creative commons
COMMONS DEED

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

dCollection

공학석사학위논문

데이터 분석 프로그램을 이용한 화학공정의 전과정 위험성 평가에 관한 연구

A Study on Risk Assessment Using Data Analysis Program for the Life Cycle in the Chemical Processes

2013년 8월

서울대학교 대학원

화학생물공학부

김 현 민

공학석사학위논문

데이터 분석 프로그램을 이용한 화학공정의 전과정 위험성 평가에 관한 연구

A Study on Risk Assessment Using Data Analysis Program for the Life Cycle in the Chemical Processes

2013년 8월

서울대학교 대학원

화학생물공학부

김 현 민

데이터 분석 프로그램을 이용한 화학공정의 전과정 위험성 평가에 관한 연구

지도교수 윤 인 섭

이 논문을 공학 석사 학위논문으로 제출함

2013년 8월

서울대학교 대학원

화학생물공학부

김 현 민

김현민의 석사 학위논문을 인준함

2013년 8월

위 원 장 金和泰 (인)

부위원장 尹定燮 (인)

위 원 韓宗勳 (인)

요약(국문초록)

화학산업은 고도의 정밀기술이 요구되는 장치산업이 주를 이루며, 21세기에 들어 고부가 가치 신 물질 및 신제품 생산을 위한 화학 산업의 범위 확대로 인해 기존의 에너지·화학 산업에서 경험하지 못한 고압, 고온 등 가혹한 조건의 생산 방식과 잠재적으로 유독한 유해물질의 사용이 불가피해졌다. 이러한 화학공장의 운전조건과 유해물질의 사용뿐만 아니라 기계나 장비의 고장, 휴먼에러(human error) 등의 잠재적 위험요소가 많아지고, 일단 사고가 발생하면 좁은 공간의 복잡한 설비로 인한 도미노 현상(domino effect)에 의해 중대재해가 발생할 우려가 있어 막대한 인적, 물적 피해와 더불어 장기간에 걸쳐 지역 주민들에게 환경적, 정신적 피해를 초래할 수 있다.

화학 산업 안전의 새로운 패러다임은 현존하는 시스템과 생산공정의 기본 디자인을 고려한 전반적인 운전절차의 고려로부터 나온다. 특히 이러한 패러다임의 변화는 산업의 수명 전 과정(life cycle)에 걸쳐 고려되어야 한다. 따라서 지속성장 가능한 화학 산업으로의 변화를 위해서는 기존의 성장·발전의 기조를 유지하면서 미래에 발생 가능한 다양한 위기 관리를 위해 화학공장의 위험성 평가 및 안전운전을 위한 체계를 산업의

전과정주기 동안에 걸쳐 갖추어야 할 것으로 예상된다.

공정의 전 과정 안전관리는 공정의 계획, 설계, 운전, 폐쇄에 이르기까지 공정의 수명 전주기에 걸쳐 안전관리를 포함한 운전관리를 말한다. 이러한 공정의 안전관리에서 핵심이 되는 위험성 평가 시 정량적, 정성적 위험성 평가법을 종합적으로 활용하여 공정의 전 과정(life cycle)에 위험성 평가를 적용하는 방안을 모색하였다.

또한 데이터 분석 프로그램을 활용하여 리스크(risk)의 결정 및 계산 과정을 간략화 하여 효율성을 높이는 방법을 제안하였다. 본 연구의 제안된 방법을 통해 공정의 전 수명주기에 걸친 안전관리를 포함한 운전관리 방안의 연구 발전에 기여할 수 있을 것으로 기대된다.

주요어 : 화학공정 위험성평가, 전 과정 평가, 디메틸에테르, 데이터분석 프로그램, 위험과 운전 분석기법, 방호계층분석
학 번 : 2011-23408

목 차

요 약(국문초록) i
목 차 iii
표 목차 vi
그림 목차 vii

1. 연구배경 및 목적 1
1.1. 연구 배경 1
1.2. 연구 목적 3

2. 위험성 평가기법 5
2.1 위험과 운전성 검토(HAZard and OPerability, HAZOP) 8
2.2 사건수목 분석(Event Tree Analysis, ETA) 12
2.3 방호계층 분석(Layer Of Protection Analysis, LOPA) 14
2.4 방호설비 18
2.4.1 워터 커튼(Water Curtain) 18
2.4.2 워터 스프레이(Water Spray) 20
2.5 상용시뮬레이터 22

2.5.1 화재·폭발 시뮬레이터 - 패스트(PHAST®) 22
2.5.2 공정운전 관리 및 위험성 평가 시뮬레이터 - 테크마스네비 시리즈(TechmasNavi® series) 23

3. 전 과정 (Life Cycle) 안전관리 방안 연구 26
3.1 기본 개요 26
3.2 위험과 운전검토(HAZOP) 29
3.3 사건수목 분석(ETA) 29
3.4 방호계층분석(LOPA) 33
3.5 방호설비 33

4. 사례연구 35
4.1 DME 생산 공정 사례연구 35
4.1.1 DME 생산 공정 위험성 평가 시나리오 정보 35
4.1.2 DME 생산 공정 운전 정보 37

4.2 페놀수지(Phenol resin) 공정 사례연구 45
4.2.1 페놀수지(Phenol resin) 공정 위험성 평가 시나리오 정보 45
4.2.2 페놀수지(Phenol resin) 공정 운전 정보 45

5. 결과 및 토론 50
5.1 결과 50
5.1.1 DME 생산 공정 50
5.1.2 페놀수지(Phenol resin) 공정 63
5.2 토론 73

6. 결론 74

참고문헌 75
부록
1. DME 생성 공정의 위험과 운전검토(HAZOP)결과 .. 77
2. DME 생성 공정의 피해영향평가 결과 82
3. 페놀수지 공정의 피해영향평가 결과 88

Abstract 90

표 목차

표 2.1 위험성 평가 기법 6
표 2.2 위험과 운전성 검토법에 사용되는 가이드 워드(guide words) 10
표 2.3 공정라인에 대한 유용한 가이드 워드와 공정변수 조합 11
표 2.4 용기에 대한 유효한 가이드 워드와 공정변수 조합 .. 11
표 2.5 워터커튼 피해 감소 효과 19
표 2.6 워터스프레이 피해 감소 효과 21
표 3.1 플렌지, 밸브, 공정라인의 실패확률 30
표 3.2 장비 연결점 및 저장용기의 실패확률 30
표 3.3 누출공 크기에 따른 점화확률 32
표 3.4 방호설비의 복사열 및 과압 감소율 34
표 4.1 DME 공정 위험과 운전검토 – Node 목록 36
표 4.2 DME의 물리적 성질 비교 38
표 5.1 DME 생성 공정의 PHAST®를 이용한 피해영향 평가의 결과 53
표 5.2 페놀수지 공정의 PHAST®를 이용한 피해영향 평가의 결과 66

그림 목차

그림 2.1 독립방호계층(Independent protection layers) 15
그림 2.2 플렌트네비® 실행장면 23
그림 2.3 오페네비® 실행장면 24
그림 2.4 해좁네비® 실행장면 25
그림 3.1 전 과정 안전관리 방안 기본 개요 28
그림 4.1 (사례연구1) DME 생성공정 흐름도_1 41
그림 4.2 (사례연구1) DME 생성공정 흐름도_2 42
그림 4.3 (사례연구1) DME 생성공정 흐름도_3 43
그림 4.4 (사례연구1) DME 생성공정 흐름도_4 44
그림 4.5 (사례연구2) 폐놀수지공정의 plot plan 47
그림 4.6 (사례연구2) 폐놀수지공정 흐름도_1 48
그림 4.7 (사례연구2) 폐놀수지공정 흐름도_2 49
그림 5.1 (사례연구1) Node #1 위험과 운전검토 (HAZOP)결과 51
그림 5.2 (사례연구1) 사건수목 분석(ETA)결과 57
그림 5.3 (사례연구1) 결과 리스크(risk) 컨투어맵(contour map) 58
그림 5.4 (사례연구1) 방호계층분석(LOPA)법 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map) 59

그림 5.5 (사례연구1) 수평형 워터커튼(water curtain-vertical) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map) ... 60
그림 5.6 (사례연구1) 충돌형 워터커튼(water curtain-impinging) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map) 61
그림 5.7 (사례연구1) 워터스프레이(water spray) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map) 62
그림 5.8 (사례연구2) 위험과 운전검토 (HAZOP)결과 65
그림 5.9 (사례연구2) 사건수목 분석(ETA)결과 67
그림 5.10 (사례연구2) 결과 리스크(risk) 컨투어맵(contour map) 68
그림 5.11 (사례연구2) 방호계층분석(LOPA)법 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map) 69
그림 5.12 (사례연구2) 수평형 워터커튼(water curtain-vertical) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map) ... 70
그림 5.13 (사례연구2) 충돌형 워터커튼(water curtain-impinging) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map) 71
그림 5.14 (사례연구2) 워터스프레이(water spray) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map) 72

1. 서론

1.1 연구 배경

화학산업은 고도의 정밀기술이 요구되는 장치산업이 주를 이루며, 21세기에 들어 에너지·화학 산업이라는 기존의 틀에서 벗어나 나노·무기소재, 정밀 유기화학, 반도체, 전기화학, 생물공학, 환경공학 등 다양한 형태로 미래 부가가치를 생산하고 있다. 고부가가치 신 물질 및 신제품 생산을 위한 화학 산업의 범위 확대로 인해 기존의 에너지 · 화학 산업에서 경험하지 못한 고압, 고온 등 가혹한 조건의 생산 방식과 잠재적으로 유독한 유해물질의 사용이 불가피해졌다. 이러한 화학공장의 운전조건과 유해물질의 사용뿐만 아니라 기계나 장비의 고장, 휴먼에러(human error) 등의 잠재적 위험요소가 많아지고, 일단 사고가 발생하면 좁은 공간의 복잡한 설비로 인한 도미노 현상(domino effect)에 의해 중대재해가 발생할 우려가 있어 막대한 인적, 물적 피해와 더불어 장기간에 걸쳐 지역 주민들에게 환경적, 정신적 피해를 초래할 수 있다.

또한 이러한 산업구조의 변화와 안전사고의 피해범위가 광범위해짐에 따라 사고의 발생 후 처리보다는 위험요소를 미리 확인하고 위험성을 평가하여 사고를 예방하는 것이 더욱 중요한 부분으로 강조되고 있다. 따라서 기존의 방어적, 단면적, 정성적인 화학공정 안전관리 방식에서 예방적, 포괄적, 정량적인 방식으로 확대가 이루어져야 한다는 것을 의미한다.

최근에는 모든 산업의 지속가능성을 평가하고 적용하기 위해 많은 노력이 이루어지고 있다. 화학산업과 관련하여서는 2007년 미국화학공학회(AIChE)에서 지속가능성 지수 [1]을 발표하였다.

이러한 지수를 바탕으로 화학 산업의 지속가능성을 계산하여 여러 국가 · 산업 · 기업들이 지속가능성을 비교 평가할 수 있도록 하였고 이를 바탕으로 화학 산업의 경쟁력을 강화하는 방안으로 각광을 받고 있다.

화학 산업 안전의 새로운 패러다임은 현존하는 시스템과 생산공정의 기본 디자인을 고려한 전반적인 운전절차의 고려로부터 나온다. 특히 이러한 패러다임의 변화는 산업의 수명 전 과정(life cycle)에 걸쳐 고려되어야 한다. 따라서 지속성장 가능한 화학 산업으로의 변화를 위해서는 기존의 성장 · 발전의 기조를 유지하면서 미래에 발생 가능한 다양한 위기 관리를 위해 화학공장의 위험성 평가 및 안전운전을 위한 체계를 산업의 전과정주기 동안에 걸쳐 갖추어야 할 것으로 예상된다.

1.2 연구 목적

공정의 전 과정 안전관리는 공정의 계획, 설계, 운전, 폐쇄에 이르기까지 공정의 수명 전주기에 걸쳐 안전관리를 포함한 운전관리를 말한다. 이러한 공정의 안전관리에서 핵심이 되는 위험성 평가 시 필요에 따라 제한적으로 몇 가지 방법을 선택하여 시행하게 된다. 그러나 공정의 안전성을 평가하기에는 단면적으로 정성적 방법만을 시행하거나 정량적인 방법만을 적용하는 것은 타당성을 얻기에 부족한 요소가 많을 것으로 판단된다. 정성적 위험성 평가법은 주로 전문가의 의견을 중심으로 작성되고, 많은 경험과 지식이 필요한 업무이므로 객관성을 보장할 수 없다. 또한 정량적 위험성 평가법은 빈도분석이나 피해영향 평가가 필요한 설비나 장치의 위험요소를 파악하는 일이 선행되지 않으면 모든 가능한 시나리오를 적용해야 하므로 오랜 시간이 걸리고, 그 양 또한 적지 않다.

따라서 정성적 위험성 평가 시 수치적으로 위험성을 확인할 수 없는 단점을 보완하고, 정량적 평가 시 요구되는 위험요소에 관한 시나리오를 정성적 위험성 평가법을 통해 작성함으로써 정량적, 정성적 위험성 평가법을 통합하여 공정의 전 과정(life cycle)에 위험성 평가를 적용하는 방안을 모색하였다.

또한 빈도분석 및 피해영향 평가의 결과는 리스크(risk)를 계산하기 위해 함께 사용하게 되는데, 이 과정에서 각각의 결과값을 따로 조합하여 계산하게 되므로 효율적이지 못하다. 이러한 단점을 보완하기 위하여 데이터 분석 프로그램을 활용하여 리스크(risk)의 결정 및 계산 과정을 간략화 하여 효율성을 높이는 방법을 제안하였다.

동일한 리스크(risk)를 연결한 컨투어맵 (contour map)을 자동으로 작성하게 되어 공정 흐름도 상에서 리스크(risk)를 직접 확인할 수 있으며, 리스크(risk)가 허용범위 내에 포함되는 지를 판단하여 리스크(risk) 감소 방안을 적용할지에 대한 판단을 내리는 과정을 효율적으로 수행할 수 있는 방안을 모색하였다.

2. 위험성 평가기법

공정의 위험성을 평가하는 기법은 크게 정성적 위험성 평가법과 정량적 위험성 평가법으로 나뉜다. 정성적 위험성 평가법은 대상공정에 대하여 상대적 위험성을 평가하는 방법으로 위험요인을 도출하고, 위험요인에 대한 안전대책을 확인하여 적절한 방안을 수립하는 방법으로 사용된다. 정량적 위험성 평가법은 대상공정에서 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 계산하여 위험도를 나타내고, 사고위험성의 허용범위를 결정하여 허용범위를 벗어난 위험 요인이나 사고에 대하여 안전대책을 수립하는 방법으로 사용된다. 또한 정량적 위험성 평가법에 정성적 요소를 추가하여 위험성을 분석하고 평가하는 반정량적 방법이 이용되기도 한다. 정성적, 정량적 위험성 평가법의 종류는 아래의 표2.1에서 보는 것과 같다.

표 2.1 위험성 평가 기법

정성적 위험성 평가법	정량적 위험성 평가법
안전성 검토 (Safety Review) 체크리스트 (Checklist Analysis) 상대위험순위 (Relative Ranking) 예비위험분석 (Preliminary Hazard Analysis) 위험과 운전분석 (HAZard and OPerability Analysis) 이상위험도분석 (Failure Mode and Effects Analysis) What-If Analysis What-If Checklist Analysis	결함수 분석 (Fault Tree Analysis) 사건수목 분석 (Event Tree Analysis) 원인-결과분석 (Cause-Consequence Analysis)
	반정량적 위험성 평가법
	방호계층분석 (Layer Of Protection Analysis)

본 연구에서는 대표적인 정성적 위험성 평가법의 하나인 ‘위험과 운전성 검토(HAZard and Operability, HAZOP)’ 법과 정량적 위험성 평가법인 ‘사건수목 분석(Event Tree Analysis)’법을 사용하였다. 또한 사고결과의 특성을 찾아내고 발생빈도를 예측하여 각 단계에 적절한 방호계층을 제안하는 반정량적 위험성 평가방법인 ‘방호계층 분석(Layer Of Protection Analysis, LOPA)’법을 이용하였다. [2]

2.1 위험과 운전성 검토 (HAZard and Operability, HAZOP)

위험과 운전성 검토(HAZOP)은 Hazard and operability의 조합어로서 화학공장에서의 위험성(hazard)와 운전성(operability)을 정해진 규칙과 설계도면을 이용하여 체계적으로 분석하고, 위험성을 평가하는 방법이다. 이 방법은 정성적 위험성 평가법의 하나로 대상공정의 위험요소를 확인하는 방법으로 사용되며, 새로운 공장을 건설하거나 기존 공정의 변경사항에 대한 위험성을 평가하는 예측분석법이다.

초기에는 화학회사인 ICI의 사내 표준으로 사용되었으나, 전문가들의 기술과 경험에만 전적으로 의존하지 않고 체계적이고 합리적인 분석방법을 이용함으로써 검토 시 누락의 가능성을 줄이고, 비교적 객관화된 평가서를 작성할 수 있는 등의 장점이 있어 화학공장의 위험성 평가에 널리 이용되기 시작했다. [3]

공정의 정상상태 운전에서의 이탈(deviation)을 이용하여 공정 전반에 걸쳐 설비의 오작동이나 운전조작의 실수 가능성 등을 평가하는 기법이다. 위험과 운전성 검토 기법에서 이탈이란 사소한 원인이나 다소 비현실적인 원인이라도 이러한 원인에 의해 초래될 수 있는 결과를 체계적으로 빠짐없이 검토하고 그 대책을 수립할 수 있도록 만들어진 요소이다. 위험과 운전성 검토법은 기본적으로 설계 의도에서 벗어나는 이탈을 제시하고, 누락 가능성을 제거하여 체계적으로 문제점을 검토할 수 있도록 공정변수(process parameter)와 가이드 워드(guide word)를 조합하여 이탈을 작성한다.

위험과 운전성 검토법을 시행하기 전에 공정에 대한 충분한 자료를 준비한다. 신축공장일 경우에는 완성된 설계도면을 이용하고, 변경된 기존 공정의 경우 가장 최신의 변경 정보가 포함되어 있는 공정흐름도(Process Flow Diagram, PFD)를 필요로 한다. 또한, 공정 및 계장설비 도면(Piping and Instrument Diagram, P&ID), 세부적인 장치 및 설비의 사양과 운전조건, 사용재질, 물질 및 에너지 수지관련 정보 등이 포함된다. [2]

본격적인 위험과 운전성 검토법을 수행하기 위해서 여러 분야의 다양한 경험을 가진 전문가들로 팀을 만들고, 브레인스토밍(brain storming)을 통해 의견을 제시한다. 또한 효율적인 검토를 위하여 설계 도면의 일정구간을 설계 목적에 따라 나누어(study node) 수행하도록 한다. 전문가 팀에는 공정을 운전해본 경험자, 설계 기술자, 공정 기술자, 안전 전문가 등이 포함된다.

위험과 운전성 검토법의 수행순서는 다음과 같은 세가지 절차로 간략하게 설명할 수 있다.

(1) 고정흐름도에서 공정을 반응기나 저장탱크 등을 공정단위로 선정하여 단위 공정 별로 구분한다. 이렇게 나뉘어진 공정에서 대상공정을 선정하고 설계의도에 따라 노드(node)를 설정하고 설계의도를 설명한다.

(2) 공정변수(유량, 액위, 온도, 압력, 농도, Ph, 점도, 상(고체상, 액상 또는 기상), 교반, 체적, 반응, 샘플, 구성성분, 가동, 정지, 안정도, 전력, 불활성)를 선정하고, 발생할 수 있는 이탈을 선정하기 위해 가이드워드를 적용한다. 가이드 워드는 표2.2에 정리되어있으며, 공정라인 및 용기에 대해서는 적용할 수 있는 유용한

가이드 워드와 공정변수의 조합을 표2.3과 표2.4에 각각 표시하였다. 이탈을 적용한 후 가능한 원인을 찾고 모든 방호시스템을 기록한다. 이탈에 대한 결과를 평가하고 개선조치사항을 권장한다.

(3) 공정단위에 대한 모든 노드와 선정한 공정변수에 가이드 워드를 모두 적용할 때까지 (2)번 단계를 반복한다.

표 2.2 위험과 운전성 검토법에 사용되는 가이드 워드(guide words) [2]

가이드 워드	의미	설명
NO, NOT, NONE	설계의도의 완전 부정	설계의도가 조금도 달성되지 않음 아무 일도 일어나지 않음
MORE, HIGHER, GREATER	정량적인 증가	유속 및 온도와 같은 양에 적용 가열 및 반응과 같은 활동에 적용
LESS, LOWER	정량적인 감소	유속 및 온도와 같은 양에 적용 가열 및 반응과 같은 활동에 적용
AS WELL AS	정성적인 증가	공정스트림의 오염과 같이 모든 설계 및 운전의도가 어느 부가적인 기능과 같이 달성
PART OF	정성적인 감소	설계의도 중 일부분만 달성되고 다른 부분은 이루어지지 않음
REVERSE	논리의 반대	흐름이나 화학반응과 같은 활동에 적용
OTHER THAN	완전 대체	원래의 설계의도는 이루어지지 않고 다른 일이 일어남
SOONER THAN	너무 이르거나 순서 잘못	공정단계나 조치에 적용
LATER THAN	너무 늦거나 순서 잘못	공정단계나 조치에 적용
WHERE ELSE	부가적인 위치	공정위치에 적용 또는 운전절차 중 어느 위치에 적용

표 2.3 공정라인에 대한 유용한 가이드 워드와 공정변수 조합 [2]

공정변수	NO, NOT, NONE	MORE, HIGHER, GREATER	LESS, LOWER	AS WELL AS	PART OF	REVERSE	OTHER THAN	SOONER FASTER	LATER, SLOWER	WHERE ELSE
유량	○	○	○	○	○	○	○	○	○	
온도		○	○					○	○	
압력		○	○	○				○	○	
농도	○	○	○	○	○		○	○	○	
pH		○	○					○	○	
점도		○	○					○	○	
상				○				○	○	

표 2.4 용기에 대한 유용한 가이드 워드와 공정변수 조합 [2]

공정변수	NO, NOT, NONE	MORE, HIGHER, GREATER	LESS, LOWER	AS WELL AS	PART OF	REVERSE	OTHER THAN	SOONER FASTER	LATER, SLOWER	WHERE ELSE
액위	○	○	○	○	○		○	○	○	
온도		○	○					○	○	
압력		○	○	○				○	○	
농도	○	○	○	○	○		○	○	○	
pH		○	○					○	○	
점도		○	○					○	○	
교반	○	○	○		○	○		○	○	
체적	○	○	○	○	○			○	○	○
반응	○	○	○				○	○	○	
상				○			○	○	○	
샘플	○			○	○		○	○	○	

위험과 운전성 검토법은 정성적 위험성 평가기법 중에서는 신뢰도가 높은 기법이지만 객관성과 위험도를 판단하는 데 다소 한계가 있으므로 정량적 위험성 평가와 병행하는 것이 좋다. 위험과 운전성 검토법을 통해 사고 위험요소를 파악하고 추가적인 정량적 위험성 평가법을 통해 사고결과에 따른 피해정도, 사고발생의 빈도를 평가하여 위험도(risk)를 산출한다. 또한 이렇게 산출된 위험도를 수용할 것인지에 관한 의사결정 등을 수행한다.

2.2 사건수목 분석(Event Tree Analysis, ETA)

사건수목 분석법은 초기에 발생 가능한 사건을 파악하여 최종 결과를 추론해 나가는 귀납적 분석방법이다. 주로 복잡한 과정으로 발생할 수 있는 공정 사고를 식별하는데 이용한다. 고장의 발생경로와 발생 확률에 대한 정보를 제공해 준다. 공정설비 중에는 장치, 설비의 고장 등으로 사고가 발생할 위험이 있는 경우 사전에 사고가 발생하지 않도록 경고를 해주거나 사고가 발생한 경우 사고의 피해가 확대되는 것을 막아주는 안전시스템이 포함된다. 그러나 안전시스템 자체가 고장이 발생하여 작동되지 않을 수도 있다. 사건수목 분석을 위함 접근 방법은 이러한 안전시스템의 고장에 의해 야기되는 초기사건의 영향을 고려한다.

이 방법을 사용하기 위해서는 잠재적인 초기사건(initial event)에 대한 발생확률 정보와 안전시스템의 정보, 초기사건의 발생시 사고의 영향을 줄여주는 응급 상황 처리 과정에 대한 정보가 필요하다. 사건수목 분석법을 의미 있는 결과로 사용하기 위해서는 안전시스템의 고장 확률과 초기사건의 발생 확률에 대한

객관적인 자료가 필수적이다.

