

화재폭발손실지수법을 이용한 BTX 공장의 위험선별 Risk Screening of a BTX Plant Using FEDI Method

김용하[†] · 김인태* · 김인원** · 김구희*** · 윤인섭

Yong-Ha Kim[†] · In-Tae Kim* · In-Won Kim** · Ku-Hwoi Kim*** · En-Sup Yoon

서울대학교 응용화학부, *한국화재보험협회, **건국대학교 화학공학과,
***서울대학교 화학공정신기술연구소
(2004. 10. 22. 접수/2005. 3. 2. 채택)

요 약

미국, 유럽 등의 대형 화학회사들은 효율적인 위험관리를 위해 단계적 위험성평가 전략을 채택하고 있다. HAZOP이나 정량적위험성평가와 같은 상세한 평가를 수행하기 위한 사전단계로서 위험선별(risk screening)기법을 도입하였다. 본 연구에서는 Khan과 Abbasi가 제안한 위험선별방법인 화재폭발손실지수법(Fire & Explosion Damage Index, FEDI)을 국내의 BTX플랜트에 적용시켜 보았다. 적용결과를 정량적위험성평가의 결과와 비교해 본 결과, 화재폭발손실지수법이 위험잠재성을 파악하는데 효과적으로 사용될 수 있음을 알 수 있었다. 또한 화재폭발손실지수법에 대한 민감도분석을 수행함으로써 화재 및 폭발에 영향을 미치는 가장 큰 인자는 설비내 물질의 특성과 양(quantity)임을 알 수 있었다. 본 연구의 결과를 바탕으로 하여 HAZOP의 사전단계로서 화재폭발손실지수법을 적용한다면 보다 효율적인 위험성 평가가 가능할 것이다.

ABSTRACT

Major petrochemical companies in the USA and the EU map out the strategies step-by-step hazard evaluation for the efficient risk management. They adopted the risk screening methods, such as Dow fire & explosion index, as a preliminary phase to execute detailed evaluation such as QRA (Quantitative Risk Assessment). In this study, The FEDI (Fire & Explosion Damage Index), which a kind of risk screening method proposed by Khan and Abbasi, was applied to the BTX plant in Korea. We showed that the FEDI can be effectively used to classify the hazard potential by comparison of the result from the FEDI and the result from QRA. And we showed that the characteristics and the quantities of chemical are the factors which have a largest effect on fire and explosion by executing relative sensitivity analysis of the FEDI. In conclusion, if the FEDI was applied as a preliminary phase of HAZOP, more efficient hazard evaluation can be possible.

Keywords : FEDI, Dow fire & explosion index, Hazard identification, Risk screening

1. 서 론

사용원료의 화재·폭발성 및 독성과 그 사용량, 그리고 조업조건 등으로 인해 화학공업에서 발생하는 사고는 다른 산업에서의 경우와는 비교하여 그 피해에 대한 예측과 예방의 활동이 활발하다. 국내에서는 화학공장에서 발생할 수 있는 여러 가지의 위험을 미리 알고 비상시에 대응할 수 있도록 하기 위해서 위험물

을 다루는 사업장 및 공장마다 공정안전관리(PSM, Process Safety Management) 보고서 및 안전관리시스템(SMS, Safety Management System) 보고서를 작성하여 한국가스안전공사나 한국산업안전공단에 제출하는 것이 의무화되었다. 현재 이 규정에는 각 사업장의 위험성 평가(hazard evaluation)의 방법으로써 HAZOP 방법을 사용하도록 하고 있다. HAZOP 방법은 발생할 수 있는 위험을 세밀히 분석할 수 있다는 장점이 있으나, 반면 이 방법을 공장의 모든 설비에 대해서 적용시키는 것은 많은 인력과 시간, 비용을 필요로 한다^{1,2)}.

