



SIL(Safety Integrity Level) 선택에 의한 리스크 감소에 관한 연구

김정환 · 김범수 · 양재모 · 장창봉 · 김민섭* · 정상용* · †고재욱

광운대학교 화학공학과, *한국가스안전공사

(2011년 7월 2일 접수, 10월 29일 수정, 2011년 10월 29일 채택)

A Study of Risk Reduction by SIL(Safety Integrity Level) Determination

Jung Hwan Kim · Bum Su Kim · Jae Mo Yang · Chang Bong Jang

Min Seop Kim* · Sang Yong Jung* · †Jae Wook Ko

Department of Chemical Engineering, Kwangwoon University

*Institute of Gas Safety R&D, Korea Gas Safety Corporation

(Received July 2, 2011; Revised October 29, 2011; Accepted October 29, 2011)

요약

현대의 화학공장 및 석유가스산업 시설은 공정 및 설비가 더욱 복잡해지고 세분화됨으로써 산업현장에서는 다양한 잠재위험으로 인하여 화재, 폭발, 독성물질 누출 등의 중대 산업사고의 발생 가능성 및 사고결과와 피해가능 범위가 증가되고 있다. 이러한 위험요소를 줄이기 위하여 공정 내 안전장치를 설치하여 공정의 위험도를 줄여야 하지만, 공장 운전 효율성과 안전도는 서로 적절한 수준을 유지하지 않으면 잦은 검사와 확인으로 효율성을 저해할 수 있다. 그를 위하여 이번 연구에서 SIL(Safety Integrity Level)을 이용한 SIF(Safety Instrument Function)의 추가로 장치의 적절한 사양, 설계를 이루고 공정내의 잠재위험이 사고로 이어지는 것을 방지하여, 화학공장의 안전성을 향상시켰다.

Abstract - Modern chemical plants including petroleum refinery and gas industries have evolved into more complex and specialized. In these industrial complexes, it is important to maintain acceptable safety level protecting from various potential disasters caused by fire, explosion and the leakage of toxic materials. Recently possibility and consequence of accidents are increasing in the industrial process. So there is a trade-off between the plant operation efficiency and safety level. In this study SIF(Safety instrument Functions) was incorporated into SIL(Safety Integrity Levels). As a result, the safety level was upgraded by designing reasonable allocation of safety instruments.

Key words : HAZOP, LOPA, SIS, SIL, SIF

1. 서론

현대의 화학공장 및 석유·가스산업 시설에서는 소비자의 요구를 충족시키는 생산품 생산 및 제품의 고급화, 규격화 등으로 인하여 공정 및 설비가 더욱 복잡해지고 세분화됨으로써 대규모 사고의 잠재 위험성이 증가하고 있다. 따라서 산업현장에서는 다양

한 잠재위험으로 인하여 화재, 폭발, 독성물질 누출 등의 중대 산업사고의 발생 가능성 및 사고결과와 피해가능 범위가 증가되고 있다. 만약 사고가 발생한다면 현장의 근로자, 인근지역 주민 그리고 주변의 환경에 심각한 영향을 미칠 수 있으므로 사회적·경제적 불안 요소를 제공하게 된다.

최근 이러한 에너지 플랜트 운영과 관련하여 운전 효율은 최대한 유지하면서도 안전관련 요구사항을 만족시켜야 하는 점이 많이 요구되어진다. 과도

†주저자:jwko@kw.ac.kr

한 안전 요구 사항은 잦은 검사와 확인으로 효율성을 저해하기 때문이다. 영국 HSE(Health & Safety Executive)는 34건의 다양한 산업분야의 안전 및 시스템 고장으로 인한 사고를 조사하였는데, 사고의 주요원인으로 잘못된 정의가 44.1%, 잘못된 공정 설계와 운전시행이 14.7%로 두 가지 사고원인이 전체의 58.8%를 차지하는 것으로 분석하였고, 이는 플랜트 내의 위험을 발생 가능한 확률 수준 밑으로 떨어뜨려 위험을 사전에 방지하거나 위험스러운 사고를 완화시키기 위해, 장치의 적절한 사양, 설계, 실행이 이루어져야 함을 의미한다.

이번 연구에서는 선정한 시범공정에 SIF (Safety Instrument Function)를 적용하여, 화학공장의 안전성을 향상시킬 수 있고 안전장치의 적절한 설계를 이룰 수 있음을 보였다.