장비의 고장이나 공정이 정상적으로 작동되지 않을 경우 발생할 수 있는 일반적인 유형의 잠재적 사고 결과를 평가하고, 결과에 대한 정보를 얻을 수 있으며, 잠재적 사고의 초기 원인을 강조하는 한편 초기사건부터 사고의 최종 피해 영향까지 확률적으로 계산, 확인 할 수 있다.

사건수목 분석법은 다음과 같은 단계로 진행된다.

(1) 초기사건을 확인하고, 초기사건에 대처하기 위해 설계된 안전 시스템의 기능을 확인한다.

(2) 사건수목을 발생확률에 따라 작성한다.

(3) 사고의 경로를 확인하고, 사고의 결과를 기술한다.

사건수목 분석법은 발생 가능한 고장과 사고형태에 관한 시나리오를 작성하는데 유용하게 사용될 수 있다. 만약 공정에 적절한 정량적 자료가 있다면 고장빈도를 예측할 수 있게 된다. 또한 사건수목은 안전한 운전을 위해 공정을 개선하고 설계를 변경하는 데 유용하게 사용될 수 있다. 그러나 실제 공정은 규모가 크고 매우 상세히 설명되어야 하기 때문에 많은 수의 사건수목이 작성되게 되어 수행 시 많은 시간이 소요된다. 또한 확률적인 계산을 위해 각각의 안전시스템에 대한 자료가 정확하고 객관적이어야 한다. [2]

2.3 방호계층 분석(Layer Of Protection Analysis, LOPA)

방호계층 분석법은 위험을 분석하고 평가하는 반정량적 위험성 평가법이다. 반정량적 위험성 평가는 위험의 정도를 판단할 수는 없지만 발생빈도는 예측할 수 있어 위험성을 판단하는데 도움을 주는 위험성 평가법이다. 사고결과의 특성을 찾아내고, 발생빈도를 예측하고, 예측된 사고의 발생빈도를 낮추기 위해 다양한 방호계층이 공정에 추천된다. 이 방법에서는 사고의 결과와 영향은 전문가의 의견에 의해 대략적으로 계산되고, 장비나 설비의 고장 확률 정보와 에 의해 사고발생 빈도를 계산하게 되며, 방호계층의 효과도 개략적으로 얻어진다.

방호계층 분석법의 목적은 특정 사고의 시나리오에 대해서 방호계층이 충분한가를 판단하는 것에 있다. 방호계층은 본질적으로 안전한 개념인 기본 공정제어시스템과 운전자의 활동, 안전장치 시스템, 방호내벽과 같은 물리적 방호설비, 누출 후 물리적 방호, 공정의 비상조치계획과 지역사회의 비상조치 계획 등이 포함된다. 각각의 방호계층은 서로 독립적이며, 이를 독립방호계층(Independent Protection Layer, IPL)으로 칭한다. 이 방호계층의 개념을 그림2.1에 나타내었다. 하나의 시나리오에서도 여러 가지의 방호계층이 필요할 수 있는데, 공정의 복잡성이나 잠재사고의 피해 심각성 등에 따라 달라진다. 각 사업장 별로 위험수준의 허용범위가 다르고, 구분하는 기준이 다르기 때문에 허용가능 위험범위까지 위험을 감소하기 위해 충분한 수의 방호계층이 공정에 추가되어야 한다.

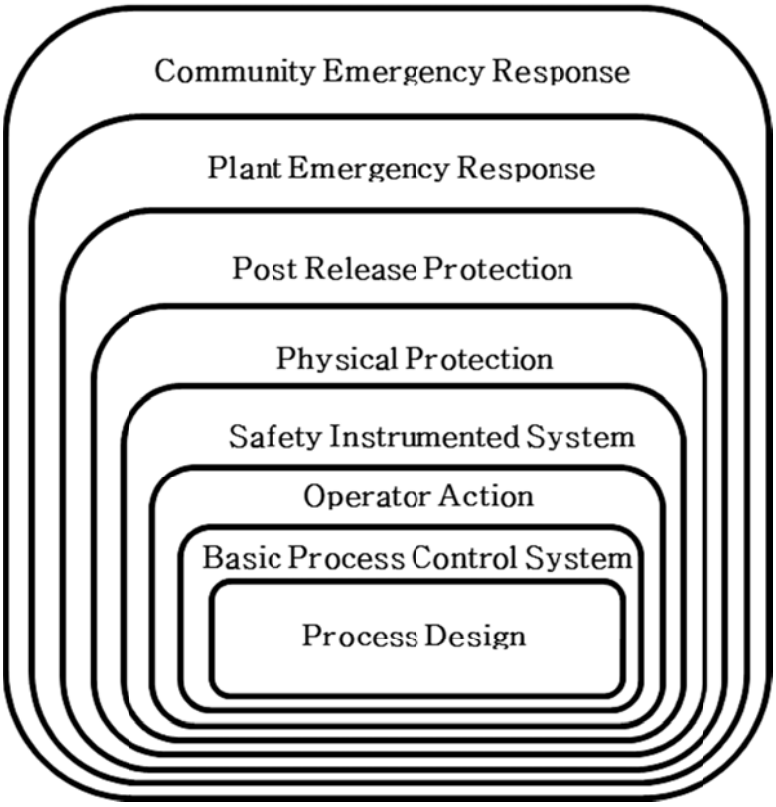


그림 2.1 독립방호계층(Independent protection layers) [4]

방호계층 분석법을 수행하는 중요단계는 다음과 같다. 사고결과 및 시나리오를 다른 것으로 선택하여 아래 과정을 반복한다.

(1) 시나리오를 통한 사고의 결과를 도출한다.

(2) 사고 시나리오 및 사고의 원인을 확인한다: 시나리오는 한 쌍의 원인-결과로 이루어진다.

(3) 시나리오의 초기사건을 확인하고 초기사건이 발생할 수 있는 확률을 계산한다.

(4) 선택한 사고결과에 유용한 방호계층을 조사하고, 각 방호계층의 실패확률을 예측한다.

(5) 초기사건의 발생빈도와 독립방호계층의 실패확률(Probability of Failure on Demand, PFD)을 곱하여 초기사건이 사고로 발생할 수 있는 가능성이 감소되었는지 확인하고 그 값을 도출한다.

(6) 허용가능 위험범위에 속하는지 결정 후 허용할 수 없다면, 별도의 방호계층을 추가로 결정한다.

방호계층 분석법에서 사고 시나리오에 대한 빈도분석은 사고시나리오에 대한 실패빈도와 독립 방호계층에 대한 실패확률(PFD)을 활용하여 계산한다. 각각의 독립방호계층(IPL)에 대한 실패확률(PFD)는 독립방호계층이 가장 작은 값인 10^{-1}에서 가장 큰 값인 10^{-5}까지 다양하다. 독립방호계층의 특정 시스템이나 조치사항을 분류하는 3가지 규칙은 다음과 같다.

(1) 독립방호계층(IPL)이 설계의도대로 기능을 수행할 때 효과적으로 사고의 진행을 방지할 수 있다.

(2) 초기사건과 다른 모든 독립방호계층(IPL)의 구성요소와 무관하게 독립방호계층(IPL) 기능은 같은 시나리오에 이용된다.

(3) 독립방호계층(IPL)은 지도검사가 가능해야 한다. 따라서 독립방호계층(IPL)의 실패확률(PFD)는 검토, 검사를 포함한 문서의 확인이 가능해야 한다.

이 방법에서는 특정 시나리오가 사고로 발전할 발생빈도는 다음 계산식을 이용한다.

$$f_i^C = f_i^I \times \prod_{j=1}^{J} PFD_{ij} = f_i^I \times PFD_{i1} \times PFD_{i2} \times \cdots \times PFD_{iJ} \quad (2\text{-}1)$$

여기에서, f_i^C 는 초기사건 i로 얻어지는 특정 사고의 결과 C의 완화된 사고결과 빈도이며, f_i^I 는 초기사건 i의 발생빈도이다. PFD_{ij} 는 특정 사고결과와 특정 초기사건 i를 막을 수 있는 j번째 독립방호계층(IPL)의 실패 확률이다. [2] [4]

2.4 방호설비

2.4.1 워터 커튼(Water Curtain) [5]

수막 형식의 방호장비로서, 최근 산업현장에서 화재의 진압이나 복사열의 영향을 줄이는 유용한 설비로 주목 받고 있는 기술이다. 실제로 석유화학 제품이나 LNG의 저장고의 화재 시에 water spray는 화재의 열을 식혀주는 역할이 주된 것에 비해 water curtain은 필터역할을 하여 복사열의 상당한 감소효과를 보이는 것이 밝혀졌다.

워터커튼(Water curtain)은 천장에 수평으로 장착되어 워터 스프레이(water spray)와 비슷한 형태로 설치되는 수직(vertical)형과 수직으로 세워 설치하는 충돌(impinging)형태가 있다.

LPG 저장고에 대한 화재 실험에서 워터커튼(water curtain)의 복사열 차단효과는 수직(vertical)형보다는 충돌(impinging)형이 더 효과적인 것으로 확인되었고, 커튼에서 분사되는 물의 입자가 작을수록, 분사되는 압력이 높을수록 차단의 효과가 좋은 것을 알 수 있다. 또한 노즐의 개수가 늘어날수록 복사열의 감소효과가 좋아지는 워터 스프레이(water spray)와 달리 분사되는 물의 입자를 줄이는 것으로도 노즐의 개수가 늘어나는 효과, 즉 복사열의 감소 비율을 더 높일 수 있다. 아래의 표는 워터커튼(water curtain)의 두 가지 형태에 따라 표준조건에서 설치되었을 때의 복사열 차단효과를 나타낸다.

표 2.5 워터커튼 피해 감소 효과

	수직(vertical)형	충동(impinging)형
	분사압력 0.7MPa	분사압력 0.5MPa
최소 감소율	35%	80%
최대 감소율	45%	90%

2.4.2 워터 스프레이(Water Spray)

워터 스프레이(water spray)는 물 분무 소화설비로 분무헤드에서 물을 안개와 같이 내뿜는 형상으로 방사하여 냉각(冷却)효과 또는 질식(窒息)효과에 의해서 화재를 소화하는 고정식 소화설비를 말한다. 냉각효과가 크기 때문에 일반 가연물 외에 비교적 인화점이 높은 유류(油類)화재의 소화에 사용된다. 그 외에 LPG시설 등의 화재를 제어하는데도 사용된다. 수원(水源), 가압송수장치(펌프, 전동기), 기동장치, 배관, 제어밸브, 여과장치, 분무헤드, 경우에 따라서는 자동 화재 감지장치 등으로 구성되어 있다.

워터 스프레이(water spray)를 이용으로 화재 및 폭발의 영향을 줄일 수 있다. 물방울 크기가 10μm보다 작거나 200μm보다 클 경우에 적용할 수 있고, 이 조건에서 방호설비의 존재에 따라 화염속도(Flame speed)와 압력(Pressure)의 감소 정도를 확인하였다. 물방울의 크기가 효율에 영향을 주는 것으로 확인이 되었는데, 10μm이하는 직접적으로 폭발의 영향을 줄이는데 관여할 수 있고, 200μm이상의 크기는 분사 시 입자의 분할이 용이해 작은 크기로 작용하기 때문에 더 효과적인 결과를 가져온다. 특정 물질의 영향에 대하여 나타낸 결과이지만, 일반적으로 과압을 줄이는데 효과적일 것으로 예상된다. [7]

표 2.6 워터스프레이 피해 감소 효과

	워터스프레이 미 설치 시 화염속도(m/s)	워터스프레이 설치 시 화염속도(m/s)
프로판	1.5~2.0	1
메탄	1.4~2.3	1
	워터스프레이 미 설치 시 과압(barg)	**워터스프레이 설치 시 과압(barg)**
압력	0.3	0.2

2.5 상용 시뮬레이터 (Simulator)

2.5.1 화재·폭발 시뮬레이터 - 페스트(PHAST®)

페스트(Process Hazard Analysis Software Tool, PHAST®)는 노르웨이의 디엔브이(Det Norske Veritas, DNV)에서 개발된 화재·폭발 시뮬레이터로 공정의 잠재적 위험요소를 평가하는 신뢰도 높은 소프트웨어이다. 실제 산업현장에서 주로 사용되고 있으며, 위험요소의 평가뿐 아니라 위험의 정도 또한 정량화하여 수치적으로 보여주기에 유용한 프로그램이라고 할 수 있다.

본 프로그램에서는 위험 물질의 누출에 의한 인화성, 폭발성, 독성을 평가할 수 있으며, 다양한 형태의 누출에 관한 정보를 얻을 수 있다. 또한 화재의 영향을 발생하는 형태에 따라 Jet fire, pool fire, flash fire, BLEVE(Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion)로 나누어 결과를 보여주고, 폭발의 경우에도 초기 폭발형태와 일정시간 경과된 폭발의 형태를 구분하여 보여준다. 주변의 풍속과 풍향 등의 날씨 정보를 달리하여 결과를 확인할 수 있고 이러한 공정의 화재·폭발 시에 피해 범위와 영향에 대한 정보를 그래프 형식으로 보여주므로 효과적으로 정확한 결과를 얻을 수 있다. [8]

2.5.2 공정운전관리 및 위험성 평가 시뮬레이터 - 테크마스네비® 시리즈(TechmasNavi® series)

테크마스네비® 시리즈는 일본의 테크마스사가 상업적으로 개발중인 공정운전관리 및 위험성평가 기법 중 위험과 운전분석(HAZOP), 결함수 분석(FTA)을 반자동적으로 수행할 수 있게 도와주는 프로그램이다. 본 프로그램은 각각의 특징적인 기능을 가진 세가지 하부 프로그램으로 구성되어있다. 각각의 하부 프로그램의 명칭과 이름은 다음과 같다. [9]

(1) 플랜트네비®(PlantNavi®): 공정의 흐름정보를 도면 위에 직접적으로 표현하여 보여줌으로써 유체의 흐름과 설비의 연결을 확인할 수 있게 해주는 프로그램이다. 또한 장비나 파이프 라인을 검색할 수 있고, 공정 내 장비의 사양이나 사고 이력 등을 데이터베이스화하여 확인할 수 있다.

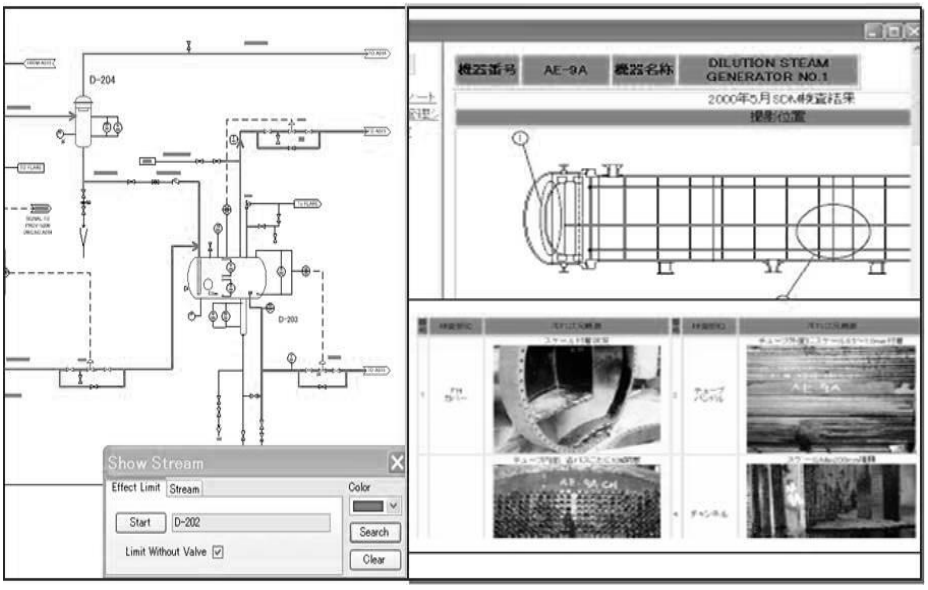


그림 2.2 플렌트네비® 실행장면

(2) 오페네비®(OPeNavi®): 공정의 운전계획 전략을 수립할 수 있도록 도와주는 역할은 한다. 공정의 흐름을 시각화하고, 시간에 따른 정보를 표현해줌으로써 운전계획을 수립, 검토, 수정 및 교육 등에 활용할 수 있다. 운전계획 수립뿐만 아니라 생산계획을 수립하고 모니터링에도 활용할 수 있다. 또한 운전자가 공정의 스타트업(start-up)부터 셧다운(shut-down)의 과정을 이해하는데 이용할 수 있다.

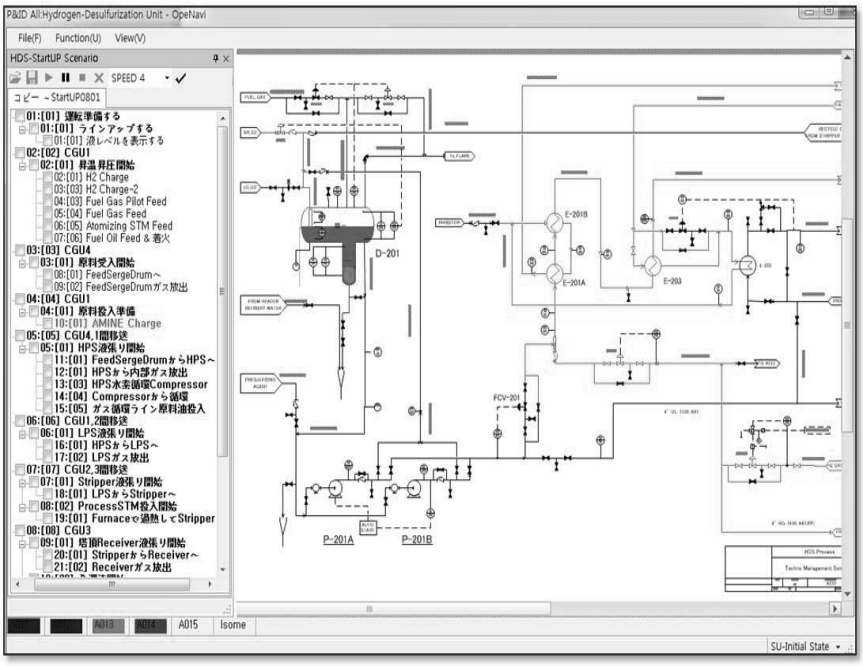


그림 2.3 오페네비® 실행장면

(3) 해좁네비®(HazopNavi®): 플랜트네비®와 오페네비®의 정보와 기능을 통합하고 확장하여 위험과 운전검토(HAZOP)법을 수행할 수 있게 도와주며, 작성한 위험과 운전검토(HAZOP)법의 결과를 바탕으로 결함수 분석(FTA)와 위험 매트릭스(risk matrix)를 자동으로 도출해내는 하부 프로그램이다. 본 프로그램에서 사용되어지는 위험과 운전검토(HAZOP)은 기존에 이탈에 대한 결과를 우선 판단하고 가능한 사고원인을 찾는 방향으로 진행하는 방법이 아닌 원인에 의해 발생할 수 있는 이탈에 대해 공정의 흐름에 따라 전파되어 가는 과정을 따라 가능한 결과를 찾는 방향으로 수행한다. 이는 프로그램 상에서 “Caused-based HAZOP”이라는 용어로 사용된다. 위의 과정을 통해 수행 된 위험과 운전검토(HAZOP)에 대한 결과물은 사용자에 따라 여러 가지 형태로 도출할 수 있으므로 그 활용도가 높다.

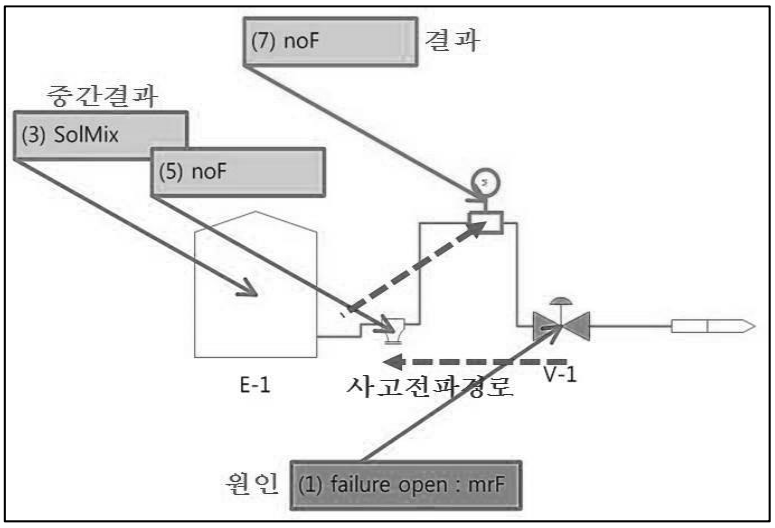


그림 2.4 해좁네비® 실행장면

3. 전 과정 (Life Cycle) 안전관리 방안 연구

3.1 기본 개요

공정의 전 과정 안전관리는 공정의 계획, 설계, 운전, 폐쇄에 이르기까지 공정의 수명 전주기에 걸쳐 안전관리를 포함한 운전관리를 말한다. 또한 안전관리에 핵심이 되는 위험성 평가는 정성적 위험성 평가 시 수치적으로 위험성을 확인할 수 없는 단점을 보완하고, 정량적 위험성 평가 시 요구되는 위험요소에 관한 시나리오를 정성적 위험성 평가법을 통해 작성함으로써 정량적, 정성적 위험성 평가법을 모두 수행한다.

위험요소를 확인하는 정성적 위험성 평가는 위험과 운전검토(HAZOP)법을 사용하고, 위험과 운전검토(HAZOP)법을 편리하게 수행하고 데이터베이스화 할 수 있는 “TechmasNavi® series”중 “HazopNavi®”를 활용하였다. 빈도분석과 피해영향을 평가하는 정량적 위험성 평가법에는 사건수목 분석(ETA)법 및 화재·폭발 시뮬레이션 프로그램인 “PHAST®”를 이용한다. 또한 허용범위를 만족하지 않는 위험요소가 있을 경우에는 방호계층분석(LOPA)법을 적용하거나 적절한 방호설비 설치를 제안하도록 한다.

이러한 일련의 과정에서 빈도분석 및 피해영향을 평가하고 위험성을 계산하는 과정을 데이터 분석 프로그램인 “MALAB®”과 “Microsoft office – Excel®”을 이용하여 간략화 하였다. 피해영향 평가 프로그램을 이용해 얻은 결과를 작성된 Excel® 양식에 입력하면 사건수목 분석(ETA)가 계산되고, 피해영향 범위와 사건수목 분석(ETA)의 결과가 연계된 MATLAB®에 자동으로 입력된다. 코드가 작성된 MATLAB®에서는 빈도와 피해영향 범위를 이용해 자동으로 위험도(risk)를 계산하여 동일한 위험도를

연결한 컨투어맵 (contour map)을 작성하게 된다. 또한 위험도가 허용범위 내에 포함되는 지를 판단하여 위험도 감소 방안을 적용할지에 대한 판단을 내리게 된다. 만약 허용범위를 초과하는 위험도에 대해서는 방호계층분석(LOPA)법이나 적절한 방호설비를 제안하고, 감소된 위험도에 대한 피해영향 평가를 실시하여 적절성을 증명하는 과정을 수행한다.

이로써 본 연구의 목적에 따라 객관적인 결과를 얻을 수 있도록 적절한 위험성 평가법을 종합적으로 적용하고, 빈도분석 및 피해영향 평가, 위험계산과 위험결정 과정을 데이터분석 프로그램을 통해 간략화 하였다.

전 과정 안전관리 방안에 대한 기본개요는 다음 그림 4.1 에서 보는 바와 같다.