[†]E-mail: river@pslab.snu.ac.kr

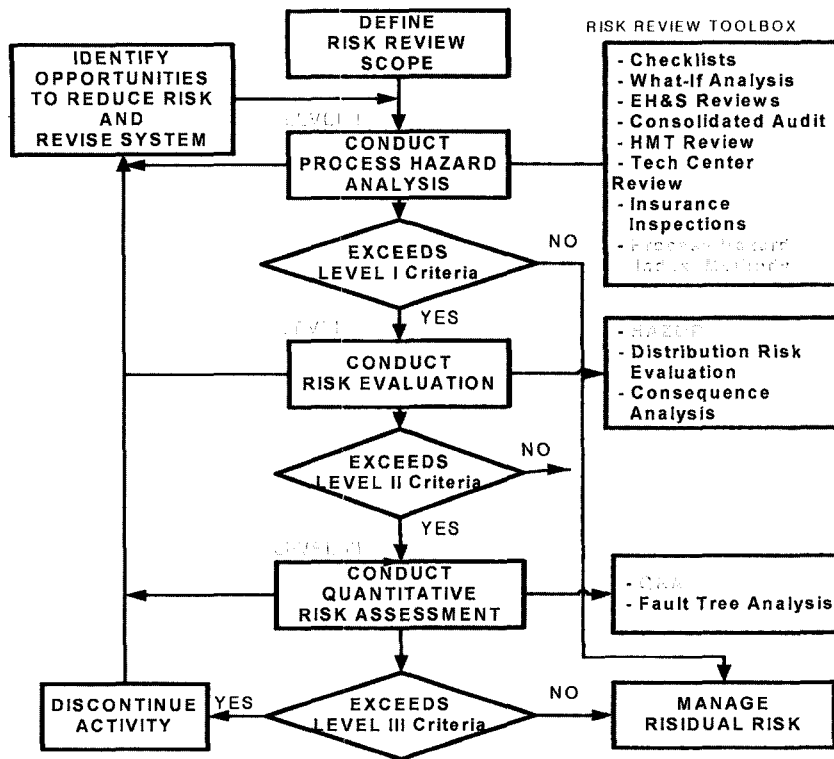


Fig. 1. Dow risk review process flow chart.¹⁾

이런 점에서 볼 때 Fig. 1과 같이 다국적 화학기업인 Dow Chemical Co.에서 제안한 단계적인 위험 관리 방법은 좋은 대안이 될 수 있다.³⁾ 사용하기가 간편한 방법부터 단계적으로 위험성 평가를 수행함으로써 위의 문제들을 어느 정도 해결할 수가 있다. 이것을 위해서 정확도가 높고 선택성이 뛰어나며 시간과 인력의 소요가 적은 위험선별기법(risk screening method)이 위험성 확인(hazard identification) 단계에서 효과적으로 사용될 수 있다. 위험선별을 위해 위험의 정도를 간단하게 지수화하여 상호 비교할 수 있는 위험지수법(hazard index method)이 많이 사용된다. 일반적으로 Dow 화재·폭발지수(Dow's Fire & Explosion Index, F&EI)가 많이 쓰이는데, 이 방법은 사용하기는 편리하나, 상황에 따른 변경이 어렵고, 그 특성상 적용시 여러 부분에서 모호성이 발생한다. 위험규명 및 순위법(Hazard Identification and Ranking, HIRA)은 이러한 점들을 고려하여 고안된 공정 위험 지수법의 일종이다.⁴⁾

본 연구에서는 이 위험규명 및 순위법 중 화재폭발손실지수법(Fire & Explosion Damage Index, FEDI)을 실제 국내의 화학공장에 적용시켜보았으며 대상 설비

에서 사용하는 물질의 특성과 공정의 운전 조건이 화재폭발손실지수값에 미치는 영향을 조사하였다. 그리고 상세한 수학적 모델식을 이용하는 정량적 위험성 평가(Quantitative Risk Assessment, QRA)용 소프트웨어인 PHAST Professional⁵⁾로 사고 시나리오를 모사하여 화재 및 폭발의 피해 크기를 계산한 후, 이것을 화재폭발손실지수법의 결과와 상호 비교함으로써 화재폭발손실지수법의 신뢰성을 살펴보았다. 이로써 화학공장의 위험성 평가, 단계적인 위험성 평가의 첫 번째 단계인 위험성 확인의 도구(tool)로서 사용될 수 있는지의 여부를 알아보았다.

2. 위험성 확인

위험성 확인(hazard identification)은 위험성 평가(hazard evaluation)를 수행하기 위한 중요한 전제조건 중의 하나이다. 사전 준비단계로서 조직에서 분석목적과 범위, 정보 요구사항, 인원과 방법, 그리고 스케줄이 정해지면 실질적인 첫 번째 단계의 위험성 평가로서 위험성 확인 작업을 수행하게 된다.⁶⁻⁸⁾ 많은 위험성 평가

방법들이 위험성 확인의 목적으로 사용될 수 있지만 일반적으로는 Checklist 분석, What-If 분석, What-If/Checklist 분석, 그리고 HAZOP 분석이 많이 사용되고 있다.⁶⁾

이중 HAZOP 방법은 공정안전관리(PSM)제도와 안전관리시스템(SMS)제도의 도입으로 인해 현재 우리나라에서 가장 많이 사용하고 있는 방법이다. HAZOP은 대상 공정에 관련된 여러 분야의 전문가들이 모여서 공정에 관련된 자료를 토대로 자유토론(brainstorming)을 수행하는 것이다. 그러므로 상세한 분석을 할 수 있다는 장점이 있으나, 동시에 많은 비용과 인력을 필요로 하며 고도의 훈련과 경험을 필요로 한다는 단점을 가지고 있다. 참가 인원의 인건비를 비용으로 환산하면 상당한 경제적 투자가 필요하다.⁹⁾ 지금과 같이 공정안전관리(PSM)보고서 및 안전관리시스템(SMS)보고서 제출대상업체의 모든 설비에 대하여 HAZOP을 수행하는 것보다는 Fig. 1의 Dow Chemical Co.의 예에서와 같이 위험 잠재성이 상대적으로 더 높은 설비를 선별해내는 사전작업의 필요성이 국내의적으로 높아지고 있다.

