



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

- 이 저작물을 복제, 배포, 전송, 전시, 공연 및 방송할 수 있습니다.

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.



변경금지. 귀하는 이 저작물을 개작, 변형 또는 가공할 수 없습니다.

- 귀하는, 이 저작물의 재이용이나 배포의 경우, 이 저작물에 적용된 이용허락조건을 명확하게 나타내어야 합니다.
- 저작권자로부터 별도의 허가를 받으면 이러한 조건들은 적용되지 않습니다.

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

이것은 [이용허락규약\(Legal Code\)](#)을 이해하기 쉽게 요약한 것입니다.

[Disclaimer](#)

공학석사 학위논문

LOPA 기법을 적용한 DBA 분리 공정의
위험성 평가에 관한 연구

- 아디핀산 제조 공정의 사례를 중심으로 -

A Study on the Risk Assessment of DBA Separation Process
applied LOPA Method

2019 년

울산대학교 산업대학원

산업경영학전공

김종희

LOPA 기법을 적용한 DBA 분리 공정의 위험성 평가에 관한 연구

- 아디핀산 제조 공정의 사례를 중심으로 -

A Study on the Risk Assessment of DBA Separation Process
applied LOPA Method

지도교수 박창권

이 논문을 공학석사 학위논문으로 제출함

2019 년 7 월

울산대학교 산업대학원

산업경영공학 전공

김종희

김종희 의 공학석사 학위논문을 인준함

심사위원장 김 석 택 교수 (인)

심사위원 박 현 철 교수 (인)

심사위원 박 창 권 교수 (인)

울산대학교 산업대학원

2019 년 7 월

감사의 글

직장을 다니면서 늦게 시작한 공부는 흥미도 있었고 어려움도 있었지만, 처음부터 논문을 마무리할 때까지 멈추지 않도록 어려움을 같이 풀어주신 박창권 교수님께 먼저 깊은 감사를 드립니다. 논문 심사 과정에서 부족한 부분에 많은 가르침과 조언을 보내주신 김석택 교수님과 열정과 경륜으로 후학을 이끌어주시는 박현철 교수님께도 진심으로 깊은 감사를 드립니다. 보이지 않는 곳에서 학업 과정의 어려움을 해결해 주시는 조명호 행정실장님과 조교님들께도 고마움을 전합니다.

2017년 3월 이 과정을 함께 시작한 29기 원우님들은 지칠 때 기댈 수 있는 버팀목이었고, 다른 산업분야를 이해하고 배울 수 있었던 좋은 인연이라 생각합니다. 덕분에 무사히 모든 과정을 마칠 수 있게 되었습니다. 산업시찰과 함께 했던 유익했던 시간들은 소중한 기억으로 남을 것 같습니다.

주경야독의 어려운 점을 가까이서 이해해 주시고, 학업에 도움과 배려를 보내주신 직장의 선배님들에게 진심으로 감사함을 전합니다.

마지막으로, 석사과정을 시작부터 2년 6개월간 묵묵히 지켜봐 주고 늦은 시간까지 뒷바라지 해준 전미경씨, 군 복무중인 경태, 재민과 부모님, 동생들에게 기쁨을 같이 나누고자 합니다.

2019년 7월 김 중 희

[국문요약]

LOPA 를 적용한 DBA 분리 공정의 위험성 평가에 관한 연구

울산대학교 산업대학원

산업경영공학 전공

김 종 희

석유화학 산업은 주요 수출 품목으로 경제 성장의 기여하면서 전기, 전자, 자동차 등 다른 주요 산업에 원재료를 공급하고 있다. 생산량은 크게 증가하였고 잠재적인 위험도 증가하고 있다. 이로 인하여 화재·폭발·누출 사고와 같은 중대 재해와 환경 오염은 지역 사회의 위협이 되고 있다.

최근 사고 사례의 주요 원인들은 공정의 잠재적인 위험을 식별하는 과정과 위험성을 완화하는 적합한 조치가 미흡했다.

사례 연구에서는 대상 공정에 대하여 위험 및 운전분석(HAZOP Study)을 실시하고 결과에 따라 방호계층분석(LOPA)를 실시하였다. 두 가지 기법의 적용은 사고 예방의 유효성을 객관적으로 평가할 수 있는 보완적 관계임을 규명하였다.

위험성 평가 과정은 위험 시나리오를 도출하고 적합한 방호장치를 적용하여 위험성 완화의 유효성을 검증하는 순차적인 흐름과 평가 방법을 모형화하여 제안하였다.

이 연구의 결과, 공정 위험성 평가는 정성적 공정 위험성 평가의 기법만으로 사고 예측과 예방이 어려운 점을 시사하였고, 부족한 부분을 확률적으로 보완할 수 있는 대안으로 LOPA 기법과 같은 준-정량적 위험성 평가를 제시하였다.

목 차

제1장 서론

1.1 연구배경 및 목적	1
1.2 연구범위와 연구방법	3
1.3 연구의 구성	3

제2장 공정위험성 평가에 대한 이론적 고찰

2.1 석유화학 산업과 산업재해	5
2.2 위험성평가에 관한 선행 연구와 동향	10
2.3 위험과 위험성평가의 정의	14
2.4 위험성평가의 이해	16
2.5 위험성평가의 기법 비교	23

제3장 공정 위험성 평가 연구

3.1 위험 및 운전분석 기법(HAZOP Study)	25
3.2 방호계층분석 기법(LOPA)	27
3.3 Functional Safety 와 SIL	38
3.4 Failure Concept	45

제4장 DBA분리 공정에 대한 공정 위험성 평가 사례연구

4.1 아디핀산 제조 공정 개요	51
4.2 HAZOP Study 적용.....	57
4.3 LOPA 적용 기준	65
4.4 LOPA scenarios and calculations	74
4.5 Risk Mitigations	78
4.6 LOPA Results	78

제5장 결론

결론	86
----------	----

참고문헌	88
------------	----

영문초록 (Abstract)	91
-----------------------	----

[그림 목차]

[그림 1-1] 불산 제조공정 폭발사고	1
[그림 1-2] 화학공장 폐수처리 시설 폭발 사고	2
[그림 2-1] 주요 석유화학 (3대부문) 수급 통계	5
[그림 2-2] 주요 국가의 사고사망재해 현황.....	8
[그림 2-3] EU 국가별 업무상 사망사고의 표준화된 사고비율	8
[그림 2-4] 화학제조업의 사업장 규모별 재해율	10
[그림 2-7] 위험성 요소	15
[그림 2-8] Bhopal Union Carbide 폭발사고	17
[그림 2-9] 횡단보도에서의 위험	18
[그림 2-10] 잠재적 위험요인	19
[그림 2-11] 노출된 위험과 잠재적 위험	19
[그림 2-12] 위험성 평가 및 위험 감소의 반복과정.....	20
[그림 3-1] HAZOP Study Procedure	27
[그림 3-2] Spectrum of tools for risk-based decision making	28
[그림 3-3] Layer of defense against a possible accident	29
[그림 3-4] LOPA process flow chart	33
[그림 3-5] HAZOP Information and LOPA.....	35
[그림 3-6] IEC61508, IEC61511 Standard structures	38
[그림 3-7] Safety Instrumented Function (SIF)	40
[그림 3-8] IEC61511 Safety Lifecycle	41
[그림 3-9] Farmer's Curve	44
[그림 3-10] Risk & Reduction	44
[그림 3-11] Preventive Layer and Mitigation Layer	45
[그림 3-12] Failure Concept and Calculations	46
[그림 3-13] Relation of the Reliability(t) and PFD(t)	47
[그림 3-14] Relation of PFD(t) and PFD_{avg}	48
[그림 3-15] Proof Test Interval	48
[그림 3-16] PFD Calculations	50
[그림 4-1] 아디핀산 제조공정 흐름도	51

[그림 4-2] 공정위험성 평가의 구성과 흐름도.....	52
[그림 4-3] 물질안전보건자료.....	54
[그림 4-4] 공정개략도	55
[그림 4-5] Node Set up	60
[그림 4-6] Tolerability of Risk	65
[그림 4-7] SIL of the Safety PLC by TÜV	69
[그림 4-8] IEC 61508 Safety Integrity Level on the EXIDA	70
[그림 4-9] Instrument SIL Certificate by EXIDA	71
[그림 4-10] Temperature Sensor Safety Failure Fraction(SFF) Data	72

[표 목차]

<표 2-1> 국가별 에틸렌 생산능력	6
<표 2-2> 연도별 산업재해 지표 추이	7
<표 2-3> 주요 국가의 사고사망재해 현황	7
<표 2-4> 석유화학 산업의 사고 사례 분석	9
<표 2-5> 화학제품 제조업의 규모별 산업재해 분석	9
<표 2-6> 선진외국의 위험성 평가 도입현황	17
<표 2-10> 정성적 위험성 평가	23
<표 2-11> 정량적 위험성 평가	24
<표 3-1> LOPA Sheet	34
<표 3-2> Typical frequency values assigned to initiating causes	36
<표 3-3> Independent Protection Layer PFD	37
<표 3-4> SIS Guidelines & Standards	40
<표 3-5> SIS Lifecycle documentation	43
<표 3-6> PFD Calculations	49
<표 3-7> Safety Integrity Level(SIL)	50
<표 4-1> 유해·위험물질 물성 목록	53
<표 4-2> Chemical Equipment List	56
<표 4-3> Equipment List (Rotating Machine)	56
<표 4-4> Guide word List	57
<표 4-5> 사고발생 빈도	57
<표 4-6> 사고결과 강도	58
<표 4-7> 위험성 대조표(Risk Matrix)	58
<표 4-8> 위험성 기준표	59
<표 4-9> Node List	61
<표 4-10> Node 1 Guide word	61
<표 4-11> Node 2 Guide word	62
<표 4-12> Node 3 Guide word	62
<표 4-13> Risk Assessment Table	63
<표 4-14> Annual risk of death from industrial accidents	66

< 4-15 >	Typical frequency values assigned to initiating causes	67
< 4-16 >	Independent Protection Layer PFD(CCPS)	68
< 4-17 >	Independent Protection Layer PFD (OREDA)	70
< 4-18 >	Instrument Safety Failure Fraction Data	72
< 4-19 >	Scenario #1 LOPA Sheet	74
< 4-20 >	Scenario #2 LOPA Sheet	75
< 4-21 >	Scenario #3,4,10 LOPA Sheet	76
< 4-22 >	Scenario #5 LOPA Sheet	77
< 4-23 >	Scenario #9 LOPA Sheet	78
< 4-24 >	Scenario #20 LOPA Sheet	79
< 4-25 >	Mitigated Scenario #2	80
< 4-26 >	Mitigated Scenario #5	82
< 4-27 >	Mitigated Scenario #9	84
< 4-28 >	LOPA Summary Results	85
< 4-29 >	Mitigated LOPA Results	85

제 1 장 서론

1.1 연구배경과 목적

1.1.1 연구배경

석유화학 제품은 주요 13대 수출 품목으로, 2018년 기준 반도체 20.9%, 일반기계 8.8% 다음으로 8.3%의 세 번째 비중으로 500억 달러의 수출을 달성하였으며, 비산유국이면서 생산능력은 세계 4위를 차지하고 있다. 연관 산업으로 섬유·전기·전자·자동차 산업 등 수요 산업에 재료를 공급하고 있고, 일상 생활에 필요한 소비 제품의 약 70% 가량을 공급하고 있다.

반면 석유화학 산업의 위험성도 높아지고 있는데, 지속적인 신·증설로 생산량은 대폭 증가하였으며, 제조 공정에 필요한 에너지 사용량도 증가하였다. 제조 공정은 더욱 복잡한 구조와 유해·위험 설비들로 대형화되어 가고 있다. 투입되는 원료·중간재와 제품들도 유해·위험 물질이며, 취급·저장, 이동·운송하는 양도 증가하고 있다.

이러한 성장의 이면에는 제조 공정·제조 설비와 유해·위험 물질로 인한 잠재적 위험이 높아지고 있고, 화재·폭발·누출과 같은 대형 사고로 이어져 중대재해와 환경오염도 증가하고 있다. 사고의 원인들이 설비 결함과 외적 원인도 있었지만, 사고 사례를 살펴보면 안전 작업절차를 위반하거나 위험성 식별과 안전 조치가 미흡했던 요인들도 찾을 수 있다.

OO 사업장의 사고는 열분해 설비의 LNG 버너 보수 후 잔류가스의 측정절차를 준수하지 않아, [그림 1-2]과 같은 대형 폭발 사고가 발생하였다. 사고 결과는 5명의 사상자가 발생하였다[1].



[그림 1-2] 불산 제조공정 폭발사고(2014.5.8)

OO사업장의 사고는 폐수 처리시설의 보수 작업과정에서 내부의 인화성 잔류 가스의 측정 절차를 준수하지 않고, 용접 작업을 시작하는 과정에서 [그림1-3]과 같이 대형 폭발사고가 일어났다. 사고의 결과는 협력업체 작업자 6명의 사망과 경비원이 부상을 입은 중대재해가 발생했다[2].



[그림 1-3] 화학 공장 폐수처리시설 폭발 사고(2015.7.3)

이와 같은 화재·폭발·누출 사고의 근본 원인들은 위험 요인의 충분히 식별하지 않고, 잔류 가스의 충분한 제거와 측정 절차와 같은 안전작업 절차를 위반한 사례들이다.

1.1.2 연구목적

석유화학 제조 공정은 수 많은 설비를 장기간에 걸쳐 중단 없이 운전해야 하는 특징이 있는데, 생산성 측면이나 안전 측면에서도 설비의 높은 신뢰성이 요구된다. 이러한 속성은 제조 공정 전반에 잠재적인 위험성이 상존해 있다고 볼 수 있다. 잠재적인 위험성으로부터 사고를 예방하고 피해를 최소화하려면 설비의 신뢰성 평가와 공학적인 위험성 평가가 필요하게 된다.

또한, 석유화학 제조 공정의 사고 결과는 근로자의 중대재해로 연결되는 경우가 대부분이고, 공단주변의 지역 사회까지 광범위하게 피해를 주고 심리적으로 불안감을 주고 있다. 이와 관련된 법령과 제도는 사업주의 의무 규정을 명확하게 하고 있고, 사업장의 관리·감독을 여러 측면으로 시행하고 있으나, 사업장의 중대 재해는 유사한 원인과 형태로 계속 발생되고 있다.

사고를 예방하려면, 제조 공정을 위험하지 않도록 설계해야 하거나, 위험이 잠재된 요소는 사소한 내용까지 충분히 식별하는 과정에서 출발한다. 식별된 위험 요소는 제거 혹은 대체하거나 위험성을 줄이는 과정이 필요하다. 이런 절차들이 위험성을 평가하는 과정이며, 법과 제도는 다양한 기법과 사례를 예시하고 있다. 다만, 적용에 있어 적용이 쉬운 정성적 위험성 평가 채택하는 경향이 높은 데 문제가 있다. 이러한 평가는 한 가지 기법이나 주관적

기법으로만 충분히 위험성을 식별하기 어렵다. 즉, 상호 보완적 위험성 평가 기법을 적용할 필요가 있다.

연구의 목적은 석유화학 공정에서 적용하고 있는 공정의 위험성 평가의 기법들을 살펴보고, 사례 공정 연구에서는 위험성 평가의 유효성을 높이기 위하여, 정성적 위험성 평가의 대표적인 기법으로 HAZOP 과 정량적 위험성 평가의 대표적인 기법으로 LOPA, SIL 등을 연계하여 적용한다. 전체 과정을 순차적으로 적용하고, 목록화하여, 석유화학 제조 공정에 있어 위험성 평가의 모형으로 제안하고자 한다.

1.2 연구범위 및 연구방법

제조 공정에 적용하는 대표적인 정성적 위험성 평가 기법으로 위험 및 운전분석기법(HAZOP Study)과 준 정량적 기법으로 방호계층분석기법(Layer of Protection Analysis, LOPA) 에 대하여 적용 방법과 절차 등에 대하여 살펴본다.

LOPA 기법과 연계하여 안전무결성(Safety Integrity Level, SIL), 기능적 안전(Functional Safety)의 개념과 설계를 위한 내용을 연구 범위로 포함한다.

사례 공정의 연구에서 사고 예방을 위한 효과적인 공정 위험성 평가를 위하여, HAZOP Study 를 실시하고 도출된 시나리오의 위험성을 결정한다. 위험성이 높은 시나리오는 LOPA 기법을 적용하여 개시 사건의 발생확률과 방호계층의 고장확률을 산출하여 유효성을 판단한다.

이런 순환 과정을 거쳐 사례공정의 전반적인 위험성을 판단하고, 허용 가능한 수준까지의 대책을 적용하여 효과적인 공정 위험성 평가의 순차적인 과정을 모형화 한다.

1.3 연구의 구성

제 1장 서론에서 본 연구의 배경과 목적 그리고, 연구범위와 방법을 기술하였다. 제2장 이론적 고찰에서는 석유화학 산업의 특징을 이해하고, 사고 통계 자료와 정성적인 위험성 평가와 정량적인 위험성 평가에 관한 연구 내용을 다루고, 제3장에서는 공정위험성 평가에서는 정성적 기법과 정량적 기법을 살펴보고, 제4장에서는 사례 공정을 들어 HAZOP 분석 결과에 따라 LOPA 기법을 적용하고 전체 흐름과 유효성을 분석한다. 제5장에서 결론으로 공정 위험성 평가의 과정을 모형화하고 제안한다.

제 1 장 서론에서는

- 연구배경 및 연구 목적
- 연구 범위 및 연구 방법

제 2 장 위험성 평가에 대한 이론적 고찰에서는

- 석유화학 산업과 산업재해통계를 분석하고
- 위험성 평가에 관한 선행연구를 통하여 연구 동향을 파악
- 위험과 위험성의 정의
- 위험성 평가의 이해
- 위험성 평가의 기법의 비교

제 3 장 공정 위험성 평가 연구

- 위험 및 운전분석 기법(Hazard and Operability, HAZOP Study)
- 방호계층분석 기법(Layer of protection analysis, LOPA)
- 안전기능(Functional Safety)
- 고장개념(Failure Concept)

제 4 장 DBA 분리 공정에 대한 위험성 평가 사례 연구

- 아디핀산의 제조공정 개요
- 정성적 위험성 평가 (HAZOP Study) 적용
- 준 정량적 위험성 평가(LOPA) 적용
- 사고 시나리오의 공정 위험성 평가
- LOPA Results

제 5 장 결론에서는

- 준 정량적 위험성 평가의 적용은 공정의 안전성을 개선
- 준 정량적 공정 위험성 평가에 필요한 국내 참조 자료의 부재
- 준 정량적 공정 위험성 평가의 의무화로 안전성 개선

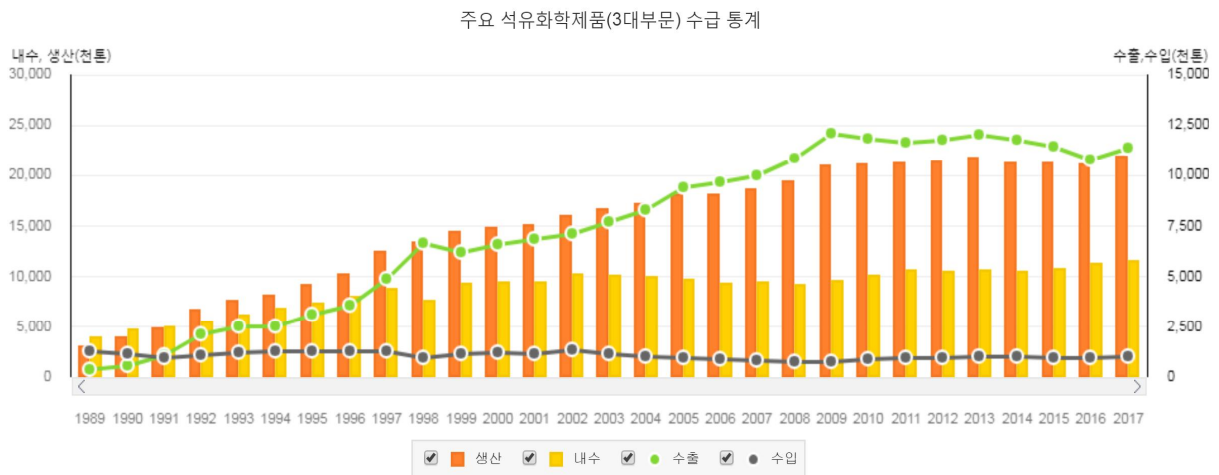
제 2 장 위험성 평가에 대한 이론적 고찰

2.1 석유화학 산업과 산업재해

2.1.1 석유화학 산업의 이해

석유화학 산업은 연료, 의류, 건축 재료, 자동차 부품, 전기·전자 재료, 비료, 농약, 포장, 용기 등 산업과 일상 생활 전반에 걸쳐 소비되고 있다. 국내 석유화학 산업은 1962년 1월 경제개발 5개년 계획에 따른 산업 근대화를 통한 공업화를 목표로 시작되었다. 1962년 7월에 현재의 SK 전신인 유공으로 불리던 대한석유공사법으로 설립된 대한석유공사가 울산에 미국 Gulf석유회사와 25% 지분투자를 포함하여 제휴를 맺고 최초의 석유화학회사인 대한석유공사를 설립하였다. 1964년 일산(日産) 3만 5,000배럴의 원유처리능력을 가진 최초의 정유공장을 공장을 완성하였다. 2차 경제개발 5개년 계획부터 1981년까지 15년간 화학 및 중화학 산업을 핵심으로 지정하여 공업의 고도화를 이루는 데 중추적인 역할을 하였다[3].

수급 통계에서는 [그림2-1]에서와 같이 생산(출하)량이 1989년 3,140천톤정도 이었으나, 2017년 21,978천톤으로 과거 20여년동안 약 700%의 성장을 이루었다. 내수는 약 300%와 수출에서는 약 3,000%의 성장을 거두어, 그 동안의 기술 발전과 지속적인 투자를 바탕으로 폭발적인 경제적 성과를 이루게 되었다[4].



[그림2-1] 주요 석유화학(3대부문) 수급 통계

2.1.2 석유화학 산업의 기회와 위협

석유화학 산업의 특징을 살펴 보면, 부가가치 측면에서는 원유 1톤을 US\$125로 수입하여

에틸렌, 프로필렌, BTX, 메탄, C4LPG 등 중간재로 제조할 경우 US\$183정도로 부가가치는 150%정도가 된다. 이 중간재를 의류, 타이어, 페인트 등 최종 소비제품으로 제조할 경우 원유 가격대비 약 72배인 US\$9,000로 높은 부가가치를 창출할 수 있는 산업이다. <표2-1>에서와 같이 규모의 성장에 밀거름이 되어, 장기적인 시설투자와 기술 발전에 힘입어 비산유국임에도 불구하고 미국, 중국, 사우디아라비아에 이어 생산능력면에서도 세계 4위의 위치를 차지하고 있다[5].

<표2-1> 국가별 에틸렌 생산능력 (천톤,%)

순위	2014			2015			2016		
	세 계	156,157	100%	세 계	159,322	100%	세 계	163,911	100%
1	미국	27,999	17.90%	미국	28,539	17.90%	미국	28,962	17.70%
2	중국	19,304	12.40%	중국	21,017	13.20%	중국	22,334	13.60%
3	사우디	15,790	10.10%	사우디	15,790	9.90%	사우디	16,560	10.10%
4	한국	8,500	5.40%	한국	8,640	5.40%	한국	8,670	5.30%
5	일본	7,385	4.70%	일본	7,058	4.40%	이란	6,868	4.20%
6	이란	6,368	4.10%	이란	6,368	4.00%	일본	6,566	4.00%
7	독일	5,683	3.60%	독일	5,723	3.60%	독일	5,723	3.50%
8	캐나다	5,424	3.50%	캐나다	5,425	3.40%	캐나다	5,425	3.30%
9	태국	4,438	2.80%	태국	4,462	2.80%	인도	5,000	3.10%
10	대만	4,420	2.80%	대만	4,378	2.70%	태국	4,511	2.80%

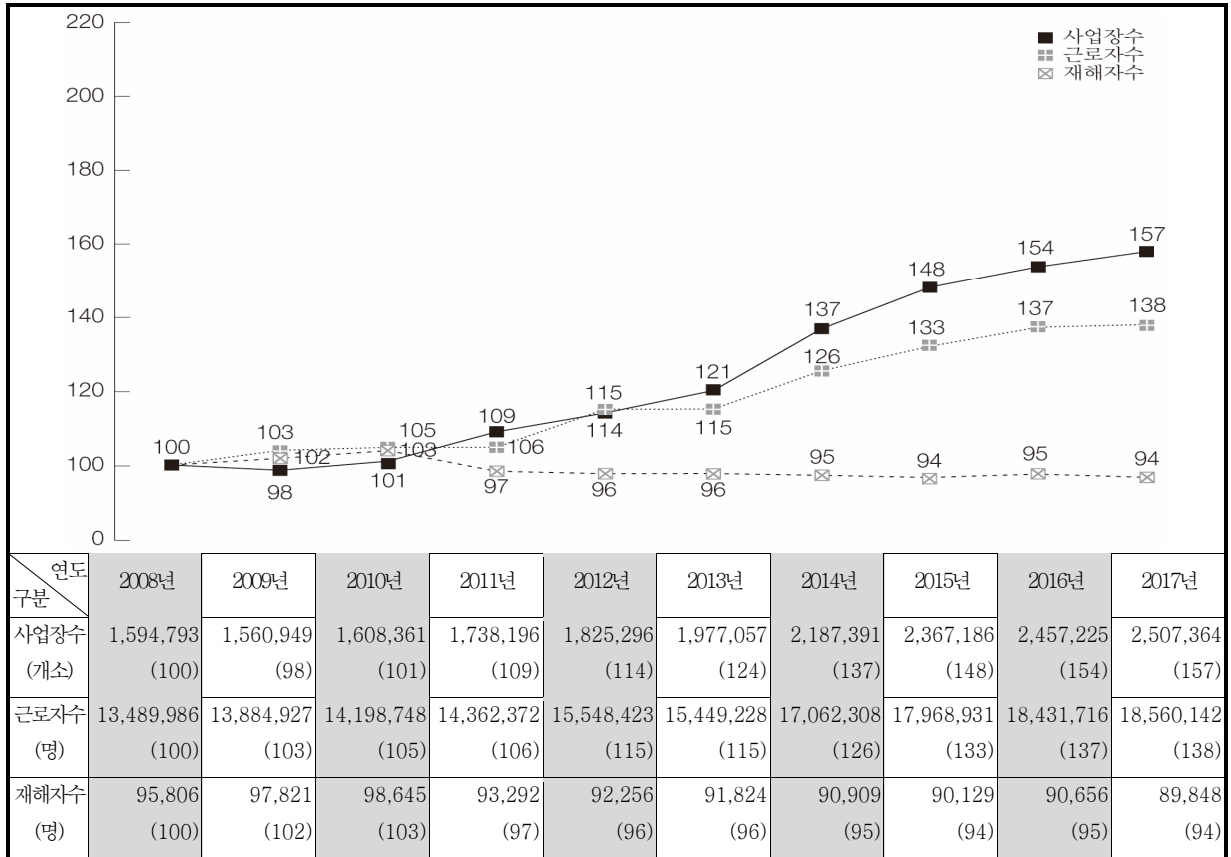
에너지 측면에서 산업 전체의 최종에너지 205천TOE 중에서 57.5 천TOE를 사용하고 있는데, 전체 에너지의 27.9%로 에너지 다소비 제조 산업이며 유가 등락에 따른 에너지 비용 부담이 다른 산업에 비해 큰 영향을 주는 산업의 특징도 있다[4].

석유화학 산업의 잠재적인 위험 요소의 증가는 공정에 사용하는 위험 물질량과 에너지 사용량의 증가와 연관이 있다. 사용량의 증가는 화재, 폭발, 누출 등 공정 전반에 걸쳐 위험성을 수반하게 된다.

2.1.3 산업재해 분석

제조 현장에서의 산업재해는 <표 2-2>에서와 같이 2008 년을 100%으로 기준하여 10 년간 6% 가량 감소세를 보이고 있다. 2017 년도의 산업재해 통계를 보면 전체 재해자수는 89,848 명이 발생하여 10 년전인 2008 년에 비하여 5,957 명이 감소하였다. 재해자수는 크게 줄어들지는 않았다. 하지만, 그 동안 근로자의 수는 약 500 만명이 증가하였고, 사업장은 약 90 만개소가 증가한 것으로 재해자수의 감소세라고 할 수 있으며, 전체 재해율은 0.71% 에서 0.48%로 약 0.23%의 감소 경향을 나타내고 있다[6].