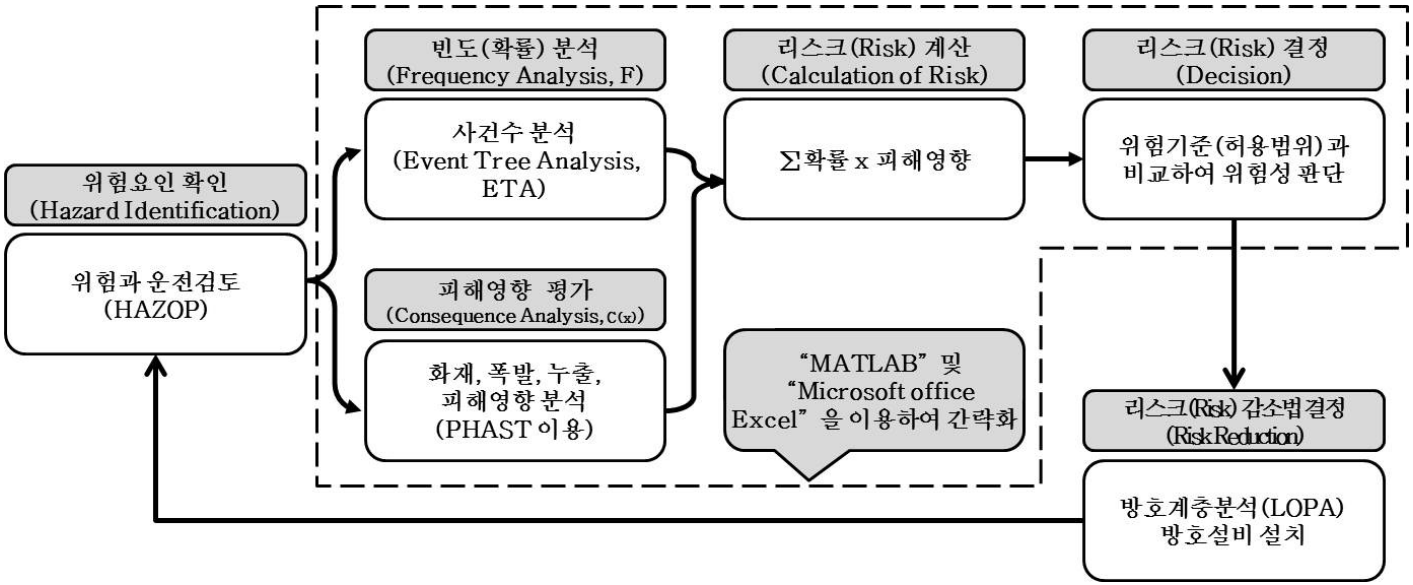


그림 3.1 전 과정 안전관리 방안 기본 개요

3.2 위험과 운전검토(HAZOP)

위험과 운전검토(HAZOP) 수행을 도와주는 TechmasNavi ®series중 HazopNavi®를 이용하여 수행하였다. 전통적인 위험과 운전검토(HAZOP)법이 아닌 TechmasNavi ®series에서 사용되는 “Caused-based HAZOP”순서로 진행되었다. 이는 원인에 의해 발생할 수 있는 이탈에 대해 공정의 흐름에 따라 전파되어 가는 과정을 따라 가능한 결과를 찾는 방향으로 수행한다. 위의 과정을 통해 수행 된 위험과 운전 검토(HAZOP)에 대한 결과물은 “Microsoft office Excel®”의 형태로 도출하였다.

3.3 사건수목 분석(ETA)

빈도분석의 방법으로 사용한 정량적 위험성 평가법인 사건수목 분석(ETA)법을 수행하기 위해서는 실패확률에 대한 정보를 필요로 한다. 제안된 전 과정 위험성 평가 방안에서는 위험과 운전검토(HAZOP)에서 확인된 위험요소와 누출에 의한 화재·폭발 위험이 있는 플렌지(flanges), 밸브(valves), 장비연결점(instrument connections), 공정라인(pipeline)과 저장용기(vessels, tanks)로 구분하여 총괄 실패 데이터(Generic failure data) [13]를 활용하였다. 플렌지(flanges)와 밸브(valves)의 크기는 4~11inch로 가정하였으며, 이에 해당하는 실패확률을 사용한다. 또한 누출공의 크기는 5mm, 50mm, 100mm 및 파열의 경우를 고려하여 공정라인과 저장용기에 대한 실패확률을 사용한다. 아래의 표 3.1와 표 3.2은 사건수목 분석(ETA)에서 사용된 실패확률에 대한 데이터를 보여준다.

표 3.1 플렌지, 밸브, 공정라인의 실패확률 [13]

누출공 크기(mm)	플렌지(flanges)	밸브(valves)	공정라인(Pipeline)
	4- 11 inch		
5	4.02E-05	7.00E-05	2.20E-05
50	4.02E-05	1.50E-04	9.80E-06
100	2.00E-06	0.00E+00	4.10E-06
파열(Catastrophic rupture)	9.80E-07	0.00E+00	4.50E-07

표 3.2 장비 연결점 및 저장용기의 실패확률 [13]

누출공 크기(mm)	장비 연결점 (instrument connections)	저장용기 (vessels, tanks)
5	9.40E-05	2.10E-06
50	3.80E-04	1.30E-04
100	0.00E+00	1.70E-05
파열(Catastrophic rupture)	0.00E+00	2.00E-06

또한 사건수목 분석은 화재나 폭발이 일어날 확률을 계산하여 점화확률을 계산하고 장치의 실패확률과 점화확률을 곱하여 최종 사고 확률을 계산하게 된다.

본 연구에서는 제트화재(jet fire)의 즉시 점화 확률, 플래시화재(flash fire)의 즉시(immediate)점화와 지연(delayed) 점화, 정체(congestion) 확률, 폭발의 즉시(immediate)점화와 지연(delayed) 점화, 정체(congestion) 확률을 이용하고 위의 항목에 해당하지 않는 안전한 확산(safe dispersion)에 대한 확률 값을 사용하였다. 아래의 표 3.3은 사건수목 분석(ETA)법에서 사용된 누출공 크기에 따른 각각의 점화확률을 나타낸 것이다. [14]

또한 제트화재(jet fire)의 확률결과는 37.5kW/m^2의 복사열 영향을 받는 곳에서는 100% 사망률(fatality), 12.5kW/m^2의 복사열 영향범위 에서는 50%의 사망률(fatality)을 가지므로 37.5kW/m^2의 복사열 영향범위에서는 확률결과의 원래 값으로 사용하지만 12.5kW/m^2의 복사열 영향범위에서는 확률결과의 반에 해당하는 값을 사용한다. 플래시화재(flash fire)의 경우 LFL(Lower Flammable Limit) 값에서 100% 사망률(fatality)을 가진다. 마지막으로 폭발(explosion)의 경우에는 1bar의 과압 범위에서는 100%의 사망률(fatality), 03bar에서는 50%의 사망률(fatality), 0.1bar에서는 1%의 사망률(fatality)을 가지므로 확률 결과의 해당부분만큼만 확률결과로 사용한다. [15]

표 3.3 누출공 크기에 따른 점화확률

누출공 크기		Immediate	Delayed	Congestion	Ignition Probability
5mm (Small)	Jet fire	0.0035	-	-	3.500E-03
	Explosion	0.9965	0.01	0.5	4.983E-03
	Flash fire	0.9965	0.01	0.5	4.983E-03
	Safe Dispersion	0.9965	0.99	-	9.865E-01
50mm (Medium)	Jet fire	0.0245	-	-	2.450E-02
	Explosion	0.9775	0.07	0.5	3.414E-02
	Flash fire	0.9775	0.07	0.5	3.414E-02
	Safe Dispersion	0.9775	0.93	-	9.072E-01
100mm (Large)	Jet fire	0.105	-	-	1.050E-01
	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343E-01
	Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343E-01
	Safe Dispersion	0.895	0.7	-	6.265E-01
Catastrophic Rupture	Jet fire	0.105	-	-	1.050E-01
	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343E-01
	Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343E-01
	Safe Dispersion	0.895	0.7	-	6.265E-01

3.4 방호계층분석(LOPA)

방호계층 분석법에서 사고 시나리오에 대한 빈도분석은 사고시나리오에 대한 실패빈도와 독립 방호계층에 대한 실패확률(PFD)을 활용하여 계산한다. 각각의 독립방호계층(IPL)에 대한 실패확률(PFD)는 독립방호계층이 가장 작은 값인 10^{-1}에서 가장 큰 값인 10^{-5}까지 다양하다.

이에 본 연구에서는 10^{-1}의 실패확률(PFD)을 가진 독립방호계층(IPL)인 기본 공정 제어 시스템(Basic process control system)과 안전 설비 기능(Safety instrumented function)을 적용하여 사고 발생률을 줄이는 방법을 선택하였다.

3.5 방호설비

각 방호설비의 복사열 감소율을 최소값과 최대값으로 정리하면 다음 표 3.4와 같다. 워터스프레이(water spray)는 최대 57.3 %의 감소효과를 보이며 워터커튼(water curtain) 수직(vertical)형은 최소 35 %, 최대 45 %의 복사열 감소율을 보이고, 충돌(impinging)형은 최소 80 %, 최대 90 %의 감소율이 되는 것을 확인할 수 있다. 또한 워터스프레이(water spray)는 폭발 사고 시 과압의 영향을 33 % 줄여주는 효과가 있다.

표 3.4 방호설비의 복사열 및 과압 감소율

복사열	최소 감소율(%)	최대 감소율(%)
워터커튼(수직형)	35	45
워터스프레이	35.5	57.3
워터커튼(충돌형)	80	90
과압	감소율(%)	
워터스프레이	33	

4. 사례연구

제안된 전 과정 안전관리 방안에 대한 사례연구를 진행하였다. 먼저 천연가스로부터 합성되는 DME의 생산공정에 대한 사례연구를 수행하였다. 또한 페놀수지(phenol resin) 공정에 대한 사례연구를 통해 제안된 안전관리 방안과 기존에 실시된 위험성 평가 결과와 비교하여 본 연구의 타당성을 증명하였다.

4.1 DME 생산 공정 사례연구

4.1.1 DME 생산 공정 위험성 평가 시나리오 정보

DME 생산공정에서 위험과 운전검토(HAZOP)을 수행하기 위해 공정흐름도에서 설계 의도에 따라 6가지 노드(node)를 선정하여 위험 요소를 확인하였다. DME 생산공정은 많을 열을 발생하는 발열반응을 하기 때문에 화재와 폭발에 의한 위험요소가 잠재하고 있을 것으로 예상되며, 이에 따른 노드를 설정하여 해당 운전조건에 따른 위험성 평가가 필요할 것으로 예상했다. 아래의 표 4.1 에서 6가지 노드(node)를 확인할 수 있다.

표 4.1 DME 공정 위험과 운전검토 – Node 목록

Node #	설계 의도	주요 설비
1	천연가스 개질 반응	개질기 2, 열교환기
2	CO2 흡수반응	흡수기, 분리기, 저장용기 열교환기 4, 펌프 2
3	합성가스 응축	분리기 2, 저장용기, 열교환기 4
4	DME 합성 1	반응기, 분리기, 저장용기 2, 열교환기 4
5	DME 합성 2	분리기, 열교환기
6	메탄올(Methanol) 회수	분리기, 저장용기 2, 열교환기 1, 펌프 1

또한 주요 설비 중 화재·폭발의 위험이 있는 물질을 포함한 저장용기에 한해서 사고빈도 분석과 피해영향 평가를 실시하였다. 노드(node) #2에 포함된 합성가스, CO2 분리 응축용기와 노드(node) #4에 포함된 DME 분리용기, 분리 응축용기, 노드(node) #5에 포함된 메탄올(methanol) 회수용기 및 노드(node) #6에 포함된 메탄올(methanol) 분리 응축용기에 대해 사건수목 분석(ETA)를 수행하고, PHAST® 시뮬레이터를 이용하여 화재·폭발 영향성을 분석하였다.

4.1.2 DME 생산 공정 운전 정보

4.1.2.1 DME 특징

디메틸에테르(Di Methyl Ether, DME)는 가장 간단한 에테르(ether) 형태로 CH_3OCH_3의 구조식을 가지는 유기화합물이다. 상온에서 무색의 기체형태이며, 다른 유기화합물이나 에어로졸 추진제(aerosol propellant)의 프리커서(precursor)역할을 한다.

DME는 천연가스, 석탄 그리고 바이오매스 및 탄층으로부터 합성되며, 청정연료로서 디젤(diesel)과 액화석유가스 (Liquefied Petroleum Gas, LPG)의 대체연료로 주목 받고 있다. DME는 기존에 사용하고 있는 액화석유가스(LPG)와 물리적 특성, 열효율 및 가격 등의 유사한 점이 많아 대체연료로써 활용가치가 높은 것으로 평가되고 있다. 실례로 'World LPGas Association'에 따르면 LPG와 20%이하의 DME를 혼합한 LPG-DME 혼합연로는 기존의 LPG 설비를 그대로 사용할 수 있다고 발표할 정도로 LPG와 DME는 매우 유사한 성질을 가지고 있다. [10] 또한 DME는 환경친화성, 높은 에너지 밀도, 상용화의 잠재성 때문에 석유기반 에너지원의 대체 에너지원으로 잠재 가치가 높을 것으로 판단된다. 이러한 DME의 물리적 성질은 표4.2에서 자세히 볼 수 있다. [11]

표 4.2 DME의 물리적 성질 비교

	메탄(Methane)	프로판(Propane)	부탄(Butane)	DME	디젤(Diesel)
화학 구조식	CH_4	C_3H_8	C_4H_{10}	CH_3OCH_3	–
분자량(kg/kmol)	16.04	44.11	58.13	46.07	–
끓는점, 1atm(℃)	−161.5	−42.1	−0.5	−25.1	180−370
증기압, 20℃(bar)	243	8.4	3.1	5.1	–
액체밀도, 20℃(kg/m^3)	–	500	610	670	840
LHV*(MJ/kg)	50.2	46.4	45.7	28.4	42.2
점화온도(℃)	650	470	365	235	250
세탄가**	0	5	20	55−60	40−55
공기 중 폭발한계(vol%)	5−15	2.1−9.4	1.9−8.4	3.4−17	0.6−6.5

* LHV: Lower Heating Value, 저위 발열량

** 세탄가: Cetane number,

4.1.2.2 DME 생산 공정 개요

DME는 천연가스, 석탄 그리고 바이오 매스 및 탄층으로부터 합성된다. 본 연구에서는 천연가스로부터 DME를 합성하는 생산 공정을 사용하였다.

천연가스로부터 합성되는 DME 공정은 크게 네 부분으로 나눌 수 있다: 합성가스 개질(reforming), CO_2 흡수 및 회수(recycle), DME 합성, DME 분리 및 정제(purification) [12]

(1) 합성가스 개질(reforming): 첫번째 개질기인 고정층 촉매 반응기를 이용하여 애탄, 부탄, 프로판 등을 가벼운 메탄으로 바꾸는 과정. 첫번째 개질기를 거친 생성물은 회수된 CO_2와 혼합하게 되고, 천연가스는 합성가스로 변하게 된다.

(2) CO2 흡수 및 회수(recycle): 개질기(tri-reformer)에서 생성된 가스에 포함된 CO_2는 회수되는 CO_2양의 3% 성분을 유지하기 위해서 메탄올 (methanol)에 흡수된다.

(3) DME 합성: 합성가스는 DME 합성을 위한 고정식 반응기로 공급된다. DME 합성 반응은 발열반응이기 때문에 열을 제거하기 위한 열교환기가 다수 필요하다. 이 반응기로부터 DME와 메탄올, CO_2 가 생성되게 된다.

(4) DME 분리 및 정제(purification): 메탄올, CO_2 와 함께 생성된 DME 는 분리 및 정제과정을 거치게 된다. CO_2 는 개질기로 회수되어 합성가스로 변환되게 된다. 이때 생성된 메탄올을 부가적인 생성물로 합성, 저장하는 공정이 포함된다.

공급되는 천연가스는 일반적으로 메탄보다 무거운 탄화수소, 즉 애탄, 부탄, 프로판을 포함한다. 따라서 첫번째 개질기인 고정층 촉매 반응기를 이용하여 애탄, 부탄, 프로판 등을 가벼운 메탄으로 바꾸는 과정을 거치게 된다. 첫 번째 개질기를 거친 생성물은 회수된 CO_2와 혼합하게 되고, 천연가스는 합성가스로 변하게 된다. 또한, 다음 개질기(tri-reformer)에서 생성된 가스에 포함된 CO_2는 회수되는 CO_2양의 3% 성분을 유지하기 위해서 메탄올(methanol)에 흡수된다.

그런 다음, 합성가스는 DME 합성을 위한 고정식 반응기로 공급된다. DME 합성 반응은 발열반응이기 때문에 열을 제거하기 위한 열교환기가 다수 필요하다. 이 반응기로부터 DME와 메탄올, CO2 가 생성되게 된다. 이때 생성된 DME가 분리되어 정제 과정을 거치게 되고, CO2는 개질기로 회수되어 합성가스로 변환되게 된다.

크게 나누어진 네 부분 이외에도 메탄올이 생성되고, 이 메탄올을 부가적인 생성물로 합성, 저장하는 공정을 포함될 수 있다. 또한 공정에 필요한 유틸리티(utilities) 부분이 추가적으로 설치된다.

천연가스로부터 합성되는 DME의 생성 공정은 크게 네 부분으로 나눌 수 있다. 다음은 네 가지 주요 공정에 대한 설명이다.

다음의 그림 4.1에서 그림 4.4은 이러한 DME 합성의 주요 네 가지 공정의 공정흐름도를 순서대로 보여준다.

