

증기운 폭발의 위험성 평가를 위한 전문가 시스템의 구축

Construction of Expert System for Hazard Assessment of Unconfined Vapor Cloud Explosion

함병호*·손민일*·김태옥*·조지훈**·이영순***

B. H. Ham·M. I. Son·T. O. Kim·J. H. Cho·Y. S. Lee

ABSTRACT

To evaluate readily the effect of unconfined vapor cloud explosion(UVCE) having high possibility of accident and risk in chemical industries, the expert system of UVCE was developed and its applicability on a real accident was analyzed.

We found that the hazard of UVCE could be well evaluated from the TNT equivalency model and the empirical loss data produced by overpressure for chemical facilities. By using the developed expert system, the size of vapor cloud, the quantity of vaporization, the released energy, the overpressure range from explosion point, and the impact damage of each installation could be estimated respectively.

Also, probable maximum loss and catastrophic loss potential for real accident(cyclohexane release in Flixborough Nypro company) were estimated and compared with damages of the accident. As a result, the developed expert system could be well applicable to real accident.

1. 서 론

'60년대 이후 화학공업은 비료공업을 시작으로 하여 국가의 기간산업으로 발전하여 최근에는 신소재, 정밀화학 등 고부가가치의 화학제품을 생산하는 업종으로서 그 규모와 분야가 매우 다양화되

고 있으나 원료 또는 생산품의 대부분이 유해 또는 위험성 물질이고, 대단히 많은 양의 화학물질을 사용하거나 취급하는 장치산업이기 때문에 다른 산업에 비하여 화재, 폭발, 누출 등의 중대산업사고의 발생가능성이 매우 크다¹⁾. 특히 가연성 가스 또는 증기가 대기중에 대량으로 누출되면 개방공

* 명지대학교 화학공학과

** 한국산업안전연구원 화학연구실

*** 서울산업대학교 안전공학과

간 증기운폭발(UVCE, unconfined vapor cloud explosion)이 발생할 수 있으며 특히 가연성 물질이나 인화성 물질 등을 대량으로 사용하거나 생산하는 화학공장에서는 항상 증기운 폭발의 위험성을 가지고 있기 때문에 사전에 그 위험성을 평가하여 대비하는 것이 매우 중요하다^{2,3)}.

증기운폭발은 발생조건에 따라 밀폐공간 증기운폭발(confined vapor cloud explosion)과 개방공간 증기운폭발로 구분할 수 있다. 밀폐공간 증기운폭발의 경우는 그 피해범위가 제한될 수 있으나 개방공간 증기운폭발은 누출물질의 양과 주변조건에 따라 그 피해의 정도와 범위가 변화되며 일반적으로 광범위한 지역까지 피해가 미치고 그 충격이 치명적이다⁴⁾. 이와 같은 증기운 폭발의 거동에 영향을 미치는 주요한 인자로는 누출된 물질의 양, 증기화되는 물질의 분율, 증기운의 점화 가능성, 증기운의 이동거리, 지연시간(delay time), 화재보다 폭발의 가능성, 점화원의 위치 등이 있다^{5~7)}.

정성적인 연구결과에 의하면, 증기운의 크기가 클수록 점화의 가능성이 크고, 폭발보다 증기운 화재가 많이 발생하며 연소에너지의 약 2%가 폭풍파(blast wave)로 전환되고 또한 누출로부터 멀리 떨어진 곳으로부터 점화될수록, 그리고 증기와 공기가 난류혼합이 될수록 폭발의 충격이 증가한다고 보고되어 있다⁶⁾. 특히 1992년 Lenoir와 Davenport⁸⁾는 1920년부터 1991년까지 114건의 증기운폭발사고를 데이터베이스(data base)화하여 제시하였는데, 이를 분석한 결과에서 증기운 폭발에 의해 생성되는 최대과압이 평지 또는 방해물이 없는 지역에서는 약 1.5psi, 밀집지역에서는 약 15psi 정도로 나타났으며 1회의 사고당 평균 물질손실비용은 1억6천5백만불로 큰 피해를 야기하였다고 보고하였다.

