP (MIX BUTANE-PROPANE)				
STATE OF OPERATION	DESIGN	BASIC MATERIAL(S) FOR MATERIAL FACTOR		
STAR UP	NORMAL OPERATION	SHUTDOWN	BUTANE	
MATERIAL FACTOR (See Table 1 or Appendices A or B) Note requirements when unit temperature over 140°F (60°C)				21
1 General Process Hazards			Rango de la Penalidad del Factor	Penalidad asignada
Base Factor			1.0	1.0
A. Exothermic Chemical Reactions			0.30 a 1.25	0
B. Endothermic Process			0.20 a 0.40	0
C. Material Handling and Transfer			0.25 a 1.05	0.85
D. Enclosed or Indoor Process Units			0.25 a 0.90	0
E. Access			0.20 a 0.35	0
F. Drainage and Spill Control			gal o cu.m	0.25 a 0.50
General Process Hazards Factor (F1)				1.85
2. Special Process Hazards				
Base Factor			1.0	1.0
A. Toxic Material (s)			0.20 a 0.80	0.2
B. Sub-Atmospheric Pressure (< 500 mm Hg)			0.5	0
C. Operation In or Near Flammable Range			inert	no inert
1. Tank Farms Storage Flammable Liquids			0.50	0.00
2. Process Upset or Purge Failure			0.30	0.00
3. Always in Flammable Range			0.80	0.00
D. Dust Explosion (See Table 3)			0.25 a 2.0	0
E. Pressure (See Figure 2)			Operating Pressure	128.01 psi
			Relief Setting	156.5 psi
F. Low Temperature			0.20 a 0.30	0
G. Quantity of Flammable/ Unstable Material:			Quantity	23,790 lb
			Hc = 19760	BTU/Lb
			0.47x10 ⁹ BTU	0.35
H. Corrosion and Erosion			0.10 a 0.75	0
I. Leakage - Joints and Packing			0.10 a 1.50	0.1
J. Use of Fired Equipment				0.1
K. Hot Oil Heat Exchange System			0.15 o 1.15	0.0
L. Rotating Equipment			0.50	0.0
Special Process Hazards (F2)				2.15
Process Unit Hazards Factor (F1 x F2) = F3				3.98
Fire and Explosion Index (F3 x MF = F&EI)				83.68

Fig. 2: Estimación del F&EI para n-butano.

CÁLCULOS DE SOBREPRESIÓN Y RADIACIÓN

La energía liberada en una explosión se estima con el método TNT (Crowl y Louvar, 2002). Cuando un tanque está a presión, las ecuaciones de Brode y Baker son usadas para calcular la energía de la explosión (Mannan, 2005). Posteriormente se estima una distancia escalada relacionando la distancia real y su equivalente con masa de TNT usando la ley cúbica (Crowl y Louvar, 2002). Los datos termodinámicos requeridos en esta estimación fueron tomados de Prausnitz *et al.* (2001). Los resultados de sobrepresión usando tres métodos se indican en la Fig. 3 donde se puede observar que Casal y Brode producen resultados similares. La sobrepresión estimada en el contenedor de 1500m³ es tal que se tendrían daños severos, de acuerdo a Crowl y Louvar (2002), en los tanques a 25m; serían daños estructurales en los tanques a 50m; a los 100m se tendrían deformaciones en las tuberías y daños estructurales en los edificios a 250m. Por lo tanto, se indica daño catastrófico a los 50m, lo cual es similar a lo indicado en el análisis F&EI.

La radiación térmica se estima con el método de Casal *et al.* (1999). El método involucra un diámetro de la bola de fuego, el tiempo efectivo de duración del quemado, la energía liberada en forma de radiación y la intensidad de calor radiante. Heurísticamente, una radiación media de 35kW/m² durante 20s es suficiente para producir fuego sobre la vestimenta. Por otro lado, el número de fatalidades se estima a través de la función Probit. La Tabla 2 muestra los parámetros usados para calcular la radiación térmica así como los resultados. La Fig. 4(a) muestra el decaimiento de la radiación en función de la distancia para los distintos contenedores y la Fig. 4(b) muestra la probabilidad de muerte. Los resultados muestran claramente una concordancia con lo ocurrido en el sentido de personas, unidades y edificios afectados. La radiación térmica estimada fue de 43.6kW/m², lo cual es mayor a 35kW/m² que es el valor considerado por los expertos.

Tabla 2: Parámetros y resultados del cálculo de la BLEVE.