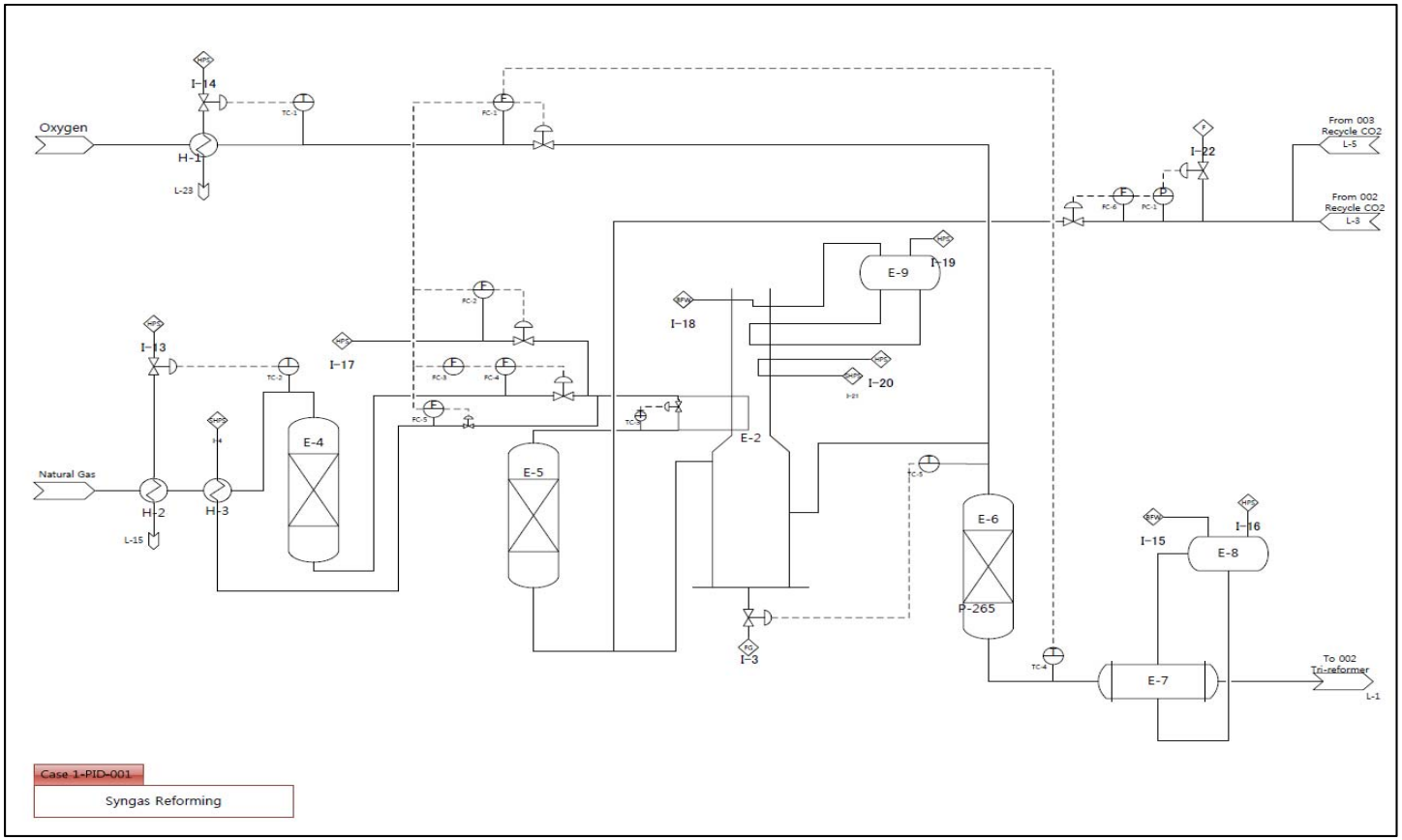


그림 4.1 (사례연구1) DME 생성공정 흐름도_1

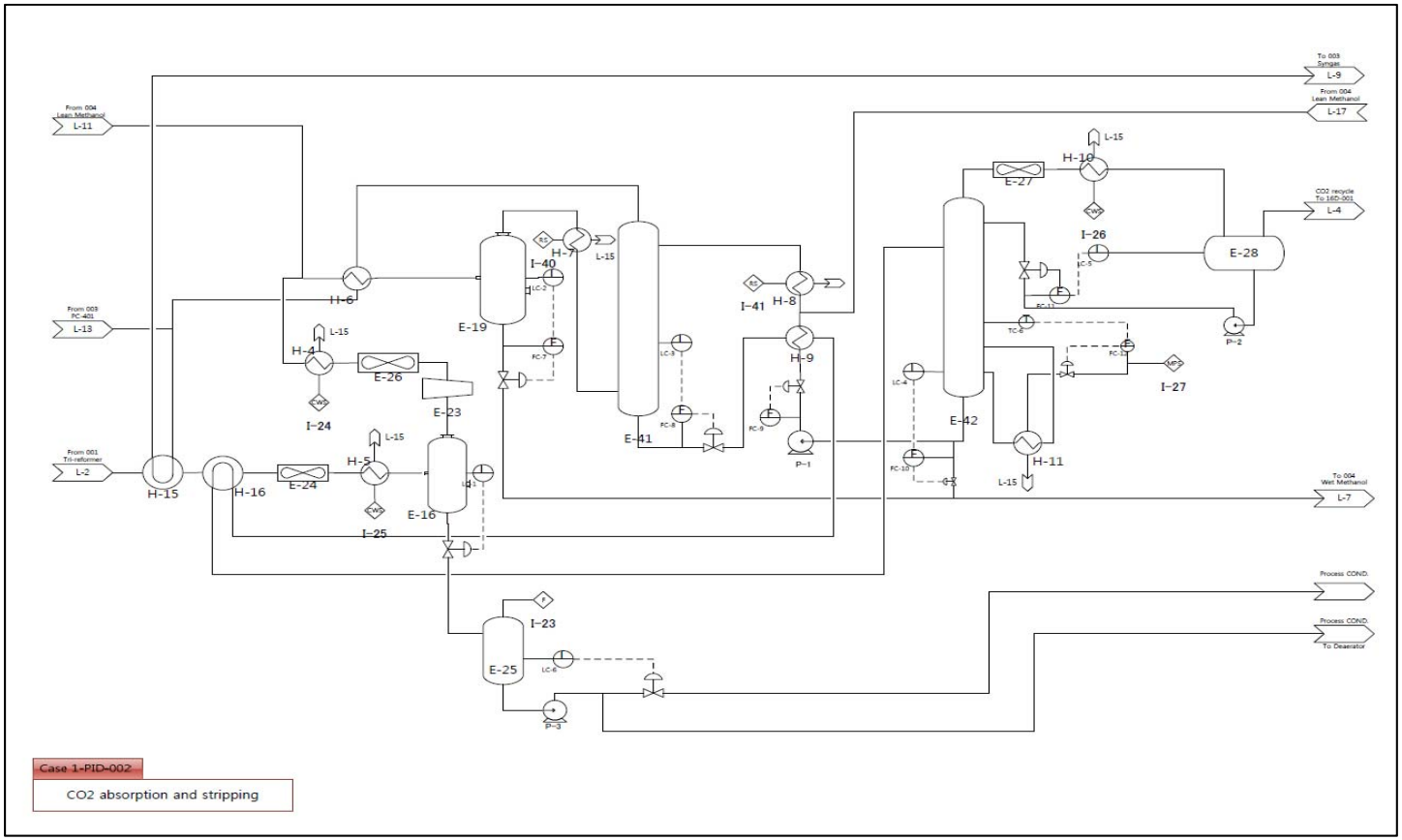


그림 4.2 (사례연구1) DME 생성공정 흐름도_2

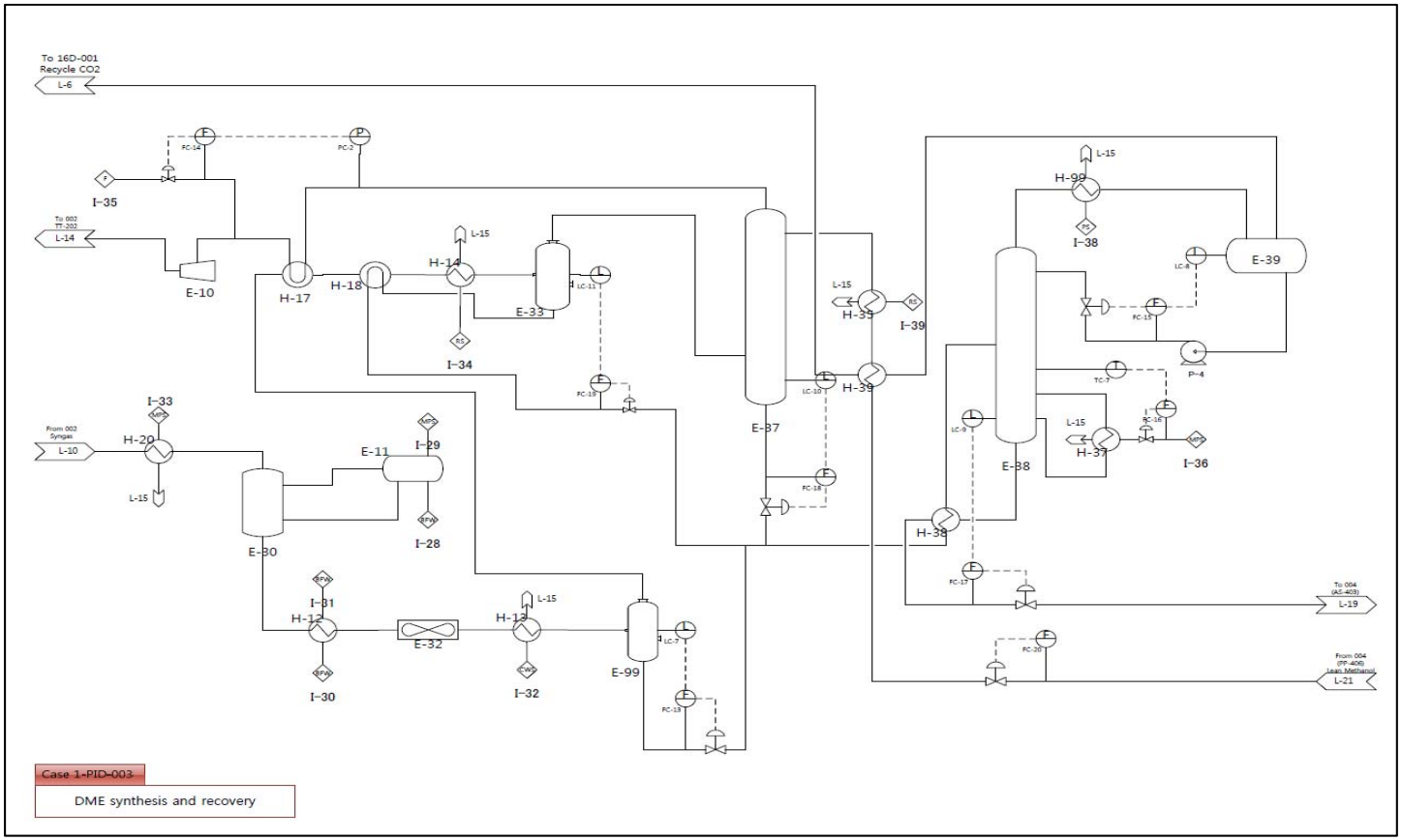


그림 4.3 (사례연구1) DME 생성공정 흐름도_3

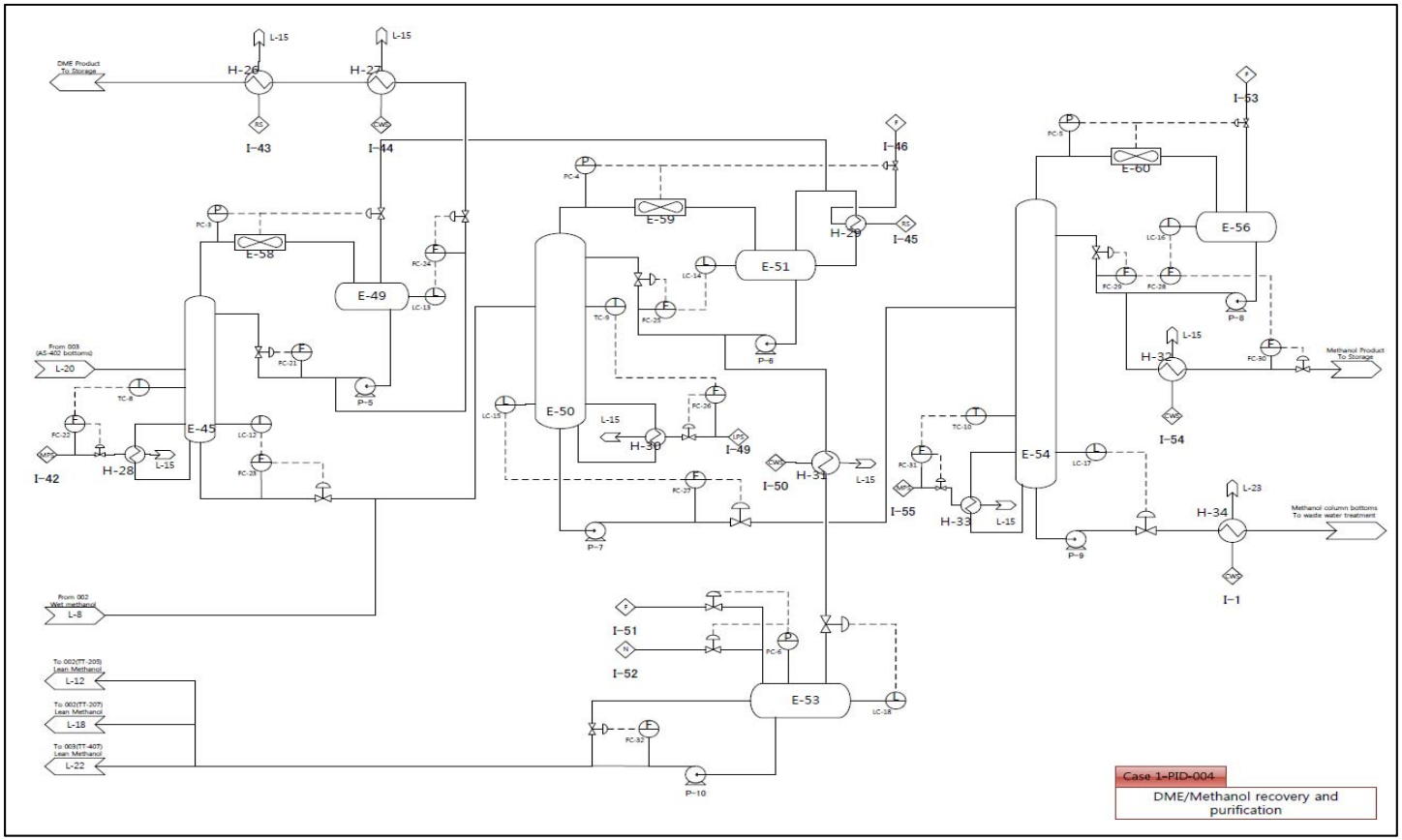


그림 4.4 (사례연구1) DME 생성공정 흐름도_4

4.2 페놀수지(Phenol resin) 공정 사례연구

실제 가동중인 페놀 수지공정의 위험성 평가를 진행하였다. 이는 기존의 위험성 평가가 이미 수행되어있으므로, 제안된 방법론과 비교하는 방안으로 수행하였다.

4.2.1 페놀수지(Phenol resin) 공정 위험성 평가 시나리오 정보

페놀수지 공정에서 기존에 수행 된 위험과 운전검토(HAZOP)법과 제안된 방법론의 위험과 운전검토(HAZOP) 법을 비교하기 위해 기존에 선정된 노드(node) 목록을 활용하여 위험요소를 확인하였다.

또한 주요 설비 중 화재·폭발의 위험이 있는 물질을 포함한 저장용기에 한해서 사고빈도 분석과 피해영향 평가를 실시하였다. 설비 중 메탄올(methanol) 저장용기와 페놀수지(phenol resin) 저장용기의 화재와 폭발 위험성을 분석하였다.

4.2.2 페놀수지(Phenol resin) 공정 운전 정보

페놀수지 공정은 자동차용 필터 도포용 접착제로 사용되는 합성수지 공정의 일부분으로 운전되는 것을 선택하였으며, 위험성 평가를 수행한 메탄올 저장용기는 400m^3의 용량을 가지고 있으며, 1.3bar, 60℃로 운전된다. 또한 생산된 페놀수지를 저장하는 용기는 13m^3의 용량을 가지며, 1bar, 45℃로 운전된다. 두 설비 모두

공정의 배치구조 상 저장용기 구역에 배치되어 있다. 페놀의 제조 공정은 배치(batch) 타입이며, 발열반응이다. 운전 조건은 대게 90℃, 2.0kg/cm^2 이다. 이상 발열반응이 발생할 경우에 대비하여 반응을 정지시키는 수산화나트륨(NaOH)를 반응기 주변에 저장하고 있다. 또한 반응공정 후 농축공정을 지나 메탄올 투입 공정이 이루어지는 구조이다. 이외에 제품의 온도를 낮추는 냉각공정, 저장고정, 출하공정 등이 포함된다.

페놀수지 고정 중 위험성 평가에 사용된 두 개의 저장용기가 배치되어있는 “Plot plan” 도면과 저장용기의 흐름정보를 담은 도면은 다음 그림 4.5와 그림 4.6 및 그림 4.7에서 볼 수 있다.

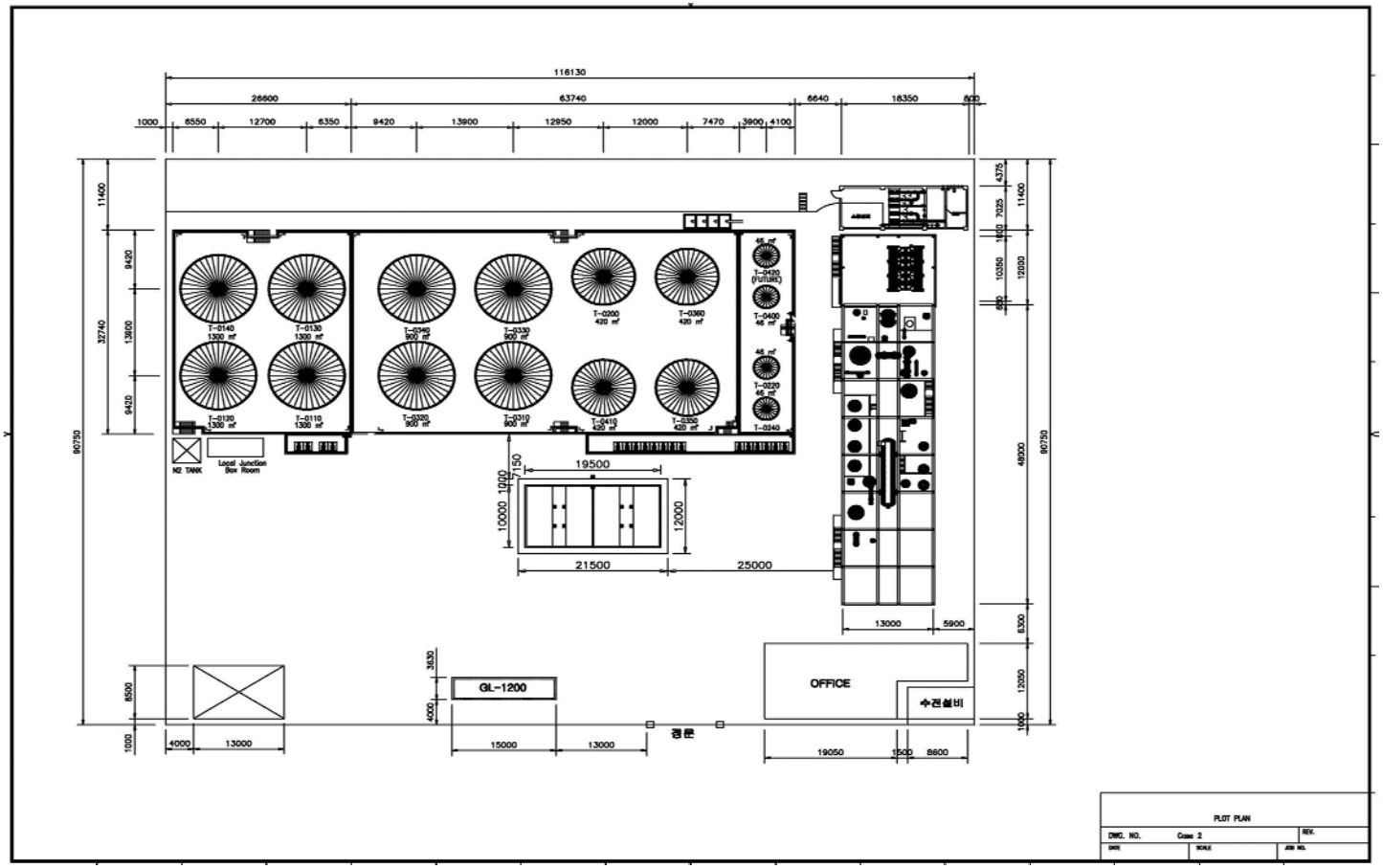


그림 4.5 (사례연구2) 페놀수지공정의 plot plan

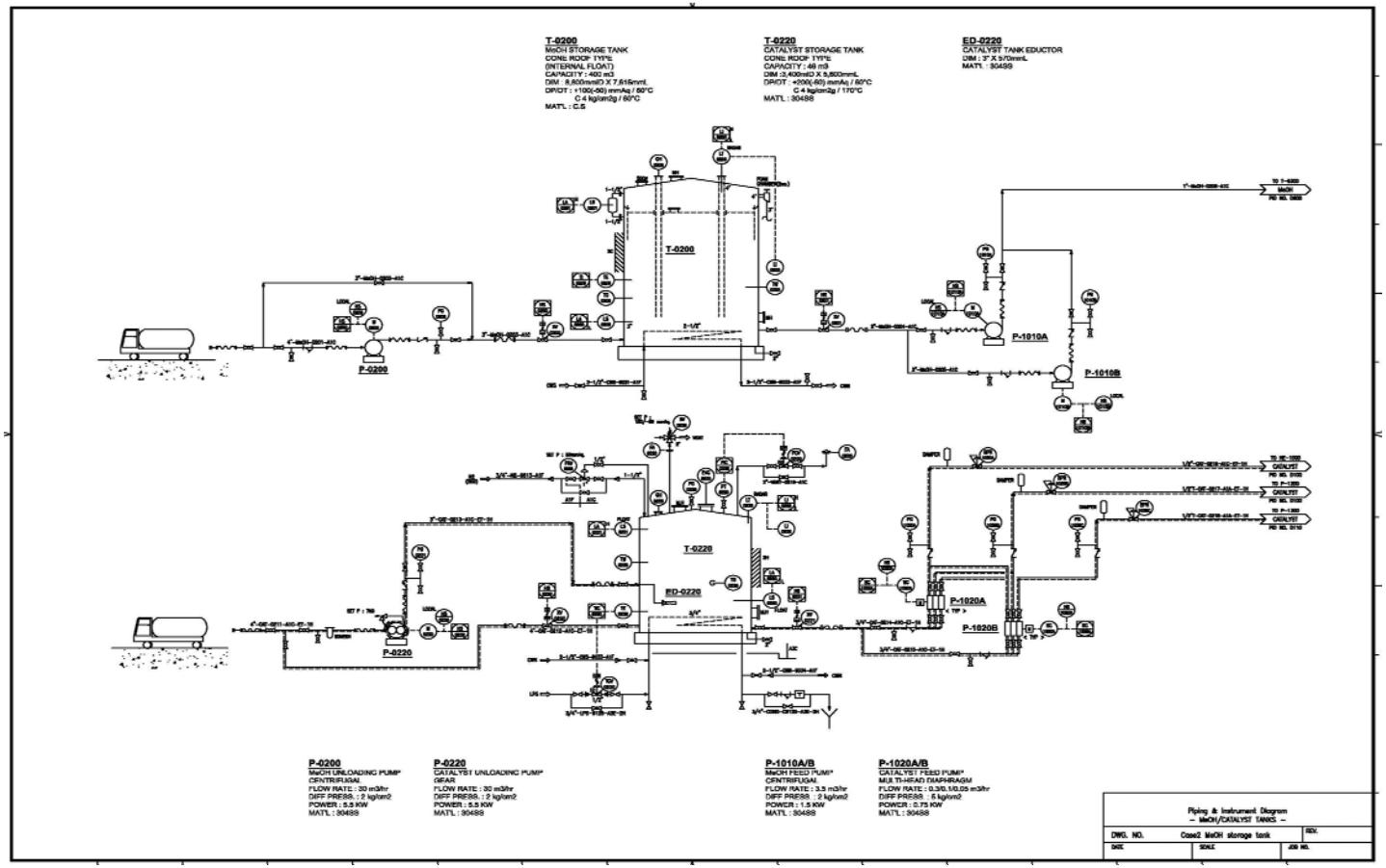


그림 4.6 (사례연구2) 폐놀수지공정 흐름도_1

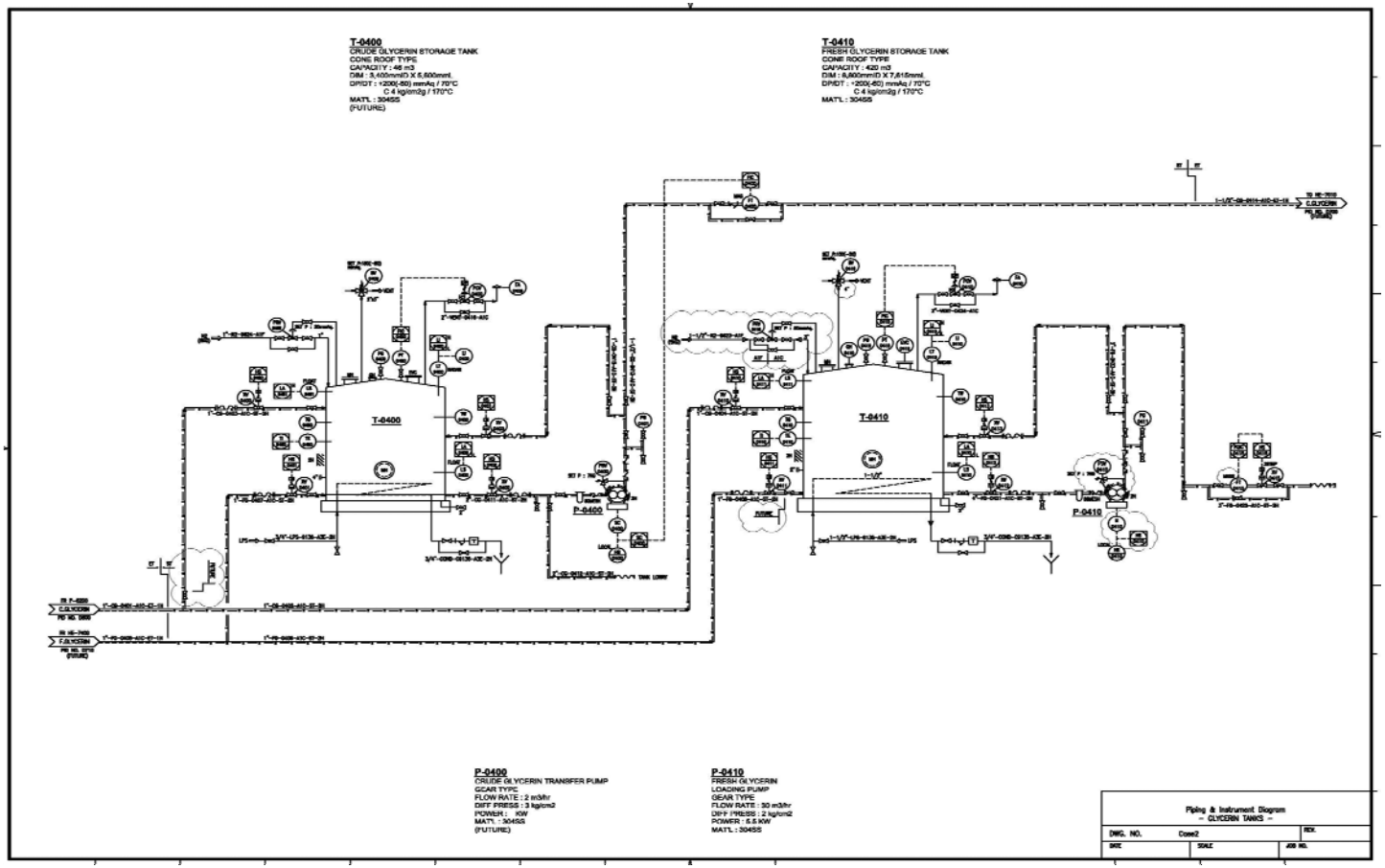


그림 4.7 (사례연구2) 폐놀수지공정 흐름도_2

5. 결과 및 토론

5.1 결과

사례연구 결과는 크게 TechmasNavi® series를 활용한 위험과 운전검토(HAZOP)결과와 PHAST®를 활용한 피해영향 분석 결과, MATLAB을 이용한 리스크(Risk) 계산과 컨투어맵(contour map)으로 나뉜다. 첫 번째 사례연구인 DME 생산 공정에서는 사고확률이 큰 설비에 관해 방호계층 분석(LOPA)과 리스크(risk)감소 방안인 방호설비 설치 후 줄어든 리스크의 결과를 보여준다.

5.1.1 DME 생산 공정

HazopNavi®를 이용한 위험과 운전검토(HAZOP)법의 모든 결과는 부록 1 에 첨부되었으며, 아래 그림 5.1은 결과값 중 첫 번째 노드(node)에 해당하는 결과이다. 위험과 운전검토(HAZOP)법 결과 위험요소로 발견된 장치는 예상치 못한 정지로 인한 개질기의 압력저하 및 액위변화가 이탈로 작용한다. 이에 따라 중간 결과인 개질기의 열교환기의 고장이 예상되며, 이에 따른 최종결과는 열교환기에서 과도한 양의 증기가 소모되며, 폐수를 이용한 폐열 보관용기의 온도상승으로 판단된다. 그러나 온도 계측기가 설비되어 있어 특별한 조치사항은 추천되지 않았다. 비슷한 유형의 이탈이 두 번째 개질기에도 발생할 수 있다. 열교환기의 경우 튜브(tube) 내의 막힘 현상으로 저장용기의 역류를 초래할 수 있으나 유량 계측기가 설비되어 충분한 조치가 되어있는 것으로 판단된다.

Cause-based HAZOP Work Sheet

Plant: DME
Case: DME Process
Node: NG reformer

No.	EquipTag	FailueMode	Deviation	Cause	Consequence	S/O/R/Q	Level	Frequency	Countermeasure	Recommendation
1	E-5	failure stop	lsP.mrL	E-7 mal operation	E-7large amount vapor exhaust E-8 High temperature	O	A	L4	TC-4 E-7 By pressure low alarm , operator can recover	None
2	E-7	tube blocking	lsF	E-8 spill back running -> mal operation	E-8 Feed stop	O	A	L4	E-8 By flow low alarm , operator can recover	None
3			lsF	E-8 Temperature can be control -> No problem	E-8 High temperature	S	B	L3	FC-1 TC-4 E-8 By temoerature high alarm , operator can recover	None
4	E-6	failure stop	lsP.mrL	E-8Temperature can be control -> No problem	E-8 High temperature	O	A	L4	PC-1 TC-4 E-8 By temoerature high alarm , operator can recover	None

그림 5.1 (사례연구1) Node #1 위험과 운전검토(HAZOP)결과

또한 표 5.1은 PHAST®를 이용한 피해영향 평가의 결과를 보여준다. 이에 관련된 PHAST® 결과 그래프는 부록 2 에 첨부한다. 각 화재나 폭발의 영향이 미치는 거리(m)에 따라 정리했으며, 제트화재(jet fire)은 각각 복사열 37.5kw/m^2, 12.5kW/m^2, 4kW/m^2 의 영향이 미치는 거리, 플래시화재(flash fire)은 LFL(Lower Flammable Limit) 값의 거리, 폭발(explosion)의 경우는 각각 폭발 과압 1bar, 0.3bar, 0.1bar가 미치는 거리로 구분하였다. 또한 누출공의 크기는 5mm, 50mm, 100mm와 파열(rupture)에 따라 구분하였다.