II. 이론적 배경

2.1. HAZOP(HAZard and OPerability)

HAZOP은 영국의 ICI에서 공정의 위험성을 평가하기 위하여 시작되었으며, 대상 공정 내에 존재하는 위험요소 및 조업상의 어려운 요소를 분할된 분석 단위(node)에 대해 단계적으로 검토해 나가는 방법론이다. 현재 정성적인 방법론 중 체계적인 면에서는 가장 적당하여 화학공장에의 적용시 많이 이용되는 방법론이기도 하다. 새로운 설계나 기술의 평가에 적용되기 위해 이용되기 시작하였으나, 공정의 사용 기간의 모든 과정에서 적용이 가능하다. 이 분석 방법은 다른 배경과 지식을 가지고 있는 여러 전문가들이 개인적으로 작업한 결과를 종합하는 경우보다는 한 곳에 모여서 회의를 통해 창조적이고 체계적인 상호작용을 거치는 것이 더 많은 문제를 발견할 수 있다는 원칙에 기본을 두고 있다. HAZOP study는 공정이나 조업에서 "분석점(study node)"라는 특정한 부분에 초점을 맞추는 방식으로 수행된다. 각 분석점에서는 미리 정해진 지시어(guide word)에서 유도된 이탈 현상을 검사한다. 지시어의 목적은 공정 변수에서 관련된 모든 잠재적인 이탈 상황을 찾아내는 것이다. LOPA 기법을 활용하기 위해선 HAZOP의 수행 결과로 도출되는 사고 시나리오의 원인과 피해정도를 필요로 한다. 또한 HAZOP study와 LOPA 기법을 동시에 수행할 수 있기 때문에, 다른 정성적 위험성 평가를 사용하는 것 보다 효율적인 SIL결정 방법이 될 수 있다.

2.2. LOPA(Layer of Protection Analysis)

LOPA는 위험성 평가 기법중 하나로써, 위험의

빈도를 도출 할 수 있지만 강도는 제시하지 못하는 반정량적 위험성 평가로 분류된다. LOPA는 사고 시나리오에 따라 각자 다른 PFD(Probability of failure on demand)값을 가지는 IPL(Independent Protection Layer)의 위험의 빈도를 도출한다. 일반적으로 LOPA는 HAZOP, FMEA, Check-list, What-if method 같은 PHA(Process Hazard Analyss)의 수행결과로 도출된 잠재위험과 사고 시나리오를 이용해 수행되게 된다. LOPA의 목적은 대상으로 하는 공정 / 시설의 위험 등급을 결정하고, 결정된 등급이 수용할 수 있는 수준의 위험(tolerable risk)으로 변화시키는데 있다. 또한 CPQRA(Cheical Process Quantitative Risk Analysis)를 수행하기 전에 LOPA를 통해서 CPQRA의 대상이 되는 공정을 선별해 낼 수 있다. CPQRA는 매우 정확한 위험값을 도출 할 수 있다. 그 반면에 많은 시간과 인력 및 세밀한 공정정보가 필요하게 된다. 따라서 최악의 사고 시나리오를 제외한 대상 단위공정에 대해서는 LOPA를 수행함으로써 쉽게 위험값을 산정할 수 있다.

2.3. SIF(Safety Instrument Function)

SIF(Safety Instrument Function)는 아무런 조치를 취하지 않으면 위험이 증가하는 공장 내의 위험을 예방하거나 위험스러운 사고를 완화시키기 위한 조치를 수행하는 장치의 모임이다. SIF는 Sensor, Logic Solver, Final Element, 세 가지 요소의 조합으로 구성 된다.

- (1) Sensor : 공정변수의 상태를 측정하여 logic solver로 전달하는 장치
- (2) Logic Solver : Sensor를 통해 받은 공정변수를 하나 이상의 Logic을 통해 처리하여 Final Element에게 물리적 작동을 지시하는 장치
- (3) Final Element : Logic solver의 지시를 받아 공정을 안전한 상태로 만들기 위해 필요한 물리적 작동을 하는 장치

SIF 각각의 구성요소는 예상되는 고장요소와 시스템의 항시 가동 필요성에 따라 신뢰도를 확보할 수 있는 구조가 개발되어 왔다. 일반적으로는 all stand-by 구조가 공정에 이상상황이 발생하였을 때, 이를 회복시키거나 멈추는 역할을 수행한다. 기존의 all stand-by 구조는 SIF 구성요소 자체의 고장이나, 잘못된 계산 수행의 경우에는 본래의 기능을 올바르게 수행하지 못한다. 그래서 위험도가 높거나, 복잡한 처리과정을

요구하는 공정에서는 더 좋은 신뢰성을 확보하기 위하여 이중화(Redundant or replicated) 구조를 사용하기도 한다. 대표적인 예로 두 개의 의사결정 요소가 직렬로 연결되어 있는 구조인 2oo2(2 out of 2)나, 두 개의 의사결정 요소가 병렬로 연결되어 있는 구조로, 출력신호를 결정하기 위해 한 개 또는 두 개의 입력신호를 요구하는 1oo2(1 out of 2) 구조가 있다. Fig 1과 Fig 2를 통해 이를 나타내었다.