<표 2-2> 연도별 산업재해 지표 추이



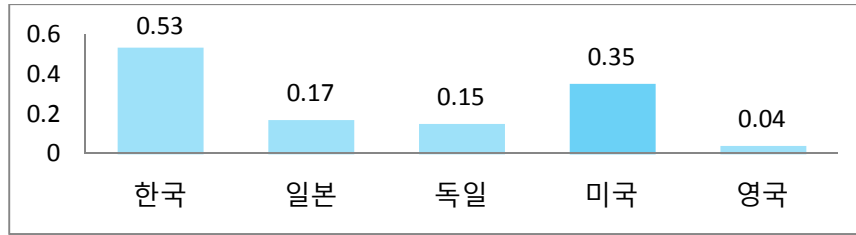
※ ()는 2008년을 기준 연도로 하여 지수 100이라 했을 때 나타나는 수치임

연도별 산업재해에서 중대재해에 속하는 사망자 수는 1,957명으로 업무상 사망자수는 964명, 업무상 질병사망자수는 993명이며, 사망 만인율은 1.05%⁰⁰을 나타내고 있다. 10년전에 비하여 산업 재해율이 줄어 들고 있으나, 사망자의 수는 큰 변화가 없으며, 전체 사망자는 연간 약 2,000명의 근로자가 산업재해로 사망하고 있다는 것을 알 수 있다.

산업재해의 감소세에도 불구하고, <표 2-3>에서 선진국과 비교한 사망 만인율도 아직 영국과 유럽, 미국 등 선진국에 비하여 매우 높은 편으로 인근 일본의 3 배, 안전분야 선진국이라 할 수 있는 영국의 13 배정도가 된다[4].

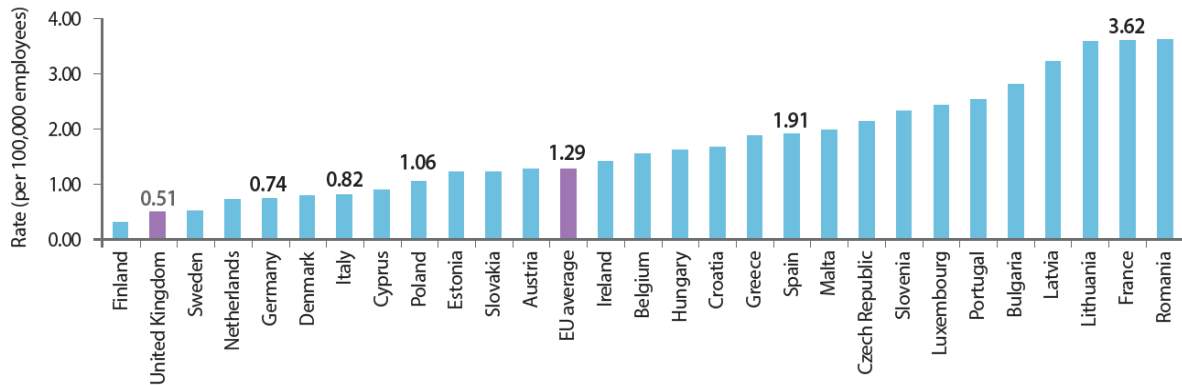
<표 2-3> 주요 국가의 사고사망재해 현황 (2015년 기준)

한국	일본	독일	미국	영국
0.53	0.17	0.15	0.35	0.04



[그림 2-2] 주요 국가의 사고사망재해 현황

EU 28 개국의 작업장 사망자의 100,000 인율의 통계를[그림 2-3]의 그래프 보면, EU 내에서도 국가별로 큰 차이를 보이고 있다. 전체 평균은 약 1.29 명으로 우리나라의 2017 년 통계와 비교하면 10,000 인율이 1.05 명이므로 10 만인율로 환산하면, 약 8.1 배가 높은 수치를 보이고 있다. 중대 재해율이 유럽 평균에 비하여 아직 매우 높다고 할 수 있다[7].



[그림 2-3] EU 국가별 업무상 사망사고의 표준화된 사고비율 (노동자 10 만명당,2015)

또한, 경제적 손실은 약 22.2 조로 전년대비 약 3.64%를 증가하는 추세를 보이고 있다. .

2.1.4 산업재해와 화학제조업의 사고 분석

2017 년 산업재해 통계에서 화학 제조업은 2,218 명으로 제조업 내에서 8.8% 의 발생률을 차지한다. 제조업 내에서 사망자는 433 명으로 전체 1, 957 명중 22.1%의 비중을 차지하며 화학제조업은 32 명으로 제조업 내에서 7.4% 비중을 나타내고 있다[6].

최근의 석유화학 산업 내의 사고는 <표 2-4>와 같이 폭발, 누출 사고의 발생이 많고 사고 결과는 중대재해로 연결되는 경우가 많았다. 주요 원인으로서는 위험물질에 대한 충분한 위험성 평가가 실시되지 않았고, 안전작업 절차를 위반한 원인이 주요 요인이었다. 사고의 결과는 사망 및 중상자 발생과 같은 중대 재해의 피해와 지역 거주 주민, 농작물, 가축 등 광범위하게 피해를 주었다. 특히, 중대 재해는 협력업체의 근로자들에게 많이 발생하였다는 점에 주목해야

한다. 보수 작업이나 일반 작업에 투입되는 외부 근로자는 정규직에 비하여 위험성 인식이 부족하고 안전 작업 절차에 미숙한 경우가 많은 취약성이 있어 위험과 사고에 노출되고 있다. 대형 사업장의 경우, 위험도가 높은 보수 작업들이 협력업체에 외주 형태로 이루어 지기 때문이다. 이런 작업 과정에서 위험 물질과 위험 설비들의 교육과 위험성 평가가 부족하고, 안전 작업 절차가 위반되는 과정에서 사고로 연결되고 있다.

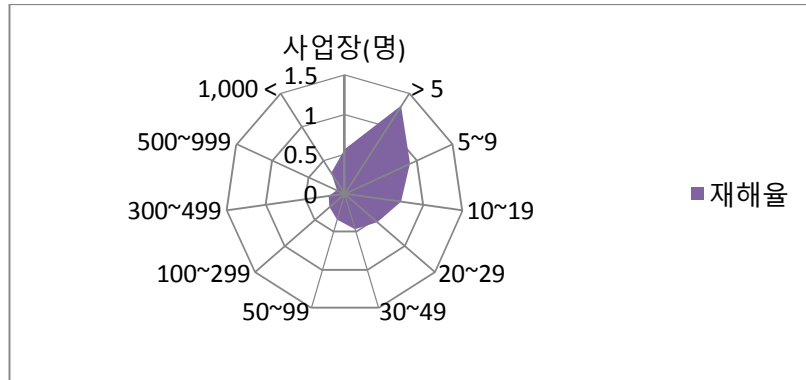
<표 2-4> 석유화학 산업의 사고 사례 분석

발생 일시	사업장	소재지	사고내용	사고원인	피해내역
2011.8.8	현대EP	울산	유증기 누출,폭발	누출된 유증기가 탱크 로리 점화원과 접촉	사망자3명, 5명 부상
2012.9.27	휴브글로벌	구미	불화수소산 누출	밸브형태 부적합,안전 작업 절차위반	사망5명, 부상18명
2013.3.15	대림산업	여수	가스폭발	잔류 가연성 가스	6명 사망, 11명부상
2014.5.8	후성	울산	가스폭발	잔류가스농도 미측정	1명 사망,5명 중경상
2015.7.3	한화케미칼	울산	가스 폭발	안전작업 절차 위반	협력사 6명 사망
2015.11.16	이수화학	울산	불산 누출	배관밸브 균열	공단 근로자 흡입
2016.8.3	효성	용연	삼불화질소 누출	배관 폭발	협력사 7명 화상
2017.4.21	에스오일	온산	화재폭발	안전작업 절차 미준수	협력사 5명 중경상
2018.1.15	롯데케미칼	대산	벤젠 누출	배관 용접 불량	벤젠 대기오염 피해
2018.5.17	한화케미칼	울산	염소가스 누출	작업 부주의	13명 염소가스 중독

사업장의 규모 측면에서 분석해 보면, <표2-5>과 같이 50인 이하의 소규모 사업장에서 재해율이 높은 경향을 보여 안전관리에 취약한 점을 결과를 보여주고 있다. 상대적으로 안전관리 체계가 구축되어 있는 300인 이상의 대규모 사업장은 재해자의 수가 현격히 줄어드는 현상이 나타나고 있다. 사망사고는 300인 이하 사업장에서 다수가 발생하였다. 하지만 대기업 군의 사고는 피해 규모가 크거나 중대재해로 이어지는 특징이 있다[6].

<표2-5> 화학제품 제조업의 규모별 산업재해 분석

	총 계	>5	5~9	10~19	20~29	30~49	50~99	100~299	300~499	500~999	1,000<
사업장수	34,456	18,866	6,916	4,228	1,699	1,394	853	430	43	18	9
근로자수	396,242	35,384	45,870	57,422	40,665	52,776	58,627	66,183	15,242	12,620	11,453
재해자수	2,218	467	418	412	222	250	202	167	31	13	36
재해율	0.56	1.32	0.91	0.72	0.55	0.47	0.34	0.25	0.2	0.1	0.31



[그림 2-4] 화학제조업의 사업장 규모별 재해율(%)

화학제조업 내에서 근로자의 사망사고 분석결과에서는 전체근로자는 만명당 0.81 명 사망하고, 1,000 명 이상의 대형사업장의 경우는 사망자가 없었다. 다만, 300 인 이상 500 명 이하 사업장의 사망자수가 가장 높은 수치를 보이고 있고, 제조업 부분에서 비금속, 금속제조 및 기계제조업 다음으로 연간 32 명의 높은 사망자 수치를 보이고 있다.

2.2 위험성 평가에 관한 선행 연구와 동향

최근 공정 위험성 평가와 관련된 연구동향은 사례 공정을 선정하여 정성적 위험성 평가(HAZOP Study, What-If 등)을 실시하고, 높은 위험의 시나리오는 준-정량적 위험성 평가(LOPA) 혹은 정량적 위험성 평가(FTA, ETA, QRA 등)를 적용하여 위험성을 정량적으로 완화하는 연구 사례들이 증가하고 있다.

위험성 평가와 관련된 법과 제도에 관한 분야의 연구로 정정임(2016)은 근로기준법의 일부에서 출발한 산업안전보건법의 도입과정과 체계를 설명하고 있다. 또한, 위험성 평가에 대한 도입 과정과 사업주의 의무 내용을 다루고 독일, 영국, 일본의 입법과정과 위험성 평가의 범위와 절차를 비교 가능하도록 분석하였다[8].

국내 위험성 평가 동향과 분석 사례 연구로 강신재(2015)는 산업안전보건법 제49조 2의 근거가 되는 PSM(Process Safety Management) 제도에 기반한 공정 위험성 평가와 가스안전관리법에 근거한 SMS(Safety Management System)에 기반한 위험성 평가와 유해화학물질관리법, 화학물질 등록 및 평가 등에 관한 법까지 모든 위험성 평가와 관련된 분야를 조사하였다. FEMA, HAZOP 등 일반화된 위험성 평가에 관한 기법도 포함하고 있다[9].

김창은(1992)의 “HAZOP 및 HAZAN 기법을 이용한 크실렌 산화반응공정의 위험성 평가”에서는 크실렌 냉각계 공정을 사례로 들어 HAZOP을 실시하고 주요 문제점의 원인들을 도출하였다. 사례 공정의 폭발재해를 방지하기 위하여 정량적 위험성 평가 기법인 FTA(Fault Tree Analysis, 결함수분석)를 실시하고, 개선 전·후의 고장확률을 산출하여 공정의 위험성을 완화할 수 있는 과정을 검증하였다[10].

백승현(2007)의 “석유화학 공장에 적합한 준-정량적 위험성평가(S-HAZOP)기법”에서 석유화학 공장에서 가장 널리 사용되고 있는 정성적 평가인 HAZOP에 대하여, 공정 설계에서 운전, 공정 변경 등 다양하게 이용할 수 있으나 사고 결과의 크기를 비교할 수 없는 정성적 위험성 평가의 한계를 지적하고 있다.

개선 방법으로 기존의 정성적 위험성 평가 결과(HAZOP)에서 도출된 위험 시나리오의 개시 사건 발생 빈도와 사고 결과의 영향을 정량화하도록 추가하였다. 준-정량적 위험성 평가 기법(S-HAZOP)을 사용하여 안전장치로 감소된 개시 사건의 발생 빈도로 위험 등급을 산출하였고, 추가적인 안전장치를 적용하여, 허용 가능한 수준까지 위험성을 완화하거나 개선할 수 있도록 제안하고 있다[11].

김정환(2011)의 SIL(Safety Integrity Level) 기법을 이용한 화학공장의 안전성 향상에 관한 연구는 시범 공정을 선정하여 정성적인 위험성 평가 기법으로 HAZOP 기법을 적용하였다. 도출된 위험 시나리오는 정성적 기법의 문제점을 보완할 수 있는 대안으로, LOPA 기법을 적용하였다. LOPA기법에는 방호계층의 신뢰성을 높이기 위하여 안전무결성(Safety Integrity Level, SIL) 등급을 산출하여 적용하였다. 이 과정에서 HAZOP-LOPA(SIL)의 적용하고, 방호장치로서 SIS를 적용하였으며, 미 적용 시와 전·후를 비교할 수 있도록 하여 공정 안전과 설비의 신뢰성을 높일 수 있는 방안을 제시하고 있다[12].

임종우(2017)은 위험성 평가에 있어 위험관리기준(Risk Criteria)이 국내의 경우 명확히 법제화가 되지 않고 있는 부분을 지적하고 안전 선진국에서 적용하고 있는 기준을 제시하고 있다. 공장 전 생애의 위험관리에 대하여 HAZOP Study, K-PSR, Check List 과 같은 정성적 위험성 평가를 적용하였고, 유해물질에 대하여 정량적 위험성 평가인 KORA, ALOHA를 적용하고 있다. 사고빈도 산정에는 OPG Data 활용법과 LOPA 기법을 적용하여 대표적인 위험성 기법을 다양하게 적용한 연구 사례이다[13].

김건호(2017)의 사고시나리오의 위험도 산정을 통한 적정 위험도 기준 설정” 연구에서는 유해·위험물질의 취급이나 저장 등은 환경부에서 화학물질관리법에서 장외영향평가제도를 두어 위험성을 평가하고 있다. 준 정량적 위험성 평가 방법은 LOPA (Layer of Protection Analysis) 기법을 이용한 위험도 산정을 권장하고 있다[14].

김현민(2013)의 데이터 분석 프로그램을 이용한 화학공정의 전 과정 위험성 평가에 관한 연구에서는 공정 위험성은 HAZOP을 상용화한 Software “HazopNavi” 를 적용하였고, 발생 빈도분석은 사건수분석(Event Tree Analysis, ETA) 기법을 적용하였다. 화재, 폭발과 같은 피해의 영향은 상용화된 Software PHAST(Process Hazardous Analysis Software Tool) 를 적용하여 피해의 범위를 산출하였다. 이러한 상용 Software 의 적용의 장점으로 위험성 평가의 객관성을 향상하고 데이터베이스화하여 시간을 절약하고 재 가용성을 높일 수 있다는 점을 제안하고 있다.

HAZOP, LOPA 와 같은 공정 위험성 평가에 상용화된 Software를 적용하는 연구 동향은 아직 많지 않다. 화재, 폭발로 인한 위험 물질의 누출 영향을 정략적으로 평가하는 사례 연구는 많은 편으로 대표적으로 PHAST를 적용하고 있다. 그 밖에도 개발된 Software 로 KORA (Korea off-site risk assessment), ALOHA (Areal Locations of Hazardous Atmospheres) 등을 사용하고 있다[15].

이일재(2015)의 상대적으로 위험성과 피해영향이 큰 LPG 인수기지를 사례 연구로 선정하여 HAZOP를 실시하고, 잠재적인 위험이 높은 시나리오는 LOPA를 적용하였다. 사고 시나리오에 적용한 독립방호계층이 위험기준(Risk Tolerance Criteria, $<1.0E-05$)을 충족하는 지 평가하였다. LOPA 에 적용한 Initiating Event Frequency Data는 CCPS 의 자료를 활용하였고, Failure Data는 OREDA data book와 NPRD 등의 자료를 참조하여 적용하였다. 이러한 자료들은 정량적 위험성 평가에 필수적이지만 국내에서는 아직 Database로 제공되지 않고 있는 부분이다. LOPA 수행에서 LOPA Sheet 를 적용하고 SIF 구성에서도 RBD(Reliability block diagram)으로 표기하여 전반적인 공정 위험성 평가의 흐름이 일관되고, 유효성 검증단계에서 전후 비교 분석의 이해가 용이하게 구성되어 있다[16].

김민환(2016)의 SIL을 적용한 염산저장탱크의 리스크 감소 연구에서는 사례 공정에 HAZOP 을 적용하여 도출된 높은 위험성의 시나리오는 LOPA를 적용하여 시나리오 별로 위험성 완화를 위하여 독립방호장치들이 위험도 허용기준을 만족하는 지 평가하였다. 충족되지 않는 시나

리오는 안전계장기능(Safety Instrumented Function, SIF)을 보완하여 안전무결성(Safety Integrity Level, SIL)의 등급을 높여 안전허용기준을 만족하도록 보완하였다. 일련의 공정 위험성 평가 과정과 완화 대책의 결과를 안전무결성(SIL)의 기준으로 검증하였다[17].

산업안전보건법에서는 사고 예방을 위하여 위험성 평가에 관한 내용을 사업주의 의무를 규정하고 있다. 제41조의 2(위험성 평가)에서 사업주의 의무는 작업환경이나 작업행동, 그 밖에 유해·위험요인을 찾아내어 위험성을 결정하고, 그 결과에 따라 위험성이 있을 경우 대책을 조치와 실시 결과는 기록·보존할 것을 의무로 규정하고 있다[18].

산업안전보건법 시행령에서 고용노동부 고시 제2017-36호로 구체화 하고 있다. “사업장 위험성평가에 관한 지침”에서 위험성 평가의 방법과 절차, 기록 및 보존과 시기 등의 기준을 제시하고, 제5조에서는 사업장 위험성 평가의 방법을 제시하고 있다. 위험성평가는 과거에 산업재해가 발생한 작업, 위험한 일이 발생한 작업 등 근로자의 근로에 관계되는 유해·위험요인에 의한 부상 또는 질병의 발생이 합리적으로 예견 가능한 것은 모두 위험성평가의 대상으로 하고 있다. 제11조에서 위험성을 결정한 결과 허용 가능한 위험성이 아니라고 판단되는 경우, 위험한 작업의 폐지, 변경, 공학적, 관리적 대책 등을 수립하고 실행하도록 의무 규정을 두고 있다[19].

석유화학 제조 공정과 연관된 법령으로, 산업안전보건법 제49조의 2에서는 대통령령으로 정하는 유해·위험 설비를 보유한 사업장은 위험물질 누출, 화재, 폭발 등으로 인하여 근로자나 인근지역에 중대산업사고를 줄 수 있는 사고를 예방하기 위하여 공정안전보고서를 고용노동부에 제출하도록 하고, 심사와 이행실태 점검을 수검하고, 가동 적합성을 평가를 받도록 하고 있다. 이 공정안전보고서는 사업장의 PSM(Process Safety Management) 제도로 운영되고 있으며, 공정 안전자료를 기반으로 공정 위험성 평가를 실시하도록 의무 규정으로 두고 있다.

산업안전보건법 시행규칙에서 제130조2(공정안전보고서의 세부 내용 등)는 공정안전자료의 포함내용과 공정위험성 평가서 및 잠재위험에 대한 사고예방·피해 최소화 대책에서 공정 특성을 고려하여 한 가지 이상의 위험성평가 기법을 선정하여 실시하고, 잠재적 위험에 대하여 사고 예방·피해 최소화 대책을 작성하도록 규정하고 있다[22].

고용노동부고시 제2017-62호에서는 공정 위험성 평가에 관하여 수행 목적과 상세한 수행 절차와 위험성 평가 기법을 제시하고 있다. 제27조에서 공정위험성 평가서에 포함되어야 할 사

항을 의무화하고 있다[21].

- 1) 위험성 평가의 목적
- 2) 공정 위험특성
- 3) 위험성 평가결과에 따른 잠재위험의 종류 등
- 4) 위험성 평가결과에 따른 사고빈도 최소화 및 사고시의 피해 최소화 대책 등
- 5) 기법을 이용한 위험성 평가 보고서
- 6) 위험성 평가 수행자 등.

2.3 위험과 위험성(Hazard and Risk)의 정의

2.3.1 안전과 위험의 정의

안전은 모든 위험요소로부터 보호되고 있는 상태로 일반 대중에게 이해되고 있다. 이런 정의는 다르게 생각할 수 있다. 안전이란 오히려 상해의 원인과 같은 알려진 위험 요소로부터 보호되고 있는 상태라고 할 수 있다. 또한, 위험성의 수준은 제품이나 시스템에 잠재된 것으로 정의할 수 있다[22].

사전적 의미로 위험은 Danger, Hazard, Risk, Perl 등으로 표현할 수 있으며, Danger는 누군가를 해치거나 해를 입히거나 죽음을 초래하는 것이나 손상시키거나 무언가를 파괴하는 가능성으로 일반적인 위험으로 정의한다. Hazard는 위험하거나 손상을 야기하는 것이며, Risk는 미래에 언젠가 나쁜 일이 생길 가능성이며, 위험을 야기하는 상황이나 원하지 않는 결과다. Peril은 심각한 위험을 의미한다[23].

예를 들어보면 철관을 절단하는 프레스 기계는 손가락 절단 사고가 자주 일어나는 위험 기계이다(Hazard). 이 기계는 위험이 높기 때문에 작업하기가 두렵다(Danger). 매우 위험한 프레스 기계에서 현재 일하고 있다(Risk)라고 이해할 수 있다.

위험성 평가해설(정진우, 2017)에서는 Hazard를 부상, 질병(또는 양자의 조합)의 관점에서 피해(재해)를 일으킬 수 있는 잠재적 원인, 즉 위험 또는 유해의 요인을 가리키며, 이것에 접촉되면서부터 재해 발생 가능성이 상존하는 것을 정의하고 있다[24].

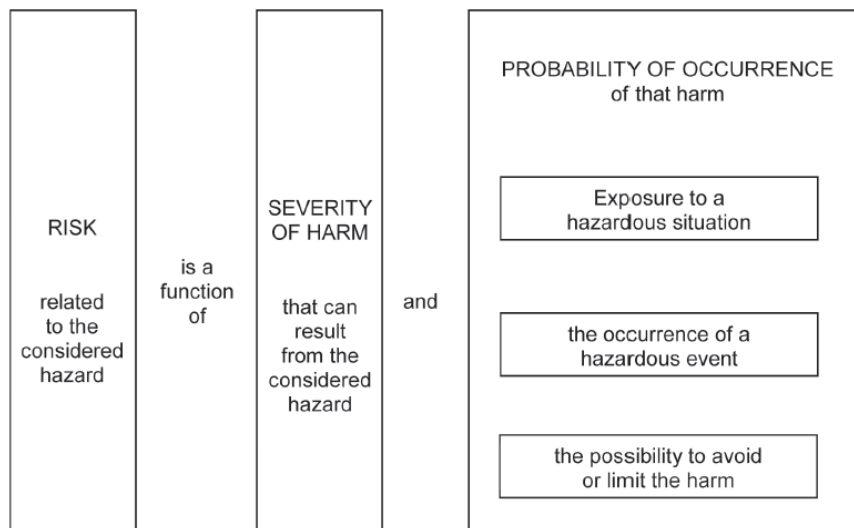
미국의 CCPS(Center for Chemical Process Safety, 2018)에서 위험(Hazard)이란 사람과 재산이나 환경에 피해를 일으킬 수 있는 고유한 화학적, 물리적 특성으로 정의하고 있다.

위험(Risk)이란 인명 사상, 환경 파괴 혹은 경제적 손실의 척도로서 이 관계의 단순화된 설명으로 위험을 그 가능성의 산물과 하나의 사고 결과들을 곱셈으로 표현하고 있다. 즉, 위험

(Hazard)은 피해를 야기할 수 있는 상태이며, 유해요인과 위험요인들이 있고, 위험성(Risk)는 발생할 수 있는 가능성과 결과의 심각성의 조합이라고 할 수 있다[25].

2.3.2 위험성의 요소

ISO/IEC Guide 51 에서 Risk 는 고려한 위험으로부터 야기될 수 있는 재해나 상해의 심각도와 일어날 가능성으로 위험한 상황에서의 노출과 위험한 사고의 발생, 재해나 상해를 제한하거나 회피하는 가능성의 요소로 되어 있다[22].



[그림 2-5] 위험성 요소

또한, Risk(위험성)은 재해(Harm)의 발생가능성(Probability 또는 Likelihood)과 재해의 심각성(중대성, Severity)의 조합으로 정의하고 있다.

2.3.3 위험의 완화

식별된 유해·위험 요인은 다음과 같은 방법으로 제거하거나 위험의 수준을 완화할 수 있다.

- 1) 독성, 인화성, 폭발성, 부식성 물질 등의 사용을 피한다.
- 2) 독성, 인화성 또는 위험성 물질을 덜 위험한 물질로 대체한다.
(예: 독성이 있는 가연성이 높은 용제를 독성이 덜하거나 가연성이 적은 물질로 대체)
- 3) 사용된 위험 물질의 저장이나 유지하는 양을 줄인다.
- 4) 공정 이탈과 사고결과의 가능성을 줄이기 위하여 폭발반응이 없거나, 낮은 온도와 압력하에서 사용하고 희석된 매체로 공정에 사용한다.
- 5) 취급하는 위험 물질로부터 작업자를 분리하고, 설계 압력을 낮추거나 가스나 유체의 방출을 최소화 하여 사고를 예방하거나 억제한다.

2.4 위험성 평가의 이해

2.4.1 위험성 평가의 발생 배경

위험성 평가(Risk Assessment)는 화학공장의 대형 참사에서 필요성이 제기되었다.

1976년 이탈리아 북부 세베소(Seveso)시의 제약회사 ICMESA사의 트리클로로페놀(Trichlorophenol) 생산공장에서 반응기의 과열, 고압에 의한 안전밸브의 방출로 34kg 이상의 다이옥신과 염소가스 누출사고가 발생하였다. 1,807ha의 토양이 깊이 60cm 깊이까지 오염되었고, 수질오염과 187명의 어린이가 염소가스로 화상과 감염이 되었다. 이 지역의 임산부 유산율이 34% 등의 피해를 입었으며, 83,231마리의 가축을 도살처리 하였다. 이를 계기로 1982년 세베소 지침(European Communities Directive on Major Accident Hazards of Certain Industries, 중대산업사고예방 협약)에서 위험성평가의 구체적 개념이 도입되었다.

1989년 유럽공동체이사회에서 안전보건 분야를 개선하기 위하여 「안전보건법기본지침」 89/391/EEC를 채택하게 되었고, 가맹국은 1992년까지 법과 제도를 개선하고, 1996년까지 SEVESO II Council Directive 89/391/EEC을 시행하도록 하였다.

1996년 12월 정량적 위험성 평가를 강화하고 토지이용 계획을 수립하도록 규정하는 법을 도입하였다. 이 명령에 따라 위험성 평가에 대한 실시 의무를 부과하게 되었으며, 유럽 각국에 보급되기 시작하였다.

화학물질에 의한 대형 참사로, 1984년 12월 3일 인도 중부의 Bhopal에 있는 Union Carbide사에서 농약 제조 원료로 사용하는 MIC(Methyl Isocyanate)의 저장탱크에서 유독가스가 2시간동안 36 Ton이 누출되었다. 항상 높은 압력과 저온 상태가 유지되어야 하는 이 유독가스 저장탱크는 온도가 올라갈 경우 폭발할 위험이 있기 때문에 철저한 안전수칙이 지켜져야 하는 곳이었으나, 저장탱크에서는 안전수칙이 제대로 지켜지지 않았으며 조기 경보체계도 작동되지 않아 발생한 사고였다. MIC는 쌀 농사에 사용하는 벼멸구 농약의 원료이며, 주로 면역기능의 장애와 기계 독성을 유발시키는 유독물질이다. 이 사고로 주변지역이 오염되고 2,800여명의 사망자와 20여만명의 실명, 호흡기 장애, 중추신경 장애, 면역체계 이상 등의 부상자가 발생했다. 이후 피해보상 청구 인원은 583,000여명에 달했고 누적 사망자는 10,500명에 부상자는 60만여명이 되었다. Bhopal의 전체인구는 약 75만명 정도였다. 이를 계기로, 1986년에 미국의회에서는 “비상계획과 지역주민 알 권리(Emergency Planning and Community Right-to-Know Act)”를 제정하였다[26].