개방공간 증기운폭발의 위험성 영향을 평가하는데 가장 흔히 사용되는 TNT당량모델(TNT Equivalency Model)은 1969년 미국 해군과 공군에서 최초로 개발되어 사용하던 것으로 누출된 가연성 물질의 연소열을 산출하고 폭발의 연소에너지를 동등한 TNT질량과 수율로 환산하여 거리에 따른 과압의 범위를 산출하는 방법으로 사용이 편리하여 현재까지도 널리 사용되고 있으며 미국군사기술 매뉴얼(US Army Technical Manual TM 5-1300)에 수록되어 있다⁹⁾. 또한 네델란드 응용과

학기술기구(TNO)의 Prins Maurits Laboratorium에서는 1984년에 증기운 폭발의 충격을 예측하는 Multi-Energy모델과 상관모델(Correlation Model)을 개발하였는데¹⁰⁾ 전자는 증기운 폭발에 의해 생성되는 충격파(shock wave)의 강도가 대부분의 경우, 구름의 어떤 부분이 부분적으로 밀폐되거나 방해물의 존재와 같은 지역적인 조건에 의해 결정된다는 사실에 토대를 둔 모델이며 후자는 폭발범위내의 가연성 증기의 질량을 산출하고 연소열과 폭발에너지를 산출하여 상관식으로부터 거리를 산출하는 모델이다. 그리고 1994년 7월 Madsón 등¹¹⁾은 TNT당량모델의 제한조건을 보완하여 컴퓨터 코드화한 CMBWAT모델을 발표하였으나 현재까지도 개방공간에서의 증기운 폭발의 영향을 평가하는 방법으로 매개변수가 단순하고 사용하기 편리한 TNT당량모델이 가장 널리 사용되고 있다.

이와 같이 개방공간 증기운 폭발에 대한 피해예측, 즉 위험성 평가에 관한 연구는 활발하게 진행되어 왔으며 이를 위한 여러가지 이론적 모델이 제시되어 왔으나^{9,12~14)} 국내에서는 전문가 시스템(expert system)의 구축이 이루어지지 못하고 있는 실정이다. 특히 화재, 폭발, 누출 등의 위험성 평가를 위한 외국의 전문가 시스템은 여러가지가 있으나 상업적인 목적으로 개발되었으므로 사용된 모델식 등과 같은 출처(source)가 공개되지 않아서 검증없이 사용할 수밖에 없고 가격이 비싸기 때문에 보편화와 실용화에는 한계가 있다.

따라서 본 연구에서는 개방공간에서의 증기운폭발에 관한 위험성을 평가하기 위하여 일반적인 모델인 TNT당량모델과 경험적으로 산출된 과압에 따른 설비의 손실자료를 토대로 전문가 시스템을 구축하고 실제사례에 적용시켜 추정최대손실(PML, probable maximum loss)과 잠재재난손실(CLP, catastrophic loss potential)을 산출함으로써 실제공정에서 쉽게 활용할 수 있도록 하고자 하였다.

2. 피해범위의 산출이론

2.1 가 정

증기운 폭발의 잠재손실을 예측하기 위해서는 중요한 영향을 미치는 변수들을 선택하여 단순화

하여야 한다^{11,13)}. 따라서 본 연구에서는 증기운 폭발의 위험성 평가를 위한 매개변수들을 산출하기 위하여 다음과 같이 가정하였다.

- ① 누출은 순간적으로 발생하고 누출속도는 고려하지 않는다.
- ② 누출물질은 순간적으로 증기화되고 즉시 증기운을 형성한다.
- ③ 증기운은 구름의 높이만큼 수직축의 실린더형태로 형성된다.
- ④ 바람의 영향과 구조물 또는 건물의 방해는 고려하지 않는다.
- ⑤ 증기운의 성분은 폭발범위의 중간점에 있는 순수한 증기-공기 혼합물로 가정한다.
- ⑥ 주위의 온도는 21℃로 한다.

2.2 매개변수의 산출

설비내부의 물질의 질량은 물질의 상태에 따라 식(1)과 식(2)에 의해 산출할 수 있다. 즉, 가스의 질량, W_G 는 이상기체 상태방정식에 의해

$$W_G = \frac{MPV}{RT} \dots\dots\dots (1)$$

로 표시되며 여기서 M은 가스의 분자량, R은 기체상수, T는 절대온도, P는 압력, V는 공정상의 가스의 부피이다. 또한 액체의 질량, W_L 은

$$W_L = \rho_L V_L \dots\dots\dots (2)$$

이며 여기서 ρ_L 는 공정상의 온도에서 액체물질의 밀도, V_L 는 유출된 액체의 부피이다.