3. 위험지수법

위험지수법(hazard index method, hazard indices)은 여러 가지 위험성 확인 방법 중 하나이며, 흔히 상대순위법(relative ranking method)이라고도 불린다. 이것은 각 공정의 속성을 비교하여 더욱 심도 깊은 연구가 필요할 만큼 중요한 위험 요소가 있는지를 결정하며, 이러한 비교는 위험도의 관점에서의 중요성의 상대적인 수준을 나타내는 정량적 수치(혹은 점수, 지수)를 근거로 하여 이루어진다. 일반적인 위험지수법은 다른 위험성 확인 방법들에 비해서 준비, 평가, 문서화하는데 매우 적은 시간을 소요한다는 특징이 있다. 또한 이 방법은 정량적 수치를 제공하기 때문에 얻어진 결과를 상호 비교하여 상대적인 위험성을 결정하는 데에 유용하고 쉽게 사용된다. 또한 높은 수준의 전문지식을 필요로 하지 않고 적은 인원으로도 수행될 수 있기 때문에 동원인력, 교육 및 연구시간, 그리고 경제적인 면에서 매우 효율이 높은 방법이다.^{3,10)}

가장 많이 사용되는 위험지수법은 Dow Chemical Co.에서 개발한 Dow 화재·폭발지수(Dow's Fire & Explosion Index)이다.¹¹⁻¹⁴⁾ 이 방법은 페널티를 구할 때 대체로 변수들을 수학적인 식에 대입하기보다는 몇 개의 선택지에서 고른 후 그에 해당하는 페널티값을 입력하는 방식으로 되어 있는데, 실제로 사용할 경우 해당 공정에

대한 배경 지식이 부족한 사람들은 적절한 페널티의 선택에 어려움이 발생한다. 또한 평가자의 관점에 따라 다른 결과가 나올 수 있다는 특징이 있다.

4. 화재폭발손실지수법(FEDI)

4.1 개요

Khan과 Abbasi(1998)가 제안한 화재폭발손실지수법(Fire & Explosion Damage Index, FEDI)은 앞서 언급한 위험지수법 중 하나이다. 이것은 기존의 공정 위험지수법들이 가지고 있는 약점들을 여러 부분에서 보완하였다. 화재폭발손실지수법도 다른 공정 위험지수법들과 마찬가지로 결과를 점수로써 표현한다. 이 점수들을 비교하여 다른 설비에 비해 상대적으로 높은 값이 나온 설비에 대해서는 Fig. 1에서 보인 것과 같이 다음 단계의 더 자세한 위험성 평가를 할 수 있다. Table 1은 화재폭발손실지수법에서 가이드로써 제시하는 위험의 분류이다. 화재폭발손실지수가 20 이상이면 적어도 약간의 위험이 존재할 수 있다고 말할 수 있다.

Dow 화재·폭발지수 등 일반적인 위험지수법은 물질계수나 페널티들이 공정이나 조업의 형태에 대해 독립적인 데 반해, 화재폭발손실지수법은 공정을 그 형태에 따라 다섯 가지로 분류하여 각기 다른 식을 적용하게 된다. 또한 기존의 위험지수법들은 상황에 따라서 정해진 페널티를 구함으로써 해당 공정에 관한 배경 지식과 경험이 많지 않을 경우에 적당한 값의 선택이 어렵거나 혹은 여러 사람이 평가를 하게 될 경우 관점의 차이로 인해 각기 다른 결과가 나올 수가 있다. 그러나 화재폭발손실지수법은 이런 점을 고려하여 명확한 공정의 정보를 수식이나 논리식에 입력함으로써 모호성을 줄였으며 결과값의 경우에 따른 보정(case-to-case calibration)을 할 필요가 없다는 점이 특징이다.

4.2 알고리즘

화재폭발손실지수법은 설비나 단위공정의 화재 및

Table 1. Hazard ranking according to FEDI

FEDI	Hazard Characterization
FEDI > 500	Extremely Hazardous
500 > FEDI > 400	Highly Hazardous
400 > FEDI > 200	Hazardous
200 > FEDI > 100	Moderately Hazardous
100 > FEDI > 20	Less Hazardous
20 > FEDI	No Hazard

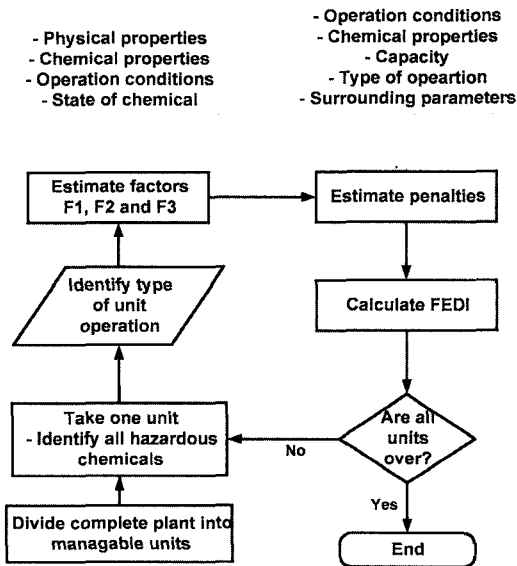


Fig. 2. Systematic procedure for FEDI calculation.

폭발에 대한 위험의 정도를 나타내는 방법이며, Fig. 2은 이 알고리즘을 그림으로 나타낸 것이다. 페널티들은 설비의 종류에 따라 적용하는 것이 다르며, 운전 온도, 운전 압력, 주변의 다른 위험설비, 설비내의 화학물질의 양, 화학물질의 고유 물성치, 설비의 밀집도 등의 함수이며, 특히 화학반응이 있는 경우에는 정반응과 함께 부반응(side reaction)의 형태도 페널티에 포함한다.

화재폭발손실지수는 설비를 다음과 같은 5가지의 형태에 따라 각각의 특성에 맞는 식을 이용하여 계산된다.