[그림 2-6] Bhopal Union Carbide 폭발사고

영국을 비롯한 유럽의 위험성 평가 도입 사례를 살펴보면 1990년대 초반에 산업안전관련 제도를 만들고 사업장에 도입하였다. <표2-6> 에서 영국은 가장 먼저 사업장의 안전보건관리제도를 도입하였으며, 중대 재해율도 가장 낮은 지수를 보이고 있다.

일본의 경우는 2006년 노동안전위생법을 개정하여 위험성 평가를 실시하도록 의무화 하였다. 같은 해 「위험성 또는 유해성 등의 조사 등에 관한 지침」과 「화학물질 등에 의한 위험성 또는 유해성 등의 조사 등에 관한 지침」이 발표되었다.

우리나라는 2006년에 산업안전보건법을 개정하여 사업주의 위험성 평가 실시에 대한 법적 근거를 만들게 되었다. 당시 법령 내용이 선언적 의미로 부족한 부분을 2013년 6월에 동법의 개정을 통하여 위험성 평가의 개념을 정립하고, 고시에 방법, 절차, 시기 등의 내용을 구체화 하였다. 또한, 사업주의 의무조항(제1장 제5조)에 포함된 내용을 제4장 유해·위험 예방조치(제41조의 2) 부분으로 분리하여 개정하였다.

<표 2-6> 선진외국의 위험성 평가 도입현황

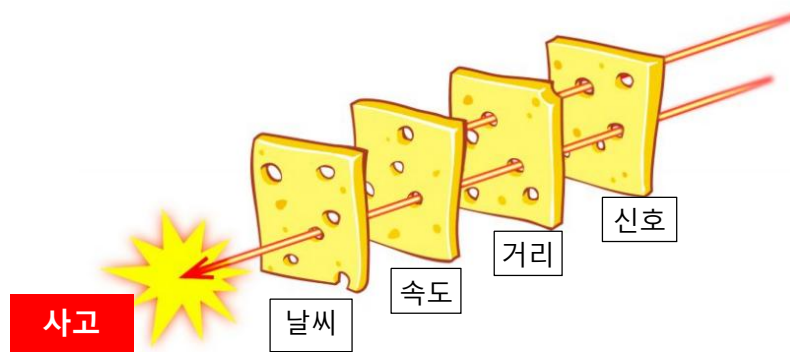
구분	주요내용
EU-OSHA	<ul style="list-style-type: none"> 1989년에 산업안전보건관리 기본지침 (The Framework Directive 89/331/EEC)을 제정 EU 회원국은 자국의 사정에 맞게 국내법을 제정하고 위험성평가 정책을 추진
영국	<ul style="list-style-type: none"> 1992년에 EU 기본지침에 따라 The Management of Health and Safety at Work Regulation을 제정, 본격 도입
독일	<ul style="list-style-type: none"> 1996년에 EU 기본지침에 따라 「사업장근로자 안전보건보호법」을 제정 - 지도·감독의 중심을 사업장 내부의 위험성평가 실시 여부로 변경
미국	<ul style="list-style-type: none"> 위험성평가에 대한 의무규정은 없는 반면, 위험성평가를 기반으로 하는 자율안전보건관리체계를 구축하도록 감독 규제

호 주	<ul style="list-style-type: none"> 2000년 산업안전보건법에 도입하고, 2001년 시행령에 사업주 의무를 부과 - 위험성평가 및 개선토록 하고 5년에 한번 이상 재평가 의무화
일 본	<ul style="list-style-type: none"> 2006년에 노동안전위생법을 개정하여 위험성평가 노력의무를 규정 - 세부내용은 위험성평가 등에 관한 지침을 정하여 운영

2.4.2 위험성 평가의 정의

고용노동부 고시 2017-36호에서는 위험성 평가란 유해·위험요인을 파악하고 해당 유해·위험요인에 의한 부상 또는 질병의 발생 가능성(빈도)과 중대성(강도)을 추정·결정하고 감소대책을 수립하여 실행하는 일련의 과정으로 정의하고 있다. 과거에 산업재해가 발생한 작업, 위험한 일이 발생한 작업 등 근로자의 근로에 관계되는 유해·위험요인에 의한 부상 또는 질병의 발생이 합리적으로 예견 가능한 것은 모두 위험성평가의 범위로 정하고 있다[19].

위험은 우리 삶 전체의 일부이다. “우리는 도로를 건널 때 위험한가 혹은 아닌가를 판단한다. 우리는 머리에서 속도와 다가오는 차량 숫자와 교차로까지 거리나 날씨 조건, 조명 등을 건너기 전에 판단할 것이다. 이 곳이 건너기에 교차로가 안전한 곳인지, 만약 가까이에 한 명의 보행자가 있다면 우리는 그와 동행하려 할 것이다. 이러한 과정이 위험성 평가(Risk Assessment)할 수 있다.



[그림 2-7] 횡단보도에서의 위험

Hazard란 상해의 원인이 될 수 있는 것을 의미하고 Risk란 크거나 작은 변화로, 누군가가 위험에 의해 상해를 입을 수 있고 동시에 그 위험이 얼마나 심각한 지에 대한 표시한 것이다[27].

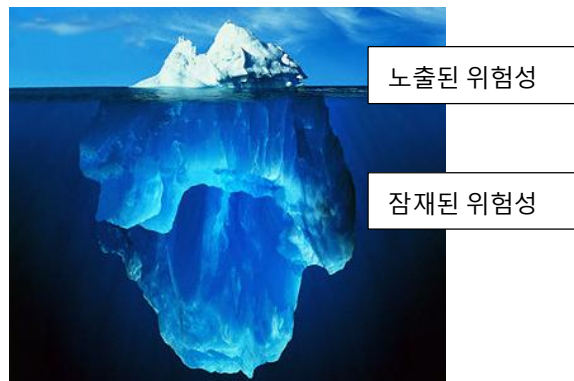
두더지 잡기 게임은 [그림2-8]과 같이 노출된 두더지를 망치로 잡게 되면, 다른 곳에서 다시 두더지가 나타나고 다시 망치로 두드리면 다시 다른 곳에서 나타나는 반복 과정의 게임이다. 위험도 비슷한 속성을 가지고 있다. 보이는 유해·위험 요소만을 조치하게 되면 다시 보이지 않았던 잠재적인 유해·위험 요소들이 원인으로 작용하여 사고로 연결될 수 있다. 잠재적인 위험요소

를 충분히 검토하기 위하여 경험과 요건을 갖춘 분야별 전문가의 참여가 필요하다.



[그림 2-8] 잠재적 위험요인

또한, 노출된 위험 요인은 잠재된 위험요인의 일부일 경우도 있다. 잠재적인 위험의 크기는 보수적으로 추정하여 충분한 완화 대책이나 조치가 필요하다. 즉, 노출된 위험성과 잠재된 위험성을 동시에 도출하고, [그림2-9]와 같이 빙산의 전부가 되는 전체 위험성을 추정하고 평가하는 과정이 중요하다. 최악의 경우를 고려하고 가장 취약한 부분을 찾으려는 토의와 검토는 사고 예방을 위한 위험성 평가의 매우 중요한 부분이라고 할 수 있다.



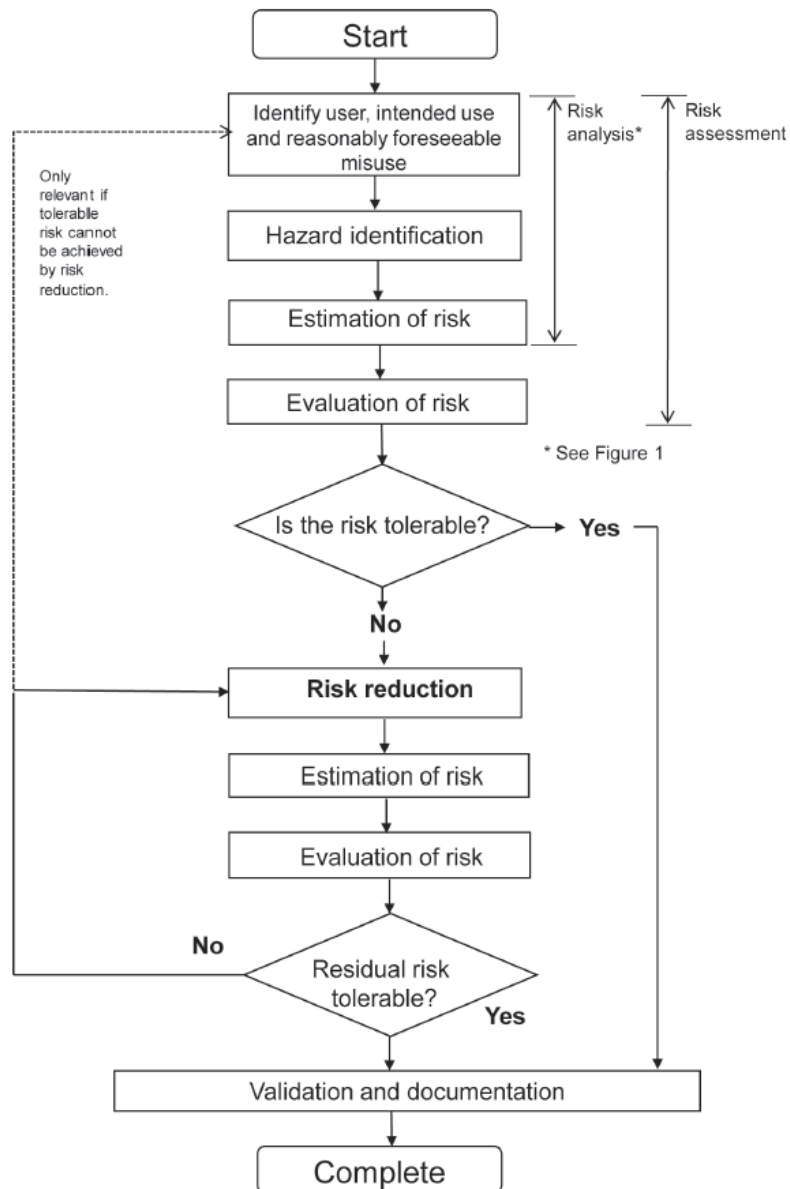
[그림 2-9] 노출된 위험과 잠재된 위험

2.4.3 위험성 평가 절차

위험성 평가는 위험을 식별하고 위험성을 추정하여 위험성의 허용 여부를 판단하고 감소 대책을 수립하는 반복 과정이다.

- 1) 위험성이 내제된 설비, 또는 대상에 대하여 사용자 그룹과 사용자 목적을 정의하고, 절차나 사용에 문제가 있을 경우 예측가능한 위험한 상황을 식별한다.
- 2) 사용자들에게 영향을 줄 수 있는 위험을 식별한다.
- 3) 부상이나 질병으로 이어질 수 있는 가능성과 중대성을 검토하여 위험성을 추정한다.

- 4) 위험성 추정결과와 기준을 비교하여 위험성의 크기가 허용 가능한지 여부를 판단한다.
- 5) 허용가능한 위험성의 범주일 경우 검증과 문서화하고 종료한다.
- 6) 허용가능한 위험성이 아닐 경우, 충분히 허용할 수 있는 위험성이 될 때까지 위험의 경감 대책을 수립하고 재평가하는 순환과정이다. [그림2-10] 은 위험성 평가의 전체과정을 흐름도로 표시하고 있다[22].



[그림 2-10] 위험성 평가 및 위험 감소의 반복과정

2.4.4 위험성 평가 분류

위험성 평가는 두 가지로 분류할 수 있다. 작업장에서 일어날 수 있는 안전사고를 방지하기 위하여 실시하는 작업 위험성 평가와 제조 공정에서 일어날 수 있는 누출, 화재, 폭발 등의 사고를 예방하기 위한 공정 위험성 평가로 나눌 수 있다. 두 가지의 위험성 평가는 개별적으로 실시하는 것이 아니라 연관성을 가지고 있다. 위험 물질의 취급이나 유해·위험 요인이 있는 공정과 공정 내 운전과정이나 혹은 작업이 일어날 두 가지 모두 고려해야 한다. 두 가지의 위험성 평가는 제조 공정의 원인과 인명이나 환경의 영향과 피해 결과에 영향을 주고 있다. 즉 공정 위험성 평가가 유효성이 떨어질 경우 작업장에 위험을 가져다 줄 수 있어 직결된다고 할 수 있다.

1) 작업장 위험성 평가 (Occupational Risk Assessment)

산업안전보건법 41조의 2에서 사업주는 위험 기계·기구나 설비, 위험물, 작업 등의 유해·위험 요인을 식별하고, 위험성을 결정하고, 그 결과에 따라 법적 조치를 하여야 한다. 근로자의 위험 또는 건강장해를 방지하기 위하여 필요한 경우에는 추가적인 조치를 하여야 한다. 시행규칙에서는 위험성 평가의 실시내용 및 결과를 기록하고 3년간 보존을 의무화하고 있다. 관련 고시는 사업주가 스스로 사업장의 유해·위험요인에 대한 실태를 파악하고 이를 평가하여 관리·개선하는 등 필요한 조치를 할 수 있도록 지원하기 위하여 위험성평가 방법, 절차, 시기 등에 대한 기준을 제시하고, 위험성평가 활성화를 위한 시책의 운영 및 지원사업 등 그 밖에 필요한 사항을 규정하고 있다.

2) 공정위험성 평가 (Process Risk Assessment)

산업안전보건법 49조의 2에 따라 공정안전 보고서 제출을 의무화 하고, 공정안전보고서의 제출 심사확인 및 이행상태 평가 등에 관한 규정, 고시 제2017-62호의 제29조에서는 공정의 특성에 맞게 위험성 평가 기법을 선정하는 기준을 제시하고 있다[21].

1) 제조공정 중 반응, 분리(증류, 추출 등), 이송시스템 및 전기·계장시스템 등의 단위공정

- 위험과 운전분석(HAZOP, Hazard and Operability Study)기법: 공정에 존재하는 위험 요소들과 공정의 효율을 떨어뜨릴 수 있는 운전상의 문제점을 찾아내어 그 원인을 제거하는 방법
- 공정위험분석(PHR, Process Hazard Review)기법: 기존설비 또는 공정안전보고서를 제출·심사 받은 설비에 대하여 설비의 설계·건설·운전 및 정비의 경험을 바탕으로 위험성을 평가·분석하는 방법
- 이상위험도분석(FMECA, Failure Modes Effects and Criticality Analysis)기법: 공정

및 설비의 고장의 형태 및 영향, 고장형태별 위험도 순위 등을 결정하는 방법

- 원인결과분석(CCA, Cause-Consequence Analysis)기법: 잠재된 사고의 결과 및 사고의 근본적인 원인을 찾아내고 사고결과와 원인 사이의 상호 관계를 예측하여 위험성을 정량적으로 평가하는 방법
- 결함수 분석(FTA, Fault Tree Analysis)기법: 사고의 원인이 되는 장치의 이상이나 고장의 다양한 조합 및 작업자 실수 원인을 연역적으로 분석하는 방법을
- 사건수 분석(ETA, Event Tree Analysis)기법: 초기사건으로 알려진 특정한 장치의 이상 또는 운전자의 실수에 의해 발생하는 잠재적인 사고결과를 정량적으로 평가·분석하는 방법
- 공정안전성분석(K-PSR, KOSHA Process Safety Review)기법: 설치·가동 중인 화학공장의 공정 안전성(Process safety)을 재검토하여 사고위험성을 분석(Review)하는 방법
- 방호계층분석(LOPA, Layer of Protection Analysis)기법: 고의 빈도나 강도를 감소시키는 독립방호계층의 효과성을 평가하는 방법

2) 저장탱크설비, 유틸리티설비 및 제조공정 중 고체 건조·분쇄설비 등 간단한 단위공정

- 체크리스트(Check List)기법: 공정 및 설비의 오류, 결함상태, 위험상황 등을 목록화한 형태로 작성하여 경험적으로 비교함으로써 위험성을 파악하는 방법
- 작업자실수분석(Human Error Analysis, HEA)기법: 설비의 운전원, 보수반원, 기술자 등의 실수에 의해 작업에 영향을 미칠 수 있는 요소를 평가하고 그 실수의 원인을 파악하고 추적하여 정량적으로 실수의 상대적 순위를 결정하는 방법
- 사고예상질문분석(What-if)기법: 공정에 잠재하고 있는 위험요소에 의해 야기될 수 있는 사고를 사전에 예상 질문을 통하여 확인·예측하여 공정의 위험성 및 사고의 영향을 최소화하기 위한 대책을 제시하는 방법
- 위험과 운전분석(HAZOP, Hazard and Operability Studies)기법
- 상대 위험순위결정(DMI, Dow and Mond Indices)기법: 공정 및 설비에 존재하는 위험에 대하여 상대위험 순위를 수치로 지표화하여 그 피해 정도를 나타내는 방법
- 공정위험분석(PHR, Process Hazard Review)기법
- 공정안전성분석(K-PSR, KOSHA Process Safety Review)기법

2.5 위험성평가 기법의 비교

위험성 평가는 정성적 위험성 평가 방법과 정량적 위험성 평가 방법으로 구분할 수 있다. 정성적 위험성 평가 방법은 해당 공정에 대하여 상대적 위험성을 평가하는 방법으로 유해·위험 요인을 도출하고, 위험요인에 대한 허용수준을 넘어선 요인은 개선대책을 세우고 재평가하는 방법으로 사용된다. 정량적 위험성 평가 방법은 대상 공정에서 장치의 고장확률이나 예상되는 사고의 발생 확률을 계산하여 위험의 정도와 크기, 빈도를 이용하여 위험성을 평가하는 방법이다. 위험 요인 별로 사고로 발전할 수 있는 확률과 사고의 피해 크기를 수치적으로 계산한 위험도를 나타내고, 사고위험성의 허용범위를 결정하여 허용 범위를 벗어난 위험 요인이나 사고에 대하여 안전대책을 수립하는 방법으로 사용된다. 또한 정성적 위험성 평가에 정량적 위험성 평가를 추가하는 준 정량적 위험성 평가 방법이 이용되기도 한다[28].

<표 2-10> 정성적 위험성 평가

기법	개요	적용목적	적용시기
HAZOP	Parameter, Guide word, Deviation, Brain Storming	위험요소 및 조업상의 문제점 사전과약	신규공정, 설계도면이 없는 기존공정
K-PSR	조업단계에서 Guide word를 사용하여 공정상의 안전성을 재검토	HAZOP 등 위험성 평가 후 안정성 재평가	조업단계
Check List	Project 개발을 조정, 확인하기 위하여 기준대조표를 활용	일반적인 위험요소들의 확인 및 일의 진행이 기준절차에 의하는가를 확인	설계, 건설, Start up, 운전, S/D
What-If Analysis	특별한 상황에 맞추어 기본개념을 수정해가면서 원치 않는 사건이 발생할 경우를 가정하여 이로 인한 결과를 예측하고 대응책을 마련	공정에 잠재하는 위험요소의 확인 및 감소방법 제시	공정개발단계 초기 Start up
PHA	공정 초기, 신규공정 등에 적용 안전에 대한 경험이 거의 없는 경우에도 적용가능	설계자에게 도움을 주기 위함	설계초기 단계

<표 2-11> 정량적 위험성 평가

기법	개요	적용목적	적용시기
FTA	특정사고에 대한 연역적 해석 특정사고가 발생하기 위한 사건 사고의 원인을 파악, 설비결함 및 작업자의 실수도 포함	장치 이상이나 작업자 실수의 조합을 발견	설계, 조업
ETA	초기사건으로부터 발생하는 잠재적 사고결과를 평가하는 기법	사고유발의 초기사건과 후속사건의 순서파악	설계, 조업
CCA	FTA+ETA의 혼합형으로 누락될 수 있는 결함요인을 찾으려 할 때 유용	사고결과와 사고원인 해명	설계, 건설, 조업
LOPA (준 정량적 방법)	사고 시나리오에 따른 독립방호계층(IPL)의 효과성을 평가하여 적절한 안전대책 수립여부를 검증	공정의 수명주기 동안 기본적인 설계 대안을 검사하고 더 나은 종류의 IPL을 검토	공정설계단계 조업단계

제 3 장 공정 위험성 평가 연구

3.1 위험 및 운전 분석 기법 (HAZOP Study)

1963년 영국의 화학회사인 ICI사의 사내표준에서 개발되어 체계적이고 합리적인 평가와 분석 방법을 적용하여 화학공장에서 위험성 평가 기법으로 많이 사용하게 되었다. 1977년에 ICI와 화학산업협회에서 지침(Guide)로 제정되었다[29].

HAZOP 기법은 대상 공정에 대하여 공정 자료를 바탕으로 토론과정에서 위험 요소와 운전상의 문제를 찾는 과정이다. 문제점들은 공정의 변수와 가이드 워드(Guide word)를 조합하여 설계 의도를 이탈(Deviation)하는 시나리오를 도출한다. 시나리오 별로 방호 장치를 검토하여 위험성 등급에 따라 개선 대책을 수립하는 순환 과정이다. HAZOP Study는 신규 공정의 설계과정과 기존 공정의 변경 과정에도 적용할 수 있다.

3.1.1 HAZOP 구성

1) 검토범위

검토범위는 설계 안전성, 입지 선정, 기기선정(Vendor 요구목록), 표준운전절차, 기존 시설 안전성 향상, 안전장치의 적정성으로 한다.

2) 용어

- 설계의도(Design Intention): 공정의 운전 조건
- 변수(Parameter): 압력, 온도, 유량, 레벨 등의 공정 조건의 물리적 값
- 가이드워드(Guard word): 변수의 양 혹은 상태를 표현하는 단어
- 이탈(Deviation): 변수와 가이드워드를 조합하여 공정이 설계의도를 벗어난 상태
- 원인(Cause): 이탈이 발생하는 이유
- 결과(Consequence): 이탈이 발생하여 초래하는 사고, 피해 등의 결과
- 검토구간(Node): 위험 분석의 대상이 되는 공정 혹은 설비
- 위험등급(Risk Rank): 결과가 발생하는 빈도(가능성)와 심각도를 조합하여 이탈 결과로 초래되는 위험성의 크기를 나타내는 순위이며, 등급에 따라 개선 권고조치가 필요

3) HAZOP Study 팀 구성

- 설계분야 전문가 (Design Engineer)
- 공정분야 전문가 (Process Engineer)
- 운전분야 전문가 (Operation Supervisor)
- 계기분야 전문가 (Instrument Design Engineer)

- 화학자 (Chemist)
- 보수정비 전문가 (Maintenance Supervisor)
- 안전관리자 (리더가 없는 등 필요 시)
- 서기: 토의사항의 정확한 이해가능 자

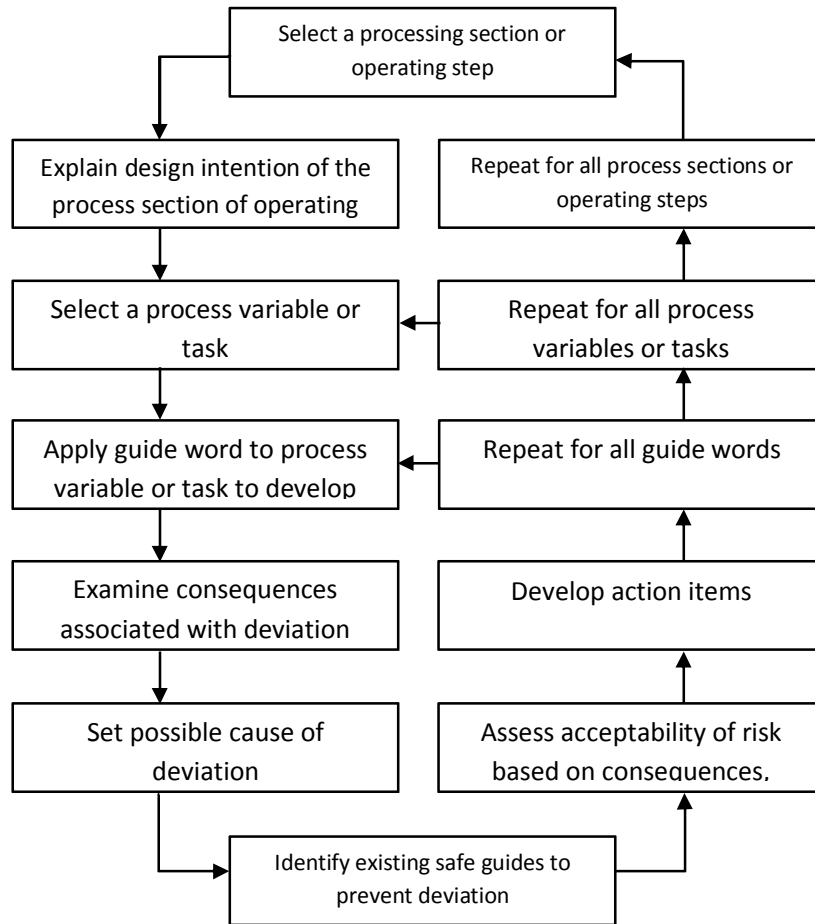
4) 예비조사

- 공정 흐름도(PFD, Process Flow Diagram), 물질 및 열 수치
- 주요 기계장치의 기본 설계자료
- 공정 설명서 및 제어계통 개념과 제어 시스템 설명서
- 설비 배치도면
- 공정배관, 계장도면 (P&ID)
- 정상 및 비정상 운전절차
- 모든 경보 및 자동 운전 설정치 목록
- 유해 위험물질의 물질안전보건자료(MSDS)
- 안전밸브 등의 설정치 및 용량 산출 자료
- 배관 표준 및 명세서
- 과거의 중대산업사고, 공정사고 및 아차 사고 사례 등.

3.1.2 HAZOP Study Procedure

HAZOP 은 [그림 3-1]과 같이 설계의도를 기준으로 공정변수에 가이드 워드를 적용하여 이탈을 전개하고 예상되는 위험의 수용성을 판단하여 대책을 수립하는 반복 과정이다[12].

- 위험 분석 대상의 공정과 운전 단계를 선택한다.
- 팀원과 위험 분석 대상 공정에 대한 설명을 한다.
- 공정변수나 작업을 선택한다.
- 공정변수에 Guide word를 적용하거나 유의미한 이탈을 전개한다.
- 모든 보호가 실패한 가정 하에 이탈과 관련된 결과를 조사한다.
- 이탈의 가능한 원인을 결정한다.
- 기존의 이탈을 방호 수단을 식별한다.
- 결과, 원인, 방호수단 등을 기반으로 위험의 수용성을 평가한다.
- 허용할 수 없을 경우 대책을 개발하여 이탈을 다시 전개한다.
- 일련의 과정을 반복하는 절차로 위험성을 평가한다.

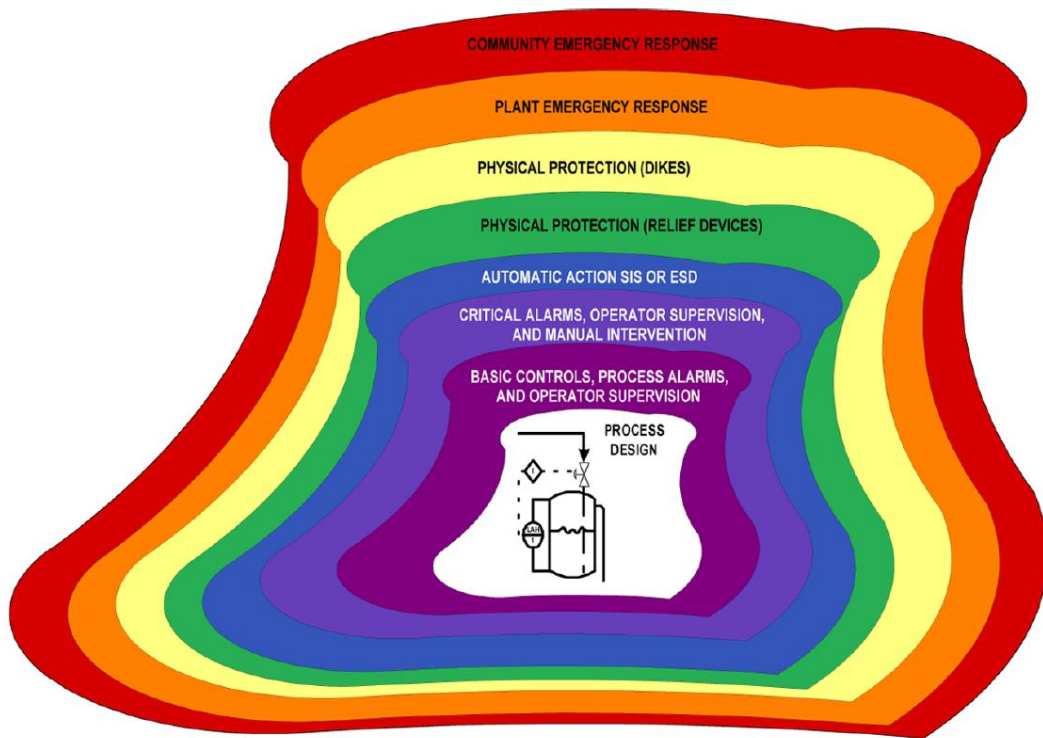


[그림3-1] HAZOP Study Procedure

3.2 방호계층분석 기법(LOPA, Layer of protection analysis)

LOPA는 1993년 미국화학공학회(AICHE)의 화학공정안전센터(CCPS, Center for Chemical Process Safety)에 의해 제정된 독립방호계층(IPL, Independent Protection Layer)의 기준을 충족하는 방호장치(안전장치)를 식별하기 위해 적용하는 준 정량적 위험성 평가 기법이다. 즉, 사고 시나리오의 방호계층(안전장치)들의 적용은 사고를 충분히 예방할 수 있는지 확률적 계산을 바탕으로 평가하는 것이다.