Microsoft office Excel®을 이용한 사건수목 분석(ETA)의 결과는 다음 그림 5.2와 같으며, 누출공의 크기에 따른 화재·폭발의 유형에 따라 점화확률을 이용하여 사고빈도가 계산되었다.

MATLAB®을 통해 자동으로 계산된 리스크(risk)로 작성된 컨투어맵(contour map)과 리스크(risk)가 허용범위를 만족하지 않는 위험요소는 방호계층분석(LOPA)법과 방호장비 설치를 통해 리스크(risk)를 감소시키고 이에 대한 컨투어맵(contour map) 또한 작성하여 위험도를 비교하였다. 다음 그림 5.3은 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)이며, 그림 5.4는 리스크(risk) 감소방안 중 방호계층분석(LOPA)를 적용한 결과이다. 그림 5.5부터 그림 5.7은 각각 수평(vertical)형 워터커튼(water curtain), 충돌(impinging)형 워터커튼(water curtain), 워터 스프레이(water spray)를 적용한 컨투어맵(contour map)에 해당한다.

표 5.1 DME 생성 공정의 PHAST®를 이용한 피해영향 평가의 결과

Scenario 1(E-28)		37.5 kW/m^2 1 bar	12.5 kW/m^2 0.3 bar	4 kW/m^2 0.1 bar	LFL
5mm	Jet fire	2.79	3.65	3.94	-
	Flash fire	-	-	-	0.04
	Explosion	-	-	-	-
50mm	Jet fire	11.22	11.91	12.16	-
	Flash fire	-	-	-	0.52
	Explosion	-	-	-	-
100mm	Jet fire	19.47	20.14	21.67	-
	Flash fire	-	-	-	1.03
	Explosion	-	-	-	-
Rupture	Jet fire	-	-	-	-
	Flash fire	-	-	-	38.57
	Explosion	48.41	110.37	219.78	-
Scenario 2(E-33)		37.5 kW/m2 1 bar	12.5 kW/m2 0.3 bar	4 kW/m2 0.1 bar	LFL
5mm	Jet fire	6.65	7.65	8.01	-
	Flash fire	-	-	-	1.86
	Explosion	-	-	-	-
50mm	Jet fire	39.88	41.65	47.41	-
	Flash fire	-	-	-	17.24
	Explosion	2.77	5.88	11.74	-
100mm	Jet fire	80.34	81.34	91.63	-
	Flash fire	-	-	-	33.86
	Explosion	5.20	11.49	22.82	-
Rupture	Jet fire	-	-	-	-
	Flash fire	-	-	-	106.67
	Explosion	128.77	286.44	575.52	-
Scenario 3(E-39)		37.5 kW/m2 1 bar	12.5 kW/m2 0.3 bar	4 kW/m2 0.1 bar	LFL
5mm	Jet fire	4.22	5.48	5.90	-
	Flash fire	-	-	-	0.13
	Explosion	-	-	-	-
50mm	Jet fire	15.33	16.01	16.27	-
	Flash fire	-	-	-	1.62
	Explosion	-	-	-	-
100mm	Jet fire	27.68	28.38	31.96	-
	Flash fire	-	-	-	3.23
	Explosion	-	-	-	-
Rupture	Jet fire	-	-	-	-
	Flash fire	-	-	-	30.72
	Explosion	42.5	95.83	190	-

Scenario 4(E-49)		37.5 kW/m2 1 bar	12.5 kW/m2 0.3 bar	4 kW/m2 0.1 bar	LFL
5mm	Jet fire	3.09	3.82	4.28	-
	Flash fire	-	-	-	1.0
	Explosion	-	-	-	-
50mm	Jet fire	32.16	34.79	40.44	-
	Flash fire	-	-	-	9.41
	Explosion	1.76	3.73	7.45	-
100mm	Jet fire	64.63	66.22	78.47	-
	Flash fire	-	-	-	18.19
	Explosion	3.45	7.55	15.02	-
Rupture	Jet fire	-	-	-	-
	Flash fire	-	-	-	71.90
	Explosion	97.51	224.07	450.21	-

Scenario 5(E-53)		37.5 kW/m2 1 bar	12.5 kW/m2 0.3 bar	4 kW/m2 0.1 bar	LFL
5mm	Jet fire	2.68	3.61	3.93	-
	Flash fire	-	-	-	0.3
	Explosion	-	-	-	-
50mm	Jet fire	15.82	16.19	18	-
	Flash fire	-	-	-	3.62
	Explosion	-	-	-	-
100mm	Jet fire	28.41	30.18	34.81	-
	Flash fire	-	-	-	7.14
	Explosion	1.39	2.96	5.88	-
Rupture	Jet fire	-	-	-	-
	Flash fire	-	-	-	66.18
	Explosion	94.88	216.87	431.81	-

Scenario 6(E-56)		37.5 kW/m2 1 bar	12.5 kW/m2 0.3 bar	4 kW/m2 0.1 bar	LFL
5mm	Jet fire	2.67	3.60	3.93	-
	Flash fire	-	-	-	0.24
	Explosion	-	-	-	-
50mm	Jet fire	15.19	15.97	16.22	-
	Flash fire	-	-	-	3
	Explosion	-	-	-	-
100mm	Jet fire	24.11	25.46	29.35	-
	Flash fire	-	-	-	5.96
	Explosion	1.15	2.51	5	-
Rupture	Jet fire	-	-	-	-
	Flash fire	-	-	-	34.84
	Explosion	52.20	116.68	231.31	-

Items No.	mass flow rate [kg/s]		Immediate	Delayed	Congestion	Ignition Probability	Outcome Frequency
1 Small	1.3717E-01	Jet fire	0.0035			3.500.E-03	3.714.E-05
(5mm)	0.0106122	Explosion	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	5.288.E-05
		Flash fire	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	5.288.E-05
		Safe Dispersion	0.9965	0.99		9.865.E-01	1.047.E-02
Medium	1.3717E+01	Jet fire	0.0245			2.450.E-02	6.234.E-04
(50mm)	0.025446	Explosion	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	8.688.E-04
		Flash fire	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	8.688.E-04
		Safe Dispersion	0.9755	0.93		9.072.E-01	2.308.E-02
Large	5.4869E+01	Jet fire	0.105			1.050.E-01	3.434.E-05
(100mm)	0.000327	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	4.390.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	4.390.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	2.049.E-04
Catastrophic		Jet fire	0.105			1.050.E-01	1.386.E-05
	0.00013198	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	1.772.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	1.772.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	8.269.E-05
2 Small	1.9474E-01	Jet fire	0.0035			3.500.E-03	3.529.E-05
(5mm)	0.0100821	Explosion	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	5.023.E-05
		Flash fire	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	5.023.E-05
		Safe Dispersion	0.9965	0.99		9.865.E-01	9.946.E-03
Medium	1.9475E+01	Jet fire	0.0245			2.450.E-02	6.139.E-04
(50mm)	0.0250572	Explosion	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	8.555.E-04
		Flash fire	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	8.555.E-04
		Safe Dispersion	0.9755	0.93		9.072.E-01	2.273.E-02
Large	7.7898E+01	Jet fire	0.105			1.050.E-01	2.787.E-05
(100mm)	0.0002654	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	3.563.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	3.563.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	1.663.E-04
Catastrophic		Jet fire	0.105			1.050.E-01	1.864.E-05
	0.00017748	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.383.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.383.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	1.112.E-04

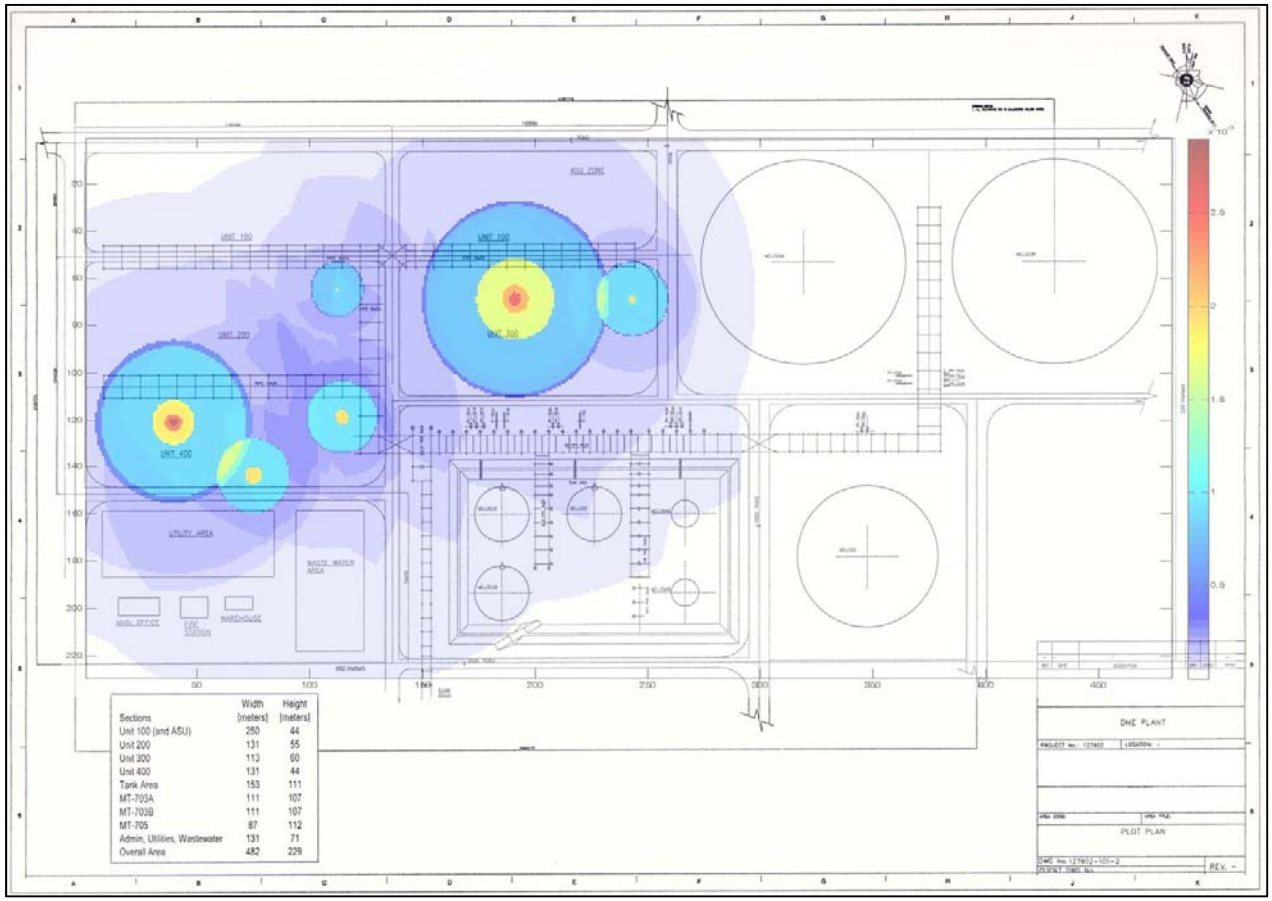
그림 5.2 (사례연구1) 사건수목 분석(ETA)결과(1)

Items No.	mass flow rate [kg/s]		Immediate	Delayed	Congestion	Ignition Probability	Outcome Frequency
3 Small	1.4295E-01	Jet fire	0.0035			3.500.E-03	5.801.E-07
(5mm)	0.00016574	Explosion	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	8.258.E-07
		Flash fire	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	8.258.E-07
		Safe Dispersion	0.9965	0.99		9.865.E-01	1.635.E-04
Medium	1.4295E+01	Jet fire	0.0245			2.450.E-02	7.069.E-04
(50mm)	0.0288516	Explosion	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	9.851.E-04
		Flash fire	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	9.851.E-04
		Safe Dispersion	0.9755	0.93		9.072.E-01	2.617.E-02
Large	5.7179E+01	Jet fire	0.105			1.050.E-01	3.383.E-05
(100mm)	0.0003222	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	4.326.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	4.326.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	2.019.E-04
Catastrophic		Jet fire	0.105			1.050.E-01	1.740.E-05
	0.00016574	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.225.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.225.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	1.038.E-04
4 Small	7.6205E-02	Jet fire	0.0035			3.500.E-03	5.801.E-07
(5mm)	0.00019563	Explosion	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	8.258.E-07
		Flash fire	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	8.258.E-07
		Safe Dispersion	0.9965	0.99		9.865.E-01	1.635.E-04
Medium	7.6201E+00	Jet fire	0.0245			2.450.E-02	7.069.E-04
(50mm)	0.0352754	Explosion	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	9.851.E-04
		Flash fire	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	9.851.E-04
		Safe Dispersion	0.9755	0.93		9.072.E-01	2.617.E-02
Large	3.0482E+01	Jet fire	0.105			1.050.E-01	3.383.E-05
(100mm)	0.0003993	Explosion	0.895	0.07	0.5	3.133.E-02	1.009.E-05
		Flash fire	0.895	0.07	0.5	3.133.E-02	1.009.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.93		8.324.E-01	2.682.E-04
Catastrophic		Jet fire	0.105			1.050.E-01	1.740.E-05
	0.00019563	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.225.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.225.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	1.038.E-04

그림 5.2 (사례연구1) 사건수목 분석(ETA)결과(2)

Items No.	mass flow rate [kg/s]		Immediate	Delayed	Congestion	Ignition Probability	Outcome Frequency
5 Small	2.2277E-02	Jet fire	0.0035			3.500.E-03	5.801.E-07
(5mm)	0.0079801	Explosion	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	8.258.E-07
		Flash fire	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	8.258.E-07
		Safe Dispersion	0.9965	0.99		9.865.E-01	1.635.E-04
Medium	2.2277E+00	Jet fire	0.0245			2.450.E-02	7.069.E-04
(50mm)	0.0199892	Explosion	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	9.851.E-04
		Flash fire	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	9.851.E-04
		Safe Dispersion	0.9755	0.93		9.072.E-01	2.617.E-02
Large	8.9107E+00	Jet fire	0.105			1.050.E-01	3.383.E-05
(100mm)	0.0002134	Explosion	0.895	0.07	0.5	3.133.E-02	1.009.E-05
		Flash fire	0.895	0.07	0.5	3.133.E-02	1.009.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.93		8.324.E-01	2.682.E-04
Catastrophic		Jet fire	0.105			1.050.E-01	1.740.E-05
	0.000122	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.225.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.225.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	1.038.E-04
6 Small	1.5261E-02	Jet fire	0.0035			3.500.E-03	5.801.E-07
(5mm)	0.0220903	Explosion	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	8.258.E-07
		Flash fire	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	8.258.E-07
		Safe Dispersion	0.9965	0.99		9.865.E-01	1.635.E-04
Medium	1.5261E+00	Jet fire	0.0245			2.450.E-02	7.069.E-04
(50mm)	0.0548464	Explosion	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	9.851.E-04
		Flash fire	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	9.851.E-04
		Safe Dispersion	0.9755	0.93		9.072.E-01	2.617.E-02
Large	6.1044E+00	Jet fire	0.105			1.050.E-01	3.383.E-05
(100mm)	0.0005958	Explosion	0.895	0.07	0.5	3.133.E-02	1.009.E-05
		Flash fire	0.895	0.07	0.5	3.133.E-02	1.009.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.93		8.324.E-01	2.682.E-04
Catastrophic		Jet fire	0.105			1.050.E-01	1.740.E-05
	0.00041048	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.225.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.225.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	1.038.E-04

그림 5.2 (사례연구1) 사건수목 분석(ETA)결과(3)



Sections	Width [meters]	Height [meters]
Unit 100 (and ASU)	250	44
Unit 200	131	55
Unit 300	113	60
Unit 400	131	44
Tank Area	153	111
MT-703A	111	107
MT-703B	111	107
MT-705	87	112
Admin, Utilities, Wastewater	131	71
Overall Area	482	229

그림 5.3 (사례연구1) 결과 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)

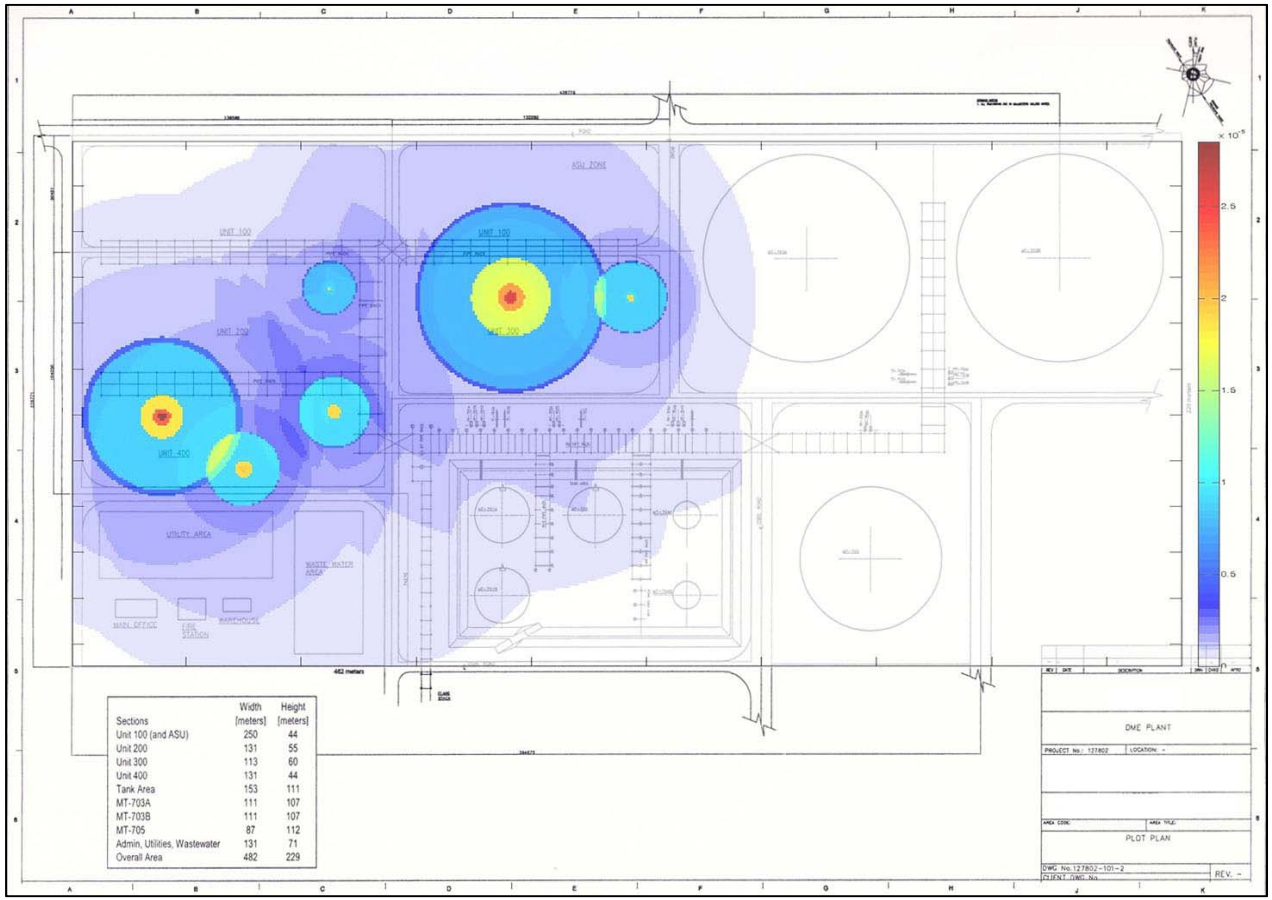
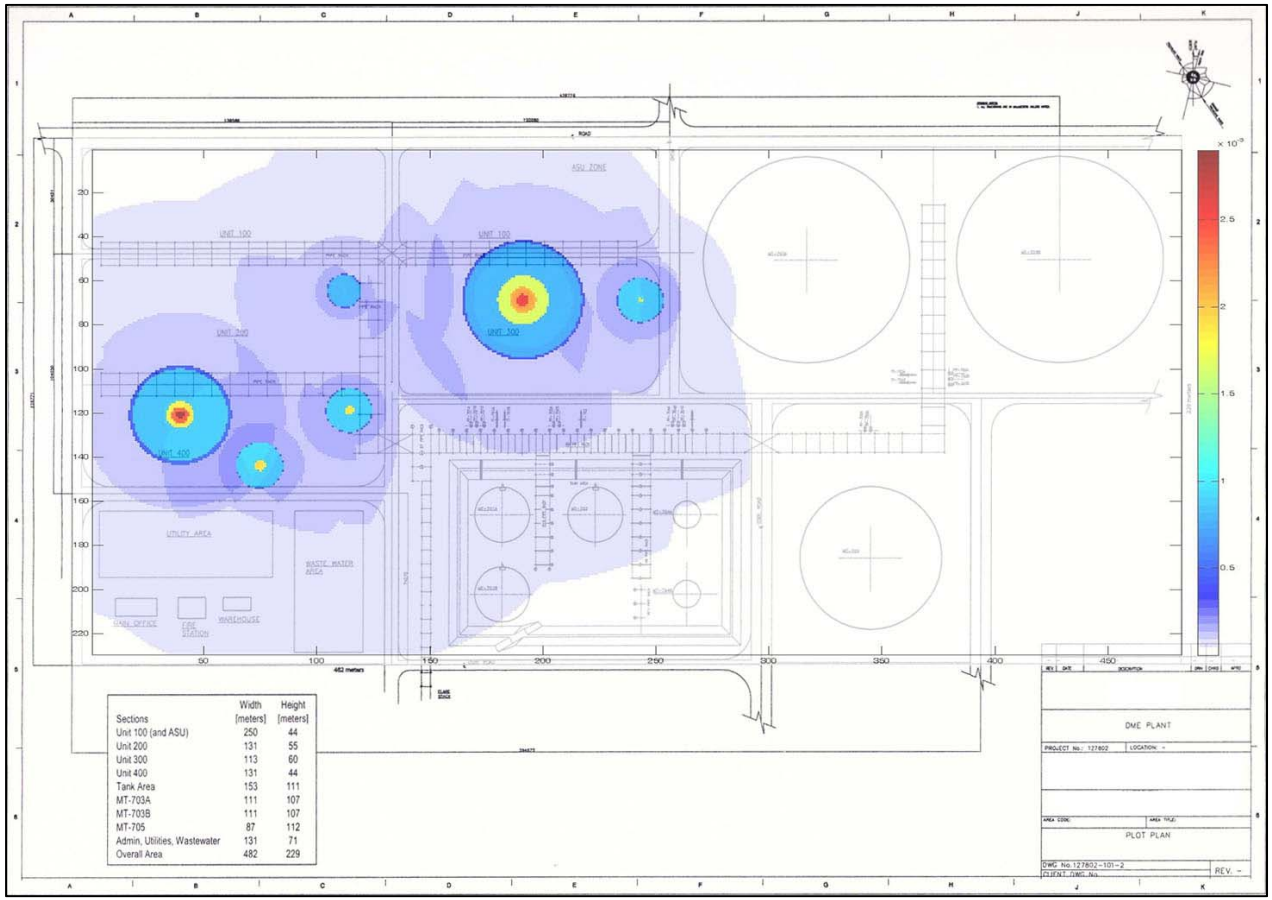


그림 5.4 (사례연구1) 방호계층분석(LOPA)법 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)



Sections	Width [meters]	Height [meters]
Unit 100 (and ASU)	250	44
Unit 200	131	55
Unit 300	113	60
Unit 400	131	44
Tank Area	153	111
MT-703A	111	107
MT-703B	111	107
MT-705	87	112
Admin, Utilities, Wastewater	131	71
Overall Area	482	229

그림 5.5 (사례연구1) 수평형 워터커튼(water curtain-vertical) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)