그리고 21℃보다 낮은 끓는점을 가진 액화가스는 100%가 증기화된다고 가정하면 누출된 액체가 증기화하는 량, W_v 은 식(3)과 같이 된다⁸⁾.

$$W_v = \frac{W_L C_{pm}(T_1 - T_2)}{\Delta H_v} \dots\dots\dots (3)$$

여기서 C_{pm} 은 온도 T_1 과 T_2 사이의 기하평균비열, T_1 은 액체의 온도, T_2 는 대기중에서 액체의 끓는점, ΔH_v 는 온도 T_2 에서 액체의 기화열이다.

또한 증기운 폭발에서 방출되는 에너지를 TNT 당량으로 나타내면 식(4)와 같다⁹⁾.

$$W_e = \frac{W \Delta H_c f}{\Delta H_{ce}} \dots\dots\dots (4)$$

여기서 W_e 는 증기운 폭발에 의해 생성되는 힘과 동등한 힘을 낼 수 있는 TNT의 질량, ΔH_{ce} 는 TNT의 연소열로 통상 2000Btu/lb_m로 가정한다.

그리고 W는 증기운의 질량, ΔH_c 는 증기의 연소열, 그리고 f는 폭발계수이다. 이때 폭발계수 f는 일반적으로 로켓추진제로 사용되는 액화산소의 경우에는 0.1, 석유화학공장에서 증기운 폭발의 경우에는 0.01-0.05, PML 또는 CLP를 산출하는 경우에는 0.02를 각각 사용하며 여러가지 물질에 대한 폭발계수는 문헌에 나타나 있다¹⁵⁾.

2.3 손실의 평가

손실을 평가하기 위한 증기운의 부피는 증기운이 연소범위의 중간점에 있고 대기의 조건하에서 다음과 같이 표시된다.

$$\frac{W}{v} = \frac{MP_{atm}V_c}{RT_{atm}} \dots\dots\dots (5)$$

여기서 V_c 는 증기운의 부피이고 P_{atm} 은 대기압(14.7psia), T_{atm} 은 대기온도, v 는 연소범위이다.

또한 증기는 대기중의 끓는점에서 공기보다 무겁고 10ft의 높이를 갖는 실린더 형태의 증기운을 형성하는 경우에⁸⁾ 식(5)로부터 증기운의 직경, D_c 를 구하면

$$D_c = \sqrt{\frac{4RT_{atm}}{\pi P_{atm}}} \sqrt{\frac{W}{Mvh}} \dots\dots\dots (6)$$

또는

$$D_c(ft) = 7.017 \sqrt{\frac{W(lb_m)}{Mv}} \dots\dots\dots (7)$$

로 표시된다.

과압에 의한 피해범위는 Scaling법칙^{5,9)}에 의해 TNT수율에 따른 거리별 압력을 경험적인 자료¹⁵⁾에 의해 산출할 수 있으며 과압에 의해 공정설비들이 받을 수 있는 손실의 정도는 과압의 범위와 각 설비가 폭발지점으로부터 떨어진 거리를 토대로 충격손실에 관한 자료^{5,8,16)}를 사용하여 결정할 수 있다. 이때 과압에 의한 손실의 평가방법은 보통 5psi이상의 과압이 발생하는 폭발반경의 내부에 위치한 대부분의 단위공정은 파괴에 의한 손실의 가능성이 많기 때문에 이 범위내의 손실은 100%로 고려하고 5psi반경밖의(3psi이내) 손실은 최소 70%가 손실을 입는 것으로 평가한다. 또한 3psi반경밖(1psi이내)의 폭발손실은 최소 40%이나 여기에서는 배관이 파괴될 위험은 없으나 화재의 가능성이 있으므로 이를 고려하여야 한다⁸⁾. 특히 공정상에서 사용하는 많은 양의 가연성 액체로 인하여

장시간동안 화재가 계속될 가능성이 있는 경우에는 화재도 고려되어야 하나 본 연구에서는 이와 같은 현상을 포함하지 않았다.