장점으로는 정성적 위험성 평가로 다루기 어려운 복잡한 시나리오에 적용이 용이하고, 독립방호계층(IPL)의 적용 근거와 안전무결성(SIL, Safety Integrity Level) 적용 근거를 제시할 수 있다. 반면, 시나리오의 발생빈도와 방호장치의 고장 발생 빈도는 확률과 경험 값에 근거하고, 정성적 위험성 평가 기법보다 많은 시간이 소요되는 단점이 있다[30].

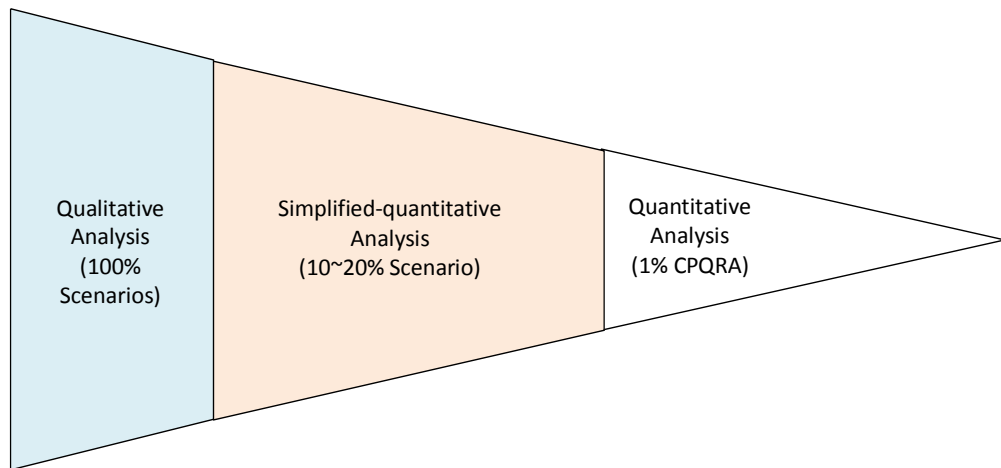


[그림 3-2] Layer of defense against a possible accident

CCPS에서는 정성적 위험성 평가에서 도출된 시나리오 중, 심각도가 높은 10~20% 정도의 시나리오에 대해 정량적 위험성 평가인 LOPA를 실시하도록 권고하고 있다. 또한, 허용 가능한 위험 기준을 초과하는 항목에 대해서도 LOPA 기법의 분석이 필요하다.

공정 위험성 평가는 정성적 위험성 평가를 기반으로 LOPA나 ETA, FTA와 같은 QRA(Quantitative Risk Assessment)를 적용할 수 있는데, [그림 3-3]는 위험성을 기반으로 하는 의사 결정 스펙트럼 구조를 설명하고 있다.

LOPA의 경우는 HAZOP의 정성적 위험성 평가 결과를 근거로 하여 준 정량적 위험성 평가를 실시하고, LOPA 기법에서 실현이 어려운 위험성 항목들은 CPQRA과 같은 정량적 위험성 평가 기법을 적용할 수 있다.



Techniques	HAZOP, What-if, Check List, FMEA	Quantified FMEA F&EI, CEI	LOPA	Rough estimate with Event tree	Event tree Fault Tree HRA
Applicability to simple issues	Good	Good	Good	Excessive	Excessive
Applicability to Complex issues	Poor	Poor	Fair	Fair	Good

Legend

FMEA = Fault modes and effects analysis can be quantified

F&EI = Dow Fire and Explosion Index

CEI = Dow Chemical Exposure Index

HRA = Human reliability analysis; uses human, success/failure trees to accident model sequences

CPQRA = Chemical Process Quantitative risk analysis; included statistical and probabilistic modeling of frequency and consequence of a simple or multiple scenario

[그림 3-3] Spectrum of tools for risk-based decision making

사고 시나리오의 위험성을 완화하기 위하여 적용한 방호장치(안전장치)들은 계층으로 구분한다. 각각의 독립방호계층은 실패 확률을 계산하고, 이 결과를 사고 시나리오의 발생 확률로 산정하여 정량적인 위험성 평가로 계산하는 기법이다.

독립방호계층(IPL, Independent protection layer)이란 초기사고나 사고 시나리오와 관련한 다른 어떤 방호계층의 작동과는 관계없이, 사고를 방호할 수 있는 장치나 시스템 또는 동작을 말한다. 또한, 시나리오에 대하여 IPL을 적용하고 적합성을 판단하고, 위험성이 허용할 수 없는

수준일 경우, 다른 IPL을 추가해야 한다.

3.2.1 LOPA 의 특징

LOPA 는 외적인 안전 시스템이지만 다음의 기준이 충족되면 능동 또는 수동으로 시스템이 될 수 있다[29].

1) 특수성

IPL은 폭주 반응, 사고방지 실패 또는 폭발과 같이 잠재적으로 위험한 특정한 사건의 결과를 탐지하고 예방하거나 완화 할 수 있다.

2) 독립성

IPL은 식별된 잠재적 위험 사고와 연관된 다른 모든 보호 계층과는 서로 독립적이다. 독립성은 다른 보호 계층의 실패 또는 다른 보호 계층의 실패 원인으로 인해 성능에 영향을 주지 않아야 한다. 가장 중요한 것은 보호 계층이 시작 원인과 독립적이라는 것이다.

3) 신뢰성

IPL이 주는 보호 기능은 식별된 위험을 인식한 그리고 특정한 수치만큼 감소시킨다.

4) 확인가능성

IPL은 정기적인 주기로 방호 기능의 정상 작동을 검증하도록 설계되어 있다.

3.2.2 LOPA 의 독립방호계층(IPLs) 구성

방호장치는 계층별로 분류하고 작동 요구 시 고장확률(PFD, Probability Failure on Demand)을 산출할 수 있다[30].

1) 공정 설계, 표준 운전 절차(Process Design)

위험 시나리오가 발생하지 않도록 본질적 안전 방법으로 공정을 설계한다. 공정 장치들이 온도, 압력 등의 변화가 물리적인 한계 이내에서 견딜 수 있도록 설계한다. 또한, 위험물질은 사용량을 줄이거나 화학조성을 안전한 준위까지 낮추는 방법 등을 의미한다. 본질적인 안전설계도 PFD 값을 부여할 수 있어 유지보수와 검사가 필요하다.

2) BPCS(Basic Process Control System), 공정 경보(Process Alarm) 및 운전자 조치(Operator Supervision)

공정이 정상 운전일 경우 첫 번째 방호계층이 되며, BPCS 의 Control Loop 는 독립방호계층 (IPL)로 사용할 수 있고, 반면 BPCS 의 Control Loop 가 고장이 발생하여 초기개시사건(Initiating Event)의 원인이 되기도 한다. 공정 경보(Alarm) 및 운전자 조치도 IPL 로 사용할 수 있다.

3) 중대 경보(Critical Alarms) 및 운전자 조치(Operator Supervision), 수동 개입(Manual Intervention)

중대 경보장치에 의한 운전자 조치는 정상 운전 시 두 번째 방호 계층이다. 독립적으로 구성하여 IPL로 사용하고, 경보 값과 운전자조치는 기록되고 교육되어야 한다.

4) 안전계장시스템(SIS, Safety Instrumented System) or 비상정지시스템(ESD)

SIF(Safety Instrumented Function)는 Sensor, Logic Solver, Final Element 의 조합으로 구성되어 있으며, SIS 는 다수의 SIF 들로 구성되고, Safety Logic 이 구성된 Logic Solver 를 의미한다. SIF 는 Sensor 를 이용하여 설계의 한계 값을 이탈하는 동작을 감지하여 공정을 기능적으로 안전한 상태(Emergency Shutdown)로 돌려 놓는다. SIF 는 물리적, 논리적으로 BPCS 와 독립적 구성을 갖춰야 한다.

5) 물리적 방호계층 (Relief Devices: 압력방출장치, PSV or Rupture)

적절한 배출용량으로 설계되고 유지 및 관리되고 있을 때 IPL로 적용할 수 있는 과압 방지 방호계층이다. 물리적 방호 장치가 부식 또는 잠금밸브(Block Valve)가 하단에 설치되어 잠긴 상태일 경우와 검사 및 유지관리가 나쁠 경우 유효성이 낮아진다. Relief Valve 에서 대기 중으로 방출되었을 경우, 조사가 필요한 부수적인 결과가 발생할 수도 있다.

6) 물리적 방호계층 (Dikes, Walls: 방화벽, 방류 독 등)

누출 후 방호장치는 적절한 설계 및 유지관리 시 방호 계층을 제공하는 수동적 장치(Passive Device)이다. 자동물분무 소화장치(Automatic Deluge System), 거품 소화장치(Foam System), 가스검침장치(Gas Detecting System) 등이 IPL 의 요건을 만족하는 경우, 시나리오 내에 이러한 장치에 대하여 신뢰도를 부여할 수 있다.

7) 공장 비상 대응 계획(Plant Emergency Response), 소방대(Fire Brigade), 수동 물분무 소화장치(Manual Deluge System), 피난시설(Facility Evacuation) 등을 말한다. 일반적으로 IPL로 간주되지 않는 데, 초기 누출 후 가동되며 시나리오를 감소시키기 위한 전체 유효성에 영향을 줄 수 있는 많은 변수가 있기 때문이다.

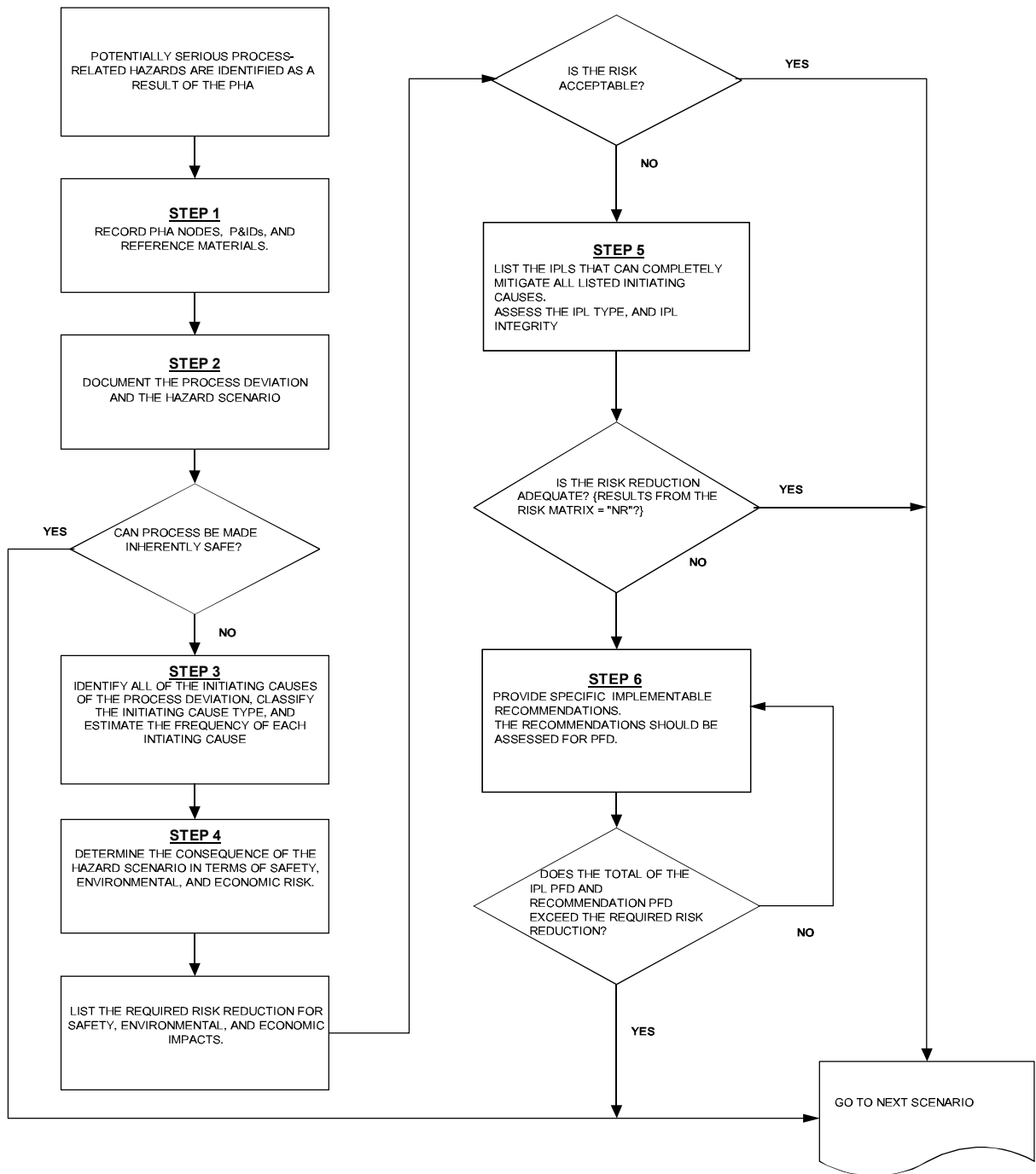
8) 공동체 비상 대응 계획(Community Emergency Response)

지역 사회 피난은 지역사회 비상대응시스템은 공장 비상 대응계획과 같이 IPL로 간주하지 않는다. 지역사회 대응 수단은 광범위하고 장시간 조치가 필요하여 현실적 어려움이 크다.

3.2.3 LOPA Procedure

LOPA 는 [그림3-3]과 같은 흐름으로 대상 위험에 대하여 순환 형태로 진행하며, 공정과 관련된 잠재적으로 심각한 위험은 공정위험성 평가로 식별된다[31].

- Step 1: 공정 위험성 평가의 검토 구간(Node)과 공정도면, 참고 자료를 기록한다.
- Step 2: 공정 이탈(Deviation)과 위험요소 시나리오를 문서화한다.
- 공정이 본질적인 안전으로 설계된 경우 다음 시나리오를 검토하고, 아니면 Step 3으로 진행한다.
- Step 3: 공정 이탈의 모든 개시 원인을 식별하고 원인의 유형을 분류하고 각 개시 원인의 발생빈도를 추정한다.
- Step 4: 안전, 환경, 경제적 위험의 조건에서 위험요소 시나리오의 결과를 결정한다. 안전, 환경 및 경제적 영향에 대해 요구되는 위험성 감소 항목을 나열한다.
- Step 5: 전체 List 된 개시 원인들을 완전히 위험을 완화시킬 수 있는 독립방호계층 (IPLS)들을 열거한다. IPL유형과 IPL의 무결성을 평가한다.
- 위험 감소가 충분한지 여부를 판단하여 충분할 경우 다음 시나리오를 분석하고 아니면 Step 6으로 진행한다.
- Step 6: 구체적이고 수행할 수 있는 권고 사항을 제시한다. 권고 사항은 작동요구 시 고장확률 (Probability Failure on Demand, PFD)에 대해 반드시 평가되어야 한다.
- 독립방호계층(IPL) PFD 수치와 권고 조치의 PFD 수치의 합계는 요구 PFD 수치를 초과하는 지 판단한다. 부족할 경우 다른 추가적인 방호조치를 강구하고, 만족하면 다음 시나리오 분석을 반복한다.



[그림 3-4] LOPA process flow chart

또한, 시나리오 분석과 IPL 적용 등 위험성 평가의 내용을 기록하기 위하여 <표3-1>와 같이 LOPA Sheet를 사용한다. 하나의 시나리오에는 하나의 초기 개시사건으로 쌍을 이루어 기록하며, 위험을 완화하기 위한 독립방호계층들은 각각 고장확률을 산정하고 합계를 바탕으로

완화 목표를 비교하여 방호계층들이 초기 개시사건의 완화 목표를 충족하는 지 적합성을 판단할 수 있다[30].

<표3-1> LOPA Sheet, CCPS(2001)

Scenario Number:	Equipment	Scenario Title	
Date	Description	Probability	Frequency (per year)
Consequence Description			
Risk Tolerance Criteria (Category or Frequency)			
Initiating Event (Typically a Frequency)			
Enabling Event or Condition			
Conditional Modifiers (if applicable)	Probability of ignition		
	Probability of personnel in affected area		
	Probability of fatal injury		
	Others		
Frequency of Unmitigated Consequence			
Independent Protection Layers			
BPCS			
Human intervention			
SIF			
Pressure relief device			
Other protection layers (must justify)			
Safeguards (non-IPLs)			
Total PFD for all IPLs			
Frequency of Mitigated Consequence			
Risk Tolerance Criteria met? (Yes/No):			
Actions Required to Meet Risk Tolerance Criteria:			
Notes:			
References (links to originating hazard review, PFD, P&ID, etc):			
LOPA analyst (and team members, if applicable):			

3.2.4 HAZOP 결과를 사용하는 LOPA 의 흐름도

HAZOP 기법에서 도출한 이탈은 LOPA에서 시나리오의 배경이 되고, 원인과 결과는 초기개시 사건의 원인과 결과로 연계되어 각각 발생빈도와 심각도를 산출한다. 안전장치는 각각 독립방호장치(IPL)로 식별하여 작동 요구 시 고장확률(PFD)을 산출하게 되는 흐름이다.



[그림 3-5] HAZOP Information and LOPA

3.2.5 초기 개시 사건의 빈도 적용

CCPS 에서는 대표적인 초기 개시 사건의 대표적인 발생 빈도를 <표3-1>과 같이 제시하고 있다. CCPS 의 제시 값의 범위 내에서 사업장 특성에 맞게 적용할 수도 있으나, 제조 공정의 운전 경험에 따라 초기 개시 사건의 확률을 적용하는 방법이 보다 효과적이다[30].

<표3-2> Typical frequency values assigned to initiating causes, CCPS(2001)

Initiating event	Frequency range from literature (per year)	Example for Used in value
Pressure vessel residual failure	10^{-5} to 10^{-7}	1×10^{-6}
Piping residual failure - 100m – Full breach	10^{-5} to 10^{-6}	1×10^{-5}
Piping leak (10% section) - 100 m	10^{-3} to 10^{-4}	1×10^{-3}
Atmospheric tank failure	10^{-3} to 10^{-5}	1×10^{-3}
Gasket /packing blowout	10^{-2} to 10^{-6}	1×10^{-2}
Turbine diesel engine over speed with casing breach	10^{-3} to 10^{-4}	1×10^{-4}
Third party intervention (External impact by backhoe, vehicle etc.)	10^{-2} to 10^{-4}	1×10^{-2}
Crane load drop	10^{-3} to 10^{-4} per lift	1×10^{-4} per lift
Lightning strike	10^{-3} to 10^{-4}	1×10^{-3}
Safety valve opens spuriously	10^{-2} to 10^{-4}	1×10^{-2}
Cooling water failure	1 to 10^{-2}	1×10^{-1}
Pump seal failure	10^{-1} to 10^{-2}	1×10^{-1}
Unloading / loading hose failure	1 to 10^{-2}	1×10^{-1}
BPCS instrument loop failure * Note ¹	1 to 10^{-2}	1×10^{-1}
Regulator failure	1 to 10^{-1}	1×10^{-1}
Small external fire (aggregate causes)	10^{-1} to 10^{-2}	1×10^{-1}
Large external fire (aggregate causes)	10^{-2} to 10^{-3}	1×10^{-2}
LOTO (lock-out tag-out) procedure* failure *overall failure of a multiple-element process	10^{-3} to 10^{-4} per opportunity	1×10^{-3} per opportunity
Operator failure (to execute routine procedure, assuming well trained, unstressed, not fatigued)	10^{-1} to 10^{-3} per opportunity	1×10^{-2} Per opportunity

* Note¹: IEC 61511 limit is more than 1×10^{-5} /hr or 8.76×10^{-2} /yr (IEC, 2001)

3.2.6 IPL 의 PFD 계산

독립방호계층의 작동 요구 시 고장확률(PFD) 값은 다음 수식에 따라 산출할 수 있다.

$$f_i^c = f_i^I \times \prod_{j=1}^J PFD_{ij}$$

$$f_i^c = f_i^I \times PFD_{i1} \times PFD_{i2} \times \dots \times PFD_{iJ}$$

f_i^c = 사고 시나리오에 해당되는 i 사고가 일어날 확률

f_i^I = 사고 시나리오 i 에 해당되는 사고의 발단이 되는 사건이 일어날 확률

PFD_{ij} = 사고 시나리오 i 가 발생하는 것을 막기 위한 IPL j 의 PFD

또한, 방호장치로 사용하는 독립방호계층의 PFD 자료는 [표3-3]과 같이 CCPS(Center for Chemical Process Safety)의 자료를 참조할 수 있으며, OREDA(Off shore & on shore Reliability Data)에서도 제안 자료를 참조할 수 있다[36].

<표 3-3> Independent Protection Layer PFD (CCPS)

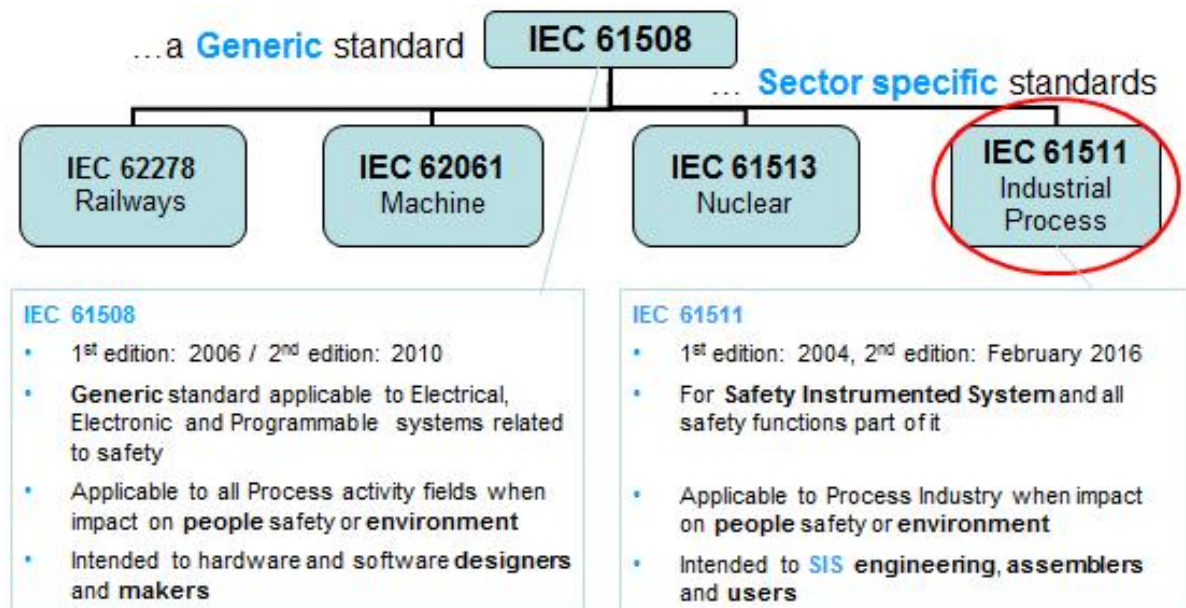
Independent Protection Layer	PFD
BPCS, if not associated with the initiating event being considered	1×10^{-1}
Operator alarm with sufficient time available to respond	1×10^{-1}
Relief valve	1×10^{-2}
Rupture disc	1×10^{-2}
Flame / detonation arrestors	1×10^{-2}
Dike / bund	1×10^{-2}
Underground drainage system	1×10^{-2}
Open vent (no valve)	1×10^{-2}
Fireproofing	1×10^{-2}
Blast-wall / bunker	1×10^{-3}
Identical redundant equipment	1×10^{-1} (max credit)
Diverse redundant equipment	1×10^{-1} to 1×10^{-2}
Other events	Use experience of personnel
SIS that typically consist of single sensor, logic and final element	1×10^{-1} to 1×10^{-2} SIL 1
SIS that typically consist for multiple sensors, multiple channel logic and multiple final elements (for fault tolerance)	1×10^{-2} to 1×10^{-3} SIL 2
SIS that typically consist of multiple sensors, multiple channel logic and multiple final elements. Requires careful design and frequent proof tests	1×10^{-3} to 1×10^{-4} SIL 3

3.3 Functional Safety

LOPA 기법에서는 HAZOP Study 결과 높은 위험을 허용 가능한 수준으로 경감시키기 위하여 여러 계층의 방호장치를 사용하고 있다. 특히, 안전계장시스템 (Safety Instrumented System, SIS)은 공정의 위험성을 경감하고 정량화하여 신뢰성을 평가하는 데 가장 효과적이다. 이러한 기법은 기능적 안전(Functional Safety) 규격을 적용하고 있고, IEC 61508 과 부속 규격, IEC 61511 등과 같이 규격화 되어 있다.

기능적 안전(Functional Safety)이란 시스템을 구성하는 하드웨어, 소프트웨어의 고장이나 운영하는 운영자의 오류(Human Error) 등에 대한 위험성을 정량화 하여 평가하고, 안전성을 향상하는 방안을 제시하고 있다.

자동차, 철도, 의료기기, 발전소, 자동화 설비, 화학 공정 제조분야 등 각 산업분야에 의무 혹은 적용을 권고하고 있다. 규격은 [그림 3-6]과 같은 구조로 구성되어 있다[31].



[그림 3-6] IEC61508, IEC61511 Standard structures

1) IEC 61508

IEC61508 은 International Electrotechnical Commission (IEC)에서 발표한 하나의 국제 표준이다. 주요 목적은 전자, 전기 혹은 프로그램 가능한 전자시스템(E/E/PES, Electrical / Electronic / Programmable Electric System)을 사용하여 안전 시스템을 실행할 때 고려해야

할 사항을 다룬 것이다. IEC61508 규격은 사용이나 적용에 관계없이 모든 E/E/PE 안전관련 시스템에 적용하는 일반적인 표준이다.

이 표준은 프로세스 또는 장비에 문제가 발생하면 안전 또는 환경에 위험을 초래할 수 있는 프로세스가 있다는 점을 기존 원칙으로 하고 있다. 표준은 프로세스의 예상하지 못한 이상과 시스템 고장을 목표로 하며, 프로세스 안전을 체계적이고 위험 기반 방식으로 관리할 수 있도록 한다. 이 표준은 위험성을 줄이기 위해 안전 기능이 제공되어야 한다고 가정한다. 안전 기능은 Safety Instrumented System(SIS) 와 함께 구성할 수 있으며, 이들의 설계와 동작은 제기된 위험에 대한 평가와 이해에 기초해야 한다.

IEC 61508의 두 번째 목적은 응용 분야 표준이 존재하지 않을 수 있는 E / E / PES 안전 관련 시스템의 개발을 가능하게 하는 것이다. 프로세스 산업의 이러한 2단계 지침은 IEC61511에 따른다[31].

2) IEC 61511

IEC61511은 설계 표준은 아니지만 개념에서 폐기에 이르기까지 시스템의 전체 수명 동안 안전 관리를 위한 표준이다. 이 접근 방식의 기본은 안전계장시스템(SIS, Safety Instrumented System)의 지정, 개발, 운영 또는 유지 보수와 관련된 활동을 설명하는 전반적인 안전 수명주기이라고 할 수 있다.

기능적 안전(Functional Safety)은 SIS 및 다른 방호계층의 올바른 기능에 의존하는 공정 및 기본 공정 제어 시스템(Basic Process Control System, BPCS)과 관련된 전반적인 안전의 일부입니다.

IEC 61511 표준은 세 가지 부분으로 구성되어 있다.

1 부는 준수 요구 사항 개요로 안전 수명주기 전반에 걸쳐 안전을 달성하기 위한 기술적 요구 사항뿐 아니라 프로젝트 계획, 관리, 문서화 및 역량 요구 사항이 정의한다. 일반적으로 파트 1은 규정 준수를 위한 특정 요구 사항을 정의한다는 점에서 '규범적'입니다.