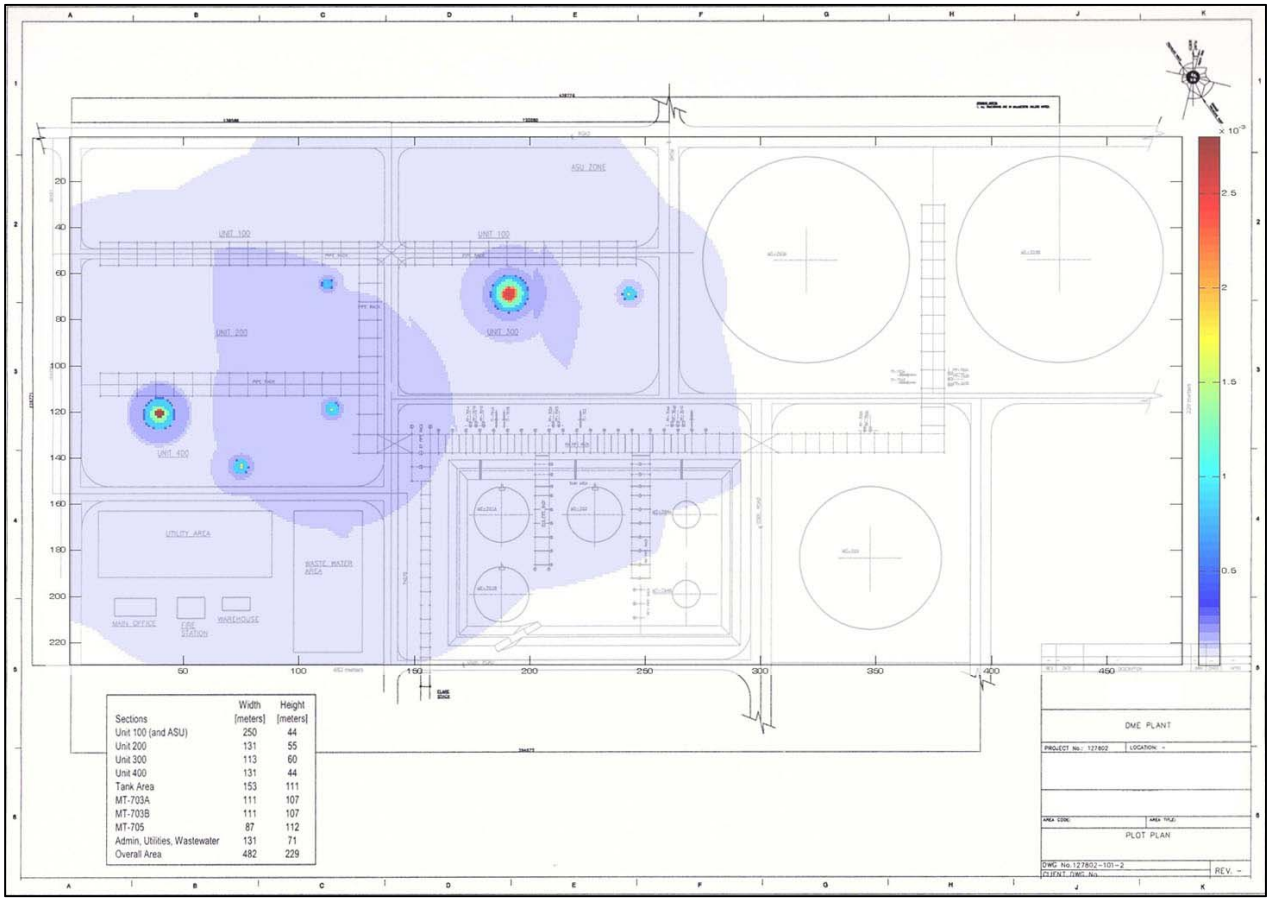


그림 5.6 (사례연구1) 충돌형 워터커튼(water curtain-impinging) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)

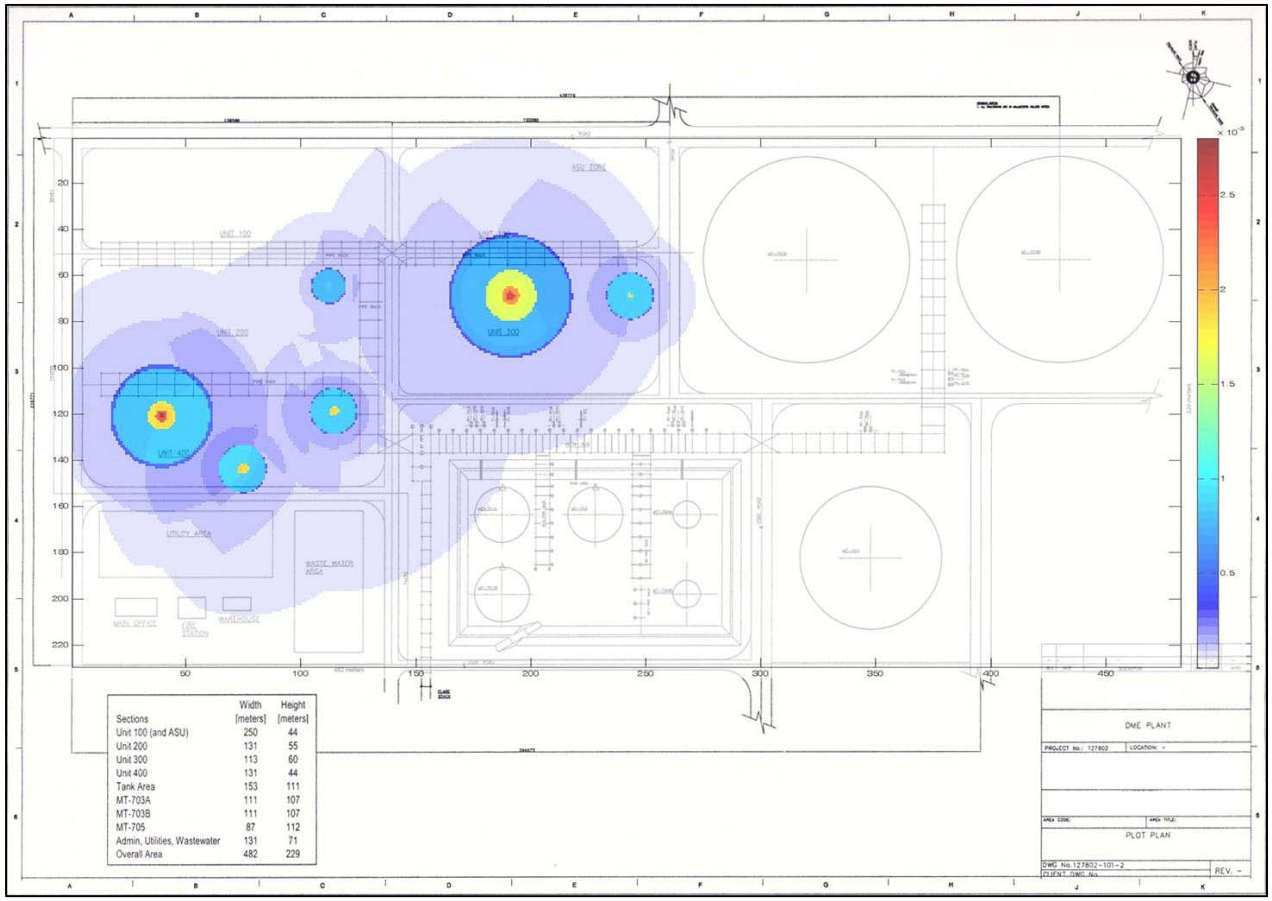


그림 5.7 (사례연구1) 워터스프레이(water spray) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)

5.1.2 페놀수지(Phenol resin) 공정

HazopNavi®를 이용한 위험과 운전검토(HAZOP)법의 결과는 아래 그림 5.8과 같다. 위험과 운전검토(HAZOP)법 결과 발견된 위험요소는 페놀수지 저장용기의 밸브 가스켓의 파손이나 펌프의 중단이 원인이 되어 페놀누출, 페놀 역류에 따른 펌프의 고장 등의 결과를 얻게 된다. 그러나 페놀의 누출에 따른 화재나 폭발에 대한 정량적 위험성 평가를 수행하였고, 이에 따른 안전조치계획이 작성되었으므로 추가적인 조치사항은 포함되지 않는다. 이는 메탄올 저장용기에도 동일한 이탈과 원인에 의한 결과가 예상되며, 이데 따른 조치사항 또한 추천되지 않는다.

또한 표 5.2은 PHAST®를 이용한 피해영향 평가의 결과를 보여준다. 이에 관련된 PHAST® 결과 그래프는 부록 3 에 첨부한다. 각 화재나 폭발의 영향이 미치는 거리(m)에 따라 정리했으며, 제트화재(jet fire)은 각각 복사열 37.5kw/m^2, 12.5kW/m^2, 4kW/m^2 의 영향이 미치는 거리, 플래시화재(flash fire)은 LFL(Lower Flammable Limit) 값의 거리, 폭발(explosion)의 경우는 각각 폭발 과압 1bar, 0.3bar, 0.1bar가 미치는 거리로 구분하였다. 또한 누출공의 크기는 5mm, 50mm, 100mm와 파열(rupture)에 따라 구분하였다.

Microsoft office Excel®을 이용한 사건수목 분석(ETA)의 결과는 다음 그림 5.9와 같으며, 누출공의 크기에 따른 화재·폭발의 유형에 따라 점화확률을 이용하여 사고빈도가 계산되었다.

MATLAB®을 통해 자동으로 계산된 리스크(risk)로 작성된 컨투어맵(contour map)과 리스크(risk)가 허용범위를 만족하지

않는 위험요소는 방호계층분석(LOPA)법과 방호장비 설치를 통해 리스크(risk)를 감소시키고 이에 대한 컨투어맵(contour map) 또한 작성하여 위험도를 비교하였다. 다음 그림 5.10은 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)이며, 그림 5.11는 리스크(risk) 감소방안 중 방호계층분석(LOPA)를 적용한 결과이다. 그림 5.12부터 그림 5.14은 각각 수평(vertical)형 워터커튼(water curtain), 충돌(impinging) 형 워터커튼(water curtain), 워터 스프레이(water spray)를 적용한 컨투어맵(contour map)에 해당한다.

Cause-based HAZOP Work Sheet

Plant: Phenol
Case: Case 1
Node: Phenol tank

No.	EquipTag	FailueMode	Deviation	Cause	Consequence	S/O/E/Q	Level	Frequency	Countermeasure	Recommendation
1	P-1	failure stop	noF	E-1 mal operation	E-1 mal operation	O	A	L4	Control valve :V-10, 11, 12	Install additional flow alarm
2			noF	P-2 mal operation	P-2 mal operation	O	A	L4	Control valve :V-10, 11, 12	Install additional flow alarm
3	V-3	failure close	noF	E-3 mal operation	E-3 mal operation	O	A	L4	None	Install additional flow alarm
4				P-4 mal operation	P-4 mal operation	O	A	L4	None	Install additional flow alarm

그림 5.8 (사례연구2) 위험과 운전검토 (HAZOP)결과

표 5.2 페놀수지 공정의 PHAST®를 이용한 피해영향 평가의 결과

Scenario 1 (MeOH)		37.5 kW/m^2 1 bar	12.5 kW/m^2 0.3 bar	4 kW/m^2 0.1 bar	LFL
5mm	Jet fire	2.8	3.65	3.95	–
	Flash fire	–	–	–	0.19
	Explosion	–	–	–	–
50mm	Jet fire	11.22	11.93	12.16	–
	Flash fire	–	–	–	2.22
	Explosion	–	–	–	–
100mm	Jet fire	19.50	20.14	22.08	–
	Flash fire	–	–	–	4.41
	Explosion	–	–	–	–
Rupture	Jet fire	–	–	–	–
	Flash fire	–	–	–	11.55
	Explosion	17.63	39.76	78.84	–
Scenario 2 (Phenol resin)		37.5 kW/m2 1 bar	12.5 kW/m2 0.3 bar	4 kW/m2 0.1 bar	LFL
5mm	Jet fire	3.16	3.78	3.98	–
	Flash fire	–	–	–	0.38
	Explosion	–	–	–	–
50mm	Jet fire	11.56	12.05	14.19	–
	Flash fire	–	–	–	4.17
	Explosion	–	–	–	–
100mm	Jet fire	19.96	22.54	26.71	–
	Flash fire	–	–	–	8.23
	Explosion	6.76	15.37	30.88	–
Rupture	Jet fire	–	–	–	–
	Flash fire	–	–	–	4.43
	Explosion	6.76	15.37	30.74	–

Items No.	mass flow rate [kg/s]		Immediate	Delayed	Congestion	Ignition Probability	Outcome Frequency
1 Small	7.5923E-03	Jet fire	0.0035			3.500.E-03	5.338.E-05
(5mm)	0.0152521	Explosion	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	7.599.E-05
		Flash fire	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	7.599.E-05
		Safe Dispersion	0.9965	0.99		9.865.E-01	1.505.E-02
Medium	7.7592E-01	Jet fire	0.0245			2.450.E-02	3.282.E-04
(50mm)	0.013395	Explosion	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	4.573.E-04
		Flash fire	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	4.573.E-04
		Safe Dispersion	0.9755	0.93		9.072.E-01	1.215.E-02
Large	3.1037E+00	Jet fire	0.105			1.050.E-01	4.515.E-05
(100mm)	0.00043	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	5.773.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	5.773.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	2.694.E-04
Catastrophic		Jet fire	0.105			1.050.E-01	2.927.E-05
	0.00027878	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	3.743.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	3.743.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	1.747.E-04

Items No.	mass flow rate [kg/s]		Immediate	Delayed	Congestion	Ignition Probability	Outcome Frequency
2 Small		Jet fire	0.0035			3.500.E-03	4.671.E-05
(5mm)	0.0133461	Explosion	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	6.650.E-05
		Flash fire	0.9965	0.01	0.5	4.983.E-03	6.650.E-05
		Safe Dispersion	0.9965	0.99		9.865.E-01	1.317.E-02
Medium		Jet fire	0.0245			2.450.E-02	2.795.E-04
(50mm)	0.0114072	Explosion	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	3.895.E-04
		Flash fire	0.9755	0.07	0.5	3.414.E-02	3.895.E-04
		Safe Dispersion	0.9755	0.93		9.072.E-01	1.035.E-02
Large		Jet fire	0.105			1.050.E-01	4.099.E-05
(100mm)	0.0003904	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	5.241.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	5.241.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	2.446.E-04
Catastrophic		Jet fire	0.105			1.050.E-01	1.713.E-05
	0.00016314	Explosion	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.190.E-05
		Flash fire	0.895	0.3	0.5	1.343.E-01	2.190.E-05
		Safe Dispersion	0.895	0.7		6.265.E-01	1.022.E-04

그림 5.9 (사례연구2) 사건수목 분석(ETA)결과

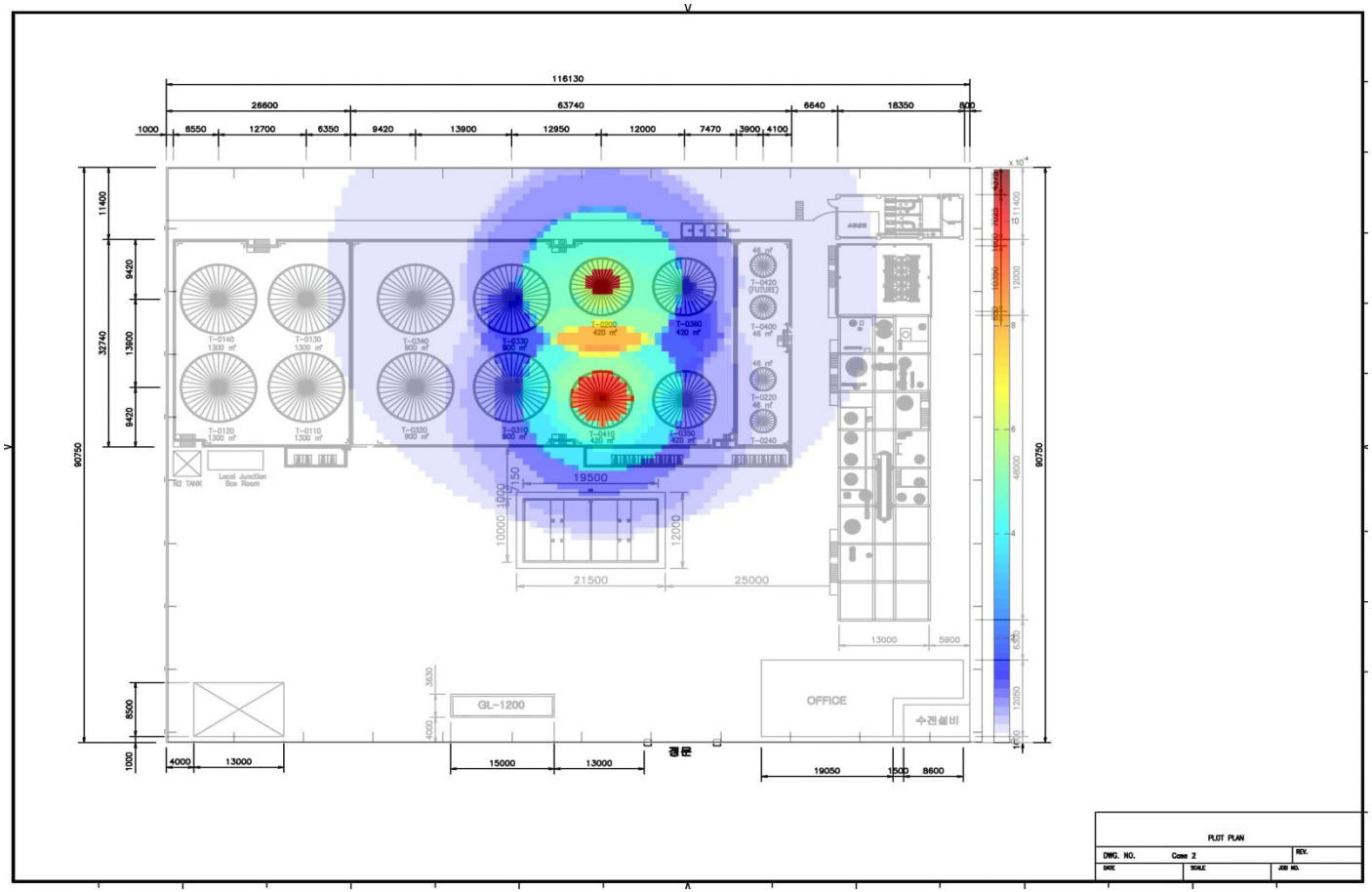


그림 5.10 (사례연구2) 결과 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)

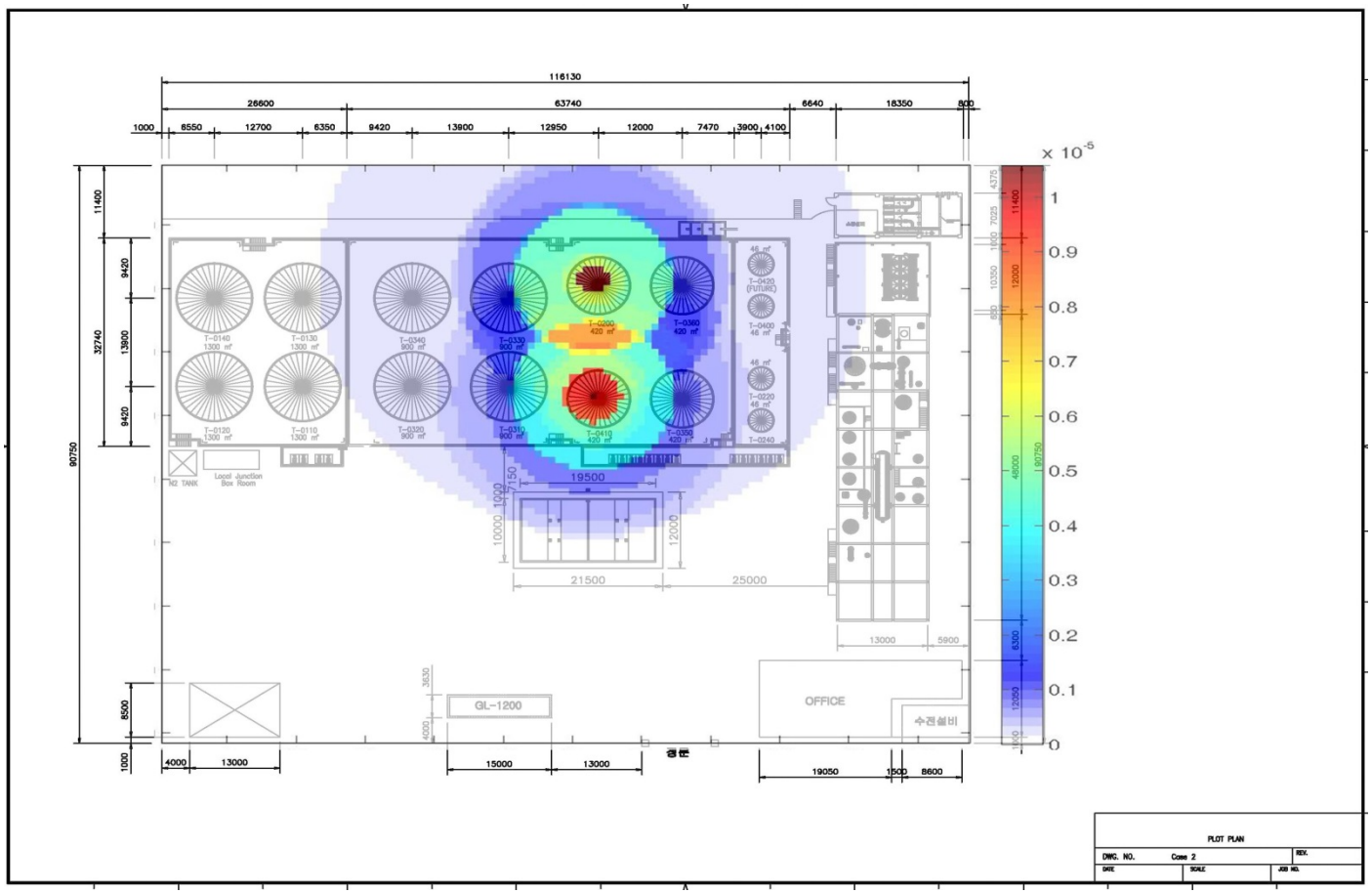


그림 5.11 (사례연구2) 방호계층분석(LOPA)법 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)

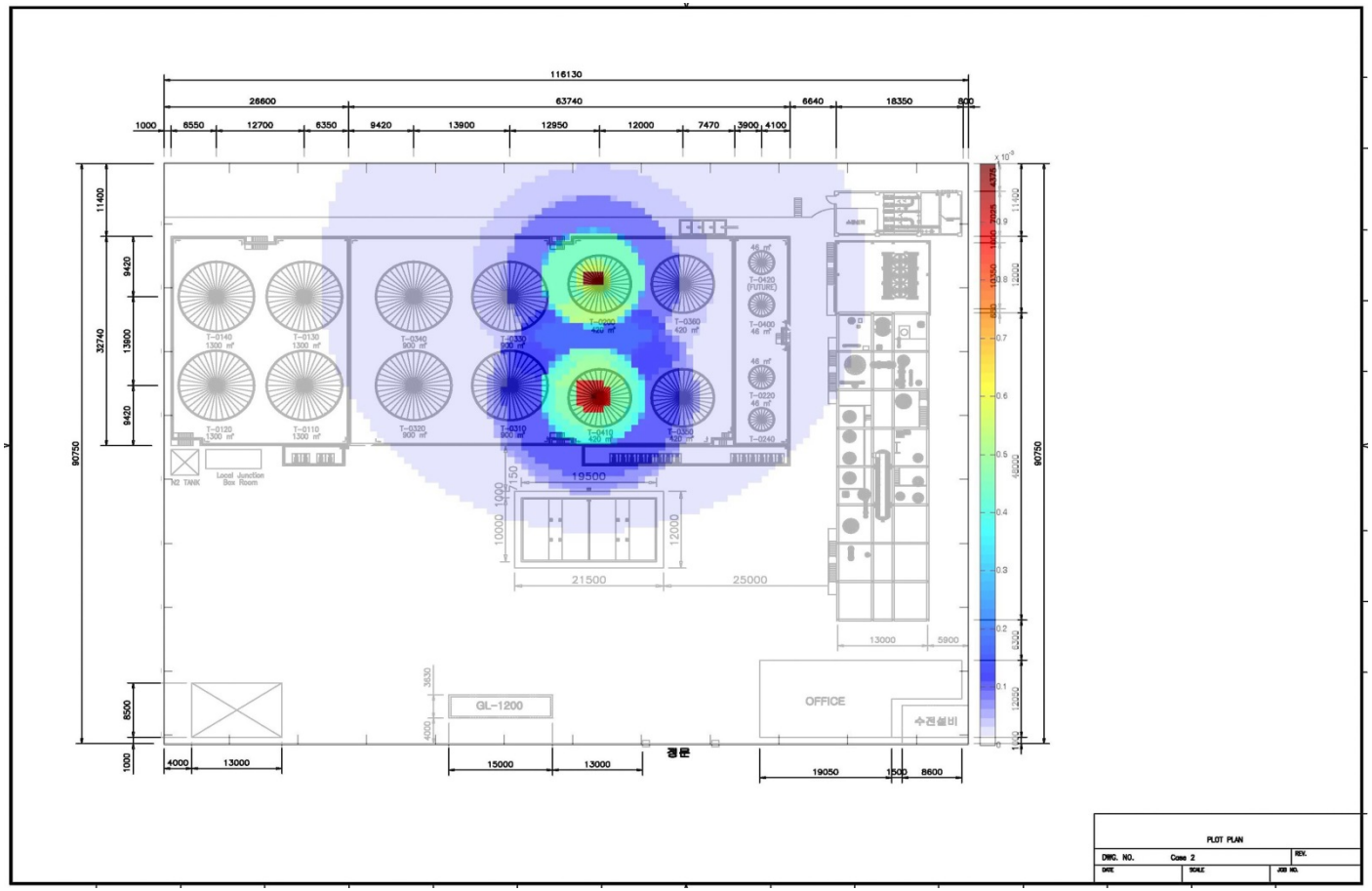


그림 5.12 (사례연구2) 수평형 워터커튼(water curtain-vertical) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)