3. 전문가 시스템의 구축

개방공간 증기운 폭발의 위험성을 평가하기 위한 전문가 시스템의 절차도는 Fig. 1에 나타내었다. 개방공간 증기운폭발에 대한 전문가 시스템은 크게 매개변수의 산출을 위한 지식베이스(knowledge base), 과압에 의한 각 설비의 충격을 산출하기 위한 추론기관(inference engine), 그리고 충격 범위를 결정하기 위한 규칙베이스(rule base)로 크게 구분되며, 단기 기억장치(short term memory), 설명모듈(explanation module) 및 지식습득모듈(knowledge acquisition module) 등의 보조장치들과 결과를 도식적으로 나타내기 위한 그래픽 유닛(graphic unit)으로 구성하였고 파스칼 프로그래밍 언어(Ver. 6.0)을 사용하였다.

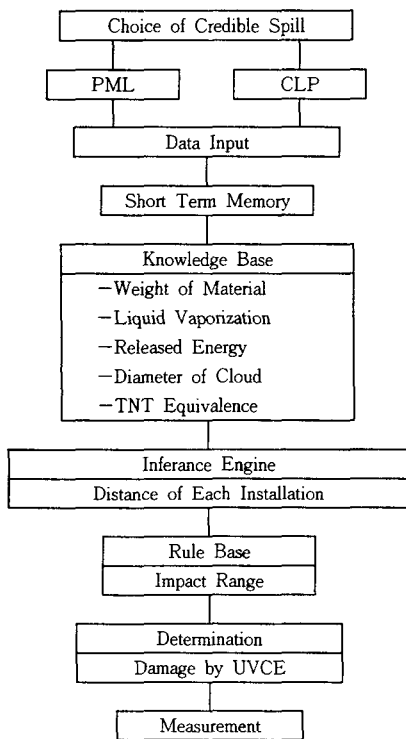


Fig. 1 UVCE expert system procedure

자료입력단계에서는 지식습득모듈에 의해 추정 최대손실(PML)과 재산손실(CLP)로 구분한 추정 누출량과 누출물질의 명칭, 분자량, 밀도, 비열, 기화열, 연소열, 온도, 압력 등의 기본자료들을 입력하여 단기 기억장치에 기억시킨다. 특히 이 단계에서는 각 설비의 위치를 고려한 거리, 즉 폭발지점으로부터 설비위치까지의 직선거리를 입력하도록 하였고 입력자료의 착오로 인한 시스템의 정지를 방지하기 위해 에러체크유닛(error check unit)을 삽입하였다.

입력작업이 종결되면 지식베이스에서는 개방공간 증기운폭발을 특성화하기 위하여 단기 기억장치 내에 입력되어 있는 누출물질의 물리·화학적 특성과 공정변수들을 사용하여 2장에서 제시한 매개변수의 산출방법을 토대로 각 매개변수들을 산출하고 이를 기억시킨다. 그리고 규칙베이스에서는 단기 기억장치에 저장되어 있는 산출된 매개변수의 값을 토대로 개방공간 증기운폭발로 인하여 생성되는 거리별 과압의 정도를 계산한 다음 입력단계에서 입력된 폭발지점으로부터 각 설비간의 거리를 비교하여 각각의 설비가 받게 되는 과압을 결정하였다. 또한 추론기관에서는 과압의 정도에 따른 각 설비의 손실을 데이터베이스화한 자료와 규칙베이스에서 산출된 과압의 정도를 비교하여 각 설비가 받게 되는 충격의 정도를 결정하도록 구성하였다.

이밖에 지식습득모듈은 지식베이스, 추론기관과 규칙베이스 등에서 기본적으로 필요한 누출물질의 물리·화학적 특성과 조업조건 등을 습득하기 위하여 질의·응답의 형태로 구성하였고 설명모듈은 사용자가 지식습득모듈에서 응답하거나 기타 변수 등을 인식하는데 참고할 수 있도록 하는 화면을 삽입하였다.

4. 사례연구

개방공간 증기운폭발의 사례로써 가장 대표적인 사고는 1974년 6월 1일에 영국 Flixborough Nypro사에서 발생하였던 시클로hex산(cyclohexane) 반응기의 폭발사고로써 20in파이프의 파열로 시클로hex산 산화플랜트로부터 155℃, 8bar의 뜨거운 액체 시클로hex산 80톤정도가 누출되어 개방공간 증기운폭발이 발생하여 작업하던 근로자 28명이 사망하

고 89명이 부상을 당하였으며 인근주민 3000명이 대피하였는데 주로 폭발지점으로부터 800m가 떨어진 암코크지구와 3km가 떨어진 바론, 아포, 스타자지구의 시설들이 파괴되었으며 폭발지점으로부터 반경 5km이내의 공장과 주요 시설물들이 피해를 입었다고 보고되었다¹⁷⁾.