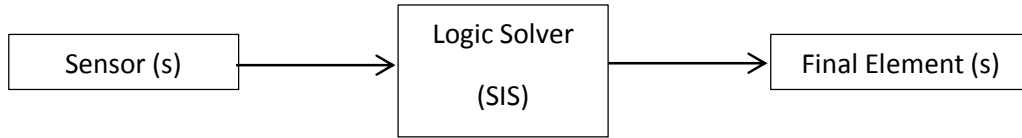
2 부는 1 부 사용에 대한 지침을 제공한다.

3 부는 안전 무결성(SIL) 수준의 할당으로 이끄는 위험 평가의 실제 사례를 제시한다.

3.3.1 SIS (Safety Instrumented System)

SIS(Safety Instrument System)는 화학 공정에 사용하는 가장 공학적인 안전장치라 할 수 있다. 이중화, 삼중화 등의 회로 구조를 가지고 있는 신뢰성이 높은 시스템으로, Logic Solver, SIL3 PLC, ESD(Emergency Shutdown system) 등의 명칭으로 표현되기도 한다.

SIS는 [그림 3-7] 과 같은 복수의 안전계장기능(SIF, Safety Instrumented Function)이 연결된 통합 시스템이다. 입력에 공정 Sensor를 연결하고 SIS 에는 Safety Logic 이 있으며, 출력에 최종 제어 요소가 연결되어 방호장치로 동작한다[34].



[그림 3-7] Safety Instrumented System (SIS)

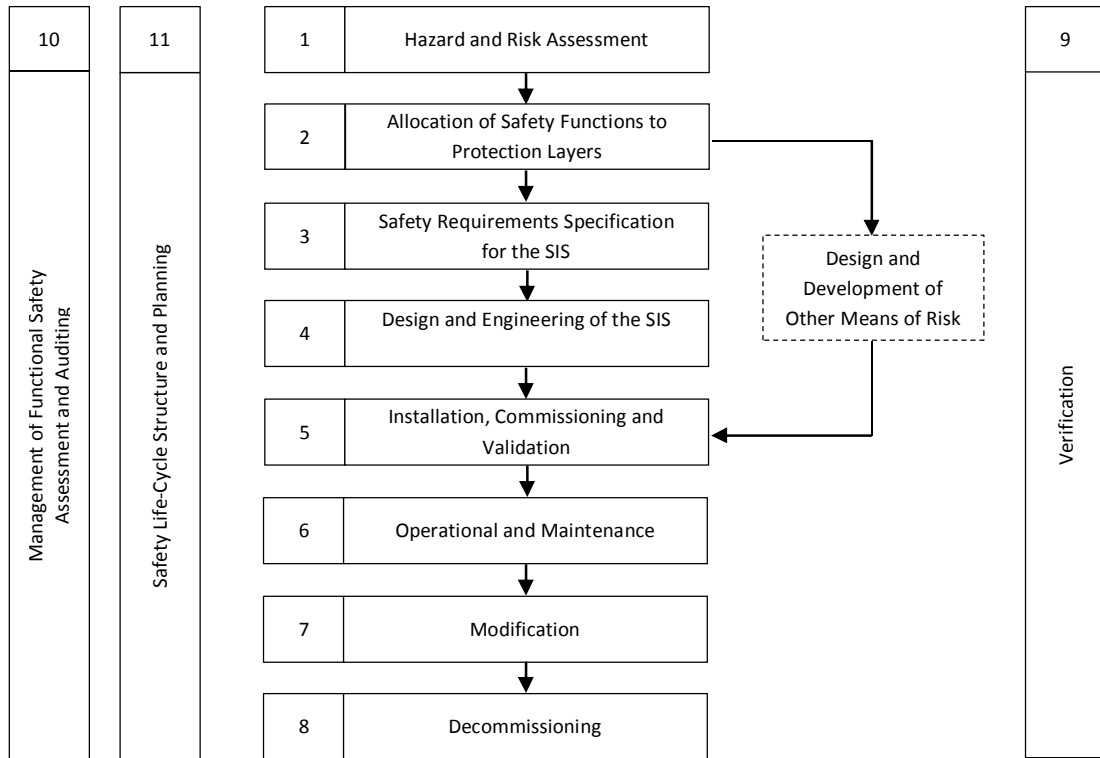
1993년 CCPS에서 제안한 Guidelines for Safe Automation of Chemical Process 를 통해 처음으로 소개되었다. 1996년, ANSI/ISA가 공정 산업을 위한 SIS의 적용을 위해 S84.01를 발표하였다. S84 위원회는 사용자와 공급자가 합의하는 표준을 작성하였고 IEC도 61508 초안을 발표하였다.

<표3-4> SIS Guidelines & Standards

Year	SIS Guide lines & Standards
1993	CCPS – Guide lines for Safe Automation of Chemical Process
1995	ISA-84.01 – Application of Instrument Safety System
1997	API 556 – Fired Heaters
1998	IEC 61508 – E/E/PES
2001	NFPA 85 – Boilers
2003	IEC 61511
2004	ANSI/ISA S-84.00.01 – Application of Instrument Safety System

3.3.2 SIS Lifecycle

SIS 라이프 사이클은 Safety Instrumented System(SIS)의 사양, 개발, 운영 또는 유지 보수에서 필요한 모든 활동을 요약합니다. 활동 범위에 따라 일부 단계에만 참여할 수 있지만, 전체 수명 주기의 접근 방식을 알고 있어야 한다[33][34].



[그림 3-8] IEC61511 Safety Lifecycle

1) Hazard and risk assessment

1 단계는 물리적, 사회적, 행정에 관한 경계의 범위를 정의하고 위험 및 위험 인식 측면에서 안전성 영향을 다룬다. 1 단계의 결과는 일반적으로 공정이나 설비와 관련된 HAZOP 및 위험성 평가에서의 잠재적 위험성의 식별과 허용 가능한 수준의 위험을 감소할 수 있는 방호계층의 안전 기능을 결정한다.

2) Allocation of safety functions to protection layers

2 단계는 이전 단계에서 식별된 안전 요구사항을 바탕으로 안전기능의 할당을 다룬다. 위험성 감소를 위하여 필요한 방호계층을 식별하고, 각 안전기능의 요구 수준을 결정한다.

3) Safety Requirements Specification for the SIS

3 단계는 4 단계의 안전기능 설계 및 Engineering 과 SIS 통합을 하기 위한 Safety Requirement Specification (SRS)에 관한 안전 기능을 다룬다. Demand mode, Bypass,

Failure Mode, Manual Shutdown, Restart, Operator Interface 등을 정의한다. 또한 위험성 평가 결과 필요한 SIF, BPCSIF, HIF Specification Sheets 를 작성한다. Interlock List, SIF List, Safety Cause & Effect Matrix 와 SIF 식별 명칭, Safety Integrity Requirement(PDF, SIL, RRF), Voting Circuit(MOON) 등을 포함하여 작성한다.

4) Design and Engineering of the SIS

4 단계는 프로세스를 정의하며, 환경 및 운영 고려 사항을 설명하고 다음 단계의 범위를 설정하는 단일 기능 설계 규격 또는 유사 문서에서 적절하게 다룰 수 있다. Sensor 와 Final Element, Logic Solver 에 대하여 Component Failure, Common Failure, Proof Test 등 요구사항에 대하여 검토한다.

5) Installation, Commissioning and Validation

이 단계는 설계 의도 대로 안전기능이 바르게 구현되는 지, 언제든지 동작할 수 있는 지, 설비 수명까지 안전 성능을 유지할 수 있는 지 검토한다. SIS를 설치하고 초기 시운전과 Test Sheet 를 작성한다.

6) Operational and Maintenance

수동운전 절차 및 조치, 정기 Proof Test 절차, Test Sheet, Tripping 조치, 유지보수 등에 관하여 조치한다.

7) Modification

공정 혹은 설비의 변경은 MOC(Modification of Change) 절차에 따라 실행하고, SIS Lifecycle에 영향을 분석하고 라이프 사이클의 단계에 맞춰 실행한다.

8) Decommissioning

용도가 폐기되는 SIF에 대하여 전체 Process 관계와 영향을 분석한다. 위험성 평가, 방호계층 할당 단계, SRS, SIS Design 등 분석하고 관련된 Documentation의 정리한다.

9) Verification

Functional Safety 평가와 검증의 목표는 다음의 내용을 점검한다.

- SIS Lifecycle 의 어떤 단계 활동과 관련된 인원들의 기술력
- PTi Test의수행 결과
- Tripping 조치 기록
- SIS Maintenance 조치 기록 등 전반의 내용을 검증하고 감사한다.

10) Safety Life-Cycle Structure and Planning, Management of Functional Safety
 각 단계별 참여 조직을 구성하고 역할을 정의한다. <표3-5>는 단계별 준비사항과 산출 결과물을 정의하였다.

<표3-5> SIS Lifecycle documentation

LIFECYCLE	COMMON DOCUMENTS	SIF SINGLE DOCUMENTS RECORDING
1 - Hazard and Risk assessment 2 - Allocation of safety functions to Protection Layers	- Risk assessment report	- SIF Lifecycle Sheet
3 - Safety Requirements Specification (SRS) for the SIS 4 - SIS Design and Implementation	- User Approved Safety list - Functional Specifications (SRS): SIF List (+ Cause & Effect Matrix - Interlocks List) - General SIS requirements	- SIF Reliability Diagram - PFDavg/PFH calculation - SIF specification
5 - Installation, Commissioning & Validation	- Initial test procedures - Validation report	- Initial Test Sheet
6 - Operation & Maintenance	- Periodic test procedures - Unavailability Management List - Testing Plan of Periodic Tests - Maintenance procedure - Analysis report - MOS logbook	- Periodic Test Sheet - Unavailability Sheet - Trip recording sheet - Maintenance Recording Sheet
7- Modification 8- Decommissioning - Dismantling	- Impact Assessment - MOC (Management Of Modification)	Refer to SIS Lifecycle from Stage 1 to Stage 5
9- Functional Safety Assessment and Validation	- Auditing Report	- Auditing Sheets

3.3.3 SIS 구성

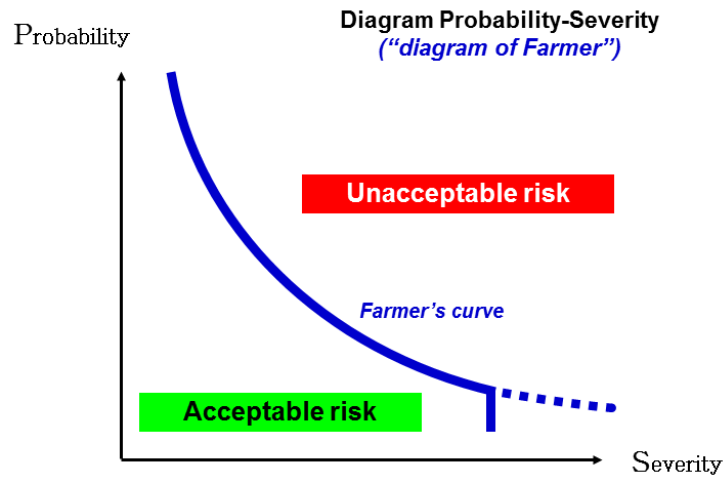
공정의 위험성 평가 결과 안전무결성(SIL, Safety Integrity Level)에 따라 효과적인 방호계층을 적용해야 허용 가능한 수준으로 위험성을 경감하는 목표에 도달할 수 있다. SIS 설계 및 구성에 중요한 변수는 다음과 같다.

- PFD(Probability of Failure Demand): 작동이 요구 될 때 고장확률
- SIL(Safety Integrity Level): 위험성 평가 결과 요구되는 방호계층의 안전무결성의 목표와 달성
- PTi(Periodic Test interval): 신뢰성을 유지하기 위한 검증

SIF 를 구성하는 방법에 따라 안전 무결성을 높일 수 있으며, 각각의 SIF 에 대하여 PFD를 계산하고 PTi를 산정하여 SIL을 산정할 수 있다.

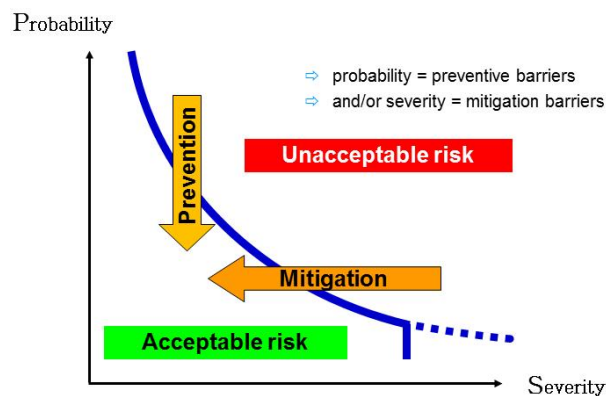
3.3.4 Risk Reduction

위험감소는 기존의 관리할 수 있는 가능성 범위를 최소화하고, 심각성의 범위를 줄여나가는 것을 고려하는 것이다. [그림 3-9]는 Famer’s Curve로 가능성(P)-심각도(S)를 두 영역으로 나누는 것으로 위험성 감소는 가능성(Probability)이나 빈도(Frequency)를 낮추어 위험성을 완화하는 방법을 찾는 과정이다.



[그림 3-9] Farmer’s Curve

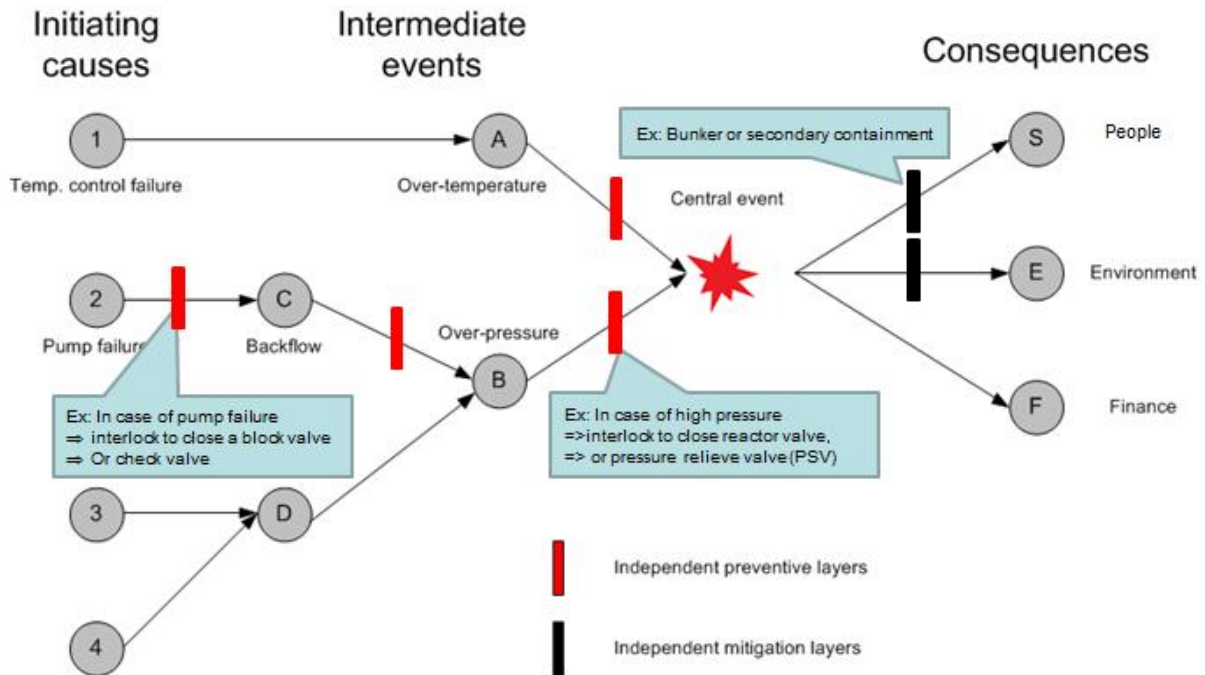
위험성은 가능성을 낮추기 위한 예방(Prevention)할 수 있는 방호계층과 심각성을 완화(Mitigation)할 수 있는 방호 계층으로 허용 가능한 수준까지 감소시켜야 한다. [그림 3-10]은 가능성과 예방 그리고 심각성과 완화 관계를 표시한다[32].



[그림 3-10] Risk Reduction

사고의 예방을 위한 방호계층과 완화를 위한 방호 계층을 [그림 3-11]에 예시하고 있다. 가령, 초기 개시사건 1번은 온도 센서가 고장일 경우로, 온도 측정이 되지 않아 온도 상승으로 압력이 동반 상승할 수 있다. 이 경우 압력 방출 밸브가 작동하여 사고의 발생을 예방할 수 있다.

사과의 완화 장치는 모든 예방 장치가 실패하더라도 방류 독과 같은 완화 방호 장치로 토양의 오염과 같은 피해를 경감할 수 있다[32].



[그림 3-11] Preventive Layer and Mitigation Layer

3.4 Failure Concept

안전 기능의 작동 요구 시 고장 확률 (PFD)은 안전 기능의 구성 요소가 동작이 요청되었을 때 의도된 기능을 수행하지 않을 확률로 정의한다.

3.4.1 Systematic Failure

설계, 실행, 프로그램, 유지보수나 변경의 수행 단계에서 발생하는 사람과 관련된 오류라고 할 수 있다. 원인이 발견되면 제거하고 검증과 검정과정을 거쳐 발생을 줄일 수 있다. 이러한 고장은 정성적 접근으로 관리할 수 있다.

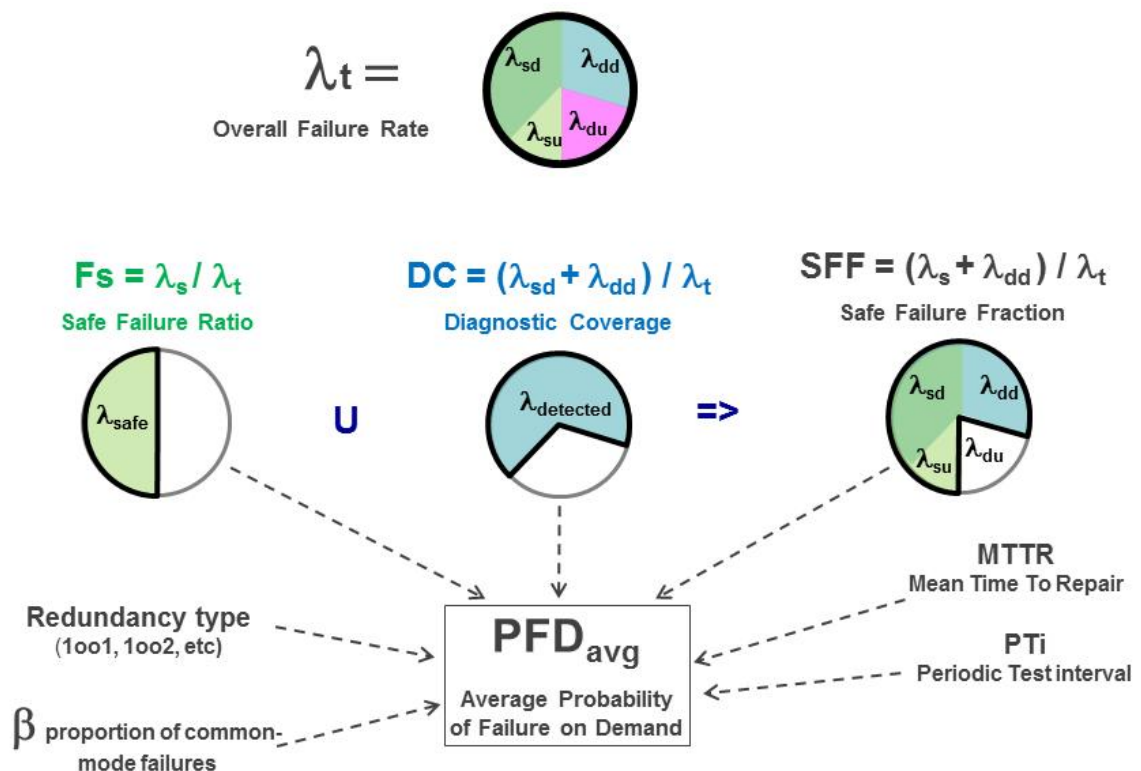
3.4.2 Random Failure

설비나 장치에 의한 고장으로 오작동이나 Sensor, Logic Solver, Final Element의 구성 장치나 SIS 장치가 정지되는 결과를 가져올 수 있다. 이러한 고장의 구성 장치를 선택하거나 자기 진단 능력을 가진 구성 장치나 서브장치를 사용한다든지 이중화를 사용하여 영향을 제한할 수 있다. Random Failure 는 신뢰성 평가와 같은 정량적인 접근을 관리할 수 있다.

3.4.3 안전고장 율 (Safety Failure Fraction)

주어진 시간 동안(t)의 고장확률은 λ 로 하여 안전고장(FS), 진단이 가능한 범위(DC), $\lambda(t)$ 에 서의 안전한 고장(SFF)을 구할 수 있다.

$F_s \cup DC = SFF$ 가 되며, λ_{du} 는 위험한 고장(Dangerous Undetected Failure)이며 고장 발 생 시 방호장치로서 기능적 안전을 수행하지 못하고 공정에 영향을 주는 원인이 될 수 있다. 이 외에 [표 3-12] 의 식을 이용하여 SFF, SIF 구조, β Common Mode Failure, PTi를 적용하여 PFD_{avg} 를 계산할 수 있다. 산출된 PFD_{avg} 값으로 SIL을 결정하여 Risk Assessment 의 Target SIL 을 충족여부를 판단할 수 있게 된다[31].



λ_{sd} : Safety detected Failure, 고장을 감지하는 안전한 고장

λ_{su} : Safety undetected Failure, 고장을 감지하지 못하는 안전한 고장

λ_{dd} : Dangerous detected Failure, 고장을 감지하는 위험한 고장

λ_{du} : Dangerous undetected Failure, 고장을 감지하지 못하는 위험한 고장

[그림 3-12] Failure Concept and Calculations

β Common Mode Failure 는 $\lambda_{cm} = \beta * \lambda$ 로 산출하고 λ 의 %로 표기한다. 방호장치를 연결 하는 부분이나 Steam Tracing, 유지보수 절차, 에어나 전기공급장치, 고온환경 같은 곳에서 발 생하는 고장 부분이다. 일반적으로 $2\% < \beta < 10\%$ 로 산정한다.

구성 요소 또는 시스템의 고장 확률 (λ)은 주어진 시간 이후 고장이 발생할 확률이며, 평균 고장 간격 시간 (MTBF)의 역수가 된다.

$$\square \quad \lambda \approx 1 / \text{MTBF} \text{ ----- 식(1)}$$

이 확률은 구성 요소 또는 시스템의 신뢰도 (R)를 식(2)로 표시하고, 시간이 지남에 따라 신뢰도는 감소하게 된다.

$$R(t) = e^{-\lambda t} \text{ ----- 식(2)}$$

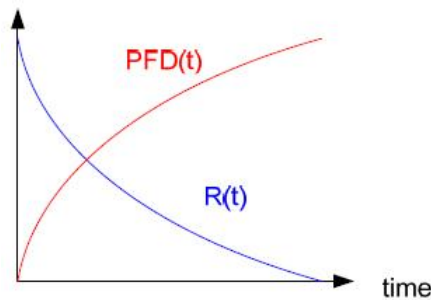
신뢰할 수 없거나 작동 요구 시 고장 확률 (PFD)은 구성 요소 또는 시스템이 활성화 될 때 의도한 기능을 수행하지 않을 확률을 식(3)과 같이 산출할 수 있다.

$$PFD(t) = 1 - e^{-\lambda t} \text{ ----- 식(3)}$$

위험에 대한 고장확률로써 PFD 는 구성 요소의 위험한 고장을 감지하지 못하는 확률 식(4)와 같이 산출한다.

$$PFD(t) = 1 - e^{-\lambda_{DU}t} \text{ ----- 식(4)}$$

신뢰도와 작동 요구 시 고장확률과 신뢰도는 시간이 경과함에 따라[그림 3-13]과 같이 모두 떨어지는 함수 관계를 가지고 있다.



[그림 3-13] Relation of the Reliability(t) and PFD(t)

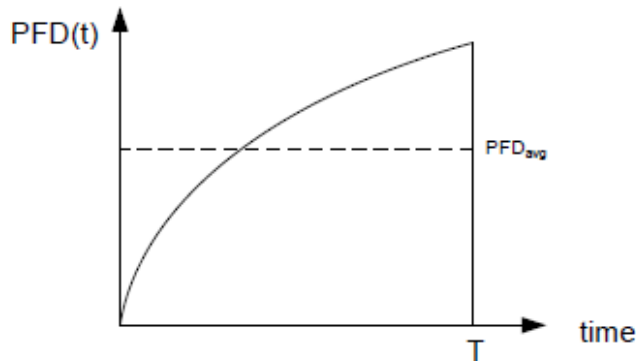
PFD_{avg} 값은 구성 요소 또는 시스템이 정의된 시간 T 동안 활성화 될 때 설계된 기능을 수행하지 않을 평균 확률을 나타내는 데, $\lambda_{DU}T < 1$ 이라고 가정하면, 식(5)와 같이 지수 함수의 시리즈 확장을 사용할 수 있습니다.

$$e^x = 1 + \frac{x}{1!} + \frac{x^2}{2!} + \frac{x^3}{3!} + \dots = \sum_{n=0}^{\infty} \frac{x^n}{n!} \text{ ----- 식 (5)}$$

여기서 PFD_{avg} 가 식(6)과 같이 표현 될 수 있도록 1 이상의 차수를 무시할 수 있다.

$$\overline{PFD} \cong \frac{\lambda_{DU}T}{2} \text{ ----- 식 (6)}$$

아래 그림은 PFD(t)와 PFD_{avg}의 상관 관계를 나타낸다. 시간이 경과할수록 고장확률은 증가하게 되고, 평균 고장확률도 높아지게 된다.



[그림 3-14] Relation of PFD(t) and PFD_{avg}

PFD_{avg} 값과 신뢰도를 유지하기 위하여 SIF를 T 시간 간격으로 Test를 실시하여야 한다.

T 값의 간격을 Proof Test Interval 이라고 하며, 이 주기는 SIF 의 신뢰성과 고장확률로 연결되어 결국 SIL 값에 영향을 주게 된다.

예를 들어, T 시간 동안 고장 건수가 2회이고, Test 주기는 1년일 경우와 2년일 경우를 비교한다. 단일 Sensor의 경우로 계산식을 식(6)을 적용한다.

1) T: 1,000,000 Hours, Number of Failure: 5 Time, Proof Test Interval: 8,760 hours

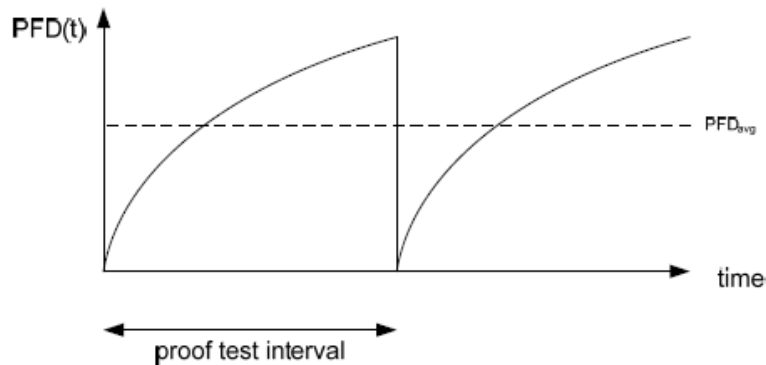
$$PFD_{avg} = ((2/1,000,000) * 8,760) / 2$$

= $8.76 * 10^{-3}$ 이고, RRF 로 변환하면, 114.2 가 되어 SIL 2 가 된다.

2) T: 1,000,000 Hours, Number of Failure: 5 Time, Proof Test Interval: 17,520 hours

$$PFD_{avg} = ((2/1,000,000) * 17,520) / 2$$

= $1.75 * 10^{-2}$ 이고, RRF 로 변환하면, 57.1 이 되어 SIL 1 가 된다.



[그림 3-15] Proof Test Interval

PFD average 값은 IEC61508-6 에서 제시하는 단순화된 <표3-5>의 PFD_{avg} 공식을 활용하여 계산할 수 있다. Voting 시스템은 센서의 구성 수량에 따라 구별하여 적용한다.

위험한 감지된 고장 ($\lambda_{DD} = 0$, $\lambda_D = \lambda_{DU}$ 및 $\beta_D = 0$)의 경우 시스템을 안전한 상태로 만들기 위해 적절한 조치가 취해진다고 간주할 경우, Equations A를 적용한다. $MTTR < T_1$ and $\beta < 1$ 것으로 고려할 때는 Equations B를 적용한다[32].

