

위험기반검사(RBI)에서 사고결과 분석

이현창 · 김환주 · 이영재 · 장서일 · 김태욱

명지대학교 화학공학과

1. 서 론

석유화학, 정유, 가스, 전력 등 에너지 산업분야의 기술이 급속하게 발전함에 따라 각종 설비들은 복잡·다양화되고 있으며, 더욱이 생산효율을 증가시키기 위해 압력설비와 같은 고온·고압의 조건 하에서 운전되는 시설 및 설비의 사용이 급증하고 있다. 이와 같은 장치설비들은 설치 후 시간이 지남에 따라 점차 노후화 되기 때문에 보수, 대체 또는 폐기하고 있으나 경제적 또는 환경적 요인으로 인하여 이들의 보수나 대체가 용이하지 않음을 고려할 때, 이로 인한 대형사고의 가능성은 그 어느 때보다도 더욱 높아지고 있다. 따라서 노후화 된 장치들은 유지·보존상태와 경제성 및 안전성에 따라 가장 효과적이고 적절한 시기에 검사하고 보수해야될 필요성이 있으며, 이를 해결하기 위해 개발된 위험기반검사(Risk Based Inspection, RBI)는 위험에 기반하여 검사의 우선순위를 결정하고, 검사에 소요되는 자원을 관리하기 위한 검사방법이다[1,2].

본 연구는 API-581 BRD[3]에 의해 한국형 위험기반검사 프로그램을 개발하기 위한 일환으로 위험도 결정에 중요한 사고결과를 분석하였다. 이를 위해 화학물질, 공정조건, 장치조건 등을 변화시키면서 누출량, 피해영역, 상해지역, 독성영역 등을 분석하였다.

2. 이 론

2-1. 정량적 RBI

정량적 RBI는 장치에 대한 위험도를 산출하여 검사의 우선순위를 결정하는 방법으로, 누출 시나리오(s)별 위험도(Risk)는 사고발생 가능성과 사고결과 크기의 곱으로 식 (1)과 같이 나타낸다[2,3].

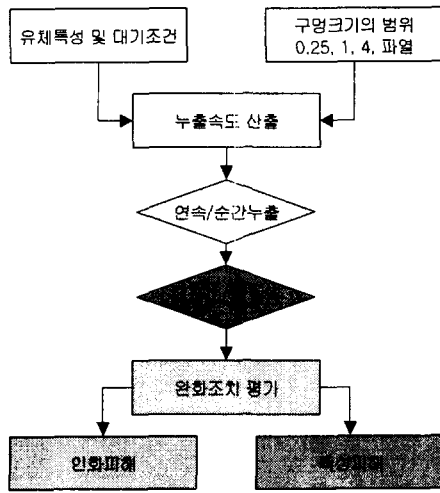
$$(\text{Risk})_s = (\text{Likelihood of Failure})_s \times (\text{Consequence of Damage})_s \quad (1)$$

여기서 사고 가능성은 설비의 파손확율이나 파손횟수를 나타내고, 사고결과 크기는 피해면적 또는 피해 손실액으로 나타낸다.

사고결과 크기는 [그림 1]과 같이 대표유체를 결정하고, 누출 시나리오를 작성하여 누출속도를 산출한 후 누출량과 확산을 고려하여 피해범위를 산정한다. 이때, 완화조치는 설비내의 검출시스템과 차단시스템의 형태에 따라 누출지속시간과 피해크기를 일률적으로 변화시킨다.

2-2. 대표유체 결정

화학설비의 유체는 대부분 순수물질이 아니고 혼합물질이므로 대표물질을 선택하여 사용하는데, 대표물질은 식 (2)에 의해 끓는점(NBP), 분자량(MW), 또는 밀도에 의해



[그림 1] 사고결과 산출 개요

가치 표준 구멍크기, 즉 누출구멍의 직경이 배관직경보다 작거나 같으면 1/4인치, 1인치, 4인치, 그리고 파열형을 사용한다.

규정될 수 있다.

$$(Property)_{Mix} = \sum x_i \times (Property)_i \quad (2)$$

여기서 x_i 는 몰분율이며, 대표물질에 적용되는 물질 및 이들 특성은 [표 1]과 같다.