본 연구에서는 이 공정의 운전조건과 시클로hex산의 화학적 특성 등을 토대로 3장에서 구축한 전문가 시스템을 사용하여 피해범위를 산출하였다. 기본자료로 입력된 변수들은 Table 1과 같으며 이때 사용된 시클로hex산의 물리·화학적 성질은 문헌값^{16,18)}을 사용하였다.

Table 1 Input data of Flixborough accident

No.	Parameters	PML	CLP	Unit
1	Name of process material	Cyclohexane	Cyclohexane	-
2	Quantity of process material	118.52	1249.19	m ³
3	Explosion factor(f)	0.06	0.06	-
4	Operating temperature	155	155	°C
5	Process pressure	8.90	8.90	atm
6	Density	675	675	kg/m ³
7	Molecular weight	84.16	84.16	-
8	Specific heat	1.95	1.95	kJ/kg°C
9	Heat of vaporization	357.65	357.65	kJ/kg
10	Heat of combustion	46970.06	46970.06	kJ/kg
11	Boiling point	80.8	80.8	°C
12	Lower flammable limit	1.3	1.3	%
13	Upper flammable limit	8.3	8.3	%

또한 누출된 시클로hex산의 양은 PML의 경우에 누출량으로 보고된 80ton을 사용하였고 CLP의 경우에 선택된 추정 누출량은 저장탱크에 저장하고 있던 843ton(330,000gal)이 조업중 공정상에서 누출된 것으로 가정하였다¹⁷⁾.

Table 1의 자료로부터 전문가 시스템에 의해 계산된 결과와 폭발지점으로부터 거리별과압의 정도를 Table 2와 3에 각각 나타내었다. 또한 설비별 과압의 정도를 산출하는데 필요한 폭발지점으로부터

Table 2 Results of the calculations by developed expert system for UVCE

Parameters	PML	CLP	Unit
Quantity of material	80001.00	843203.25	kg
Quantity of vaporization	32365.01	341124.22	kg
Released energy	21.61	227.79	ton TNT
Size of cloud	932.15	3026.26	ft

Table 3 Overpressure range by UVCE

PML		CLP	
Distance (ft)	Overpressure (psi)	Distance (ft)	Overpressure (psi)
3828.63	0.5	8593.75	0.5
2129.71	1	4572.23	1
1388.36	2	3023.06	2
1170.37	3	2779.13	3
805.44	5	1734.48	5
701.82	7	1538.64	7
561.42	10	1223.89	10
485.86	20	1106.60	20
347.92	30	767.62	30

Table 4 Overpressure of each installation

Installations	Distance (ft)	Overpressure psi	
		PML	CLP
Control house(steel roof)	9000	Non	Non
Control house(concrete roof)	7000	Non	0.5
Cooling tower	5000	Non	0.5
Cone roof tank	4000	Non	1
Instrument cubicle	3500	0.5	1
Fired heater	3000	0.5	2
Chemical reactor	2500	0.5	3
Filter	2000	1	3
Regenerator	1600	1	5
Floating roof tank	1500	1	7
Cracking reactor	1200	2	10
Pipe supports	1000	3	20
Gas meter(utility)	800	5	20
Electric transformer(utility)	700	7	30
Electric motor	600	7	30
Blower	570	7	30
Fractionation column	550	10	30
Pressure vessel horizontal	500	10	30
Utilities gas regulator	490	10	30
Extraction column	480	20	30
Steam turbine	450	20	30
Heat exchanger	400	20	30
Sphere tank	350	20	30
Pressure vessel vertical	300	30	30
Pump	200	30	30

터 각 설비가 위치한 거리는 보고된 자료가 없기 때문에 각 설비의 거리를 가정하고 각 설비가 받게 되는 과압의 정도를 산출하였는데 이를 Table 4에 나타내었다.

개방공간 증기운 폭발로 인하여 각 설비가 받게 되는 충격은 각 설비의 종류와 기계적 특성에 따라 달라지게 되는데 계산결과를 토대로 추론기관에서 추론된 각 설비별 충격의 정도는 PML과 CLP의 경우에 각각 Table 5와 6과 같다.