λ_{DU} : Dangerous undetected failure rate (per hour) of a channel in a system

T_1 : Proof test interval (hour), 1 Year = 8,760 hours

β : Fraction (between 0 and 1) of undetected failures

MTTR: Mean time to repair (hour)

<표3-6> PFD Calculations

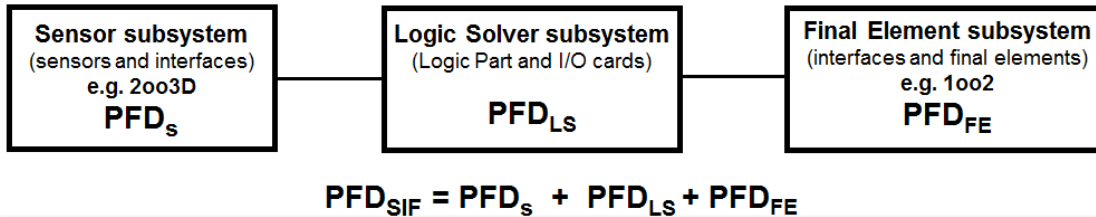
Equations A	Equations B
“1001” voting system	
$\overline{PFD} \cong \lambda_{DU} \frac{T_1}{2}$	$\overline{PFD} \cong \lambda_{DU} \frac{T_1}{2}$
“1002” voting system	
$\overline{PFD} \cong \frac{1}{3}(1-\beta)^2 \lambda_{DU}^2 T_1^2 + \beta \lambda_{DU} \left(\frac{T_1}{2} + MTTR\right)$	$\overline{PFD} \cong \frac{1}{3} \lambda_{DU}^2 T_1^2 + \beta \lambda_{DU} \frac{T_1}{2}$
“2002” voting system	
$\overline{PFD} \cong 2 \lambda_{DU} \left(\frac{T_1}{2} + MTTR\right)$	$\overline{PFD} \cong \lambda_{DU} T_1$
“2003” voting system	
$\overline{PFD} \cong (1-\beta)^2 \lambda_{DU}^2 T_1^2 + \beta \lambda_{DU} \left(\frac{T_1}{2} + MTTR\right)$	$\overline{PFD} \cong \lambda_{DU}^2 T_1^2 + \beta \lambda_{DU} \frac{T_1}{2}$
“1003” voting system	
$\overline{PFD} \cong \frac{1}{4}(1-\beta)^3 \lambda_{DU}^3 T_1^3 + \beta \lambda_{DU} \left(\frac{T_1}{2} + MTTR\right)$	$\overline{PFD} \cong \frac{1}{4} \lambda_{DU}^3 T_1^3 + \beta \lambda_{DU} \frac{T_1}{2}$

PFD_{avg} 산출을 위한 절차는 다음과 같이 수행한다.

- Subsystem으로 SIF를 나누고 RBD(Reliability Block Diagram) 를 작성한다.
- 운전모드를 선택한다.
- RBD의 구성요소를 선택한다.
- 이중화 구조를 정의하려면 구조 요구사항을 검토한다.
- 이중화 구조의 경우에 Common Mode Failure를 산정한다.

- MTTR 을 결정한다.
- 각 하위시스템의 PFD를 산출한다.
- 요구 SIL을 준수하기 위한 PFD_{avg} 의 충족 여부를 점검하고, 전체 SIF의 PFD_{avg} 를 산출한다.

$$PFD_{avgSIF} = PFD_{avgSensor} + PFD_{avgLogicSolver} + PFD_{avgFinalElement} + PFD_{avgFinalElementinterface}$$



[그림 3-13] PFD Calculations

3.4.4 안전무결성(SIL, Safety Integrity Level)

SIL 은 주어진 조건하에 있는 안전 관련 시스템이 주어진 시간 내에 요구되는 안전 기능을 만족스럽게 수행할 수 있는 확률을 의미한다. 1등급에서 신뢰도가 가장 높은 4 등급까지 구분하여 표시하고 RRF로 변환하여 표현할 수 있다.

PFD_{avg} 를 산출하고 나면 결과값으로 공정의 안전무결성 목표에 도달여부를 판단할 수 있다.

SIL 등급은 <표3-7>과 같이 규격으로 정의되어 있다.

RRF (Risk Reduction Factor)는 식(1)로 산출할 수 있다.

$$RRF = 1 / PFD_{avg} \text{ ---- 식 (1)}$$

<표3-7> Safety Integrity Level

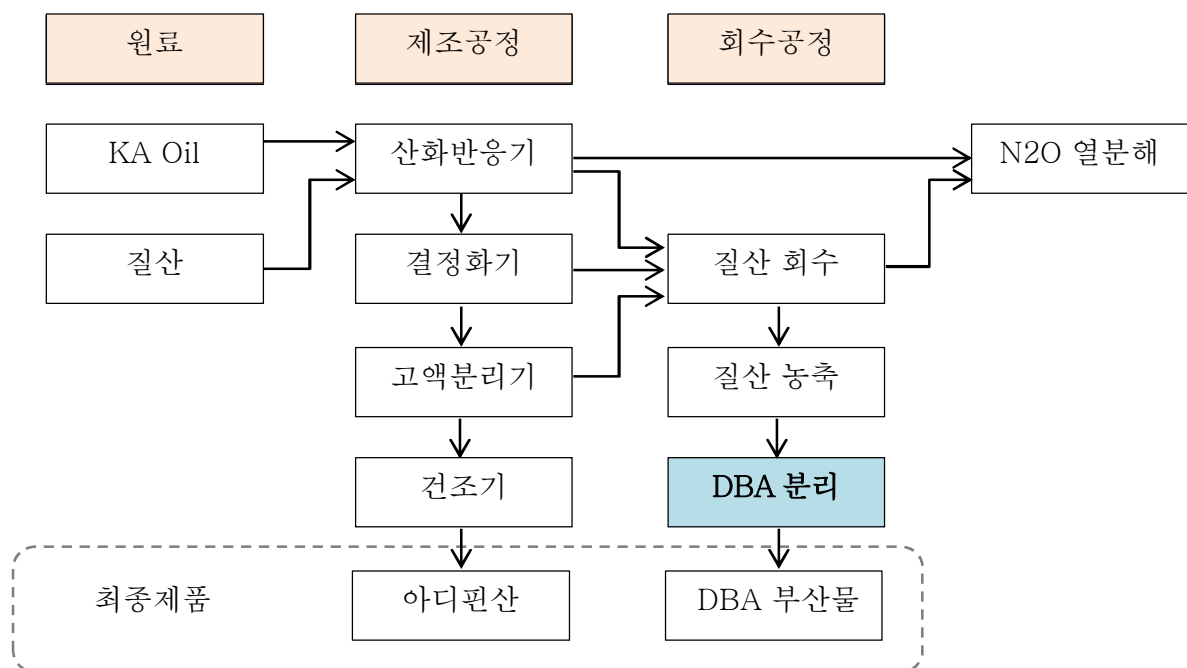
SIL	RRF	Low Demand Mode	High Demand Mode or Continuous Mode
		PFD_{avg}	PHF
4	$10000 \leq RRF < 100000$	$10^{-5} \leq PFD < 10^{-4}$	$10^{-9} \leq PFH < 10^{-8}$
3	$1000 \leq RRF < 10000$	$10^{-4} \leq PFD < 10^{-3}$	$10^{-8} \leq PFH < 10^{-7}$
2	$100 \leq RRF < 1000$	$10^{-3} \leq PFD < 10^{-2}$	$10^{-7} \leq PFH < 10^{-6}$
1	$10 \leq RRF < 100$	$10^{-2} \leq PFD < 10^{-1}$	$10^{-6} \leq PFH < 10^{-5}$

제 4 장 DBA 분리 공정에 대한 위험성 평가 사례 연구

아디핀산(Adipic Acid)은 나프타(Naphtha)에서 추출한 벤젠을 주 원료로 만들며, 용도는 나일론 수지와 폴리우레탄의 원료로 사용된다. 나일론 수지는 나일론 6.6 를 만드는 데 사용하며 엔지니어링 플라스틱의 원자재로 주로 자동차 내장재와 의류, 전기부품 재료 등으로 사용된다. 폴리우레탄은 신발과 인조가죽 및 각종 플라스틱 제조에 사용된다.

4.1 아디핀산의 제조 공정 개요

아디핀산의 제조 과정은 질산과 KA-OIL 을 주원료로 하여 반응 공정을 거쳐 최종 제품을 생산한다. 이 과정에서 잉여 질산은 회수하여 농축 공정을 거치고 농축된 질산에는 일부 촉매와 DBA 를 포함하고 있다. 촉매는 재생하고, DBA 는 다시 농축과 분리공정을 거쳐 부산물로 최종 제품화하여 생산한다.



[그림 4-1] 아디핀산 제조공정 흐름도

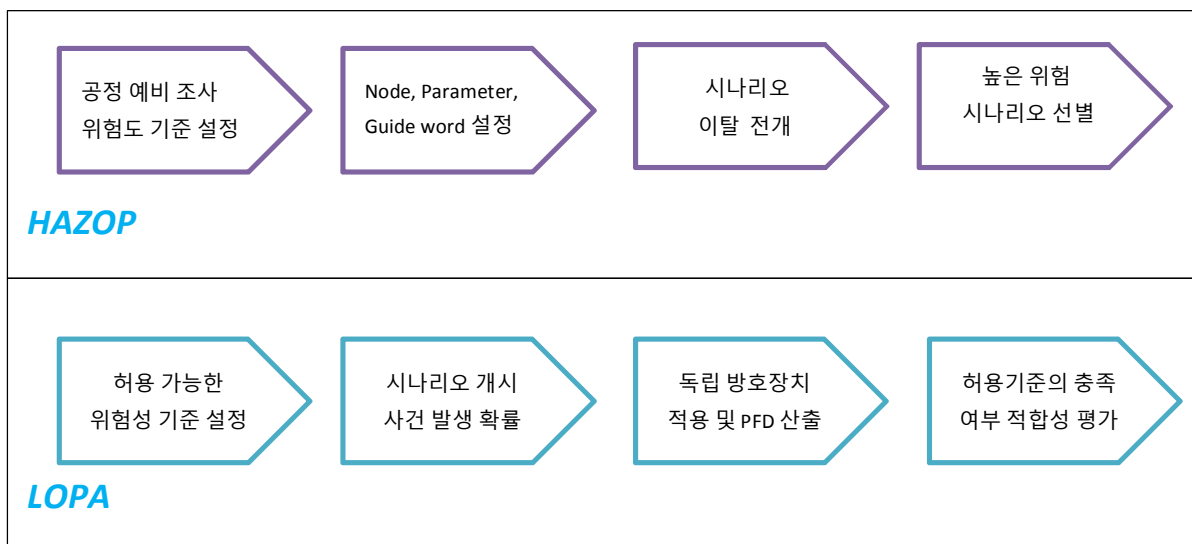
DBA 분리공정은 정기적인 공장보수 외에 2 연속 운전되고, 물질 분리를 위한 증발장치(Low Pressure Column)에서 질산 농도 약 50% + DBA 농도 약 15% + H₂O 인 유체를 DBA Purge 공정으로 이송하여 1 차 증발장치(E-01)와 분리기 (R-01) 및 2 차 증발장치(E-02)와 분리기(R-02)에서 Medium Pressure Steam 을 이용하여 물과 주원료로 재사용할 수 질산을 분리하는 공정이다.

제조공정의 유해·위험 요인은 화학적 화상과 부식성의 질산과 반응에서 발생하는 질소산화물(NOx) 가스(Vapor) 그리고, 고온고압의 액체, 기체 등이 있다. 특히, 질산(Nitric Acid)은 고온의 조건에서 폭주 반응이 일어날 수 있고 영향은 배관이나 반응기가 폭발할 수 있다. 예상 피해는 설비 근처의 운전자가 화학적 화상과 같은 상해를 입거나 질소산화물 가스의 흡입에 의한 상해를 입을 수 있고, 주위의 국부적인 환경 오염이 발생할 수 있다.

본 사례 연구는 DBA 분리 공정에 첫 단계로 정성적 위험성 평가기법으로 HAZOP 을 적용하고, 높은 위험으로 도출된 시나리오는 두 번째 단계에서 준 정량적 위험성 평가 기법인 LOPA 를 적용한다. 세 번째 단계에서는 두 가지의 위험성 평가 결과는 사고 예방 및 위험성 완화 대책에 대하여 검증 과정을 거쳐 유효성을 확인한다.

4.1.1 공정 위험성 평가의 구성

사례 공정의 공정 위험성 평가는 HAZOP Study 를 적용하여 정성적 위험성 평가를 실시한다. 공정의 설계 의도를 벗어나는 이탈의 시나리오를 도출한다. 위험도가 높은 시나리오는 선별하고 LOPA 를 적용한다. 먼저 위험 허용 수준(Risk Tolerance Criteria)을 설정한다. 초기 개시사건의 발생 확률과 독립방호장치의 고장확률을 산정하여 위험 허용 수준의 초과 여부를 판단한다. 기존의 방호 장치로 부족한 시나리오는 추가적인 방호 장치를 적용하여 LOPA 적합여부 즉, 목표 SIL 에 충분한 방호 대책 여부를 최종 판단한다. 전체의 구성과 흐름은 [그림 4-2] 공정 위험성 평가의 흐름과 같이 전개하고 전체 과정을 모형화 한다.



[그림4-2] 사례 공정 위험성 평가의 구성과 흐름도

4.1.2 공정안전 자료

공정에 잠재된 유해·위험 요인을 식별하기 위하여 예비조사를 실시하였다. 공정 도면, 위험물질 자료와 설비자료, 운전절차서 등의 내용을 검토하였다.

1) 공정의 유해·위험물질

공정에서 원료로 사용하거나 최종 제품 형태로 만들어진 물질도 취급하는 근로자의 상해나 환경 오염의 원인이 될 수 있기 때문에 <표 4-1>유해·위험물질 물성 목록과 같이 물질 정보와 취급·저장 물질의 화학적, 물리적 위험성과 저장량을 파악하고 목록으로 작성하였다.

<표 4-1>유해·위험물질 물성 목록

화학 물질	노출 기준	독성치	인화점	발화점	부식성	이상반응 유무	저장량
			(℃)	(℃)	유무		
아디핀산	TWA : 5mg/m ³	경구: LD50 : 5,560 mg/kg 흡입 : 해당 농도에서는 사망하지 않음 LC50 - 4h (분진) 경피: 해당 농도에서는 사망하지 않음 LD50: 7,940 mg/kg	196	>400	O	강산화제, 강산, 염기	500 m ³
질산 (67%~68%)	TWA:2ppm STEL:4ppm	경구: LD50 > 2,000mg/kg 경피: LD50 > 2,000mg/kg 흡입: LC50 > 20mg/l	N.A	N.A	O	가연성물질, 물	1,026 m ³
DBA	TWA : 5mg/m ³	경구: LD50 > 6,000 mg/kg 경피: 흡입으로 인한 유해 물질로 분류되지 않음 흡입: LD50 7,940 mg/kg	자료 없음	자료 없음	O	염기/가연성물질 /환원제/금속염/ 산화성물질	20ton

2) 물질안전보건 자료

유해·위험물질은 [그림 4-3]과 같이 물질안전보건자료(MSDS, Material Safety Data Sheet)를 공급회사로부터 받거나 조사하여 취급, 저장 시 접촉과 누출로 인한 위험성을 식별한다. 예들 들어, 질산의 물리화학적 특징은 자극적인 냄새가 나고 끓는 점은 121℃이며, 물과 접촉하면 발열반응을 할 수 있다. 열 분해 시 생성되는 유해물질은 질소 산화물(NO_x Gas)이다. 독성을 가지고 있고, 피부에 부식성이 있어 격렬한 화상의 위험이 있다.

1. 화학제품과 회사에 관한 정보

- 가. 제품명 : **질산 (NITRIC ACID) 60~70 %**
- 나. 제품의 권고 용도와 사용상의 제한
제품의 권고 용도 : 농질산 제조, 액체 산화제 제조, Adipic acid 70, 반도체 에칭 및 세정 등
제품의 사용상의 제한 : **독성 및 비가연성 물질(수분에 민감)**
- 다. 제조자/수입자/유통업자 정보
* 제조자 정보
- 회사명 : (주)한화 운산공장
- 주 소 : 울산광역시 울주군 온산읍 산남길 32
- 긴급전화번호 : 052-237-6516

2. 유해·위험성

- 가. 유해성·위험성 분류
산화성 액체 : 구분 3
피부 부식성/피부 자극성 : 구분 1
심한 눈 손상성/눈 자극성 : 구분 1
특정표적장기 독성(1회 노출) : 구분 1
특정표적장기 독성(반복 노출) : 구분 1
흡인 유해성 : 구분 1
- 나. 예방조치문구를 포함한 경고표지 항목
그림문자



신호어 : 위험

유해·위험문구 : H272 화재를 강렬하게 함 ; 산화제
H304 삼켜서 기도로 유입되면 치명적일 수 있음
H314 피부에 심한 화상 또는 눈에 손상을 일으킴
H318 눈에 심한 손상을 일으킴
H370 (호흡기계)장기에 손상을 일으킴

[그림4-3] 물질안전보건 자료(MSDS)

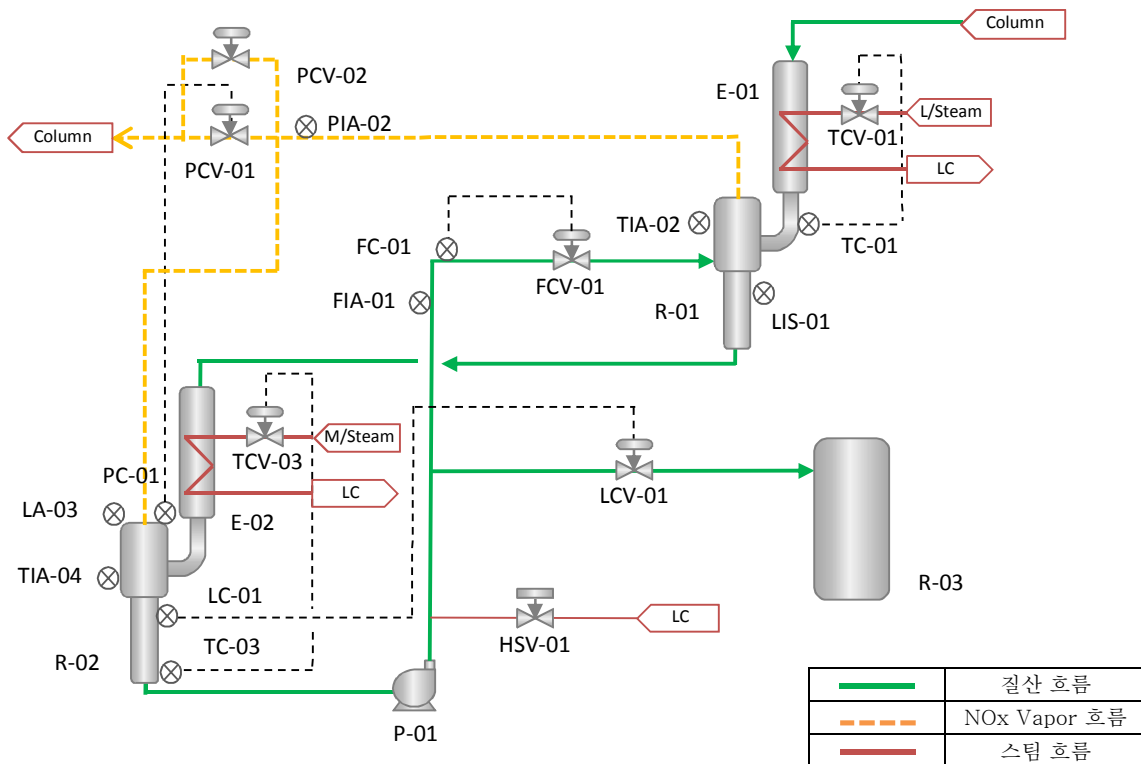
3) 공정 배관 및 계기 개략도(Piping & Instrument Diagram, P&ID)

공정의 주요 설비를 중심으로 배관과 계기의 구성 및 공정의 흐름을 표시한다. 사례 공정을 [그림 4-4]와 같이 P&ID 를 다이어그램으로 작성하였다. NOx Vapor Line 은 Pressure Indicator 와 Control Valve 가 Bypass 를 포함하여 이중화로 설치되어 있다.

1st Separator R-01 은 Level Indicator 와 Temperature Sensor 가 있고, 1st Evaporator E-01 의 Steam Line 에는 Temperature Control Valve 가 있다.

2nd Separator R-02 는 Pressure Indicator, Temperature Sensor, Level Indicator 가 있고, 2nd Evaporator E-02 의 Steam Line 에는 Temperature Control Valve 가 있다.

P-01 Pump 와 Feed Line 에는 Level Control Valve 가 있다. Pump 출구에는 LC(Steam Condensate) Line 에 On/Off Valve 가 있다. Process 의 Temperature 와 Pressure 등 Parameter 를 조절하는 Control Valve 는 Instrument 와 점선으로 연결하여 구성을 표시하였다.



[그림 4-4] 공정 개략도

4) 설비목록

공정 위험성을 평가하는데 필요한 공정 주요 설비 및 위험물질의 반응기, 저장조 등의 자료를 목록화하여 HAZOP Study 시에 활용한다.

<표 4-2> Chemical Equipment List

구분	설비 명칭	취급 물질	농도 (%)	물질 상태	연결 정보 (inch)	압력(Kg/cm ² G)		TEMP. (°C)		
						설계	운전	설계	운전	
E-01	1 st Evaporator	SHELL	LS	H2O(99%)	LIQUID	12	4.4	3.5	190	139
		TUBE	HNO ₃ +H2O +T-DBA	HNO ₃ (50%)+H2O(35%)+ T-DBA(15%)	LIQUID	2	8.1	0.4bar	110	98
R-01	1 st Separator	SHELL	DBA+HNO ₃ +H2O	DBA(74%)+HNO ₃ (10%) +H2O(16%)	LIQUID	2	8	150torr	185	98
		JACKET	LS	H2O(99%)	LIQUID	1	8	-	175	-
E-02	2 nd Evaporator	SHELL	MS	H2O(99%)	LIQUID	1	8.7	5.2	195	165
		TUBE	DBA+HNO ₃ +H2O	DBA(74%)+HNO ₃ (10%) +H2O(16%)	LIQUID	6	8	0.3bar	130	125
R-02	2 nd Separator	DBA+HNO ₃ +H2O	DBA(74%)+HNO ₃ (10%) +H2O(16%)	LIQUID	6	8.16	150torr	185	125	

공정의 동력설비는 분리기 간의 질산을 순환하는 펌프 1 대(P-01)로 구성되어 있다. [표 4-3]와 같이 용량과 상세한 사양을 유체의 물질성분을 표시해야 한다. 취급물질은 DBA 38%와 질산 성분(HNO₃)이 4%가 혼합된 성분이며, 재질은 SUS 304 로 제작되었다.

<표 4-3> Equipment List (Rotating Machine)

구분기호	동력기계명	취급물질 (%)	토출 압력		토출 온도 ° C	토출 유량		용량 (kW)	주요재질
			Kg/cm ²	Mpa		m ³ /hr	kg/hr		
P-01	CIRCULATION PUMP	DBA(38%)+ HNO ₃ (4%)	3.1	0.30	135	55	71500	18	304SS NG

4.2 HAZOP Study

HAZOP Study 에서 사고 발생의 빈도, 사고 결과의 강도, 위험도 대조표(Matrix) 등은 위험성 기준은 KOSHA Guide P-82-2012 연속공정의 위험과 운전분석(HAZOP) 기법에 관한 기술지침 에서 제시하고 있는 기준을 적용한다.

1) 공정 변수 (Specific Parameter)

위험성 평가에 필요한 공정 이탈을 전개하기 위하여 공정의 변화를 나타내는 특정변수는 설정한다. 온도(Temperature), 압력(Pressure), 레벨(Level), 유량(Flow), 역류(Reverse), 누출(Leakage) 등을 기준으로 가이드워드와 조합하여 공정의 이탈을 전개한다.

2) Guide word

가이드 워드는 공정의 변수 상태를 의미하는 단어로, 공정의 특정변수와 설계의도, 가이드 워드로 검토구간(Node) 별로 목록을 작성하고, 가이드 워드의 적용 여부를 [표 4-4]와 같이 표시한다.

<표 4-4> Guide word List

Process Parameter	Guide word						
	No	More	Less	Part of	As well	Reserve	Other
	(No Flow)	(High)	(Low)	(Wrong Amount)	(Added)	(Back Flow)	(Wrong)
Flow	O	O	O	X	X	O	O
Pressure	O	O	O	X	X	X	X
Temperature	X	O	O	X	X	X	X
Level	X	O	O	X	X	X	X

3) 사고 발생 빈도(Probability)

공정 위험성 평가(HAZOP)을 전개하면서 공정 이탈로 인한 사고의 원인이 되는 초기 개시 사상(Event)의 발생 가능성 혹은 빈도를 [표 4-5]와 같이 목록으로 만들고, 빈도에 따른 등급을 부여한다. 목록은 사업장 규모와 설비나 공정의 특성에 따라 만들 수 있다.

<표 4-5> 사고발생 빈도

3	상	설비수명기간에 공정사고가 1 회이상 발생
2	중	설비수명기간에 공정사고가 발생할 가능성이 있음
1	하	설비수명기간에 공정사고가 발생할 가능성이 희박함

4) 사고 결과의 강도 (Severity)

위험이 없는 강도와 경미한 부상부터 사망사고까지 경중을 판단하여 사고 결과의 심각도를 [표 4-6]과 같이 목록을 만들고 적용한다. 사고의 강도와 경제적 손실은 사업장 규모에 맞게 변경하여 사용할 수 있다.

<표 4-6> 사고 결과 강도

4	치명적	사망, 부상 2명 이상, 재산손실 10억원 이상, 설비 운전정지기간 10일 이상
3	중대함	부상 1명 이상, 재산손실 1억원 이상, 설비 운전정지기간 10일 미만
2	보통	부상 1명, 재산손실 1억원 미만, 설비 운전정지기간 1일 미만
1	경미	안전설계, 운전 향상을 위한 개선 필요, 손실일수 없음

5) 위험도 대조표

사고의 발생 빈도와 결과의 심각도를 조합하여 위험도 등급을 부여한다.

<표 4-7> 위험성 대조표(Risk Matrix)

	빈도	(3) 상	(2) 중	(1) 하
심각도				
(4) 치명적		5	4	3
(3) 중대함		4	3	2
(2) 보통		3	2	1
(1) 경미		2	1	1

6) 위험성 기준 (Risk Level)

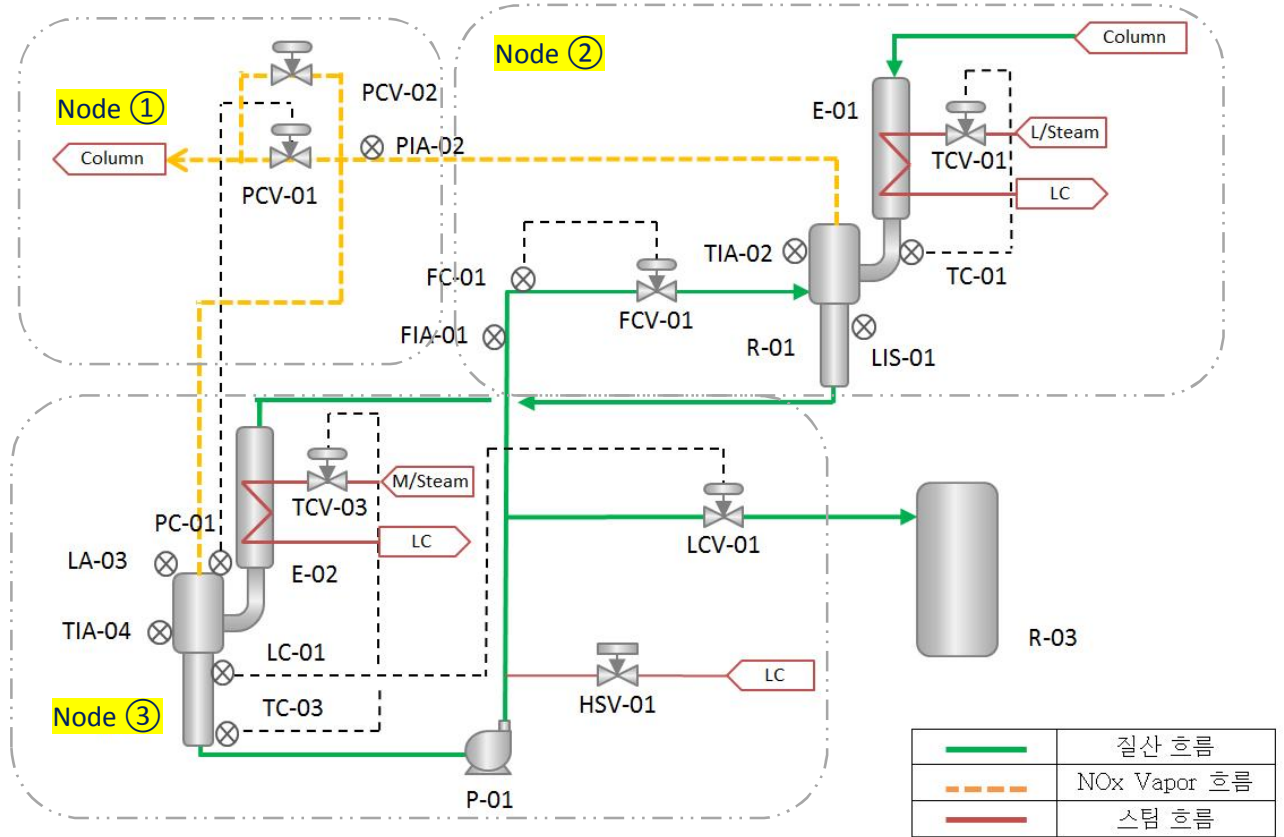
위험성은 평가 결과에 적용하고 등급별로 작업 중단과 조건부 수용, 허용 가능한 위험으로 구분하여 적용할 수 있다.