2.4. SIL(Safety Integrity Level)

SIL(Safety Integrity Level)은 단위공정에 대한 SIF가 일정한 기간내에 만족스럽게 수행할 확률의 등급이다. 일반적으로 SIL은 1부터 4까지의 등급을 가지며, 등급의 숫자가 높을수록 SIF가 정상적으로 수행되어질 확률이 더 높아지며 이용 가능성(Availability)과 시스템 구성의 요구사항이 증가된다. Table 1을 통해 SIL과 PFD와의 관계를 나타내었다.

SIL은 SIS(Safety Instrumented System)를 구성하는 SIF의 정상 작동이 되지 않아 사고 발생이 가능한 확률인 PFD(Probability of Failure on Demand)로 나타낼 수 있으며, PFD는 비신뢰성(Unreliability, 장치가 필

요시 기능이 정상 작동하지 않을 확률)을 이용한 접근방법으로 나타낼 수 있다.

비신뢰성은 장치의 proof test interval 간격과 failure rate간의 함수식이다. 장치의 주기적인 시험 및 검사를 통해 위험요소를 감지하고 완벽한 상태로 새롭게 된다는 가정을 하게 된다. 즉, operating time 또는 proof test interval이 길면 길수록 고장 날 확률이 증가하게 된다.

SIF로 구성된 SIS의 PFD 값을 산정하기 위해서는, 각 SIF의 PFD 값을 먼저 알아야 한다. sensor, logic solver, final element로 구성되어 있는 SIF의 평균적인 PFD 값은 다음과 같이 각 구성요소의 PFD값으로 구할 수 있다.

$$PFD_{AVG} = \Sigma PFD_{SE} + \Sigma PFD_{LS} + \Sigma PFD_{FE}$$

- PFD_{AVG} : Average PFD of a SIF
- PFD_{SE} : PFD of a sensor
- PFD_{LS} : PFD of a logic solver
- PFD_{FE} : PFD of a final element

III. SIF의 적용

3.1. 시범공정의 선정

이번 연구를 진행하기 위하여 refinery plant의 mercaptan removal system을 시범공정으로 선택하였다. 천연가스에는 물, mercaptan 및 H2S와 같이 금속의 부식을 유발할 수 있는 물질들이 포함되어 있다. 따라서 파이프라인 및 공정장치의 원활한 운전을 위하여 이를 제거해 줄 수 있는 공정이 필수적으로 존재하게 되고 mercaptan removal system도 그 중 하나이다. Fig 3을 통하여 개략적인 공정흐름을 나타내었다.

3.2. HAZOP과 LOPA의 수행

선정한 시범공정을 총 3개의 node로 분리하여 HAZOP을 수행하여 공정내의 잠재위험을 알아보았다.

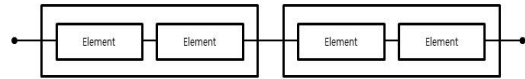


Fig. 1. 2oo2 physical block diagram.

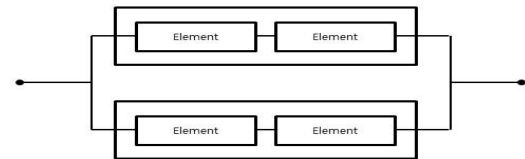


Fig. 2. 1oo2 physical block diagram.

Table 1. Safety Integrity Levels : Probability of Failure on Demand

SIL (Safety Integrity Level)	PFD (Probability of Failure on Demand per year)	Risk Reduction Factor (1/PFD)
SIL 4	$\geq 10^{-5}$ to $<10^{-4}$	100000 to 10000
SIL 3	$\geq 10^{-4}$ to $<10^{-3}$	10000 to 1000
SIL 2	$\geq 10^{-3}$ to $<10^{-2}$	1000 to 100
SIL 1	$\geq 10^{-2}$ to $<10^{-1}$	100 to 10