Table 5 Blast overpressure effect of each installation for PML

Installations	Overpressure Effect
Control house(steel roof)	Non
Control house(concrete roof)	Non
Cooling tower	Non
Cone roof tank	Non
Instrument cubicle	Non
Fired heater	Non
Chemical reactor	Non
Filter	Non
Regenerator	Non
Floating roof tank	Non
Cracking reactor	Non
Pipe supports	Non
Gas meter(utility)	Case is damaged
Electric transformer(utility)	Debris-missile damage occurs
Electric motor	Debris-missile damage occurs
Blower	Case is damaged
Fractionation column	Unit overturns or is destroyed
Pressure vessel horizontal	Unit overturns or is destroyed
Utilities gas regulator	Controls are damaged and case is damaged
Extraction column	Unit overturns or is destroyed
Steam turbine	Unit moves on foundation
Heat exchanger	Unit overturns or is destroyed
Sphere tank	Unit overturns or is destroyed
Pressure vessel vertical	Unit overturns or is destroyed
Pump	Unit moves on foundation

본 연구에서 개발된 전문가 시스템으로 얻은 결과와 Flixborough사의 시클로hex산 반응기 폭발사고의 결과와 비교해 보면, 실제사고의 피해반경은 약 5km로 보고되어 있으나 본 연구의 결과는 피해를 일으킬 수 있는 과압의 최대범위인 0.5psi를 기준으로 할 때 PML의 경우에는 피해범위가 1.2km로 실제피해와는 상당한 차이를 나타내는데, 이것은 실제로 과압에 의한 피해보다 과압에 의해 손상을 입은 설비파편들의 비산으로 피해가 더 많이 발생할 수 있기 때문에 실제 피해반경인 5km를 순수하게 폭발의 과압에 의한 피해범위로 볼 수 없을

Table 6 Blast overpressure effect of each installation for CLP

Installations	Overpressure Effect
Control house(steel roof)	Non
Control house(concrete roof)	Windows and gauges break
Cooling tower	Louvers and fall at 0.3-0.5psi
Cone roof tank	Roof collapses
Instrument cubicle	Non
Fired heater	Brick cracks
Chemical reactor	Windows and gauges break
Filter	Debris-missile damage occurs
Regenerator	Unit moves, pipe breaks & flame deforms
Floating roof tank	Unit uplifts
Cracking reactor	Unit moves & pipe breaks
Pipe supports	Piping breaks & frame deforms
Gas meter(utility)	Case is damaged
Electric transformer(utility)	Unit overturns or is destroyed
Electric motor	Unit moves on foundation
Blower	Unit overturns or is destroyed
Fractionation column	Unit overturns or is destroyed
Pressure vessel horizontal	Unit overturns or is destroyed
Utilities gas regulator	Controls are damage and case is damaged
Extraction column	Unit overturns or is destroyed
Steam turbine	Unit moves on foundation
Heat exchanger	Unit overturns or is destroyed
Sphere tank	Unit overturns or is destroyed
Pressure vessel vertical	Unit overturns or is destroyed
Pump	Unit moves on foundation

것으로 생각된다. 또한 누출된 시클로hex산의 양은 반응기내의 양인 80ton으로 보고되어 있으나¹⁷⁾ 실제로는 공정상의 파이프라인 등에도 시클로hex산이 존재하기 때문에 실제의 피해는 산출된 PML의 결과보다 클 가능성이 높을 것으로 판단된다. 특히 실제로 피해를 심하게 당한 것으로 보고되어 있는 암코크지구는 폭발지점으로부터 2624.67ft (800m)가 떨어진 위치로써 본 연구결과에 따르면 0.5psi 정도의 과압의 영향을 받는 피해범위내에 있었다는 것을 입증할 수 있었다.

이상의 결과와 같이 TNT당량모델과 경험적으로 산출된 과압에 의한 각 설비들의 손실자료를 사용하여 개방공간 증기운폭발의 영향을 평가하기 위한 개발된 전문가 시스템이 실제계에 적용이 가능함을 알 수 있었다.