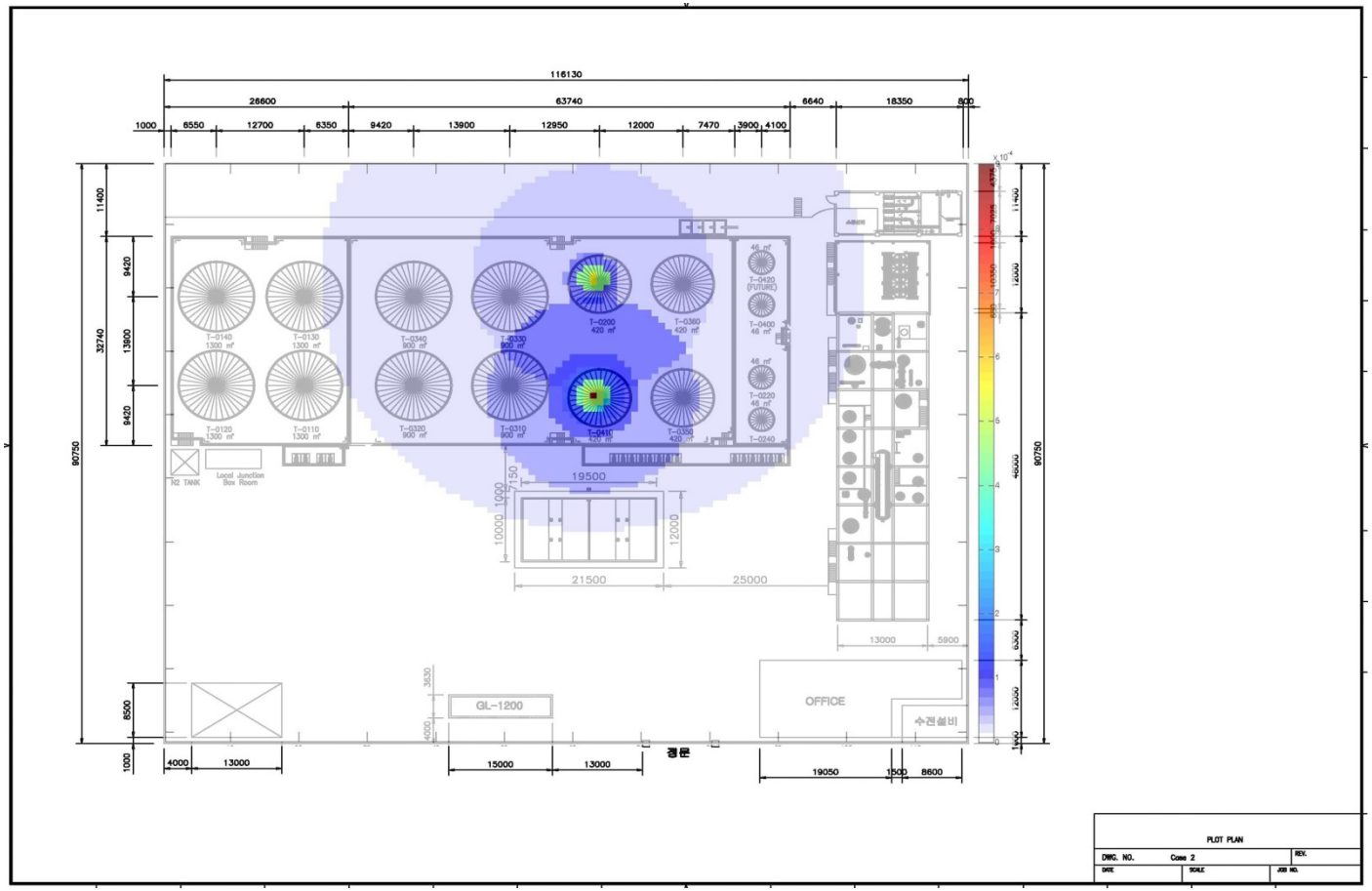


그림 5.13 (사례연구2) 충돌형 워터커튼(water curtain-impinging) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)

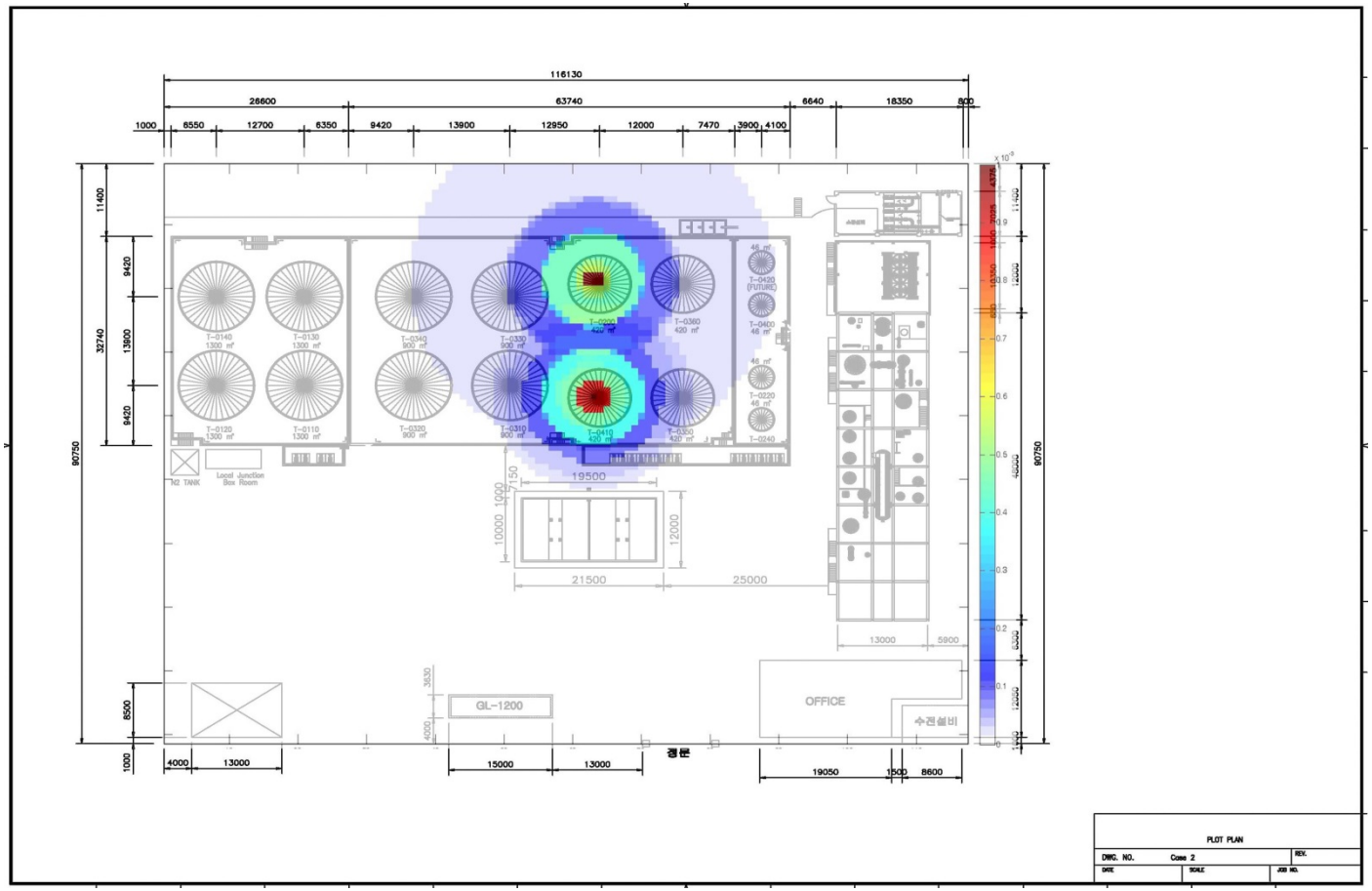


그림 5.14 (사례연구2) 워터스프레이(water spray) 적용 후 리스크(risk) 컨투어맵(contour map)

5.2 토론

사례연구를 통해 제안된 공정의 전 과정 안전관리 방안을 적용해 본 결과, 다음과 같은 장점을 확인할 수 있었다.

(1) 각각의 위험성 평가법을 적용하여 결과값을 얻은 후에 여러 단계를 거쳐 리스크 계산에 이용해야 하는 기존의 방법과는 다르게, 제안된 양식에 몇 가지 값을 입력하면 리스크의 계산뿐만 아니라 리스크가 허용범위에 포함되는가에 관한 결정 및 리스크 감소법을 적용해야 하는지에 대한 선택까지 적어진 단계로 효율적으로 수행할 수 있으므로 과정이 간략화 되었다.

(2) 공정의 안전성 평가 시 제한적으로 정성적 위험성 평가방법 이나 정량적 위험성 평가방법 중 필요에 따라 선택적으로 시행하게 되었지만, 정성적 위험성 평가법으로 확인한 위험요소를 정량적 위험성 평가 시에 적용하여 두 방법의 단점을 보완하였다. 이로써 단편적으로 수행되었던 위험성 평가를 종합적으로 수행하고, 결과에 대한 객관성을 높일 수 있다.

(3) 위험요인을 확인하고 시나리오 작성을 위한 위험과 운전검토(HAZOP)법을 상용 시뮬레이터를 통해 수행함으로써 공정의 이상운전에 대한 이탈을 일일이 수기로 찾는 것이 아니라 프로그램에 포함된 이탈정보를 활용하게 되어 시간이 절약되고, 평가 즉시 데이터베이스화 되어 추후에 공정의 변경 시에도 수정과 변경이 용이하다.

6. 결론

본 연구에서는 공정의 전 과정 안전관리 방안에 대한 연구를 수행하였다. 공정의 전 과정 안전관리는 공정의 계획, 설계, 운전, 폐쇄에 이르기까지 공정의 수명 전주기에 걸쳐 안전관리를 포함한 운전관리를 말한다.

공정의 안전관리에서 핵심이 되는 위험성 평가 시 정량적, 정성적 위험성 평가법을 종합적으로 활용하여 공정의 전 과정(life cycle)에 위험성 평가를 적용하는 방안을 모색하였다.

정성적 위험성 평가 시 수치적으로 위험성을 확인할 수 없는 단점을 보완하기 위해 정량적 위험성 평가법인 ETA와 결과분석(CA)를 수행하고, 이에 위험을 줄일 수 있는 방법으로 LOPA 중 기본 공정 제어 시스템(Basic process control system)과 안전 설비 기능(Safety instrumented function)을 적용하여 사고 발생률을 줄이는 방법을 선택하여 사고발생 확률을 10^{-2}만큼 감소할 수 있었다. 또한 방호 설비인 워터커튼과 워터 스프레이를 적용하여 복사열의 영향 반경뿐만 아니라 폭발 과압의 영향 범위도 약 35%까지 줄일 수 있었다.

정량적 평가 시 요구되는 위험요소에 관한 시나리오를 정성적 위험성 평가법인 HAZOP을 통해 작성함으로써 누락되거나 중복되는 시나리오를 재평가하고, 정량적 위험성 평가가 꼭 필요한 시나리오를 선택함으로써 결과분석에 불필요한 시나리오의 숫자를 줄일 수 있었다. 이처럼 정량적, 정성적 위험성 평가법을 종합적으로 수행하고 결과에 대한 객관성을 높이는 방안을 모색하였다.

또한 데이터 분석 프로그램인 MATLAB을 활용하여 리스크(risk)의 계산 및 결정 과정을 하나의 단계로 간소화 하여 효율성을 높이는 방법을 제안하고, 상용 시뮬레이터인 PHAST™와 TechmasNavi series™를 활용하여 위험성 평가법의 객관성을 높이고, 수기로 수행하는 경우에 비해 시간을 절약하고, 결과를 데이터베이스화하여 추후 공정의 변경이 있을 시에도 수정 이용이하도록 하는 방안을 모색하였다.

본 연구의 제안된 방법을 통해 공정의 전 수명주기에 걸친 안전관리를 포함한 운전관리 방안의 연구 발전에 기여할 수 있을 것으로 기대된다.

참고문헌

[1] e. a. Calvin Cobb, *The AIChE Sustainability Index: The Factors in Detail,* CEP(Chemical Engineering Progress), 2009.

[2] D. A. Crowl 그리고 J. F. L. , Chemical Process Safety : Fundamentals with Applications, 동화기술, 2009.

[3] 한국산업안전보건공단, *위험과 운전분석(HAZOP),* 한국산업안전보건공단, 2007.

[4] CCPS, Layer of protection analysis: simplified process risk assessment, New York: Center of Chemical Process Safety in American Institute of Chemical Engineers, 2001.

[5] J.-M. Buchlin, "Thermal shielding by water spray curtain," *Loss Prevention in the process industries,* 번호: 18, pp. 423-432, 2005.

[6] K. M. Simo Hostikkaa, "Numerical modeling of radiative heat transfer in water sprays," *Fire Safety Journal,* 번호: 41, pp. 76-86, 2006.

[7] K. v. Wingerden, *Mitigation of Gas Explosions Using Water Deluge.*

[8] DNV(Det Norske Veritas), *DNV PHAST Professional,* 2007: DNV(Det Norske Veritas).

[9] K. Y. T. A. N. *HAZOP support system and its use for operation,* Computer-Aided Chemical Engineering, 2008.

[10] "World LP Gas Association," [온라인]. Available: http://www.worldlpgas.com.

[11] D. Song, “Modeling and simulation of dimethylether synthesis reactor,” 2010.

[12] H. C. Yoon E. S., “A Review of Sustainable Energy – Recent Development and Future Prospects of Dimethyl Ether (DME),” *Computer Aided Chemical Engineering,* 번호: 27, p. 169, 2009.

[13] “Hydrocarbon Leak and Ignition Data Base,” The Oil Industry International Exploration and Production Forum, 1992.

[14] *Ignition probabilities,* International Association Oil & Gas Producer, 2010.

[15] Chemical Industries Association Safety Advisory Group’s publication, *Guidance for the location and design of occupied buildings on chemical,* 1998.

[16] Y. T. A. N. K.Kawamura, *Computer-Aided Chemical Engineering,* 2008.

부록 1 DME 생성 공정의 위험과 운전검토(HAZOP)결과

- Node #2 위험과 운전검토(HAZOP)결과

Cause-based HAZOP Work Sheet

Plant: DME
Case: DME Process
Node: CO2 absorption

No.	EquipTag	FailueMode	Deviation	Cause	Consequence	S/O/E/Q	Level	Frequency	Countermeasure	Recommendation
1	E-41	failure stop		E-41mal operation	E-41low Pressure	O	A	L3	LC-3 E-41 By pressure low alarm , operator can recover	None
2			noL,noF	H-16_Tube mal operation	H-16_Tube unbalanced heat exchange	O	A	L5	LC-3 FC-8 H-16_Tube By flow low alarm , operator can recover	Install additional flow or level alarm
3	E-42	failure stop	noL,noF		P-1 Feed stop	O	A	L4	LC-4 FC-10 P-1 By level low alarm , operator can recover P-1 By flow low alarm , operator can recover	None
4	E-28	demister blocking	mrP	E-42 over flow	E-42 high Liquid Level	S	A	L3	PC-1 LC-4 E-42 By flow high alarm , operator can recover	Install additional pressure alarm
5			mrP	E-41 unstable operation E-41 Level can be controled -> No problem	E-41 high Liquid Level E-41 overflow	O	A	L4	PC-1 LC-4 FC-9 LC-3 E-41 By flow high alarm , operator can recover	None
6	H-9_Tube	tube leakage	Contami	E-41 spill back running -> mal operation	E-41 Feed stop	O	A	L4	LC-3 FC-8 E-41 By flow low alarm , operator can recover	Install additional level alarm
7	H-9_Tube	tube blocking		H-9_Tube spill back running -> mal operation	H-9_Tube Feed stop	O	A	L4	FC-20 FC-32 FC-9 FC-8 H-9_Tube By flow low alarm , operator can recover	None
8	H-9_Shell	heating media stop	lsT	E-41No safety problem but poor quality	E-41 Low Temperature	Q	A	L3		Install temperature alarm and additional heating media pipeline
9	H-10_Tube	cooling water stop	mrT	E-28 Quality down	By more heat exchange -> E-28 High temperature	Q	A	L4		Install temperature alarm
10			mrT	E-42 Bad operation state	E-42 Insufficient Cooling -> Vopor portion increase	O	A	L3	TC-6 E-42 By temoerature high alarm , operator can recover	None
11	H-10_Shell	cooling water stop		H-10_Shell Bad operation state	H-10_Shell Insufficient Cooling -> Vopor portion increase	O	A	L3		Install temperature alarm

- Node #3 위험과 운전검토(HAZOP)결과

Cause-based HAZOP Work Sheet

Plant: DME
Case: DME Process
Node: Syngas condensate

No.	EquipTag	FailueMode	Deviation	Cause	Consequence	S/O/E/O	Level	Frequency	Countermeasure	Recommendation
1	E-16	failure stop	lsP,mrL	E-25 Level can be controled -> No problem	E-25 overflow	O	A	L4	LC-1 LC-6 E-25 By pressure low alarm , operator can recover	None
2			lsP,mrL	E-23 mal operation	E-23 low pressure	O	A	L3	LC-1 E-23 By pressure low alarm , operator can recover	Install additional pressure alarm
3			lsP,mrL	E-19mal operation E-19 over flow	E-19 low Pressure E-19 high Liquid Level	O	A	L3	LC-1 LC-2 E-19 By pressure low alarm , operator can recover	Install additional pressure alarm
4	E-19	failure stop	lsP,mrL	E-42 mal operation E-42 over flow	E-42 high Liquid Level	O	A	L3	LC-2 LC-4 FC-10 E-42 By pressure low alarm , operator can recover	None
5			lsL,lsF	E-41 Down stream equipment damage	E-41 low Liquid Level -> Liquid Blow out	O	A	L4	LC-2 LC-3 E-41 By flow low alarm , operator can recover	None
6	E-25	demister blocking	lsL	L-23 Level can be controled -> No problem	L-23 Level DOWN	O	A	L4	LC-6 LC-1 L-23 By level low alarm , operator can recover	None
7			mrP	P-3 raised pressure is less than Design Pressure -> No problem	P-3 high pressure	O	A	L2		Install pressure alarm
8	H-15_Tube	tube leakage	lsF	E-41 mal reaction	E-41 Feed stop	O	A	L3	LC-3 FC-8 E-41 By flow low alarm , operator can recover	None
9	H-15_Shell	tube blocking	mrT	E-16 Bad operation state	E-16 Insufficient Cooling -> Vopor portion increase	O	B	L3	TC-4 TC-1 TC-5 E-16 By temoerature high alarm , operator can recover	None
10			mrT	E-23Temperature can be control -> No problem	E-23 High temperature	O	B	L3	TC-4 TC-1 TC-5 E-23 By temoerature high alarm , operator can recover	None
11			mrT	E-19 Bad operation state	E-19 Insufficient Cooling -> Vopor portion increase	O	B	L3	TC-4 TC-1 TC-5 E-19 By temoerature high alarm , operator can recover	None

- Node #4 위험과 운전검토(HAZOP)결과

Cause-based HAZOP Work Sheet

Plant: DME
Case: DME Process
Node: DME reaction

No.	EquipTag	FailueMode	Deviation	Cause	Consequence	S/O/R/Q	Level	Frequency	Countermeasure	Recommendation
1	E-30	failure stop	lsP,mrL	E-11 Over flow	E-11 overflow	O	B	L4		Install level meter and level alarm
2			lsP,mrL	E-99mal operation E-99 over flow	E-99low Pressure E-99 high Liquid Level	O	B	L4	LC-7 FC-13 E-99 By pressure low alarm , operator can recover	None
3			lsP,mrL	E-33 over flow E-33 Level can be controled -> No problem	E-33 high Liquid Level E-33 steam blow out	O	B	L4	LC-7 LC-11 E-33 By flow high alarm , operator can recover	None
4			lsP,mrL	E-37 over flow E-37 Level can be controled -> No problem	E-37 high Liquid Level	O	B	L4	PC-2 LC-7 LC-11 LC-10 E-37 By flow high alarm , operator can recover	None
5	H-20_Tube	heating media stop	lsT	E-30No safety problem but poor quality	E-30 Low Temperature	O	B	L4		Install temperature meter and temperature alarm
6			lsT	E-99No safety problem but poor quality	E-99 Low Temperature	O	B	L4		Install temperature meter and temperature alarm
7			lsT	E-33No safety problem but poor quality	E-33 Low Temperature	O	B	L4		Install temperature meter and temperature alarm
8			lsT	E-37No safety problem but poor quality	E-37 Low Temperature	O	B	L4		Install temperature meter and temperature alarm
9	H-12_Tube	cooling water stop	mrT	E-99 Bad operation state	E-99 Insufficient Cooling -> Vopor portion increase	O	B	L4		Install additional temperature alarm
10			mrT	E-33 Bad operation state	E-33 Insufficient Cooling -> Vopor portion increase	O	B	L4		Install additional temperature alarm
11			mrT	E-37 Bad operation state	E-37 Insufficient Cooling -> Vopor portion increase	O	B	L4		Install additional temperature alarm

- Node #5 위험과 운전검토(HAZOP)결과

Cause-based HAZOP Work Sheet

Plant: DME
Case: DME Process
Node: DME Synthesis

No.	EquipTag	FailueMode	Deviation	Cause	Consequence	S/O/E/O	Level	Frequency	Countermeasure	Recommendation
1	E-45	failure stop	noL,noF	E-49 Level can be controled -> No problem E-49no feed	E-49 Level DOWN E-49 mal operation	O	B	L4	LC-12 PC-3 FC-7 FC-10 LC-13 E-49 By level low alarm , operator can recover E-49 By flow low alarm , operator can recover	None
2			noL,noF	E-50 Down stream equipment damage E-50no feed	E-50 mal operation	O	B	L4	LC-12 PC-3 FC-23 LC-13 PC-4 LC-15 E-50 By level low alarm , operator can recover E-50 By flow low alarm , operator can recover	None
3			mrT	H-28_Tube Bad operation state	H-28_Tube Insufficient Cooling -> Vopor portion increase	O	B	L4	TC-8 TC-8 H-28_Tube By temoerature high alarm , operator can recover	Install additional temperature alarm
4	H-28_Tube	heating media stop	lsT	E-45No safety problem but poor quality	E-45 Low Temperature	O	B	L4	TC-8 E-45 By temoerature low alarm , operator can recover	None