2-3. 시나리오별 누출구멍 결정

위험기반검사에서 누출구멍의 크기를 소형, 중형, 대형, 그리고 파열형으로 분류되며, 구멍크기의 범위는 사업장 내·외의 잠재적인 피해영향에 따라 선택된다. 사업장 내의 경우, 사업장 내의 피해크기에 대해 발생 가능성이 높은 소형 및 중형 구멍크기로 위험도가 산출되며, 사업장 외의 경우에는 중형 및 대형 구멍크기가 주로 사용된다. 따라서 배관에서는 4

[표 1] 모델화된 물질 및 대표물질의 특성

대표물질	적용물질	MW	밀도 (lb/ft ³)	NBP (°F)	대기 상태	CpA	CpB	CpC	CpD	AIT (°F)
C1-C2	methane, ethane, ethylene, LNG	23	5.693	193	G	12.3	1.150 x 10 ⁻¹	-2.87	-1.3	1,036
C3-C5	propane, butane, isobutane, LPG, Petane	51	3.61	6.3	G	2.632	0.3188	1.347	1.466	696
C6-C8	gasoline, naphtha, light straight run, heptane	100	42.702	210	L	-5.146	6.762 x 10 ⁻¹	-3.651	7.658	433
C9-C12	diesel, kerosene	149	47.728	364	L	-8.5	1.01	-5.56	1.18	406
C13-C16	jet fuel, kerosene, atmospheric gas oil	205	48.383	502	L	-11.7	1.39	-7.72	1.67	396
C17-C25	gas oil, typical crude	280	56.187	651	L	-22.4	1.94	-1.12	-2.53	396
C25+	residuum, heavy crude	422	4.433	981	L	-22.4	9.27	-1.12	-2.53	396
H2	hydrogen only	2	61.993	-423	G	27.1	1.44	-1.38	7.65	752
H2S	hydrogen sulfide only	34	60.37	-75	G	31.9	6.61	2.43	-0.18	500
HF	hydrogen fluoride	20	62.3	68	L	29.1	0.001924	-2.43	2.5	32000
Water	water	18	62.3	212	L	32.4	0.001924	1.05	-3.6	
Steam	steam	18	62.3	212	G	32.4	0.001924	1.05	-3.6	
Acid(low)	low-pressure acid with caustic	18	62.3	212	L	32.4	0.001924	1.05	-3.6	
Acid(medium)	low-pressure acid with caustic	18	62.3	212	L	32.4	0.001924	1.05	-3.6	
Acid(high)	low-pressure acid with caustic	18	62.3	212	L	32.4	0.001924	1.05	-3.6	
Aromatics	benzene, toluene, zylene	104	42.7314	293.3	L	-28.25	0.6159	-4.02	9.94	914
Styrene	styrene	104	42.7314	293.3	L	-28.25	0.6159	-4.02	9.94	914

2-4. 누출속도 산출

위험기반검사에서 피해크기 예측은 모든 누출을 순간누출 또는 연속누출의 유형 중 하나로 모델화 한다. 누출속도는 물질의 물리적 특성, 초기상태 및 공정조건에 따라 다르다. 따라서 물질이 설비 내에 있을 때 물질의 상태에 근거하여 정확한 누출속도 방정식을 선택하고, 물질이 누출됨에 따라 물질의 누출형태(음속 또는 아음속)를 선택한다.

오리피스와 같은 구멍을 통해 누출되는 액체는 Bernoulli와 Toricelli의 방정식[4]에 의해 식 (3)과 같이 산출된다.

$$Q_L = C_d A \sqrt{2\rho \Delta P \frac{g_c}{144}} \quad (3)$$

여기서 Q_L 은 액체 누출속도(lbm/s), C_d 는 누출계수, A 는 누출구멍의 단면적(in²), ρ 는 액체 밀도(lb/ft³), ΔP 는 압력차, g_c 는 전환인자이다.

누출구멍을 통한 기체의 누출형태는 음속과 아음속 형태로 나타나며, 이를 결정하기 위하여 식 (4)에 의해 산출한 설비 내의 압력이 P_{trans} 보다 클 경우에는 식 (5)의 음속기체 누출속도 방정식을 이용하고, 압력이 P_{trans} 보다 작거나 같을 경우에는 식 (6)의 아음속 기체 누출속도 방정식을 이용한다.

$$P_{trans} = P \left(\frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (4)$$

$$W_G(sonic) = C_d A P \sqrt{\left(\frac{kM}{RT} \right) \frac{g_c}{144} \left(\frac{2}{k+1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad (5)$$

$$W_G(subsonic) = C_d A P \sqrt{\left(\frac{M}{RT} \right) \frac{g_c}{144} \left(\frac{2k}{k-1} \right) \left(\frac{P_a}{P} \right)^{\frac{2}{k}} \left[1 - \left(\frac{P_a}{P} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]} \quad (6)$$

여기서 P 는 운전압력(psig), P_a 는 대기압, k 는 C_p/C_v , M 은 분자량, R 은 기체상수, T 는 온도이다.