- ① 저장, hold-up 등이 목적인 저장 설비(storage units)
- ② 열전달, 물질전달, 상변화, 펌핑이나 압축 등의 물리적인 조작을 포함한 설비(units involving physical operations)
- ③ 화학 반응을 포함한 설비(units involving chemical reactions)
- ④ 물질의 수송에 관한 수송 설비(transportation units)
- ⑤ 노(爐), 보일러, 직화형 열교환기(direct-fired heat exchanger) 등의 기타 설비(other units)

4.3 화재폭발손실지수(FEDI)의 계산

화재폭발손실지수는 다음의 (1)~(4)를 통하여 계산한다. (본 논문에서는 지면 관계상위의 ①~⑤의 공정 특성에 따른 분류 중 가장 많은 변수를 필요로 하는 ③에 대한 계산식만을 나타내었다.)

(1) 에너지 계수(energy factors)

$$F1 = \frac{0.1 \cdot \text{quantity} \cdot Hc}{K} \quad (1)$$

$$F2 = \frac{6 \cdot PP \cdot V}{K} \quad (2)$$

$$F3 = 1.0 \times 10^{-3} \frac{V(PP - VP)^2}{(T + 273)} \quad (3)$$

$$F4 = \frac{M \cdot Hr_{rxn}}{K} \quad (4)$$

(2) 페널티(penalties)

(a) 운전온도(operating temperature) : pn1

· $T > T_{Flash}$ 이고 $T < T_{Fire}$ 일 때:

$$pn1 = 1.45 \quad (5)$$

· $T > T_{Fire}$ 이고 $T < 0.75T_{AI}$ 일 때:

$$pn1 = 1.75 \quad (6)$$

· $T > 0.75T_{AI}$ 일 때:

$$pn1 = 1.95 \quad (7)$$

· 그 외의 경우:

$$pn1 = 1.1 \quad (8)$$

(b) 운전압력(operating pressure) : pn2

· $VP > AP$ 이고 $PP > VP$ 일 때:

$$F = F2 + F3, pn2 = f(PP) \quad (9)$$

· $VP > AP$ 이고 $PP \leq VP$ 일 때:

$$F = F2, pn2 = f(PP) \quad (10)$$

· $VP \leq AP$ 일 때:

$$F = F3, pn2 = f(PP) \quad (11)$$

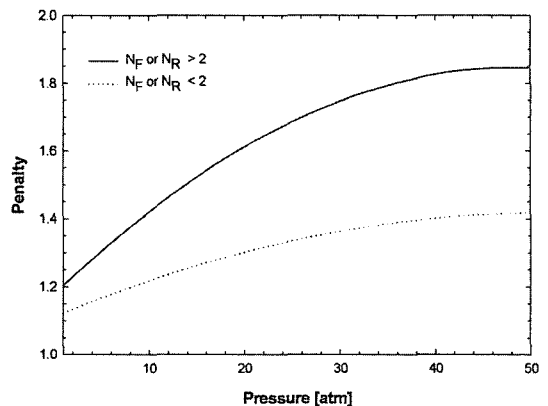


Fig. 3. Penalty due to operating pressure.

여기서, $f(PP)$ 는 Fig. 3에서 운전압력(x축)에 해당하는 페널티(y축) 값으로 한다.

(c) 가장 가까운 위험설비와의 거리(location of the nearest hazardous equipment) : $pn3$

$$pn3 = floc(dist) \quad (12)$$

여기서, $floc(dist)$ 는 Fig. 4에서 가장 가까운 위험설비와의 거리(x축)에 해당하는 페널티(y축) 값으로 한다.

(d) 장치 내 화학물질의 양(quantity of the chemical in the equipment): $pn4$

$pn4$ 는 Fig. 5에서 가장 가까운 위험설비와의 거리(x축)에 해당하는 페널티(y축)값으로 한다.

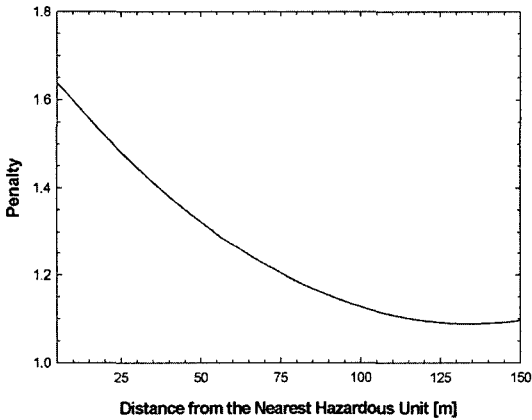


Fig. 4. Penalty due to location of the nearest hazardous equipment.

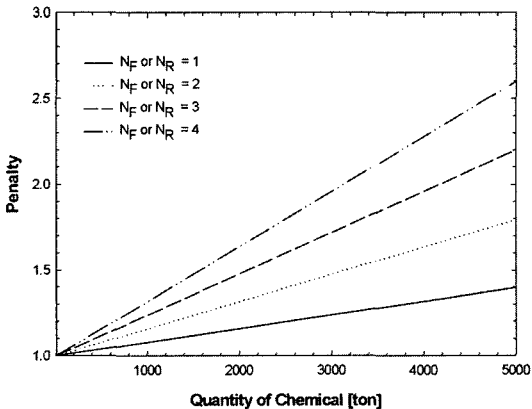


Fig. 5. Penalty due to quantity of chemical.