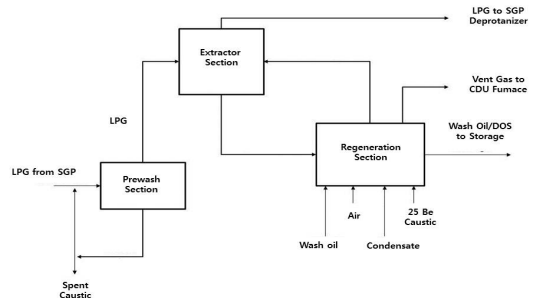


Fig. 3. PFD of example process

P&ID, Process description을 이용하여 HAZOP을 수행하여 부적절한 공정운전, 장비의 결함, 인적 오류 등의 원인으로 정상적인 설계 의도에서의 이탈로 인한

영향 및 영향의 중요도를 결정하였다. HAZOP의 수행을 통해 결과가 공정변수에 관련된 잠재적인 이탈 상황을 판단하고, 그에 대한 사고 시나리오의 원인과 결과를 도출 할 수 있었다. 이 중 공정에 심각한 피해를 줄 수 있거나, 인명피해가 예상되는 사고 결과를 야기하는 시나리오를 구분하여 총 31개의 사고 시나리오를 구별하였고, 그 중 최악의 결과가 예상되는 worst case의 시나리오를 결정하여 HAZOP을 수행하였다. SIL 산정을 위하여 LOPA 기법을 통해 부분공정의 IPL을 분류하여야 한다. CCPS가 제공하는 LOPA 수행절차에 따르면 사고시나리오에 대한 원인-결과 쌍을 정의 하는 것이 선행되어야 한다.

HAZOP 수행을 통해 도출된 Worst case의 원인-결과 쌍을 이용하여 각 시나리오에 대한 공정 / 시설의 사고가 일어날 확률을 결정하였다. 원인이 되는 사건에 대한 확률에 대한 정보는 OREDA databook을 이용하여 얻었다. IPL에 대한 PFD 값을 계산하기 위해 쓰이는 변수들의 정보는 CCPS의 "Guidelines for process equipment reliability data with data tables"을 참고하였다. Table 2.를 통해 그 결과를 나타내었다.

Table 2. HAZOP Cause-Consequence pair and LOPA Result

HAZOP Result			
No.	Node No.	Causes	Consequences
1	2	On high high pressure oxygen alarm in vent gas from separator as measured by AI-0269	Increased air in mercaptide caustic sent to Oxidizer
LOPA Result			
Scenario Title : On high high pressure [2 nd warning alarm] in vent gas form separator as measured by PIT 0266			Node No. 2
Date	Description	Probability	Frequency
Consequence Description / Category	Increased pressure in separator 121-D0003 and dissolved air in caustic sent to extractor due to high high pressure detected in vent gas		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action required Tolerable		> 1.00E-3 < 1.00E-5
Initiating event (Frequency)	Level control valve 410-P-007A/B/C malfunction		1.50E-02
Frequency of Unmitigated Consequence			1.50E-02
Independent Protectin Layers	Pressure detector and DCS	9.64E-03	
Total PFD for all IPLs		9.64E-03	
Frequency of Mitigated Consequence(per year)			1.44E-06

3.3. SIL 산정과 SIS의 적용

HAZOP을 통해 도출된 최악의 시나리오에 대한 부분공정에 SIL을 적용하여 그에 상응하는 SIF를 추가하였다. 기존의 공정에 있는 IPL과는 독립적으로 SIF로서의 역할을 수행할 수 있도록 sensor, logic solver, final element로 구성하였다. logic solver의 architecture는 2oo2로 고정하였으며, sensor와 final element는 1oo1, 1oo2로 사용하였다. SIL 1과 2에 해당되는 각각의 SIF를 구성하였고 각 SIF 구성요소의 PFD와 전체 SIF의 PFD를 산출하였다. Table 3을 통해 결과를 나타내었다.

3.4. SIF를 추가하지 않은 공정과 추가한 공정의 최악의 시나리오가 일어날 확률 비교

추가한 SIF를 하나의 IPL로 간주하여 LOPA 기법을 통해 SIF가 추가된 공정의 최악의 시나리오가 발생할 확률을 계산하였고, 그 결과를 기존의 SIF를 추가하지 않은 공정과 비교하였다. 또한 SIL을 1로 설정하였을 때와 2로 설정하였을 때의 최악의 시나리오가 발생할 확률도 같이 비교하였다.

그 결과 기존의 SIF를 추가하지 않은 공정의 최악의 시나리오가 일어날 확률에 비해 SIF를 추가한 공정의 최악의 시나리오가 일어날 확률이 낮았고, SIL을 2로 설정하였을 때의 최악의 시나리오가 일어날 확률이 SIL을 1로 설정하였을 때보다 더 낮았다. 이에 대한 결과를 Fig. 4를 통해 나타내었다.