<표 4-8> 위험도 기준표

등급	기준	조치사항	개선사항
5	허용불가위험	즉시 작업 중단(작업을 지속하려면 즉시 개선을 실행해야 하는 위험)	위험작업 불허 (즉시 작업을 중지하여야 함)
4	중대한 위험	긴급 임시 안전대책을 세운 후 작업을 하되, 계획된 정비, 보수기간에 안전대책을 세워야 하는 위험	조건부 위험 작업 수용 (위험이 없으면 작업을 계속하되, 위험감소 활동을 실시하여야 함)
3	상당한 위험	계획된 정비, 보수 기간에 안전대책을 세워야 하는 위험	
2	경미한 위험	안전정보 및 주기적 표준작업안전 교육의 제공이 필요한 위험	위험작업수용 (현 상태로 작업 계속 가능)
1	무시할 수 있는 위험	현재의 안전대책 유지	

7) Node 설정

Node 는 공정도면의 반응기, 증발기, 정류기, 저장조 와 같은 주요 설비를 중심으로 구분하며, 사례 공정은 4 개의 Node 로 구분하였다.



[그림4-5] Node set up

8) Node List

Node List 는 공정 위험성 평가를 위한 대상 공정을 주요 설비를 기준으로 검토 구간을 나누어 [표 4-9]와 같이 목록화한다.

1 번 Node 는 DBA 분리 반응에서 발생하는 NO_x Gas 를 감압(진공)으로 농축을 위하여 Column 으로 보내게 된다. 이 배관 계통과 감압을 제어하는 PCV-01 을 설정하였다.

2 번 Node 는 1st Evaporator 및 1st Separator 와 설비들의 연결구간이 되는 배관 계통을 설정하였다.

마지막 3 번 Node 는 2nd Evaporator 와 2nd Separator, 그리고 Circulation Pump 와 배관 계통을 설정하였다.

<표 4-9> Node List

Node No	Drawing No	Node Description	Equipment
1	DR-01	분리기에서 발생하는 NOx Vapor 를 농축 공정으로 보내는 공정으로 계통에 감압(진공)을 이용하여 이송하게 된다.	감압을 제어하는 밸브 (PC-01/PCV-01)
2	DR-01	농축 질산 내에 DBA 를 분리하기 위한 1 차 증발기와 분리기를 운전하는 단위 공정이다.	1 ST Evaporator, 1 ST Separator
3	DR-01	농축 질산 내에 DBA 를 분리하기 위한 2 차 증발기와 분리기가 있으며, 분리기 간의 순환을 하기 위한 펌프(P-01)이 있다.	2 nd Evaporator 2 nd Separator Circulation Pump

4.2.1 공정 위험성 평가

구분한 공정 검토구간별로 공정과 설비에 공정변수를 적용하고, 가이드 워드를 적용하여 공정 이탈을 전개하고, 위험성 평가를 진행한다.

1) Node 1 Guide word

Node 1 의 설비는 농축장치로 가는 감압 계통이며, 감압을 제어하는 밸브 PCV-01, PCV-02 가 있다. 감압 상태에서 분리와 증발이 가능한 공정이며, NOx Vapor 는 농축 공정으로 이동된다.

Node 1 의 위험성은 NOx Vapor 의 고립에 의한 온도, 압력의 상승으로 Vessel 혹은 Piping 계통의 산화폭주반응과 이로 인한 부상과 환경 오염이다.

<표 4-10> Node 1 Guide word

Process Parameter	Intended Design	Guide word						
		No	More	Less	Part of	As well	Reserve	Other
		(No Flow)	(High)	(Low)	(Wrong Amount)	(Added)	(Back Flow)	(Wrong)
Flow	xxm ³ /h	X	X	X	X	X	X	O
Pressure	xxx torr	X	O	O	X	X	X	O
Temperature	xxx ℃	X	O	X	X	X	X	O
Level	xx%	X	X	X	X	X	X	O

2) Node 2 Guide word

Node 2 의 설비는 증발기와 분리기가 있고, 온도와 유량을 제어하는 밸브 TCV-01, FCV-01 이 있다.

Node 2 의 위험성은 NOx Vapor 의 고립 혹은 순환배관의 막힘에 의한 온도, 압력의 상승으로 Vessel 혹은 Piping 계통의 산화폭주반응과 이로 인한 부상과 환경 오염이다.

<표 4-11> Node 2 Guide word

Process Parameter	Intended Design	Guide word						
		No	More	Less	Part of	As well	Reserve	Other
		(No Flow)	(High)	(Low)	(Wrong Amount)	(Added)	(Back Flow)	(Wrong)
Flow	xxm ³ /h	O	O	O	X	X	O	O
Pressure	xxx torr	X	O	O	X	X	X	O
Temperature	xxx ℃	X	O	O	X	X	X	O
Level	xx%	X	X	X	X	X	X	O

3) Node 3 Guide word

Node 3 의 설비는 증발기와 분리기가 있고, 온도와 유량을 제어하는 밸브 TCV-03, LCV-01, HSV-01 이 있다.

Node 3 의 위험성은 배관계통의 고립에 의한 온도, 압력의 상승으로 Piping 계통의 누출사고와 산화폭주반응과 이로 인한 부상과 환경 오염이다.

<표 4-12> Node 3 Guide word

Process Parameter	Intended Design	Guide word						
		No	More	Less	Part of	As well	Reserve	Other
		(No Flow)	(High)	(Low)	(Wrong Amount)	(Added)	(Back Flow)	(Wrong)
Flow	xxm ³ /h	X	O	X	X	X	O	O
Pressure	xxx torr	X	O	O	X	X	X	O
Temperature	xxx ℃	X	O	O	X	X	X	O
Level	xx%	X	O	O	X	X	X	O

4) Risk Assessment

검토 구간을 기준으로 공정 위험성 평가를 [표 4-9]와 같이 전개한다. 시나리오 전개를 하면서 허용 가능한 위험 수준을 초과한 시나리오는 별도의 개선대책을 수립한다.

HAZOP 에서는 기존의 방호장치를 검토는 LOPA 에서 적용하여 위험성을 평가한다.

<표 4-13> Risk Assessment Table

Scenario No.	Node No.	Deviation		Initiating Causes	Scenario Causes → Unwanted Event → Effects → Consequences	Probability	Severity	Risk Level	Action No.
		Para-meter	Guide word						
1	1	P	High	PC-01 Failure	PCV-01 Close, 증발 Vapor 가 고립되고 온도 상승에 따른 폭주반응으로 배관 또는 R-01/02 파열 운전자 혹은 작업자의 심각한 부상, NOx Vapor 흡입 광범위한 환경 오염.	2	4	4	1
2	2	P	High	FC-01 Failure	FCV-01 Close, 순환 계통이 고립되고 Jacket Line 의 온도 상승에 따른 폭주반응으로 배관에 파열 운전자 혹은 작업자의 심각한 부상, NOx Vapor 흡입 광범위한 환경 오염.	3	3	4	2
3	2,3	P	High	Piping Residual Failure	Pump Outlet 고립, Jacket Line 의 온도 상승, 폭주반응으로 배관에 파열 운전자 혹은 작업자의 심각한 부상, NOx Vapor 흡입 광범위한 환경 오염.	3	3	4	3
4	2,3	P	High	R-01 ~ E-02 Piping Failure	Piping 고립되어 Jacket Line 의 온도 상승에 따른 폭주반응으로 배관에 파열 발생 주위 운전자 혹은 작업자의 심각한 부상 NOx Vapor 흡입, 국부적인 환경 오염 발생함.	3	3	4	4
5	3	P	High	P-01 Pump Plugging Discharge Valve Closed Discharge Vapor line Plugging	Pump Casing 내 Jacket Steam 에 의해 온도상승, 폭주반응에 의한 Pump 파열 주위 운전자 혹은 작업자의 심각한 부상 NOx Vapor 흡입, 국부적인 환경 오염 발생함.	2	3	3	5
6	1,2	P	High	R-01~Column 구간의 NOx Vapor Line Plugging	R-01 Vapor 가 Column 으로 공급되지 못하여 증발 불량으로 후 공정의 부하 농축 증가	2	1	1	
7	1	P	Low	PC-01 Failure	PCV-01 Open, 계통 전체가 감압으로 되고 R-01 에서의 증발속도가 증가하고 DBA 가 다시 Column 으로 비말동반. 공정 질산 내 DBA 농도 증가하여 불안정.	3	1	2	
8	2	T	High	TC-01 Failure	TCV-01 Open, E-01 출구 온도가 상승하고, R-01 에서 증발속도가 증가하여 DBA 가 다시 Column 으로 비말동반. 공정 질산 내 DBA 농도 증가하여 공정 불안정.	3	1	2	
9	3	T	High	TC-03 Failure	TCV-03 Open, R-02 에서 DBA 농축이 증가하고 배관의 막힘으로 폭주반응이 발생으로 배관 파열 운전자 혹은 작업자의 심각한 부상, NOx Vapor 흡입 광범위한 환경 오염.	2	4	4	6

Scenario No.	Node No.	Deviation		Initiating Causes	Scenario Causes → Unwanted Event → Effects → Consequences	Probability	Severity	Risk Level	Action No.
		Parameter	Guide word						
10	2,3	T	High	P-01 ~ R-01 Circulation Line Plugging	Pump Outlet 고립, Jacket Line 의 온도 상승, 폭주반응으로 배관에 파열 운전자 혹은 작업자의 심각한 부상, NOx Vapor 흡입 광범위한 환경 오염.	3	3	4	7
11	2	T	Low	TC-01 Failure	TCV-01 Close, 온도가 하강으로 DBA 의 농축이 불가하여 공정 질산 내 DBA 농도 증가. 공정 운전 불안정.	3	1	2	
12	3	T	Low	TC-03 Failure	TCV-02 Close, 온도가 하강으로 DBA 의 농축이 불가하여 공정 질산 내 DBA 농도 증가. 공정 운전 불안정.	3	1	2	
13	3	T	Low	P-01 의 Pump Seal Failure	Sealant Leakage 로 온도 하강, DBA 농축 불량, 공정 부하 증가	3	1	2	
14	3	L	High	E-01 Tube side Plugging	R-01 의 Level 증가하고 DBA 가 R-01 의 Vapor 배관을 통하여 농축공정으로 넘어감. - 공정 질산 내 DBA 농도 증가로 공정 운전 불안정 - E-01 의 Tube 내 온도 상승으로 폭주반응이 발생하여 Tube 의 파열이 발생. - 스티프 응축수로 DBA 혼합물이 유입되어 응축수 계통이 오염되어 배관 부식. 운전자 혹은 작업자의 부상, NOx Vapor 흡입	2	2	2	
15	3	L	High	LC-01 Failure	LCV-01 Close, R-02 의 Level 상승하여 Column 으로 Carry over 되고, 공정 질산 내 DBA 농도 증가함. 공정 운전 불안정.	3	1	2	
16	3	L	Low	LC-01 Failure	LCV-01 open, R-02 의 Level 감소하여 Pump 의 Cavitation 발생으로 Pump 고장. 일시 생산 중단에 의한 생산성 손실	2	2	2	
17	2,3	F	High	FC-01 Failure	FCV-01 Open, 농축 부하의 증가로 온도가 하강하고, DBA 농축 불량이 발생하고 후 공정의 부하 증가	3	1	2	
18	2	F	Low or No	FC-01 Failure	FCV-01 Close, 공정 내 DBA 이송이 중단되어 공정의 질산에 DBA 농도가 증가하여 공정 운전이 불안정	3	1	2	
19	2,3	F	Reverse	Operator Failure	Power Line Connection Failure, Pump Trip, 일시적인 생산성 손실	2	1	1	
20	1,2,3	F	Leakage	Piping Leak	초기 운전 시 Feed 의 고온 고농도 질산이 배관 계통으로 누출. 운전자 혹은 작업자의 심각한 부상, NOx Vapor 흡입 광범위한 환경 오염.	3	2	3	9

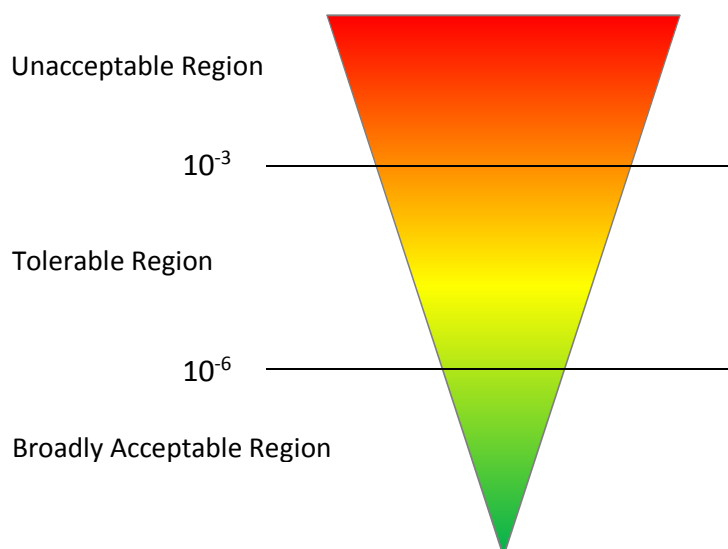
* Note :Parameter P:Pressure, T: Temperature, L: Level, F: Flow

4.3 LOPA 의 적용 기준

LOPA 의 수행절차는 HAZOP 와 유사하며, 잠재적인 위험성은 HAZOP 방법에 의해 모두 20 개의 시나리오가 도출하였다. 전체 시나리오 가운데 허용 가능한 위험성 수준을 초과한 시나리오는 모두 6 개(1,2,3,4,9,10)로 도출하였다. 3 개의 시나리오는 중복되었고, LOPA 는 3 개의 시나리오에 대하여 적용하였다.

1) 허용 가능한 위험수준(Risk Tolerance Criteria)

허용할 수 있는 위험의 수준을 나타내는 수치이며, 사회의 기준 혹은 사업장에서의 한 명이 일년에 사망할 확률을 표시하고 있다. 산업안전보건법과 관련해서는 참조할 수 있는 자료가 없다. 다만, CCPS 의 LOPA Book 에서는 미국의 기준을 제시하고 있다. 미국의 경우, 높은 위험은 채광, 건설분야 등이며 사업장의 경우 10^{-3} 이다. 즉, 1 년에 1 명이 사망할 확률은 0.1%로 이해할 수 있다. 반면 낮은 위험분야로 엔지니어링이나 서비스분야이며 10^{-5} 이다. 일반 산업분야는 화학, 제조, 철도 산업에 적용하는 데 확률은 10^{-4} 이다[22]. 공정 위험성 평가의 적용에 있어 [그림 4-6]과 같이 허용 범위 내에서 사업장의 규모와 특성에 따라 기준을 적용할 수 있다.



[그림 4-6] Tolerability of Risk

영국의 경우, 허용 가능한 위험성 수준의 HSE Guidance R2P2(Risk Reduction People Protecting)의 통계자료를 활용하고 있다. 제조업 기준을 적용하였으며, 연간 77,000 명의 종업원 가운데 1 명이 사망할 수 있는 확률이다. 0.0000129 명/77⁰⁰⁰ 명이며, 1.3×10^{-5} 으로 표현할 수 있다. 즉, 제조업 내에서 연간 근로자 한 명이 사망할 확률은 약 1.3×10^{-5} 가 된다. 본 연구에서는 1.0×10^{-5} 을 허용 가능한 위험성 기준으로 산정하였다 [35].

<표 4-14> Annual risk of death from industrial accidents

Industry sector	Annual risk	Annual risk per million	Basis of risk and source
Fatalities to employees	1 in 125 000	8	GB 1996 / 97 to 2000 / 01*
Fatalities to the self-employed	1 in 50 000	20	GB 1996 / 97 to 2000 / 01*
Mining and quarrying of energy producing materials	1 in 9 200	109	GB 1996 / 97 to 2000 / 01*
Construction	1 in 17 000	59	GB 1996 / 97 to 2000 / 01*
Extractive and utility supply industries	1 in 20 000	50	GB 1996 / 97 to 2000 / 01*
Agriculture, hunting, forestry and fishing (not sea fishing)	1 in 17 200	58	GB 1996 / 97 to 2000 / 01*
Manufacture of basic metals and fabricated metal products	1 in 34 000	29	GB 1996 / 97 to 2000 / 01*
Manufacturing industry	1 in 77 000	13	GB 1996 / 97 to 2000 / 01*
Manufacture of electrical and optical equipment	1 in 500 000	2	GB 1996 / 97 to 2000 / 01*
Service industry	1 in 333 000	3	GB 1996 / 97 to 2000 / 01*

*Health and Safety Commission, Health & Safety Statistics (1996/97, 1997/98, 1998/99 & 1999/2000) published by HSE Books. Figures used for 2000/2001 are provisional.

2) 초기 개시사건(Initiating Event)의 발생 확률 산정

공정 이탈의 원인이 되는 초기 개시사건(Initiating Event)의 발생 빈도는 CCPS 에서 제시하는 기준으로 <표 4-15>를 적용하였다.

<표4-15> Typical frequency values assigned to initiating causes, CCPS(2001)

Initiating event	Frequency range from literature (per year)	Chosen value
Pressure vessel residual failure	10^{-5} to 10^{-7}	1×10^{-6}
Piping residual failure - 100m – Full breach	10^{-5} to 10^{-6}	1×10^{-4}
Piping leak (10% section) - 100 m	10^{-3} to 10^{-4}	1×10^{-3}
Atmospheric tank failure	10^{-3} to 10^{-5}	1×10^{-3}
Gasket /packing blowout	10^{-2} to 10^{-6}	1×10^{-2}
Turbine diesel engine over speed with casing breach	10^{-3} to 10^{-4}	1×10^{-4}
Third party intervention (External impact by backhoe, vehicle etc.)	10^{-2} to 10^{-4}	1×10^{-2}
Crane load drop	10^{-3} to 10^{-4} per lift	1×10^{-4} per lift
Lightning strike	10^{-3} to 10^{-4}	1×10^{-3}
Safety valve opens spuriously	10^{-2} to 10^{-4}	1×10^{-2}
Cooling water failure	1 to 10^{-2}	1×10^{-1}
Pump seal failure	10^{-1} to 10^{-2}	1×10^{-1}
Unloading / loading hose failure	1 to 10^{-2}	1×10^{-1}
BPCS instrument loop failure * Note ¹	1 to 10^{-2}	1×10^{-1}
Regulator failure	1 to 10^{-1}	1×10^{-1}
Small external fire (aggregate causes)	10^{-1} to 10^{-2}	1×10^{-1}
Large external fire (aggregate causes)	10^{-2} to 10^{-3}	1×10^{-2}
LOTO (lock-out tag-out) procedure* failure *overall failure of a multiple-element process	10^{-3} to 10^{-4} per opportunity	1×10^{-3} per opportunity
Operator failure (to execute routine procedure, assuming well trained, unstressed, not fatigued)	10^{-1} to 10^{-3} per opportunity	1×10^{-2} Per opportunity

* Note¹: IEC 61511 limit is more than 1×10^{-5} /hr or 8.76×10^{-2} /yr (IEC, 2001)

3) 독립방호장치의 고장확률 산정

위험성을 완화하기 위한 독립방호계층의 동작 요구 시 고장확률(PFD)은 <표 4-16>과 같이 CCPS 에서 제시하는 대표적인 수치를 적용하였다[30].

<표 4-16> Independent Protection Layer PFD(CCPS)

IPL	Comments <i>Assuming an adequate design basis and inspection/maintenance procedures</i>	PFD from Literature and Industry	PFD Used in This Book (For screening)
Relief valve	Prevents system exceeding specified overpressure. Effectiveness of this device is sensitive to service and experience.	$1 \times 10^{-1} - 1 \times 10^{-5}$	1×10^{-2}
Rupture disc	Prevents system exceeding specified overpressure. Effectiveness can be very sensitive to service and experience	$1 \times 10^{-1} - 1 \times 10^{-5}$	1×10^{-2}
Basic Process Control System	Can be credited as an IPL if not associated with the initiating event being considered	$1 \times 10^{-1} - 1 \times 10^{-2}$ ($>1 \times 10^{-1}$ allowed by IEC)	1×10^{-1}
Safety Instrumented Functions (Interlocks)	See IEC 61508 (IEC, 1998) and IEC 61511 (IEC, 2001) for life cycle requirements and additional discussion		
SIL 1	Typically consists of: Single sensor (redundant for fault tolerance) Single logic processor (redundant for fault tolerance) Single final element (redundant for fault tolerance)	$\geq 1 \times 10^{-2} - < 1 \times 10^{-1}$	This book does not specify a specific SIL level. Continuing examples calculate a required PFD for a SIF
SIL 2	Typically consists of: "Multiple" sensors (for fault tolerance) "Multiple" channel logic processor (for fault tolerance) "Multiple" final elements (for fault tolerance)	$\geq 1 \times 10^{-3} - < 1 \times 10^{-2}$	
SIL 3	Typically consists of: Multiple sensors Multiple channel logic processor Multiple final elements	$\geq 1 \times 10^{-4} - < 1 \times 10^{-3}$	

Note: Multiple includes 1 out of 2 (1oo2) and 2 out of 3 (2oo3) voting schemes

"Multiple" indicates that multiple components may or may not be required depending upon the architecture of the system, the components selected and the degree of fault tolerance required to

and to minimize unnecessary trips caused by failure of individual
CCPS 에서 제시하지 않는 자료는 OREDA(Offshore Reliability Data Handbook 2002), TÜV (Technischer Überwachungsverein) Rh., EXIDA 에서 제안하는 적용 가능한 SIL 과 SFF 값을 적용한다. Sensor, Logic Solver 와 Valve 류의 Test 주기는 1 년으로 산정한다[37].

「OREDA Data Handbook 2002」에서 고장율(Failure Rate)은 고장 건수(Number of Failure)를 10^6 Hours (1,000,000 시간)단위를 나누어 산출한다. 이 Data 를 활용하여 작동 요구 시 평균 고장확률(PFDavg, Average of Probability Failure Demand)을 산출할 수 있는데, [표 3-5] PFD Calculations 의 첫 번째 식을 사용하였다.

$$PFD = \lambda_{du} * Ti / 2 \text{ ----- 식 (1)}$$

예를 들어, Failure Rate 값이 5.73 이고, Test Interval 값이 1 년(8,760 hours) 이면,

$$PFD_{avg} = (5.73 / 1,000,000) * 8,760 / 2 \text{ ---- 식(2)}$$

$$PFD_{avg} = 2.51E-02 \text{ ----- 식(3)}$$

식 (3) 으로 PFDavg 값을 산출할 수 있다.

Safety PLC 는 TÜV 의 [그림 4-7]과 같이 유효한 Certificate 를 참조하였으며, SIL 3 를 적용하여 PFDavg 값은 1.00E-03 로 산정하였다.

Product tested	Safety-related Programmable Electronic System (2oo3 with diagnostics (2oo3D) and 3-2-1-0 OR 3-2-0 configurable mode of operation)	Certificate holder	Schneider Electric Systems USA, Inc. 26561 Rancho Parkway South Lake Forest, CA 92630 USA
Type designation	TRICON Version 10.5.3 Details see corresponding "Revision List"		
Codes and standards	IEC 61508 Parts 1-7:1998 / 2000 IEC 61511-1:2003 EN 50156-1:2004 IEC 61131-2:2003 EN 54-2:1997	EN 298:2003 NFPA 72:2007 NFPA 85:2007 NFPA 86:2011	
Intended application	Safety-Related Programmable Electronic System for process control, burner management systems (BMS), fire and gas, emergency shut down, where the safe state is the de-energized state, up to SIL 3. Applications, where the demand state is the de-energized or energized state, up to SIL 3. The system complies with the requirements of the relevant standards (SC 3 and SIL 3 acc. to IEC 61508 / IEC 61511) and can be used in safety-related applications up to SIL 3 acc. to IEC 61508, IEC 61511 and EN 50156-1.		

[그림 4-7] SIL of the Safety PLC by TÜV

<표 4-17> PFD for Instrument and Safety Instrumented System

Description	source	Failure Rate per 10 ⁶ h	Test Interval (hours)	PFD
Safety PLC	TÜV	-	8,760	1.00E-03
Flow Meter	OREDA 2002	11.93	8,760	5.23E-02
Shut down Valve-Ball	OREDA 2002	5.73	8,760	2.51E-02
Control Valve (Glove)	OREDA 2002	3.21	8,760	1.41E-02
Level Transmitter	OREDA 2002	2.63	8,760	1.15E-02
Level Switch (Electric)	CCPS	0.17	8,760	7.44E-04

EXIDA 의 경우 Web site(“https://www.exida.com/SAEL-safety “) 에서 모델을 검색하면 [그림 4-8]과 같이 제작사의 명칭과, 형식 명칭을 표시하고 있고, IEC 61508 의 기준으로 Safety Integrity Level 3 을 표시하고 있으며, 인증 기관의 명칭과 함께 아래에는 인증서 버튼과 상세한 평가 보고서 버튼을 이용하여 내용을 확인할 수 있다.

Emerson Rosemount

248 4-20 mA HART Temperature Transmitter

IEC 61508 SIL 3

Assessed By: 

[Certificate](#) [Assessment Report](#)

Last Updated: Tue, May 28, 2019

[그림 4-8] IEC 61508 Safety Integrity Level on the EXIDA

인증서(Certificate)는 첫 페이지에 [그림 4-9] 과 같이 인증번호와 계기 혹은 장치의 명칭, 제작사를 표시하고 있다. 안전무결성(SIL, Safety Integrity Level)과 관련된 내용은 Systematic Capability 의 적용 가능한 등급과 Random Capability 에는 단일구조일 경우 등급과 이중구조로 구성할 경우를 구분하여 등급을 표시하고 있다. 페이지의 왼편에는 인증서의 발행기관과 인증일자와 유효기간을 명시하고 있다.

인증서의 두 번째 페이지는 [그림 4-10]와 같이 상세한 고장확률을 포함하고 있어, PFD 를 적용기준에 따라 산출할 수 있다.



[그림 4-9] Instrument Safety Integrity Level Certificate by EXIDA

내용은 계기의 신뢰성에 관한 상세한 고장확률과 관련된 자료이며, 이중화와 같은 구성에 따른 SIL 등급도 확인할 수 있다. 본 연구에서는 Certificate data 를 참조하여 <표 4-18>과 같이 계기의 고장율을 산출하였다.

안전고장율(SFF, Safety Failure Fraction)은 식(4)를 적용하여 산출할 수 있다.

$$SFF = (\lambda_{sd} + \lambda_{su} + \lambda_{dd}) / (\lambda_{sd} + \lambda_{su} + \lambda_{dd} + \lambda_{du}) * 100\% \text{ --- 식(4)}$$

IEC 61508 Failure Rates in FIT ^{2, 3}

Application/Device/Configuration	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
248 RTD	0	58	353	37
248 TC	0	58	346	43

SIL Verification:

The Safety Integrity Level (SIL) of an entire Safety Instrumented Function (SIF) must be verified via a calculation of PFD_{avg} considering redundant architectures, proof test interval, proof test effectiveness, any automatic diagnostics, average repair time and the specific failure rates of all products included in the SIF. Each element must be checked to assure compliance with minimum hardware fault tolerance (HFT) requirements.