(e) 화학물질의 특성(characteristics of chemical) : $pn5$

$$pn5 = 1 + 0.25 * (N_R + N_F) \quad (13)$$

(f) 장치의 공간밀도(space density of the equipment at the site): $pn6$

$$pn6 = 1 + (\% \text{ space occupied by the unit in a area of 30 m radius from the unit})/100 \quad (14)$$

(g) 화학반응의 종류(Type of chemical reaction)

· Oxidation:

$$pn7 = 1.60 \quad (15)$$

· Electrolysis:

$$pn7 = 1.20 \quad (16)$$

· Nitration:

$$pn7 = 1.95 \quad (17)$$

· Esterification:

$$pn7 = 1.10 \quad (18)$$

· Aminolysis:

$$pn7 = 1.40 \quad (19)$$

· Halogenation:

$$pn7 = 1.45 \quad (20)$$

· Sulfonation:

$$pn7 = 1.30 \quad (21)$$

· Hydrogenation:

$$pn7 = 1.35 \quad (22)$$

· Alkylation:

$$pn7 = 1.25 \quad (23)$$

· Polymerization:

$$pn7 = 1.50 \quad (24)$$

· Pyrolysis:

$$pn7 = 1.40 \quad (25)$$

(h) 부반응의 종류(type of side reaction)

· Auto catalytic reaction:

$$pn8 = 1.65 \quad (26)$$

· Non-auto-catalytic side reaction probable to occur at above normal reaction conditions:

$$pn8 = 1.45 \quad (27)$$

· Non-auto-catalytic side reaction probable to occur at

below normal reaction conditions:

$$pn8 = 1.20 \quad (28)$$

(3) 손실 포텐셜(damage potential)

$$damg.pot = (F*pn2 + F1*pn1 + F4*pn7*pn8) *pn3*pn4*pn5*pn6 \quad (29)$$

(4) 화재폭발손실지수(FEDI)

$$FEDI = 4.76*(damg.pot)^{1/3} \quad (30)$$

5. 사례연구

본 연구에서는 화재폭발손실지수법이 실제의 화학 플랜트에 적용될 수 있는지의 여부를 평가하였다. 이를 위해 실제 국내의 BTX 공장을 임의로 선정하여 공정 조건 데이터와 사용 물질의 물성치^{15,16)}를 가지고 화재폭발손실지수를 구하였다. 이어서, 화재폭발손실지수의 계산에 필요한 주요 입력변수에 대한 상대 민감도 분석(Relative Sensitivity Analysis)을 수행하여 각 변수들이 화재폭발손실지수값에 미치는 영향을 알아보았

Table 2. FEDI results for 29 equipments

Unit	Number & Equipment	Heat of Combustion [kJ/kg]	Operating Pressure [Kg/cm ²]	Operating Temp [°C]	Quantity of Chemicals [kg/min]	Classification	FEDI
1st Stage Hydro-treater	1. Reactor	81448.60	27.00	180.00	2347.03	chemical	126.67
	2. Hot Separator	81448.56	24.00	144.00	2347.22	trans-portion	147.04
	3. Cold Separator	81448.56	23.50	42.00	60.00	trans-portion	29.53
DepenSect.	4. Depentanizer	43123.80	5.50	170.00	742.55	physical	63.29
2nd Stage Hydro-treater	5. Charge Heater	81448.56	30.50	483.00	704.6	physical	80.36
	6. Reactor	43124.80	29.00	370.00	746.52	chmical	71.94
	7. Comp.Suc. K.O Drum	81448.56	22.50	41.00	95.00	trans-portion	34.79
	8. Separator	43124.84	22.50	42.00	127.62	trans-portion	31.38
	9. Stripper Top	43124.84	5.50	172.00	618.92	physical	62.24
Predist-illation Unit	10. Predist. Column	41292.90	0.84	180.00	1225.27	physical	73.85
	11. Xyl Column	41292.90	0.91	202.00	378.10	physical	49.74
	12. Xyl Column Receiver	41297.19	0.07	136.00	298.45	trans-portion	35.63
Sulfolane Unit	13. Raindeck Extractor	42336.20	7.87	93.00	2399.57	physical	93.59
	14. Raff.Water Wash Column	44403.40	4.58	40.00	382.03	physical	46.64
	15. Sulfolane Stripper Column	44403.40	1.62	174.00	2182.22	physical	87.44
	16. Recovery Column	44403.40	-0.37	174.00	2188.73	physical	87.53
	17. Solvent Regen.	44403.40	-0.32	174.00	49.17	physical	24.49
	18. Water Stripper Column	44403.40	0.49	121.00	39.80	physical	22.83
Thermal-hydrode-alkylation Unit	19. THDA Feed Surge Drum	41138.06	5.60	169.00	230.62	trans-portion	37.44
	20. THDA Reactor	67349.47	32.00	746.00	452.53	chemical	68.37
	21. THDA Heater (Rad.Section)	67349.47	30.44	684.00	452.53	physical	62.18
	22. THDA Products Separator	113936.50	27.00	38.00	485.83	trans-portion	74.21
	23. THDA Stripper	113936.50	7.38	175.00	217.27	physical	61.11
Fraction-ation Unit	24. Clay Tower	40634.12	16.87	199.00	420.98	physical	51.29
	25. Heavy Aro. Stripper	40955.00	0.91	271.00	19.27	physical	16.42
	26. Ben Column	40634.12	0.91	138.00	1141.95	physical	71.73
	27. Tol Column	40957.10	0.84	181.00	337.52	physical	50.84
	28. Clay Tower Charge Tank	41459.40	0	40.00	240.93	storage	40.35
	29. Benzene Day Tank	40596.60	0	40.00	268.75	storage	44.37