2-5. 피해영역 산출

자연성 유체의 경우는 누출유형과 누출 후 자연발화 가능성에 따라 [표 2] ~ [표 5]에 의해 설비 손상지역과 중대사고영역의 면적을 산출할 수 있다. 이때, x 는 연속누출의 경우 누출속도이고, 순간누출의 경우는 누출량을 나타내며, 자연발화 가능성은 자연발화온도보다 최소 80°F 이상의 온도에서 일어날 경우 가능성이 있는 것으로 간주한다. 또한 독성 피해영역은 누출된 후 운(cloud)의 형태를 타원형태로 가정하고, 타원영역에 대한 공식을 이용하여 면적을 산출한다. 그리고 특정 독성물질에 대한 영역은 API 581에서 제시된 관계식을 이용하여 영역을 산출할 수 있다.

[표 2] 연속누출피해(자연발화 없음)

물질	최종 상대 기체		최종 상대 액체	
	설비 손상 영역	중대사고 영역	설비 손상 영역	중대사고 영역
C ₁ -C ₂	A=43x ^{0.78}	A=110x ^{0.96}		
C ₃ -C ₄	A=49x ^{0.8}	A=125x ^{0.96}		
C ₅	A=25.2x ^{0.98}	A=62.1x ^{1.03}	A=536x ^{0.93}	A=1544x ^{0.93}
C ₆ -C ₈	A=29x ^{0.8}	A=68x ^{0.96}	A=182x ^{0.89}	A=516x ^{0.89}
C ₉ -C ₁₁	A=1x ^{0.8}	A=29x ^{0.96}	A=130x ^{0.82}	A=373x ^{0.89}
C ₁₂ -C ₁₆			A=64x ^{0.93}	A=183x ^{0.89}
C ₁₇ -C ₂₀			A=20x ^{0.90}	A=57x ^{0.89}
C ₂₀			A=11x ^{0.91}	A=33x ^{0.89}
H ₂	A=198x ^{0.77}	A=614x ^{0.93}		
H ₂ S	A=32x ^{1.00}	A=52x ^{1.00}		
HF				
Aromatics	A=121.39x ^{0.8911}	A=359x ^{0.8871}		
Styrene	A=121.39x ^{0.8911}	A=35x ^{0.8871}		

[표 3] 순간누출피해(자연발화 없음)

물질	최종 상대 기체		최종 상대 액체	
	설비 손상 영역	중대사고 영역	설비 손상 영역	중대사고 영역
C ₁ -C ₂	A=41x ^{0.67}	A=79x ^{0.67}		
C ₃ -C ₄	A=28x ^{0.72}	A=57.7x ^{0.75}		
C ₅	A=13.4x ^{0.73}	A=20.4x ^{0.76}	A=1.49x ^{0.85}	A=4.34x ^{0.85}
C ₆ -C ₈	A=14x ^{0.67}	A=26x ^{0.67}	A=4.35x ^{0.78}	A=12.7x ^{0.78}
C ₉ -C ₁₂	A=7.1x ^{0.66}	A=13x ^{0.66}	A=3.3x ^{0.76}	A=9.5x ^{0.76}
C ₁₃ -C ₁₆			A=0.46x ^{0.88}	A=1.3x ^{0.91}
C ₁₇ -C ₂₀			A=0.11x ^{0.91}	A=0.32x ^{0.91}
C ₂₀			A=0.03x ^{0.93}	A=0.081x ^{0.93}
H ₂	A=545x ^{0.657}	A=982x ^{0.652}		
H ₂ S	A=148x ^{0.63}	A=271x ^{0.63}		
HF				
Aromatics	A=2.26x ^{0.8227}	A=10.5x ^{0.7983}		
Styrene	A=2.26x ^{0.8227}	A=10.5x ^{0.7983}		

[표 4] 연속누출피해(자연발화 가능)