Volumen de Contenedores (m ³)	Masa de GLP (kg)	Diámetro (m)	Tiempo (s)	Altura (m)	Radiación (kW/m ²)
2400	389,171	403	33	302	292
1500	243,232	346	28	259	291
270	43,781	198	16	148	286
180	29,187	174	14	130	285
54	8,756	117	9	88	281
45	7,296	111	8	83	281
36	5,837	103	8	77	280

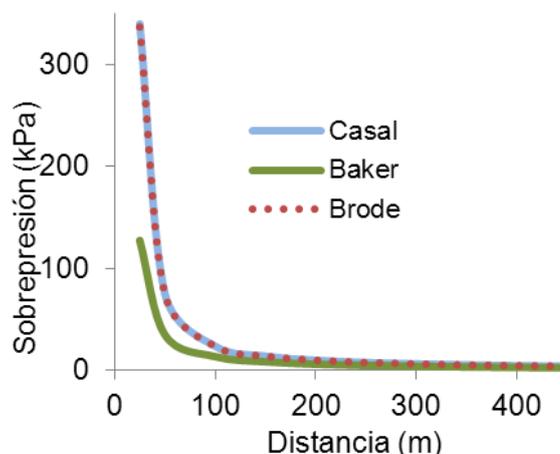


Fig. 3: Estimación de sobrepresión en el contenedor de 1500m³.

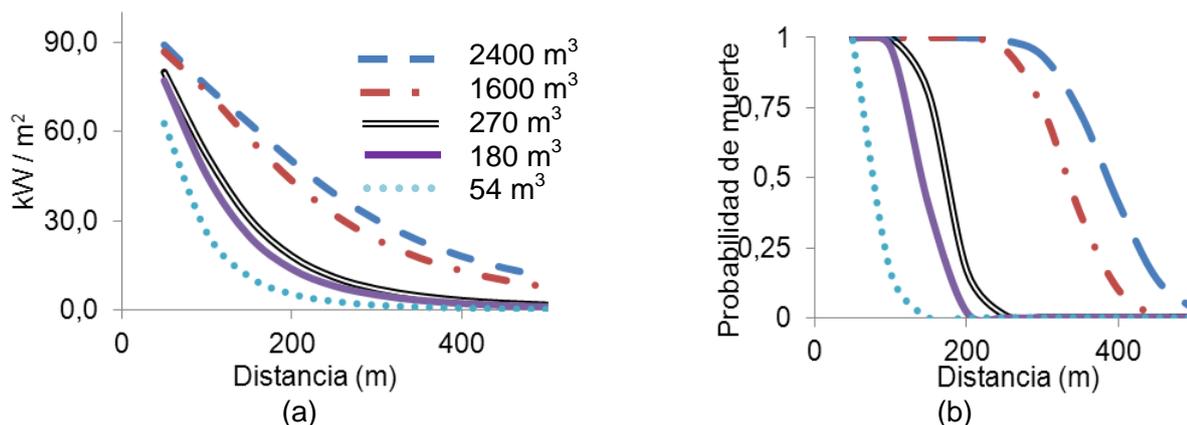


Fig. 4: Estimación de radiación (a) y probabilidad de muerte (b).

CONCLUSIONES

En este trabajo se presentan observaciones relevantes a través de un análisis retrospectivo del accidente ocurrido en San Juan Ixhuatepec. Usando los métodos de análisis QRA y F&EI, las instalaciones estarían en un nivel de riesgo moderado. Los estudios realizados en su momento también mencionan que las instalaciones no tenían un mantenimiento apropiado y que un accidente pudo ocurrir en cualquier momento. Sin embargo, el accidente no ocurrió debido a esta negligencia. Nadie ha explicado porqué el suministro de gas no se detuvo cuando los contenedores se llenaron a pesar de que, como lo indican los reportes, este hecho fue detectado y avisado oportunamente. El aprendizaje que debemos tomar de este caso de estudio es que el factor humano es muy importante y que debemos encontrar la forma de reducir su efecto nocivo. Por otro lado, es claro que este accidente se puede repetir a pesar de que el nivel de riesgo es aceptable porque no se ha puesto un correctivo adecuado. El efecto dominó que se produjo en las casas-habitación fue resultado de una pésima ubicación por tener asentamientos humanos ubicados alrededor de la planta, tolerados por los gobiernos respectivos. El aprendizaje que debemos tomar de este caso de estudio son: el espaciamiento entre equipos es de suma importancia en la disipación de nubes inflamable ó tóxicas y disminuye la turbulencia en el caso de incendios; las plantas químicas que manipulen o almacenen sustancias inflamables, en cantidades superiores a 5 ton, deben seguir las recomendaciones de las normas API 75, EPA 744 y NFPA 68; las probabilidades y consecuencias asociada al efecto dominó se pueden reducir mediante el espaciamiento entre equipos, dispositivos de control y barreras pasivas. Estos aspectos deben ser considerados en la etapa de diseño. El caso de estudio demuestra una vez más que el error humano es inevitable, por lo tanto, los esfuerzos en seguridad de procesos deben estar dirigidos a la mejora de los sistemas de detección, diseño de planta (layout), confiabilidad de los sistemas de emergencia e incluso a la mejora de los materiales de construcción de equipos de seguridad y edificios.