다. 마지막으로, 평가한 모든 설비에 대해서 각각 실제로 흔히 일어날 수 있는 지름 2 in의 균열에 의한 누출사고와 용기의 파손에 의한 누출사고의 시나리오를 가정하고 PHAST Professional로 모사한 결과와 화재폭발손실지수를 비교함으로써 화재폭발손실지수법의 선택성(selectivity)을 확인하였다.

5.1 화재폭발손실지수 계산

BTX 전체 공정 중 29개의 설비를 대상으로 화재폭발손실지수를 평가하였다. 이 공정은 7개 unit로 구성되어 있다. 화재폭발손실지수법의 평가결과를 Table 3에 나타내었다.

Table 3에서 알 수 있듯이, 물질량이 가장 많은 1st stage reactor와 1st stage hot separator의 화재폭발손실지수가 각각 126.7과 147.04를 가장 높게 나타냈으며, 이 두 설비는 혼합물의 연소열과 공정 압력도 매우 높았다. 그 다음으로 물질량이 많은 raindeck extractor, sulfolane stripper column, recovery column 역시 화재폭발손실지수가 그 다음으로 높은 값을 나타내었다. 물질량은 적으나 혼합물의 연소열이 높고 공정 압력과 온도가 높은 2nd stage charge heater도 화재폭발손실지수가 높은 값을 나타내었다. 반면 공정 압력과 온도가 2nd stage charge heater보다 높으나 물질량이 적고 혼합물의 연소열이 낮은 THDA reactor와 THDA heater는 이 보다 적은 화재폭발손실지수값을 보였다.

결과들을 Table 1에 적용시켜 보았을 때, 2개 설비(1st stage reactor, 1st stage hot separator)의 경우 화재폭발손실지수가 100 이상으로서 조금 위험한(moderately hazardous) 것으로 나타났고, 1개의 설비가 화재폭발손실지수가 20 이하로서 위험하지 않은(no hazard) 것이었으며, 나머지 26개의 설비는 화재폭발손실지수가 20이상

100 이하로서 덜 위험한(less hazardous) 것으로 나타났다.

5.2 민감도 분석

화재폭발손실지수 계산시 입력하는 주요 변수들이 화재폭발손실지수에 미치는 영향을 알아보기 위해 주요 변수에 대한 상대민감도 분석을 실시하였다.¹⁷⁾ 임의로 선정한 5개 설비에 대하여 각각 연소열, 공정 압력, 조업온도, 그리고 물질량에 대해 각각 $\pm 10\%$ (절대값 기준)의 변화를 주어 그에 대한 상대 민감도 분석을 실시함으로써 화재폭발손실지수에 각 변수가 미치는 영향의 정도를 알아보았으며, 그 결과는 Table 4와 같다. 다섯 가지의 경우 모두가 연소열과 물질량의 민감도가 평균 0.33으로서 화재폭발손실지수에 매우 민감한 변수임을 알 수 있었고, 공정 온도와 압력에 대해서는 상대적으로 작은 변화를 보였다.

Xylene column, solvent column, 그리고 solvent column receiver에 공정 온도의 변화(-10%)를 주게 될 경우 혼합물의 flash point보다 작은 값을 가지게 되어 온도에 관한 penalty가 pn1의 값이 1.45에서 1.10이 되고(식 (5)-(8)), 그 결과 손실포텐셜(damg.pot)와 화재폭발손실지수의 변화가 커지게 된다. 이 경우의 상대민감도는 평균 0.90으로서 연소열이나 물질량에서의 상대민감도보다도 높은 값을 보였다. 결과적으로 공정의 위험도를 줄이기 위해서는 온도를 인화점(flash point) 이하로 낮추거나 물질의 조성을 바꾸는 것이 가장 효과적이며, 그 다음으로 사용량을 줄이는 것이 효과적임을 알 수 있었다.