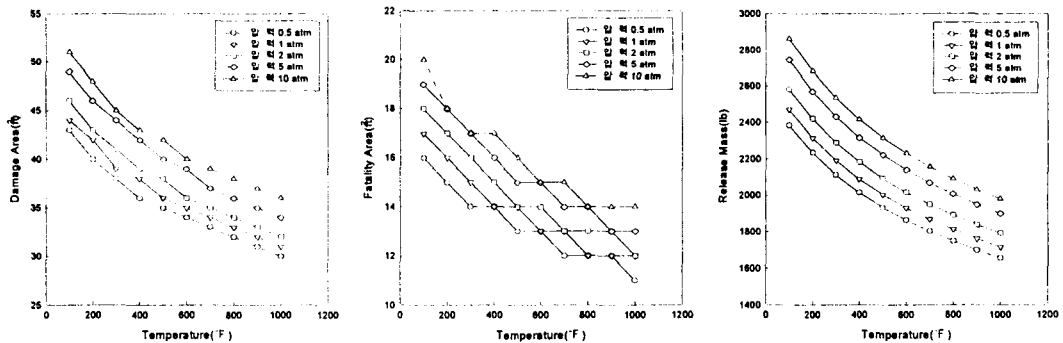
물질	최종 상태 기체		최종 상태 액체	
	설비 손상	중대사고	설비 손상	중대사고
C ₁ -C ₂	A=280x ^{0.95}	A=745x ^{0.92}		
C ₃ -C ₄	A=313x ^{1.00}	A=837x ^{0.92}		
C ₅	A=304x ^{1.00}	A=811x ^{1.00}		
C ₆ -C _{6k}	A=313x ^{1.00}	A=828x ^{1.00}	A=525x ^{0.95}	A=1315x ^{0.92}
C ₉ -C ₁₂	A=391x ^{0.95}	A=981x ^{0.92}	A=560x ^{0.95}	A=1401x ^{0.92}
C ₁₃ -C ₁₆			A=1023x ^{0.92}	A=2850x ^{0.90}
C ₁₇ -C ₂₅			A=861x ^{0.92}	A=2420x ^{0.90}
C ₂₅			A=544x ^{0.90}	A=1604x ^{0.90}
H ₂	A=1146x ^{1.00}	A=3072x ^{1.00}		
H ₂ S	A=203x ^{0.89}	A=375x ^{0.94}		
HF				
Aromatics				
Styrene				

[표 5] 순간누출피해(자연발화 가능)

물질	최종 상태 기체		최종 상태 액체	
	설비 손상	중대사고	설비 손상	중대사고
C ₁ -C ₂	A=1079x ^{0.92}	A=3100x ^{0.83}		
C ₃ -C ₄	A=523x ^{0.63}	A=1768x ^{0.63}		
C ₅	A=275x ^{0.61}	A=959x ^{0.63}		
C ₆ -C _{6k}	A=76x ^{0.61}	A=962x ^{0.63}		
C ₉ -C ₁₂	A=281x ^{0.61}	A=988x ^{0.63}	A=6.0x ^{0.51}	A=20x ^{0.54}
C ₁₃ -C ₁₆			A=9.2x ^{0.48}	A=26x ^{0.48}
C ₁₇ -C ₂₅			A=5.6x ^{0.91}	A=16x ^{0.91}
C ₂₅			A=1.4x ^{0.93}	A=4.1x ^{0.93}
H ₂	A=1430x ^{0.61K}	A=4193x ^{0.621}		
H ₂ S	A=357x ^{0.61}	A=1253x ^{0.63}		
HF				
Aromatics				
Styrene				

3. 결과 및 고찰

가연성 유체에 대한 장치의 손상지역과 상해지역, 그리고 누출량(속도)에 미치는 매개변수의 영향을 산출하였다. C₁~C₂의 범위의 대표유체인 CH₄의 경우 사고결과에 미치는 온도와 압력의 영향은 [그림 2]에서와 같이 가스모델과 연속누출모델에 적용하여 산출한 누출량, 설비손상, 중대사고영역은 온도 증가에 따라 감소하였으나 반면에 압력 증가에 따라 증가하는 경향을 나타내었다.