The following documents are a mandatory part of certification:

Assessment Report: ROS 16-12-041 R002 V1R0 (or later)
Safety Manual: 00809-0100-4825

¹ BR5 and BR6 must be ordered with option code QT for this certificate to be valid below -50 °C (BR5) or below -60 °C (BR6).
² FIT = 1 / 10⁹ hours

[그림 4-10] Temperature Sensor Safety Failure Fraction (SFF) Data

독립방호장치로 사용한 두 가지 계기의 고장확률 SFF 값을 자료를 <표 4-18> 과 같이 산출하였으며, 고장 건수를 산출한 시간은 10⁻⁹로 적용되었다. 본 연구의 적용한 모든 계기의 Test 주기 즉, Proof Test Interval 은 1년(8,760 hours)으로 적용하였다.

<표 4-18> Instrument Safety Failure Fraction Data

No.	Model No.	λ_{sd}	λ_{su}	λ_{dd}	λ_{du}	SFF
1	2051 Pressure Transmitter	0	84	258	32	91.4%
2	248 Temperature Transmitter (RTD)	0	58	353	37	91.7%

먼저, 1 번 항목의 Pressure Transmitter (압력 계기)의 작동 요구 시 고장확률(PFD_{avg})은식 (7)과 같이 산출하였다.

$$PFD_{avg} = \lambda_{du} * Ti/2 \text{ ----- 식 (5)}$$

Failure Rate 값은 32 이고, Proof Test Interval 값이 1 년(8760 hours) 이면,

$$PFD_{avg} = (32 / 1,000,000,000) * 8,760 / 2 \text{ ----- 식(6)}$$

$$PFD_{avg} = 1.40E-03 \text{ ----- 식(7)}$$

2 번 항목의 Temperature Transmitter (온도 계기)의 Failure Rate 값은 37 이고, Proof Test Interval 값이 1 년(8760 hours)이면, 작동 요구 시 고장확률(PFD_{avg})은 식(9)과 같이 산출하였다.

$$PFD_{avg} = (37 / 1,000,000,000) * 8,760 / 2 \text{ ----- 식(8)}$$

$$PFD_{avg} = 1.62E-03 \text{ ----- 식(9)}$$

4.4 LOPA scenarios and calculations

- 1) Scenario #1 은 Separator 의 폭발반응의 가능성에 대하여 IPL 을 추가하여, Target 값은 충족하였다.

<표 4-19> Scenario #1 LOPA Sheet

Scenario Number	Equipment Number	Scenario Title	
1	R-01, R-02 Separator	Vapor Line 고립으로 폭발반응에 의한 배관 혹은 분리기 파열	
Data	Description	Probability	Frequency (per year)
Consequence Description /Category	PCV-01 Close, 증발 Vapor 가 고립되고 온도 상승에 따른 폭발반응으로 배관 또는 R-01/02 파열		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action required Tolerable	≤	1.00E-05
Initiating Event (Typically a frequency)	Pressure Indicator PC-01 Failure		1.40E-03
	*PFDavg : EXIDA Data		
Enabling Event or Condition			
Condition Modifiers (if applicable)			
Probability of ignition			
Probability of personnel in affected area			
Probability of fatal injury			
Intermediate Level Event Probability			1.40E-03
Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)			7.14E-03
Target RRF / SIL		140	SIL 2
Independent Protection Layers			
BPCS Pressure Alarm and operator Intervention		1.00E-01	
SIF (Σ PFDavg)		1.56E-02	
Sensor : PIA-02		1.42E-03	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-04	
Final Element : PCV-02		1.41E-02	
(Interlock : PC-02 Pressure High, PCV-02 Open)			
Safeguards (non-IPLs)	None		
	None		
Total PFD for all IPLs		1.56E-03	
Frequency of Mitigated Consequence		TRUE	2.19E-06
Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No)		Yes	

2) Scenario #2 는 독립방호장치로써, SIS Interlock 을 추가하였으나, Target 값에는 미달하여 추가적인 방호장치의 검토가 필요하다.

<표 4-20> Scenario #2 LOPA Sheet

Scenario Number	Equipment Number	Scenario Title	
2	FCV-01	배관 막힘으로 폭주반응에 의한 배관 파열	
Data	Description	Probability	Frequency (per year)
Consequence Description /Category	FCV-01 Close, 순환 계통이 고립되고 배관의 온도 상승에 따른 폭주반응으로 배관에 파열		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action required Tolerable	≤	1.00E-05
Initiating Event (Typically a frequency)	Flow meter FC-01 Failure		5.23E-02
	*PFDavg : OREDA Data		
Enabling Event or Condition			
Condition Modifiers (if applicable)			
Probability of ignition			
Probability of personnel in affected area			
Probability of fatal injury			
Intermediate Level Event Probability			5.23E-02
Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)			1.91E-04
Target RRF / SIL		5,225	SIL 3
Independent Protection Layers			
BPCS Flow Alarm and operator Intervention		1.00E-01	
SIF#1 (Σ PFDavg)		5.37E-01	
Sensor : FIA-02 Flow meter		5.23E-01	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-04	
Final Element : HSV-01 (Steam Condensate Feed Valve)		1.41E-02	
(Interlock : FIA-02 Flow Low, LC Valve HSV-01 Open)			
Safeguards (non-IPLs)		None	
		None	
Total PFD for all IPLs		5.37E-02	
Frequency of Mitigated Consequence		FALSE	2.81E-03
Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No)		No	

3) Scenario #3 은 순환 배관계통의 막힘 현상으로 배관이 과열되는 경우이며, Passive IPL 로 FCV-01 에 Full Close 방지장치를 적용하여 허용 기준을 충족하였다.

<표 4-21> Scenario #3,4,10 LOPA Sheet

Scenario Number	Equipment Number	Scenario Title	
3,4,10	Circulation Pipe	순환배관 막힘으로 폭발반응에 의한 배관 파열	
Data	Description	Probability	Frequency (per year)
Consequence Description /Category	순환 배관계통 고립, Jacket Line 의 온도 상승, 폭발반응으로 배관에 파열		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action required Tolerable	≤	1.00E-05
Initiating Event (Typically a frequency)	Piping Residual Failure		1.00E-04
	*PFDavg : OREDA Data		
Enabling Event or Condition			
Condition Modifiers (if applicable)			
Probability of ignition			
Probability of personnel in affected area			
Probability of fatal injury			
Intermediate Level Event Probability			1.00E-04
Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)			1.00E-01
Target RRF / SIL		10	SIL 1
Independent Protection Layers			
BPCS Flow Alarm and operator Intervention		1.00E-01	
FCV-01 Minimum Opening Locking 15%		1.00E-02	
Safeguards (non-IPLs)	None		
	None		
Total PFD for all IPLs		1.00E-03	
Frequency of Mitigated Consequence		TRUE	1.00E-07
Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No)		Yes	

- 4) Scenario #5 는 펌프계통의 운전 부주의로 인하여 P-01 의 폭발반응의 발생 가능성이 있다. 독립방호장치로써, SIF Interlock 을 추가하였으나, Target 값에는 미달하여 추가적인 방호장치의 검토가 필요하다.

<표 4-22> Scenario #5 LOPA Sheet

Scenario Number	Equipment Number	Scenario Title	
5	P-01 Circulation Pump	펌프 출구 막힘으로 폭발반응에 의한 펌프 파열	
Data	Description	Probability	Frequency (per year)
Consequence Description /Category	Pump Casing 내 Jacket Steam 에 의해 온도상승, 폭발반응에 의한 Pump 파열		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action required Tolerable	≤	1.00E-05
Initiating Event (Typically a frequency)	Operator Failure		1.00E-02
	*PFDavg : CCPS Data		
Enabling Event or Condition			
Condition Modifiers (if applicable)			
Probability of ignition			
Probability of personnel in affected area			
Probability of fatal injury			
Intermediate Level Event Probability			1.00E-02
Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)			1.00E-03
Target RRF / SIL		1,000	SIL 2
Independent Protection Layers			
BPCS Pump Current Alarm and operator Intervention		1.00E-01	
SIF (Σ PFDavg)		6.24E-02	
Sensor : FIA-02		5.23E-02	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-04	
Final Element : P-01		1.00E-02	
(Interlock : FIA-02 Flow Low, P-01 Stop)			
Safeguards (non-IPLs)			
None			
None			
Total PFD for all IPLs		6.24E-03	
Frequency of Mitigated Consequence		FALSE	6.24E-05
Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No)		No	

5) Scenario 9 는 R-02 Separator 의 열교환기에 스팀 과잉공급의 원인으로 폭주반응의 발생 가능성이 있다. 독립방호장치로써, SIF Interlock 을 추가하여, Target 를 충족하였다.

<표 4-23> Scenario #9 LOPA Sheet

Scenario Number	Equipment Number	Scenario Title	
9	R-02 Separator	배관의 막힘으로 폭주반응이 발생으로 배관 파열	
Data	Description	Probability	Frequency (per year)
Consequence Description /Category	TCV-03 Open, R-02 에서 DBA 농축이 증가하고 배관의 막힘으로 폭주반응이 발생으로 배관 파열		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action required Tolerable	≤	1.00E-05
Initiating Event (Typically a frequency)	Temperature Indicator TC-03 Failure		1.62E-03
	*PFDavg : EXIDA Data		
Enabling Event or Condition			
Condition Modifiers (if applicable)			
Probability of ignition			
Probability of personnel in affected area			
Probability of fatal injury			
Intermediate Level Event Probability			1.62E-03
Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)			6.17E-03
Target RRF / SIL		162	SIL 2
Independent Protection Layers			
BPCS Pump Current Alarm and operator Intervention		1.00E-01	
SIF (Σ PFDavg)		6.24E-02	
Sensor : FIA-02 Flow Indicator		5.23E-02	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-04	
Final Element : P-01 Circulation Pump (MCC Unit)		1.00E-02	
(Interlock : FIA-02 Flow Low, P-01 Stop)			
Safeguards (non-IPLs)			
None			
None			
Total PFD for all IPLs		6.24E-03	
Frequency of Mitigated Consequence		FALSE	1.01E-05
Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No)		No	

6) Scenario 20 은 시운전 시에 배관계통의 누출 가능성이 있는 데, 독립방호장치로써, SIS Interlock 을 추가하여, Target 값은 충족하였다.

<표 4-24> Scenario #20 LOPA Sheet

Scenario Number	Equipment Number	Scenario Title	
20	R-02 Separator	초기 가동	
Data	Description	Probability	Frequency (per year)
Consequence Description /Category	초기 운전 시 Feed 의 고온 고농도 질산이 배관계통으로 누출.		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action required Tolerable	≤	1.00E-05
Initiating Event (Typically a frequency)	Gasket /Packing Blow Out		1.00E-02
	*PFDavg : CCPS Data		
Enabling Event or Condition			
Condition Modifiers (if applicable)			
Probability of ignition			
Probability of personnel in affected area			
Probability of fatal injury			
Intermediate Level Event Probability			1.00E-02
Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)			1.00E-03
Target RRF / SIL		1,000	SIL 2
Independent Protection Layers			
BPCS Flow Low Alarm and operator Intervention		1.00E-01	
SIF (Σ PFDavg)		6.24E-02	
Sensor : FIA-02		5.23E-02	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-04	
Final Element : P-01		1.00E-02	
(Interlock : FIA-02 Flow Low, P-01 Stop)			
Gasket Cover Installation		1.00E-02	
Safeguards (non-IPLs)	None		
	None		
Total PFD for all IPLs		6.24E-05	
Frequency of Mitigated Consequence		TRUE	6.24E-07
Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No)		Yes	

4.5 Risk Mitigations

위험 시나리오를 분석한 결과, 허용 가능한 위험성 기준(1×10^{-5})을 충족하지 못한 시나리오는 #2, #5, #9 번이었다. 위험성을 완화하기 위하여 독립방호장치를 추가하여 적용하였다.

- 1) Scenario #2 는 SIF #2, SIF #3 을 추가 적용하였다. 온도를 상승시킬 수 있는 Steam Supply Line 에 Block 용 Valve 를 각각 추가 IPL 로 적용하여 위험 허용 기준을 충족하였다.

<표 4-25> Mitigated Scenario #2

Scenario Number	Equipment Number	Scenario Title	
2	FCV-01	배관 막힘으로 폭주반응에 의한 배관 파열	
Data	Description	Probability	Frequency (per year)
Consequence Description /Category	FCV-01 Close, 순환 계통이 고립되고 배관의 온도 상승에 따른 폭주반응으로 배관에 파열		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action required Tolerable	≤	1.00E-05
Initiating Event (Typically a requency)	Flow meter FC-01 Failure		5.23E-02
	*PFDavg : OREDA Data		
Intermediate Level Event Probability			5.23E-02
Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)			1.91E-04
Target RRF / SIL		5,225	SIL 3
Independent Protection Layers			
BPCS Flow Alarm and operator Intervention		1.00E-01	
SIF#1 (Σ PFDavg)		5.37E-01	
Sensor : FIA-02 Flow meter		5.23E-01	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-04	
Final Element : HSV-01 (Steam Condensate Feed Valve)		1.41E-02	
(Interlock: FIA-02 Flow Low, LC Valve HSV-01 Open)			
SIF#2 (Σ PFDavg)		1.58E-02	
Sensor : TIA-02, TIA-04 Temperature Indicator		1.62E-03	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-04	
Final Element : TCV-02, TCV-04 (Steam Supply Block)		1.41E-02	
(Interlock: TIA-02 or TIA-04 Temp. High, TCV-02, TCV-04 Close)			
SIF#3 (Σ PFDavg)		2.68E-02	
Sensor : TIA-02, TIA-04 Temperature Indicator		1.62E-03	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-04	
Final Element : HSV-02, HSV-03 (Steam Supply Block)		2.51E-02	

(Interlock: TIA-02 or TIA-04 Temp. High, HSV-02, HSV-03 Close)			
Safeguards (non-IPLs)	None		
	None		
Total PFD for all IPLs		2.28E-05	
Frequency of Mitigated Consequence		TRUE	1.19E-06
Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No)		No == > Yes	

2) Scenario #5 는 SIF #2 를 적용하였다. 온도를 상승시킬 수 있는 Steam Supply Line 에 Steam 을 차단하기 위하여 Control Valve 를 SIF 로 추가로 적용하여 위험 허용 기준을 충족하였다.

<표 4-26> Mitigated Scenario #5

Scenario Number	Equipment Number	Scenario Title	
5	P-01 Circulation Pump	펌프 출구 막힘으로 폭발반응에 의한 펌프 파열	
Data	Description	Probability	Frequency (per year)
Consequence Description /Category	Pump Casing 내 Jacket Steam 에 의해 온도상승, 폭발반응에 의한 Pump 파열		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action required Tolerable	≤	1.00E-05
Initiating Event (Typically a frequency)	Operator Failure		1.00E-02
	*PFDavg : CCPS Data		
Enabling Event or Condition			
Condition Modifiers (if applicable)			
Probability of ignition			
Probability of personnel in affected area			
Probability of fatal injury			
Intermediate Level Event Probability			1.00E-02
Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)			1.00E-03
Target RRF / SIL		1,000	SIL 3
Independent Protection Layers			
BPCS Pump Current Alarm and operator Intervention		1.00E-01	
SIF#1 (Σ PFDavg)		5.34E-01	
Sensor : FIA-02		5.23E-01	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-03	
Final Element : P-01		1.00E-02	
(Interlock : FIA-02 Flow Low, P-01 Stop)			
SIF#2 (Σ PFDavg)		1.58E-02	
Sensor : TIA-02, TIA-04 Temperature Indicator		1.62E-03	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-04	
Final Element : TCV-02, TCV-04 (Steam Supply Block)		1.41E-02	
(Interlock : TIA-02 or TIA-04 Temp. High, TCV-02, TCV-04 Close)			
Safeguards (non-IPLs)	None		
	None		
Total PFD for all IPLs		8.45E-04	
Frequency of Mitigated Consequence		TRUE	8.45E-06
Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No)		No == > Yes	

3) Scenario #9 는 SIF #2 를 적용하였다. 온도를 상승시킬 수 있는 Steam Supply Line 에 Block 용 Control Valve 를추가 IPL 로 적용하여 위험 허용 기준을 충족하였다.

<표 4-27> Mitigated Scenario #9

Scenario Number	Equipment Number	Scenario Title	
9	R-02 Separator	배관의 막힘으로 폭주반응이 발생으로 배관 파열	
Data	Description	Probability	Frequency (per year)
Consequence Description /Category	TCV-03 Open, R-02 에서 DBA 농축이 증가하고 배관의 막힘으로 폭주반응이 발생으로 배관 파열		
Risk Tolerance Criteria (Frequency)	Action required Tolerable	≤	1.00E-05
Initiating Event (Typically a frequency)	Temperature Indicator TC-03 Failure		1.62E-03
	*PFDavg : EXIDA Data		
Enabling Event or Condition			
Condition Modifiers (if applicable)			
Probability of ignition			
Probability of personnel in affected area			
Probability of fatal injury			
Intermediate Level Event Probability			1.62E-03
Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)			6.17E-03
Target RRF / SIL		162	SIL 3
Independent Protection Layers			
BPCS Pump Current Alarm and operator Intervention		1.00E-01	
SIF (Σ PFDavg)		5.34E-01	
Sensor : FIA-02 Flow Indicator		5.23E-01	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-03	
Final Element : P-01 Circulation Pump (MCC Unit)		1.00E-02	
(Interlock : FIA-02 Flow Low, P-01 Stop)			
SIF#2 (Σ PFDavg)		1.58E-02	
Sensor : TIA-02, TIA-04 Temperature Indicator		1.62E-03	
Logic Solver : Safety PLC		1.00E-04	
Final Element : TCV-02, TCV-04 (Steam Supply Block)		1.41E-02	
(Interlock: TIA-02 or TIA-04 Temp. High, TCV-02, TCV-04 Close)			

Safeguards (non-IPLs)	None		
	None		
Total PFD for all IPLs		8.45E-04	
Frequency of Mitigated Consequence		TRUE	1.37E-06
Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No)		No == > Yes	

4.6 LOPA Results

LOPA 기법으로 7 개의 위험 시나리오를 <표 4-28>과 같이 분석하였다. 분석 결과, 시나리오 #1, #3, #4, #10, #20 은 독립방호계층을 적용하여 위험성 허용 기준을 충족하였다.

시나리오 #2, #5, #9 은 위험성 허용 기준을 충족하지 못하여<표 4-29>와 같이 독립방호계층을 추가 구성하여 위험성 완화 목표를 모두 달성하여 공정의 안전성을 개선하였다.

<표 4-28> LOPA Summary Results

Scenario No.	Initiating Event	Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)	Risk Tolerance Criteria			1.00E-05	
			RRF (Risk Reduction Factor)	Required SIL	Total PFD for all IPLs	Mitigated Frequency	Sufficient IPLs
1	1.40E-03	7.14E-03	140.0	2	1.56E-03	2.19E-06	TRUE
2	5.23E-02	1.91E-04	5225.3	3	5.37E-02	2.81E-03	FALSE
3,4,10	1.00E-04	1.00E-01	10.0	1	1.00E-03	1.00E-07	TRUE
5	1.00E-02	1.00E-03	1000.0	2	6.24E-03	6.24E-05	FALSE
9	1.62E-03	6.17E-03	162.0	2	6.24E-03	1.01E-05	FALSE
20	1.00E-02	1.00E-03	1000.0	2	6.24E-05	6.24E-07	TRUE

<표 4-29> Mitigated LOPA Results

Scenario No.	Initiating Event	Frequency of Unmitigated Consequence (Required PFD)	Risk Tolerance Criteria			1.00E-05
			Sufficient IPLs	Added Total PFD for all IPLs	Additional Mitigated Frequency	Sufficient IPLs
2	5.23E-02	1.91E-04	FALSE	2.28E-05	1.19E-06	TRUE
5	1.00E-02	1.00E-03	FALSE	8.45E-04	8.45E-06	TRUE
9	1.62E-03	6.17E-03	FALSE	8.45E-04	1.37E-06	TRUE

제 5 장 결 론

본 연구에서 석유화학 산업의 위험성과 사고 경향과 피해 범위를 분석하였고, 정성적 위험성 평가를 기반으로 적용한 준 정량적 기반의 위험성 평가를 통하여, 위험과 위험성을 완화하기 위한 효과적인 방법론을 다루었다.

1. 화학 공정의 사고 원인은 위험성 평가의 부족과 안전 작업 절차를 충분히 숙지하지 않거나 위반하는 경우가 많은 수를 차지하고 있다.
 - 1) 준 정량적 위험성 평가를 이미 오래 전 도입하였거나 의무화한 선진국에 비하여 우리나라의 중대재해는 약 8배 정도가 높은 위치에 머물러 있다.
 - 2) 이와 같은 중대 재해의 피해는 정규직 보다 공정의 위험성 인식이 취약한 협력 업체 근로자에게 집중된다는 시사점을 도출하였다.
2. 공정의 사고를 효과적으로 예방하려면, HAZOP와 LOPA를 연결하여 적용하고, 잠재적인 위험성을 정량적으로 평가하고 방호장치들의 신뢰성을 검증하는 과정이 필요하다.
 - 1) 사례 연구에서는 정성적 위험성 평가에 준 정량적인 공정 위험성 평가를 적용하여 초기 개시 발생 확률과 위험성을 완화하기 위한 방호장치의 고장확률을 산정하여 유효성을 정량적으로 검증할 수 있었다. 위험 시나리오의 안전성은 객관적인 고장확률 자료를 바탕으로 충분한 방호장치를 고려할 때 개선될 수 있었다.
 - 2) 사례 연구 과정은 정성적 공정 위험성 평가 결과에 이은 준 정량적 공정 위험성 평가의 적용의 전체 과정을 모형화하여 다른 공정의 고려에 참조가 될 수 있도록 하였다.
3. 공정 위험성 평가에 필요한 독립방호장치(IPL)의 고장확률 자료(PFD) 개발 과제
 - 1) 최근 LOPA는 공정 위험성 평가와 더불어 화학물질관리에서 QRA 등에서 활발한 연구와 적용이 이루어 지고 있다. 다만, 공정에서 발생하는 초기 개시사건(Initiating Event)의 빈도(Frequency)나 독립방호장치(IPL)의 신뢰성 평가 자료(Failure Rate, PFD)는 국내 자료가 없어 CCPS, OREDA, EXIDA, TUV 등 국외 자료를 참조해야 하는 환경이다.
 - 2) 독립방호장치(IPL)로 사용하는 SIS(Safety Instrumented System), SIF(Safety Instrumented Function) 에 규격은 IEC61508, IEC61511의 규격에 의존하고 있다. 이러한 자료와 기존 규격의 심화 개발은 연구의 한계점과 과제로 남기고 있다.

4. 준 정량적 공정 위험성 평가의 보급과 의무화로 안전성 개선

- 1) 공정 위험성 평가의 기법은 공정 형태에 따라 2가지 이상 선택하도록 하고 산업안전보건법에서 권고하고 있다. 하지만, 평가 방법이 용이한 HAZOP, What-IF, Check List 등을 선호하고 있어, 화학 공정의 사고 예방에 한계점을 가지고 있다.
- 2) 석유화학 산업 혹은 화학에서 화재·폭발·누출과 같은 중대재해를 효과적으로 예방하려면, 위험이 높은 시나리오에 대하여 정성적 위험성 평가 결과에 따라, 준 정량적 공정 위험성 평가 혹은 정량적 공정 위험성 평가를 적용하도록 기법에 대한 보급과 나아가서는 의무화하는 방안을 제안한다.

참 고 문 헌

- [1] 연합뉴스, "울산 유화업체 후성서 폭발 추정 사고", 2014.5.8.
- [2] 경향신문, "한화케미칼 울산2공장 폭발사고로 6명 사망", 2015.7.3.
- [3] 송승석, 「울산지역 석유화학산업의 발달과정」, 울산발전연구원, pp.1-42, 2007.
- [4] e-나라지표, 석유화학산업 동향, "<http://www.index.go.kr>"
- [5] 석유화학산업협회, "<http://www.kpia.or.kr>"
- [6] 2017년 산업재해 발생현황, 고용노동부, 2018.
- [7] 국제협력센터, 「국제안전보건 동향」, 안전보건공단, 2018
- [8] 정정임, "산업안전보건법상 위험성평가제도 연구", 고려대학교 석사학위논문, 2016.
- [9] 강신재, "국내 위험성 평가 동향 및 분석 사례 연구", 한양대학교 박사학위논문, 2015.
- [10] 김창은, "HAZOP 및 HAZAN 기법을 이용한 크실렌 산화반응공정의 위험성 평가"명지대학교 석사학위논문, 1992.
- [11] 백승현, "석유화학 공장에 적합한 준-정량적 위험성평가(S-HAZOP)기법", 서울산업대학교 석사학위논문, 2006.
- [12] 김정환, "SIL(Safety Integrity Level) 기법을 이용한 화학공장의 안전성 향상에 관한 연구", 광운대학교 석사학위논문, 2010.
- [13] 임종우, "공정 위험성평가기법 분석을 통한 화학공장 전 생애 위험관리에 관한 연구", 인천대학교 공학박사학위논문, 2016.
- [14] 김건호, "사고시나리오의 위험도 산정을 통한 적정 위험도 기준 설정", 인하대학교 석사학위논문, 2017.
- [15] 김현민, "데이터 분석 프로그램을 이용한 화학공정의 전 과정 위험성 평가에 관한 연구",

서울대학교 석사학위논문, 2013.

[16] 이일재, "SIL기법에 의한 LPG 인수기지의 안전성 향상에 대한 연구", 서울과학기술대학교 석사학위논문, 2015.

[17] 김민환, "SIL을 적용한 염산저장탱크의 리스크 감소", 한국교통대학교 석사학위논문, 2016.

[18] 고용노동부, 「산업안전 보건법」, 법률 제15588호, 법제처, 2018.

[19] 고용노동부, 「사업장 위험성평가에 관한 지침」, 법제처, 고시 제2017-36호, 2017.

[20] 고용노동부, 「산업안전보건법 시행규칙」, 법제처, 고용노동부령 제250호, 2019.

[21] 고용노동부, 「공정안전보고서의 제출·심사·확인 및 이행상태평가 등에 관한 규정」, 법제처, 고시 제2017-62호, 2017.

[22] ISO/IEC Guide51, "Safety aspects – Guidelines for their inclusion in standards, pp.9, 2014.

[23] Oxford University, 「Oxford Advanced Learner's Dictionary」, Oxford University Press, 2015.

[24] 정진우, 「위험성 평가해설」, 중앙경제, pp.29, 2017.

[25] 미국석유화학협회, 용어집, <https://www.aiche.org>.

[26] 환경부, 「유해화학물질 사고 사례집」, 2007

[27] NEBOSH, 「Health and Safety at Work」, pp.32-35, 2017.

[28] 송지태 외, 「PSM, 장외영향평가에 기반한 위험성평가기법 및 분석기법」, 성안당, 2017.

[29] 유철진, "연속공정의 위험과 운전분석(HAZOP)기법에 관한 기술지침", 산업안전관리공단, 2012.7.

[30] William G. Bridges 외, 「Layer of Protection Analysis」, AIChE, 2001.

[31] Angela E. Summers, "Introduction to layers of protection analysis", Journal of

Hazardous Materials 104, 2003.

[32] Solvay, SIS engineering materials, 2018

[33] Keith J Kirkcaldy, D Chauhan, 「Functional Safety in Process Industry」, 2012

[34] Mitchel, 「Safety Instrumented System Engineering Handbook」, 2018.

[35] Bill Callaghan, Timothy Walker, 「REDUCING RISKS, PROTECTING PEOPLE」, pp.70, 2001.

[36] 강낙원 외, “이중연료엔진의 연료가스공급시스템에 대한 안전무결도 기반 안전계장”, 대한조선학회논문집, 2012.

[37] SINTEF, 「Offshore Reliability Data Handbook 4th Edition」, OREDA, 2002.

[38] Emerson, “Certificate 2051 Pressure Transmitter”, EXIDA, 2014.

[39] Emerson, “Certificate 248 Pressure Transmitter”, EXIDA, 2014.

Abstract

A Study on the Risk Assessment of DBA Separation Process applied LOPA Method

Kim, Jong Hee

Graduate School of Industrial Technology

University of Ulsan, Ulsan, Korea

The petrochemical industry contributes to economic growth as a major export item, and supplies raw materials to other demand industries such as electricity, electronics, and automobiles. Production has increased significantly and potential risks have increased. As a result, serious disasters such as fire, explosion, and leakage accidents and environmental pollution are threatening the local community.

The main causes of recent accidents are the process of identifying the potential risks of the process and the appropriate measures to mitigate the risks.

In the case study, hazard and operation analysis (HAZOP Study) was carried out for the target process and LOPA was carried out according to the result. The application of the two techniques proved to be a complementary relationship that can objectively evaluate the effectiveness of accident prevention.

The process risk assessment process of this study is proposed by modeling the whole process including sequential procedure, necessary data, method of calculations and result verification.

As a result of this study, the process risk assessment suggested that it is difficult to prevent accidents by only the qualitative risk assessment method, and the Semi-quantitative risk assessment such as the LOPA technique is proposed as an alternative to compensate the deficient part.