5.3 가상시나리오에 대한 화재폭발손실지수값과 정량적위험성평가결과와의 비교

대상공장에 대해서 설비의 갑작스런 파손(catastrophic

Table 3. Relative sensitivity analysis results

Input Changes	Benzene Column		Toluene Column		Xylene Column		Solvent Column		Sol Col Receiver		
	FEDI	Relative Sensitivity	FEDI	Relative Sensitivity	FEDI	Relative Sensitivity	FEDI	Relative Sensitivity	FEDI	Relative Sensitivity	
Initial Value	51.1837	-	37.4228	-	25.8913	-	13.5976	-	9.1877	-	
Heat of Combustion	-10%	49.4174	0.32169642	36.1314	0.32169135	24.9978	0.32169622	13.1284	0.32169471	8.8708	0.32158975
	10%	52.8360	0.34397660	38.6308	0.34397186	26.7271	0.34397642	14.0365	0.34397500	9.4842	0.34387683
Operating Pressure	-10%	51.1837	0.00000019	37.4228	0.00001020	25.8913	0.00000214	13.5976	0.00000465	9.1876	0.00009365
	10%	51.1838	0.00000026	37.4229	0.00001378	25.8913	0.00000289	13.5976	0.00000617	9.1878	0.00011445
Operating Temperature	-10%	51.1837	-0.00000011	37.4228	-0.00000596	23.6136	0.86831748	12.4014	0.86831063	9.1877	0
	10%	51.1837	-0.00000011	37.4228	-0.00000596	25.8913	-0.00000125	13.5976	-0.00000271	10.0737	0.96764657
Quantity of Chemicals	-10%	49.4093	0.32322502	36.1291	0.32228232	24.9972	0.32192369	13.1283	0.32172758	8.8677	0.32479948
	10%	52.8446	0.34572288	38.6333	0.34464729	26.7277	0.34423644	14.0366	0.34401297	9.4875	0.34754139

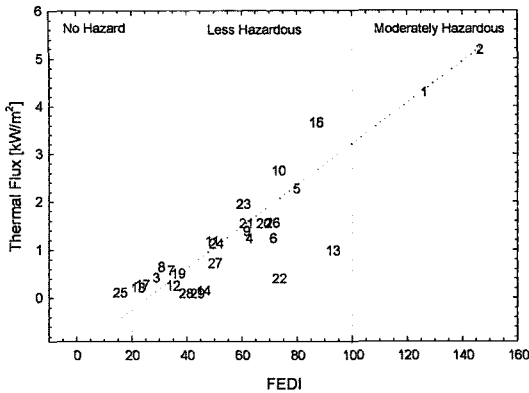


Fig. 6. FEDI vs Thermal Flux at 200 m from the source.

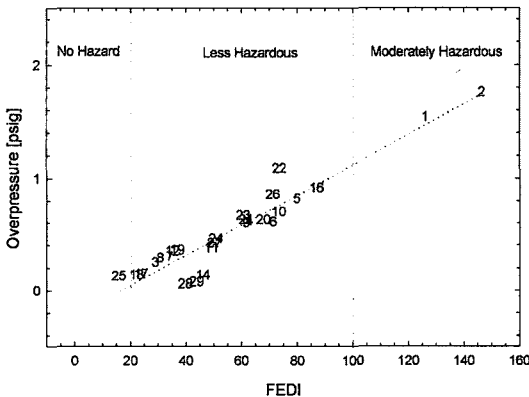


Fig. 7. FEDI vs Overpressure at 200 m from the source.

rupture)으로 인한 화재 및 폭발 시나리오를 가정하여 PHAST Professional로 모사하고 그 결과를 앞에서 평가한 화재폭발손실지수값(Table 3)과 비교하였다. 각 설비 모두 내용물의 누출이 생기는 것으로 가정하였다. 바닥은 콘크리트이며 지표온도는 9.85°C, 대기온도는 20°C, 대기압력은 1.01 atm, 상대습도는 70%, 풍속은 1.5 m/s이고 대기는 대체로 안정하다고¹⁸⁾ 가정하였다.

Fig. 6와 Fig. 7은 각각 사고설비로부터 200 m 거리에서의 복사열과 과압을 화재폭발손실지수값과 비교한 것이다. 그림에서 볼 수 있듯이 화재폭발손실지수값이 가장 작았던 heavy aromatic stripper(#25)보다 물질량은 조금 더 많으나 단순히 저장용 목적으로 하기 때문에 압력과 온도가 낮은 clay tower charge tank(#28)와 benzene day tank(#29)가 방사열과 과압 모두 더 낮은 값을 보였다. 또한 화재폭발손실지수값이 가장 높았던 1st stage reactor(#1)와 1st stage hot separator(#2)의 경우 방사열과 폭발 과압도 마찬가지로 가장 높은

값을 보였다.

Fig. 6에서 볼 수 있듯이 복사열과 화재폭발손실지수값은 대체로 비례하는 경향을 나타내었다. Fig. 7에서는 운전 조건이 온화한 clay tower charge tank(#28)와 benzene day tank(#29)만 상대적으로 조금 낮은 과압을 나타내었을 뿐 전반적으로 선형을 보이며 비례함을 알 수 있었다.

또한 화재폭발손실지수값이 가장 높았던 1st stage reactor(#1)와 1st stage hot separator(#2)는 복사열과 폭발 과압도 각각 4.28, 5.17 kW/m²와 1.54, 1.76 psig로 가장 높은 값을 보였다. 두 설비 모두 화재폭발손실지수값이 100 이상으로서(각각 126.67, 147.04) 어느 정도는 위험이 있는 것(moderately hazardous, Table 3)으로 나타났는데, 모사에 의한 결과는 화재시에는 20초 노출시 피부에 수포가 발생하며 2도 화상을 입을 수 있는 정도의 방사열(각각 4.28 kW/m², 5.17 kW/m²)을 방출하는 것으로 나타났으며, 폭발시에는 강판이나 알루미늄 판넬이 휘 정도의 과압(각각 1.54 psig, 1.76 psig)을 받는 것으로 나타났다. 두 설비 #1과 #2에 좀 더 큰 위험이 발생할 수 있다는 것을 화재폭발손실지수법으로써 미리 예측할 수 있었다.