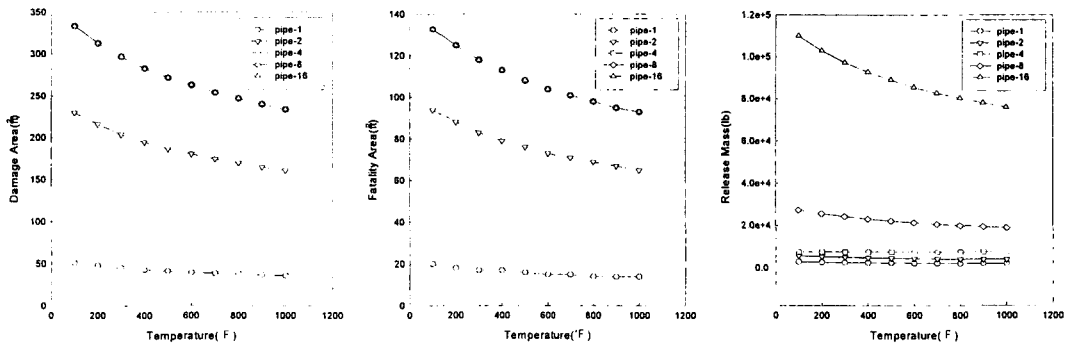


[그림 2] 1인치 파이프에서 CH₄의 온도 및 압력변화에 따른 피해크기 변화

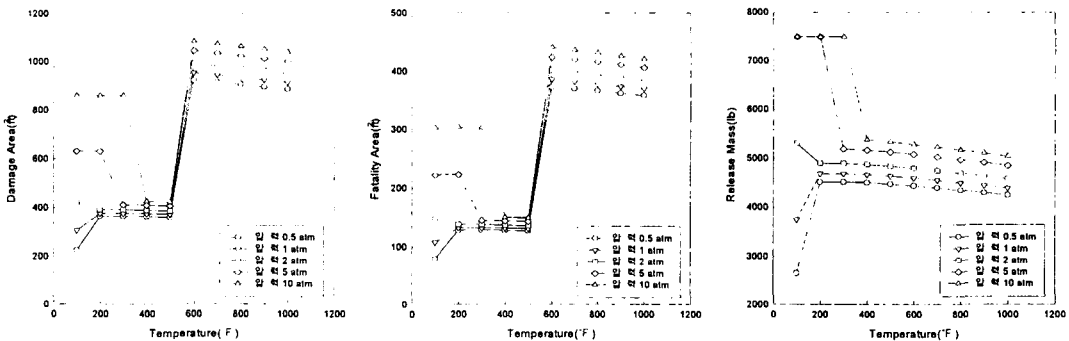
또한 [그림 3]에서와 같이 파이프 직경이 1, 2, 4 인치의 경우에는 직경이 증가함에 따라 피해크기는 증가하였을 뿐만 아니라 온도변화에 따라 민감하게 변화하였으나, 파이프 직경이 큰 경우에는 거의 일정한 값을 나타내었다. 이것은 파이프 직경의 크기에 따라 누출 시 고려되는 시간 증가로 누출량이 증가하지만, 파이프 직경이 큰 경우에는 유체가 완전누출되기 전에 연소가 이루어지기 때문에 설비 손상영역과 중대사고영역이 크게 변화하지 않은 것으로 판단된다.

C₆~C₈의 대표유체인 C₆H₁₄인 경우 사고결과에 미치는 온도와 압력의 영향은 [그림 4]에서와 같이 C₆H₁₄가 낮은 온도와 높은 압력 범위에서 액상의 연속누출 형태를 나타

내기 때문에 낮은 온도범위에서는 압력이 증가할수록 누출량이 증가하여 손상지역이 증가하였다. 이후 액체모델의 적용이 불가능한 영역, 즉, 400~600°F의 전이영역에서는 낮은 값을 나타내었고, 700°F 이상의 범위에서는 온도증가에 따라 급격히 증가하였다가 다시 감소하는 경향을 나타내었다. 700°F에서 급속하게 증가한 이유는 누출 후 외부온도에 의해 다시 냉각되어 증발이 쉽지 않았으나 700°F이상에서는 유체가 증발하기 위한 충분한 열량을 가지고 있었기 때문에 높은 발화 가능성을 갖는 것으로 판단된다.