REFERENCIAS

AIChE, *Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide*, 7a edición, American Institute of Chemical Engineers, New York, USA (1994).

Arturson, G., *The tragedy of San Juanico-the most severe LPG disaster in history*, Burns, 13(2), 87-102 (1987).

Casal, J., H. Montiel, E. Planas y J.A. Vilchez, *Análisis del riesgo en instalaciones industriales*, Edicions de la Universitat Politècnica de Catalunya, SL, (1999).

Cozzani, V. y E. Salzano, *The quantitative assessment of domino effect caused by overpressure: Part II. Case studies*, Journal of Hazardous Materials, 107(3), 81-94 (2004a).

Cozzani, V. y E. Salzano, *The quantitative assessment of domino effects caused by overpressure: Part I. Probit models*, Journal of Hazardous Materials, 107(3), 67-80 (2004b).

CPR, *Guidelines for quantitative risk assessment "Purple book", CPR 18E*, 3a edición, Publication Series on Dangerous Substances (PGS 3), Hague, Netherlands: The State Secretary of Housing Spatial Planning and the Environment (VROM), (2005).

Crowl, D.A. y J.F. Louvar, *Chemical process safety, fundamentals with applications*, Jersey, Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Sciences, (2002).

Díaz-Ovalle, C., R. Vázquez-Román, M.S. Mannan, Determinación de los factores del peor escenario en la emisión de gases tóxicos, Información Tecnológica, 20, 3-10 (2009).

Gupta, J.P., G. Khemani y M.S. Mannan, *Calculation of fire and explosion index (F&EI) value for the Dow guide taking credit for the loss control measures*, Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 16(4), 235-241 (2003).

Jensen, N. y S.B. Jørgensen, *Taking Credit for Loss Control Measures in the Plant with the Likely Loss Fire and Explosion Index (LL-F&EI)*, Process Safety and Environmental Protection, 85(1), 51-58 (2007).

Jiménez, R. y J.M. Barrera. (2009). A 25 años de las explosiones de San Juanico huele a gas y a olvido Acceso: 20/11/2009, http://www.eluniversal.com.mx/graficos/especial/EU_sanjuanico/index.html.

Mannan, S., *Lees' Loss prevention in the process industries: Hazard identification, assessment and control*, 3a edición, vol 1,2,3, Elsevier Butterworth-Heinemann, USA (2005).

Mébariki, A., Q.B. Nguyen y F. Mercier, *Structural fragments and explosions in industrial facilities: Part II - Projectile trajectory and probability of impact*, Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 22(4), 417-425 (2009).

Olson, B., R.L. Paullin y L.D. Santman. Report on San Juan Ixhuatepec Mexico LPG Accident, Olson Engineering Company(1985).

Patel, S.J., D. Ng y M.S. Mannan, *Inherently safer design of solvent processes at the conceptual stage: Practical application for substitution*, Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 23(4), 483-491 (2010).

Pietersen, C.M., *Analysis of the LPG-disaster in mexico city*, Journal of Hazardous Materials, 20, 85-107 (1988).

Pietersen, C.M. y S.C. Huerta, *Analysis of the LPG Incident in San Juan Ixhuatepec, Mexico City*, 19 November, The Hague: TNO., (1984).

Prausnitz, J.M., B.E. Polling y J.P. O'Connell, *The properties of gases and liquids*, New York, NY: Hill, (2001).

Prem, K.P., D. Ng, H.J. Pisman, M. Sawyer, Y. Guo y M.S. Mannan, *Risk measures constituting a risk metrics which enables improved decision making: Value-at-Risk*, Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 23(2), 211-219 (2010).