Table 3. Summary of SIL verification and add SIF

SIF Description				Sensors		Final Element	
On high high pressure alarm [2 nd warning alarm] in vent gas form separator as measured by PIT 0266				Pressure Sensor (1oo1)		Pump (2oo2)	
				Pressure Sensor (1oo2)		Pump (2oo2)	
PFD				Proof Test Interval(year)			Calculated SIL
Sensor	Logic Solver	Final Element	SIF	Sensor	Logic Solver	Final Element	
3.47E-3	8.48E-4	5.34E-3	5.77E-02	1	5	1	SIL 1
1.85E-4	8.48E-4	5.34E-3	6.37E-03	1	5	1	SIL 2

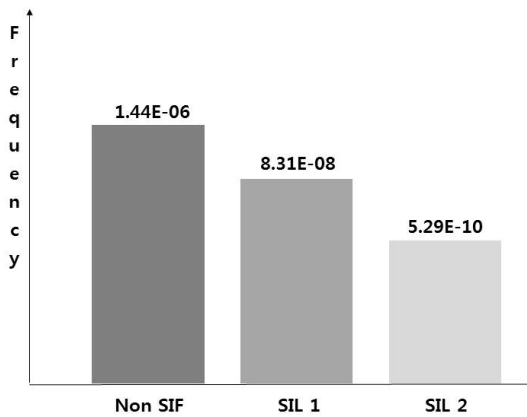


Fig. 4. Compare with frequency of non SIF process and frequency of SIF process.

이를 통해 SIL에 따른 SIF의 적용이 화학공장의 위험성을 낮출 수 있음을 보였고, 더 높은 SIL을 적용할수록 화학공장의 위험성을 더욱 경감시킬 수 있음을 확인할 수 있었다.

IV. 결론

기존의 공정내의 잠재위험을 결정한 후 정성적인 방법으로 IPL을 결정한 후 SIL을 적용하기 위한 방법이 많았으나, 정성적인 방법은 평가자의 개인적인 경험과 지식을 기반으로 결과가 결정되기 때문에 수행자에 따라 상이한 결과가 도출되기 때문에, 객관적인 IPL 선정과, 결과의 정확성을 보장할 수 없다는 문제점이 있었다. 이번 연구에서 반정량적 방법인 LOPA를 사용하여 이 점을 보완할 수 있었다.

또한 HAZOP을 통해 도출된 최악의 시나리오에

대하여 LOPA를 수행하여 시나리오에 따른 위험도를 계산하여, 공정내의 잠재위험에 대한 위험도를 도출하였으며, SIL 산정을 통한 SIF의 적용을 통해 공정내의 잠재위험을 효과적으로 감소시킬 수 있었다.

하지만 높은 SIL의 SIF 를 구성할수록 많은 비용이 요구되므로 위험도를 고려하여 허용할 수 있는 위험의 범위 안에서 최적화된 SIL의 선택을 해야 한다. 비용을 고려한 SIL 및 SIF의 구성요소 결정 기술 기준과 이번 연구의 결과를 함께 고려한다면 화학공장의 위험성을 낮추는데 큰 도움이 될 것이다.

V. 감사의 글

이 논문은 2011년도 광운대학교 교내학술연구비 지원에 의해 연구되었음.

참고문헌

- [1] Health and Safety Executive (HSE), “Reducing risks, protecting people”, UK, pp. 136, (2001).
- [2] The Instrumentation & Systems and Automation Society (ISA), “Application of Safety Instrumented Systems to the Process Industries”, ANSI / ISA 84.01, NC, (1996).
- [3] CCPS, “Guideline for Chemical Process Quantitative Risk Analysis”, AIChE, 2nd Edition, New York, pp. 267-276, (2000).
- [4] International Electrotechnical Commission (IEC), “Functional safety - Safety Instrumented systems for the process industry”, Second edition, IEC 61508, (2003).
- [5] Bhimavarapu, K. and P. Stavrianidis, “Safety Integrity Level Analysis for Process: Issues and Methodologies”,

Process Safety Progress, 19(1), pp 19-24, (2000).

Nomenclature

SIL : Safety Integrity Level

SIF : Safety Instrument Function

SIS : Safety Instrument System

HSE: Health & Safety Executive

HAZOP : HAZard and OPerability

LOPA : Layer of Protection Analysis

PDF : Probability of failure on demand

IPL : Independent Protection Layer

CPQRA : Chemical Process Quantitative Risk Analysis

P&ID : Piping & Instrument Diagram