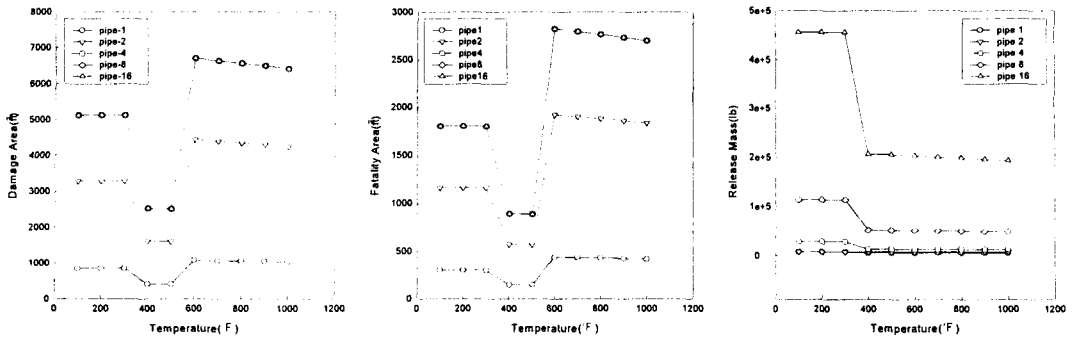
[그림 3] CH₄의 경우 파이프 직경변화에 따른 피해크기 변화



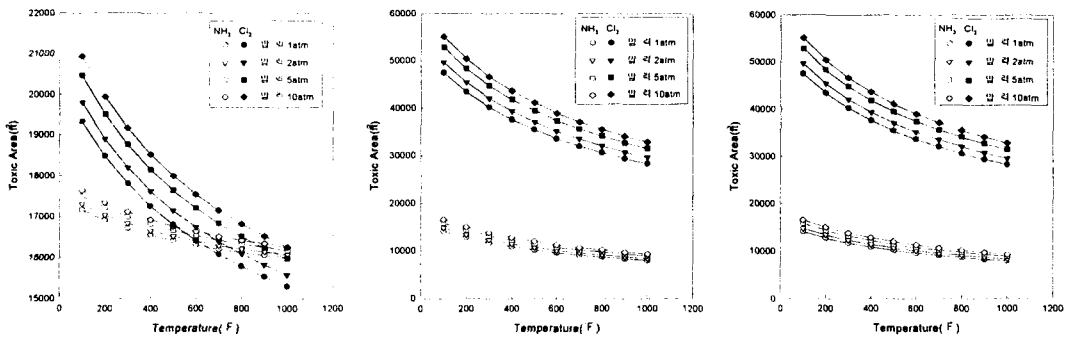
[그림 4] 1인치 파이프에서 C₆H₁₄의 온도 및 압력변화에 따른 피해크기 변화

또한 파이프 크기에 따른 피해크기 변화는 [그림 5]와 같이 파이프의 크기가 1~4인치 범위에서는 파이프 크기에 따라 피해크기가 증가하지만, 4인치 이상의 크기에서는 거의 비슷한 값을 나타내어 CH₄의 결과와 일치하였다.

독성물질에 의한 사고 피해결과는 NH₃와 Cl₂인 경우에 피해면적을 산출하였는데, [그림 6]에서와 같이 독성피해영역은 독성이 큰 염소가 암모니아 보다 높은 값을 가지며, 온도가 증가할수록, 그리고 압력감소에 따라 감소하였다. 또한 파이프 직경이 증가할수록 증가하였으나 4인치 파이프 이상에서는 비슷한 값을 나타내었다. 이와 같은 결과는 가연성 유체에서 얻은 피해크기 변화에서와 동일한 경향이다.



[그림 5] C₆H₁₄의 경우 파이프 직경변화에 따른 피해크기 변화



(a) 1인치 파이프

(b) 4인치 파이프

(c) 8인치 파이프

[그림 6] NH₃와 Cl₂의 온도 및 압력변화에 따른 독성피해 변화

4. 결론

API-581에 의한 위험기반검사에서 매개변수 변화에 따른 사고결과를 분석하였다. 그 결과, 사고결과의 크기, 즉 피해영역과 독성피해영역은 온도가 증가할수록, 그리고 압력이 감소할수록 감소하였으며, 또한 파이프의 직경이 증가할수록 피해크기가 증가하였으나 약 4인치 이상에서는 거의 일정한 값을 나타내었다.

참고문헌

1. API 580, "Risk-Based Inspection", American Petroleum Institute, New York(2001).
2. CRTD/ASME, "Risk-Based Inspection - Development of Guidelines", American Society of Mechanical Engineers, CRTD-20-1, New York(1991).
3. API 581, "Risk-Based Inspection - Basic Resource Document", American Petroleum Institute, New York(2000).
4. CCPS/AIChE, "Consequence Analysis of Chemical Release", American Institute of Chemical Engineers, New York(1999).