6. 결 론

본 연구에서는 기존의 위험지수법들이 가지고 있는 단점을 보완하여 개발된 화재폭발손실지수를 실제의 BTX 공장들에 적용하였다. 그 결과 화재폭발손실지수에 가장 많이 영향을 미치는 인자는 인화점이나 연소열 같은 물질 고유의 속성과 물질량임을 알 수 있었다. 또한, 화재폭발손실지수값에 따른 방사열과 과압의 크기를 그래프로 나타냄으로써 그래프들이 모두 비례관계를 알 수 있었다.

결과적으로 화재폭발손실지수법은 전반적으로 화학 공장 설비의 화재 및 폭발 위험성을 잘 예측하는 것으로 나타났다. 이 방법을 위험성 평가(hazard evaluation)의 초기 단계인 위험성 확인(hazard identification)시에 사용할 경우 화재폭발손실지수법은 위험한 정도를 지수화하여 나타냄으로써 평가한 여러 설비들 중 상대적으로 더 위험한 것과 덜 위험한 것을 잘 골라낼 수 있다. 때문에 화재폭발손실지수법은 Dow Risk Review Process와 같은 단계적인 위험 관리 정책에 유용하고도 신뢰성있는 도구로서 사용될 수 있을 것이다. 또한 여러 사람이 평가를 할 경우라도 단 하나의 지수를 제공하므로 위험성 확인을 위한 도구로서 편리하고도 쉽게 사용될 수 있을 것으로 생각된다.

감사의 글

본 연구는 교육인적자원부의 Brain Korea 21의 지원에 의한 것입니다.

사용기호

damg.pot	= Damage potential
dist	= Distance to the nearest hazardous equipment, [m]
F	= Energy factor dependent on F2 and F3
F1	= Energy factor considering chemical energy
F2, F3	= Energy factors considering physical energy
F4	= Energy factor considering chemical reaction
FEDI	= Fire & Explosion Damage Index
Hc	= Heat of combustion, [kJ/kg]
Hrxn	= Heat of reaction, [kJ/kg]
K	= Constant (3.148)
pn1~8	= Penalties required for calculation of FEDI
pnr1~6	= Penalties required for calculation of TDI
PP	= Operating pressure, [atm]
quantity	= Quantity of chemicals, [kg]
T	= Operating temperature, [°C]
T _{AI}	= Auto ignition temperature, [°C]
T _{Fire}	= Fire point, [°C]
T _{Flash}	= Flash point, [°C]
V	= Inner volume of equipment, [m ³]
VP	= Vapor pressure of the chemical, [atm]

참고문헌

- A.E.P. Brown, "Risk Analysis : An Investment in Engineering", Process Safety Progress, Vol. 18, No. 2, pp.121-125(1999).
- 김연중, 안상현, 조현춘, "가스시설의 위험성 평가 기법 및 적절한 기법의 선택을 위한 고려사항", 화학공업과 기술, Vol. 14, No. 4, pp.351-359(1996).
- A.G. Mundt, "Process Risk Management for Facilities and Distribution", 3rd International Workshop on Chemical Accident Prevention, Seoul(1997).
- F.I. Khan and S.A. Abbasi, "Multivariate Hazard Identification and Ranking System", Process Safety Progress, Vol. 17, No. 3, pp.157-170(1998).
- DNV Technica, "PHASt Profesional 5.0 : User Manual", DNV Technica Inc., Temecula(1995).
- CCPS, "Guidelines for Hazard Evaluation Procedures", 2nd ed., CCPS of the AIChE, New York (1992).
- D.A. Crowl and J.F. Louvar, "Chemical Process Safety : Fundamentals with Applications", Prentice-Hall, New Jersey(1990).
- F.P. Lees, "Loss Prevention in the Process Industries", Butterworth & Co, London(1980).
- J.J. Ganger and M.E. Bearrow, "How to Prioritize Process Hazard Analyses", Hydrocarbon Progressing, Vol. 72, No. 10, pp.95-98(1993).
- H. Ozog and L.M. Bendixen, "Hazard Identification and Quantification", Chemical Engineering Progress, Vol. 83, No. 4, pp.55-64(1987).
- AIChE, "Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide", 7th ed., AIChE, New York (1994).
- 김기수, "화학공정의 위험성 평가를 위한 화재 폭발 지수 산정에 관한 연구", 석사학위논문, 광운대학교 (1993).
- 김진근, 김광일, "석유 화학 공장에서의 위험성 평가에 관한 연구 : Part I 화재, 폭발지수", 한국항공대학 논문집, Vol. 30, pp.147-163(1992).
- 한국화재보험협회, "화재·폭발위험평가지침(1)", KFS 1171, 한국화재보험협회, 서울(1997).
- NFPA, "NFPA 49 : Hazardous Chemicals Data", 10th ed., NFPA, Quincy(1991).
- 金亨均, "化工藥品辭典", 4版, 圖書出版 世和, 서울 (1993).
- T.F. Edgar and D.M. Himmelblau, "Optimization of Chemical Processes", Mc-Graw-Hill, New York (1989).
- S.T. Hanna and P.J. Drivas, "Guidelines for Use of Vapor Cloud Dispersion Models", CCPS of the AIChE, New York(1987).