5. 결 론

본 연구에서는 화학공장에서 발생의 가능성이 높고 위험성이 큰 개방공간 증기운폭발에 대한 영향을 편리하고 손쉽게 평가할 수 있도록 하기 위한 전문가 시스템을 구축하고 실제 사고사례에 적용시켜 해석하여 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

- 1) 개방공간 증기운폭발의 위험성은 TNT당량모델과 경험적으로 산출된 과압에 의한 다른 각종 화학설비들의 손실자료로부터 평가할 수 있었으며 실제공정에서 쉽게 활용할 수 있는 전문가 시스템을 구축할 수 있었다.
- 2) 구축된 전문가 시스템을 사용하여 누출가스에 대한 증기운의 크기, 증기화량, 폭발에너지, 폭발지점으로부터 거리별 과압과 각 화학설비가 받는 충격의 정도 등을 산출하였다.
- 3) 개방공간 증기운폭발의 실제사고사례(영국 Flixborough Nypro사의 시클로hex산 누출사고)에서의 추정최대손실과 잠재재난손실을 산출하여 비교·해석한 결과, 개발된 전문가 시스템이 실제계에 적용이 가능함을 알 수 있었다.

참 고 문 헌

- 1) 한국산업안전공단, 화학공장안전대책, 서울, pp. 8~28, 1993.
- 2) C. Grelecki, Consequence Assessment of Flammable Releases, in *Safety Analysis and Risk Assessment for Chemical Process Industry Practitioners Course 3: Consequence Assessment and Mitigation*, AIChE, May 1992.
- 3) United Nation Environment Programme (UNEP), Environmental Data Report, *BlackWell Reference*, Oxford, 1989.
- 4) The Center for Chemical Process Safety (CCPS), Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, AIChE, New York, 1989.
- 5) D. A. Crowl and J. F. Louvar, *Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications*, Prentice-Hall Inc., pp. 181~192, 1990.
- 6) R. W. Prugh, Evaluation of Unconfined Vapor Cloud Explosion Hazards, *International Conference on Vapor Cloud Modeling*, AIChE, New York, p. 713, 1987.
- 7) B. J. Wiekema, Methods for the Calculation of the Physical Effects of the Escapes of Dangerous Material(TNO Yellow Book), Chapter 8: Vapor Cloud Explosion, *The Netherlands Organisation of Applied Scientific Research(TNO)*, Netherlands, Rijswijk, 1979.
- 8) E. M. Lenoir and J. A. Davenport, A Survey of Vapor Cloud Explosions: Second Update, *Paper 74d Presented at the 26th Annual Loss Prevention Symposium in New Orleans*, Louisiana, March 29-April 2, 1992.
- 9) W. K. Crowley, Structures to Resist the Effects of Accidental Explosions, *Technical Manual TM 5-1300*, U. S. Army, Department of the Army, the Navy, and the Air Force, U. S. Government Printing Office, Washington D. C., June 1969.
- 10) W. P. M. Mery, Methods for the Determination of Possible Damage to People and Objects Resulting from Release of Hazardous Matels(TNO Green Book) Chapter 3: the Consequences of Explosion Effects on Humans, *CPR 16E(ISBN 90-5307-052-4)*, the Netherlands Organisation of Applied Scientific Research(TNO), the Hague, 1992.
- 11) W. W. Madsen and R. C. Wagner, An Accurate Methodology for Modeling the Characteristics of Explosion Effects, *Process Safety Progress*, 13(3), pp. 171~175, 1994.
- 12) D. N. Blewitt, Conduct of Anhydrous Hydrofluoric Acid Spill Experiments, *International Conference on Vapor Cloud Modeling*, Cambridge, Massachusetts: Center for Chemical Process Safety, November, pp. 1~38, 1987.
- 13) T. E. Fenstermacher, K. Woodard and N. Adderson, A Quick Running Personal Computer Model for the Evaporation and Dispersion of Dense Gases, *Transactions of the Inter-*

- national Conference on Vapor Cloud Modeling*, 1987.
- 14) S. R. Hanna and P. J. Drivas, Guidelines for Use of Vapor Cloud Dispersion Models, *Centers for Chemical Process Safety (CCPS)*, AIChE, New York, 1987.
 - 15) F. P. Lees, Loss Prevention in the Process Industries, Vol. 1, Butterworths-Heinemann, London, 1991.
 - 16) Industrial Risk Insurers, Oil and Chemical Properties Loss Potential Estimation Guide, *IRIformation IM.8.0.1.1*, March 1992.
 - 17) R. King, Safety in the Process Industries, Butterworth & Heinemann, London, pp. 60~74, 1990.
 - 18) R. H. Perry and D. W. Green, Perry's Chemical Engineer's Hand Book, 6th ed., McGraw-Hill, New York, 1984.
-