- Node #6 위험과 운전검토(HAZOP)결과

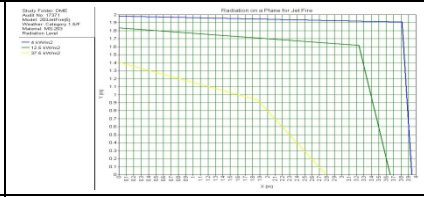
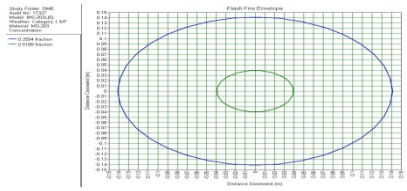
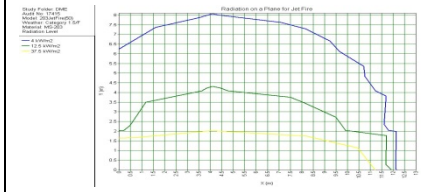
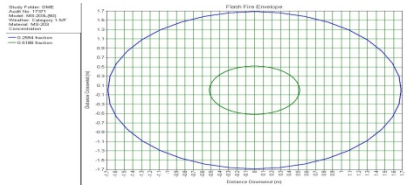
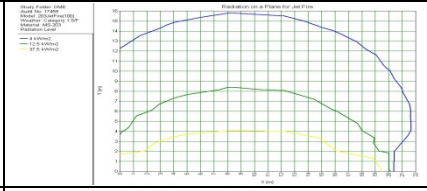
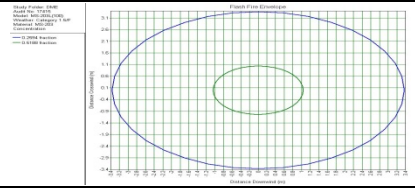
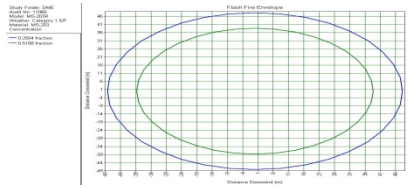
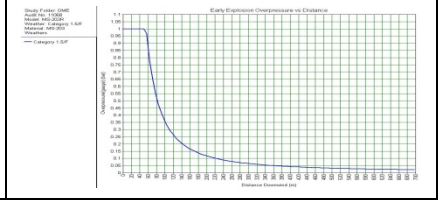
Cause-based HAZOP Work Sheet

Plant: DME
Case: DME Process
Node: MeOH recovery

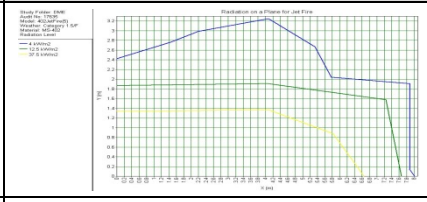
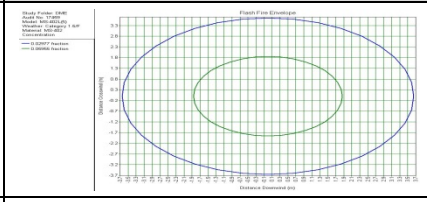
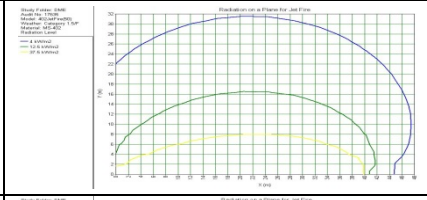
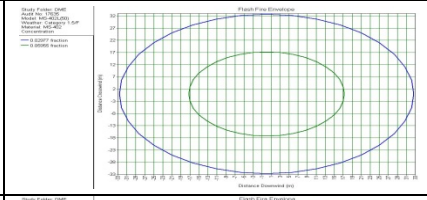
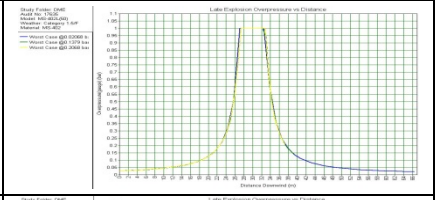
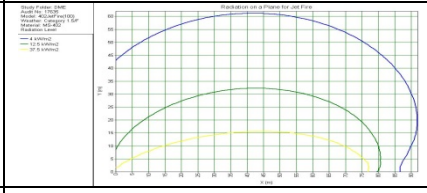
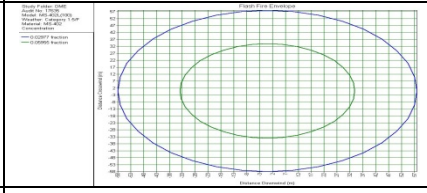
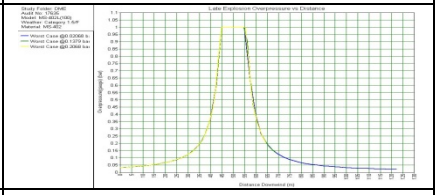
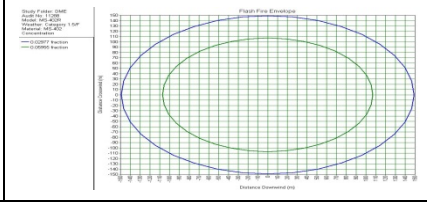
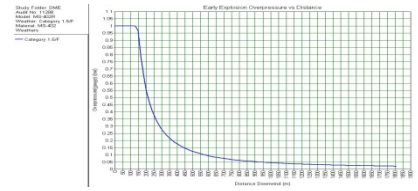
No.	EquipTag	FailueMode	Deviation	Cause	Consequence	S/O/E/Q	Level	Frequency	Countermeasure	Recommendation
1	E-51	demister blocking	mrP	P-6 mal operation	P-6 high pressure	O	B	L3	PC-4 P-6 By pressure high alarm . operator can recover	None
2	E-50	failure stop	noL.noF	E-51 Level can be controled -> No problem E-51 spill back running -> mal operation	E-51 Level DOWN E-51 mal operation	O	B	L4	LC-15 PC-4 FC-23 FC-7 FC-10 LC-14 E-51 By level low alarm . operator can recover	None
3			mrL.mrF	E-54 over flow	E-54 high Liquid Level E-54 overflow	O	B	L4	LC-15 PC-4 FC-23 FC-7 FC-10 PC-5 FC-27 LC-17 E-54 By flow high alarm . operator can recover	Install level meter and level alarm
4			mrL.mrF	E-56 Level can be controled -> No problem E-56 Over flow	E-56 High Level E-56 overflow	O	B	L4	LC-15 PC-4 FC-23 FC-7 FC-10 PC-5 FC-27 LC-17 LC-16 E-56 By level high alarm . operator can recover E-56 By flow high alarm . operator can recover	None
5			lsT	E-54No safety problem but poor quality	E-54 Low Temperature	Q	A	L4	TC-9 TC-10 E-54 By temoerature low alarm . operator can recover	None
6	E-54	failure stop	lsP.mrL	E-56 down stream unit unstable operation E-56 Level can be controled -> No problem	E-56low pressure E-56 High Level	O	B	L4	LC-17 PC-5 FC-27 E-56 By pressure low alarm . operator can recover E-56 By level high alarm . operator can recover	None
7			lsP.mrL	P-8 mal operation	P-8 low pressure	O	B	L4	LC-17 PC-5 FC-27 LC-16 P-8 By pressure low alarm . operator can recover	None
8			lsP.mrL	P-9 mal operation	P-9 low pressure	O	B	L4	LC-17 PC-5 FC-27 P-9 By pressure low alarm . operator can recover	None
9			mrT	No Problem small deviation	E-56 High temperature	O	B	L4	TC-10 E-56 By temoerature high alarm . operator can recover	None
10			mrT	H-34_TubeTemperature can be control -> No problem	H-34_Tube Insufficient Cooling -> Vopor portion increase	O	B	L4	TC-10	None
11	H-31_Tube	cooling water stop	mrT	E-53 Quality down	By more heat exchange -> E-53 High temperature	O	B	L4	E-53 By temoerature high alarm . operator can recover	Install additional temperature alarm

부록 2 DME 생성 공정의 피해영향평가 결과

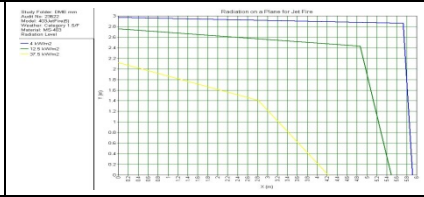
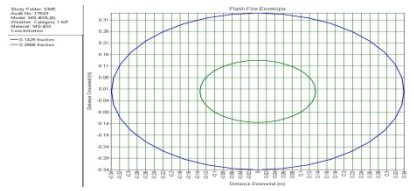
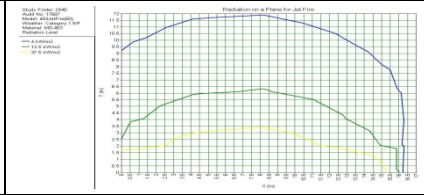
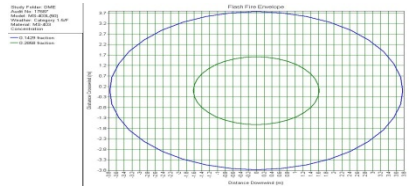
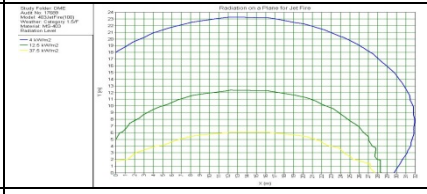
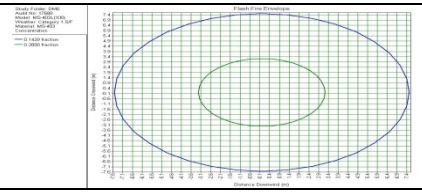
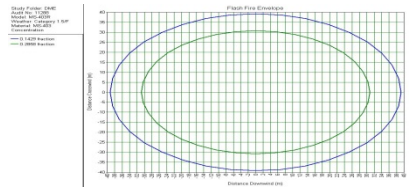
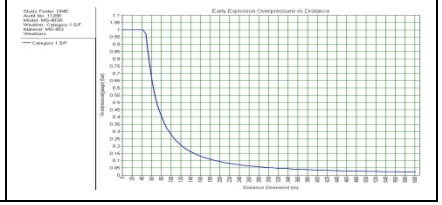
- Scenario 1(E-28)

	Jet fire	Flash fire	Explosion
5mm			-
50mm			-
100mm			-
Rupture	-		

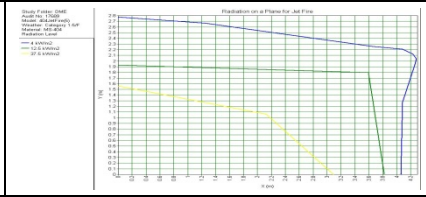
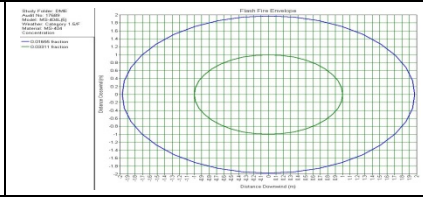
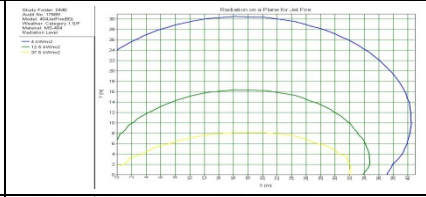
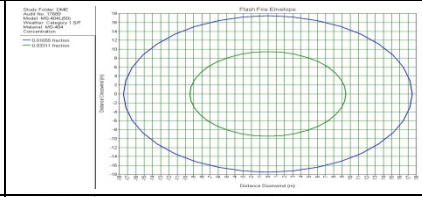
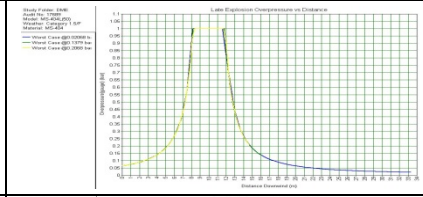
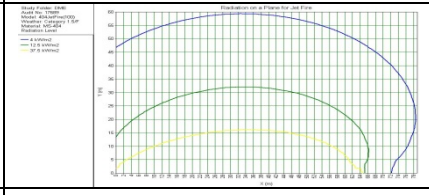
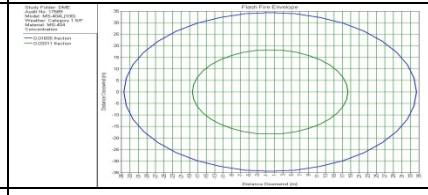
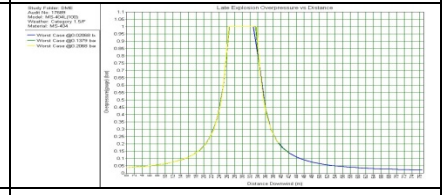
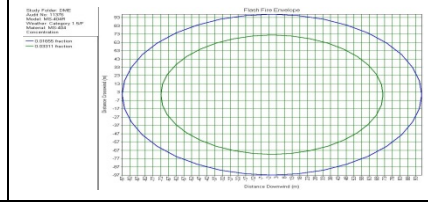
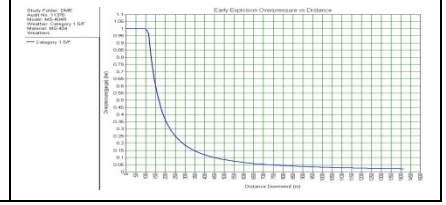
- Scenario 2(E-33)

	Jet fire	Flash fire	Explosion
5mm			-
50mm			
100mm			
Rupture	-		

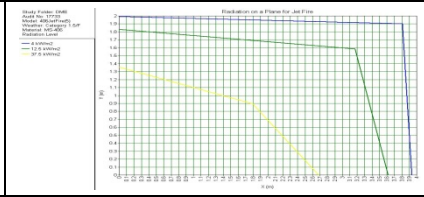
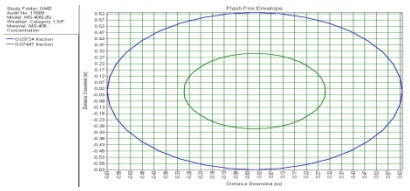
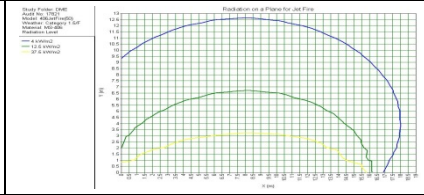
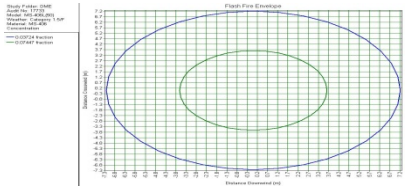
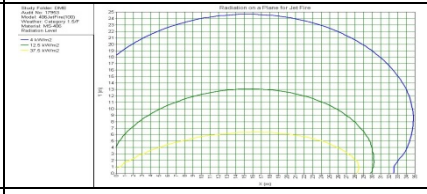
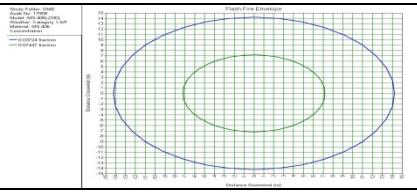
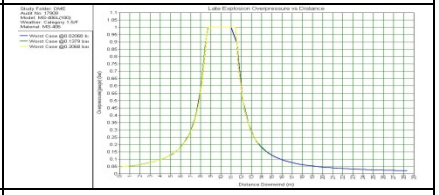
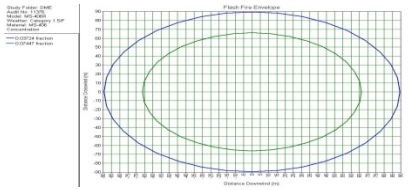
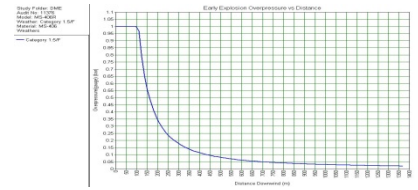
- Scenario 3(E-39)

	Jet fire	Flash fire	Explosion
5mm			-
50mm			-
100mm			-
Rupture	-		

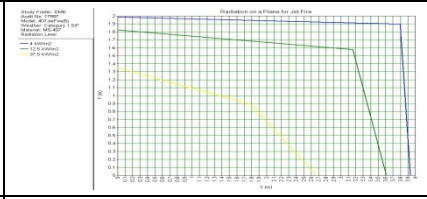
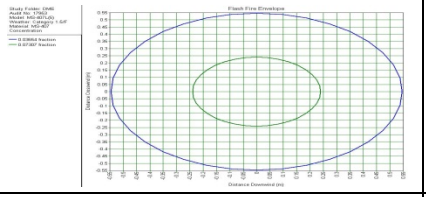
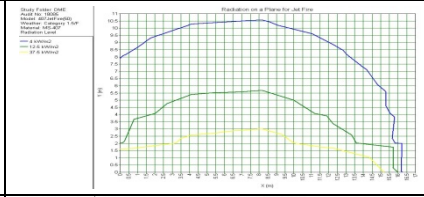
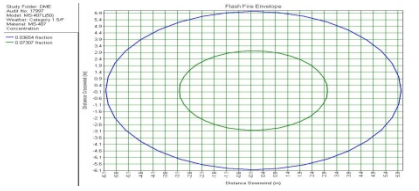
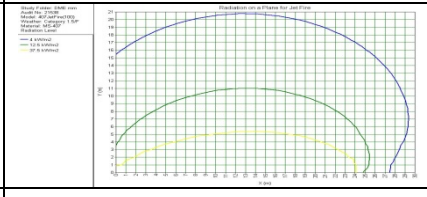
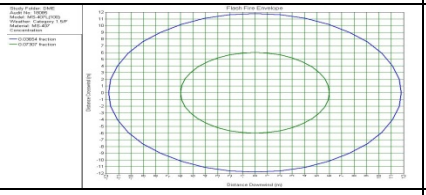
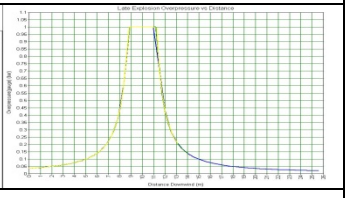
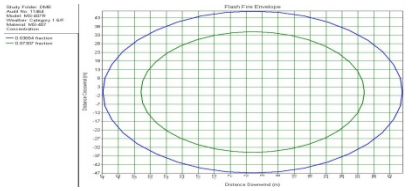
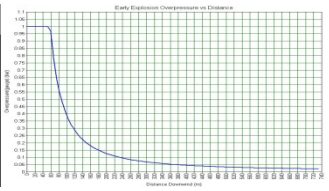
- Scenario 4(E-49)

	Jet fire	Flash fire	Explosion
5mm			-
50mm			
100mm			
Rupture	-		

- Scenario 5(E-53)

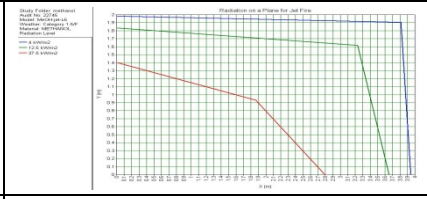
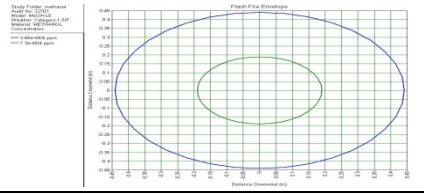
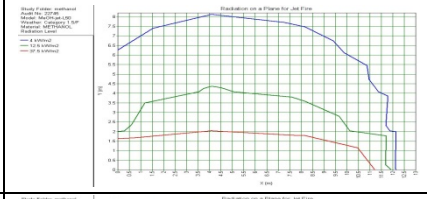
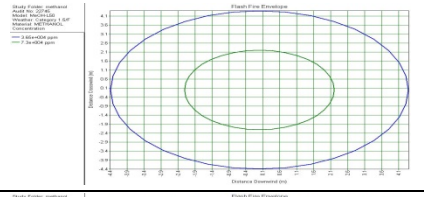
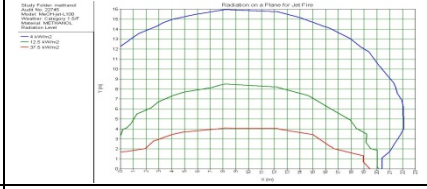
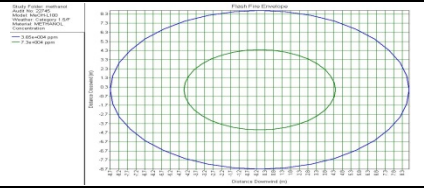
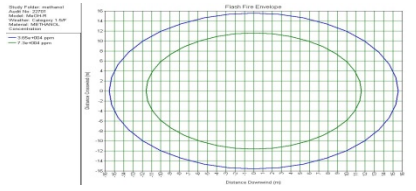
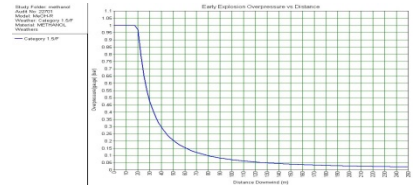
	Jet fire	Flash fire	Explosion
5mm			-
50mm			-
100mm			
Rupture	-		

- Scenario 6(E-56)

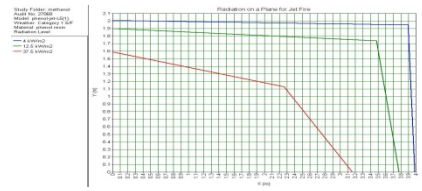
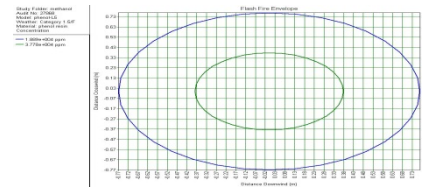
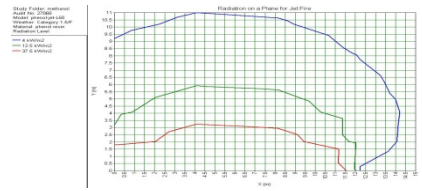
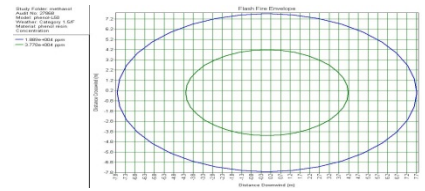
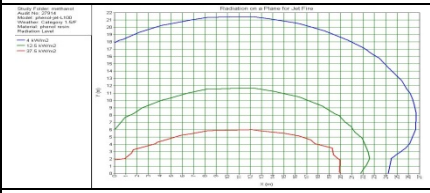
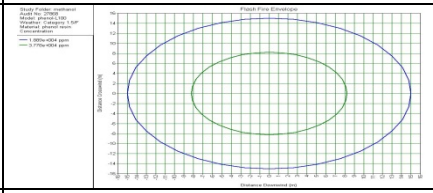
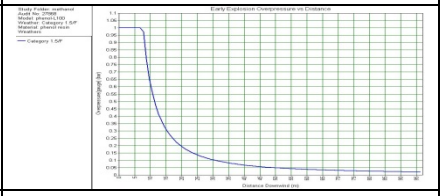
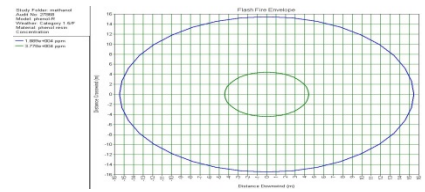
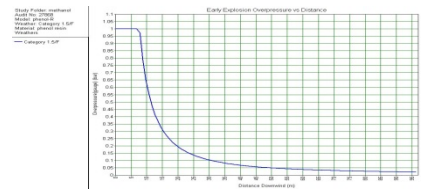
	Jet fire	Flash fire	Explosion
5mm			-
50mm			-
100mm			
Rupture	-		

부록 3 폐놀수지 공정의 피해영향평가 결과

- Scenario 1(Methanol)

	Jet fire	Flash fire	Explosion
5mm			–
50mm			–
100mm			
Rupture	–		

- Scenario 2(Phenol resin)

	Jet fire	Flash fire	Explosion
5mm			–
50mm			–
100mm			
Rupture	–		

Abstract

Chemical industry consists of process industry which needs highly fine technology. By expanding boundary of chemical industry for producing new product and a new high value material, it is inevitable to use potentially harmful material and producing method under severe conditions (high temperature, pressure and others) which we didn't use before. Once accident occurs, we may experience environmental and mental damage and human resources, property damage because of possibility of serious accident through domino effect which is caused by complicated installation and because potentially harmful factors increase like not only use of harmful material and operating under severe condition of chemical factory but also malfunctioning of machine, equipment and human error.

We can make new paradigm of chemical industrial safety by considering wide operating procedure which has its roots in considering basic design of existent system and the production process. Especially, change of this paradigm has should be considered of life cycle of industry.

For these reasons, for turning into continuous growth of chemical industry, it is expected that we have to build system for risk assessment and safety operation of chemical plant for controlling possibly variable risk in future, keeping basic of existing growth and development. Safety management of life

cycle of process means operating management including safety management covering life cycle of process from planning, design, operation of process to closing process. I found method to apply risk assessment to life cycle of process by combining quantitative and qualitative risk assessment method. It can be used when important risk assessment in safety assessment of chemical process is conducted.

Also, I proposed method to make effectiveness high by concluding risk and simplifying calculation process, using data analysis program. I hope that this proposed method in the study contributes to research development of operating management plan covering safety management through life cycle of process.

Keyword: chemical process risk assessment, life cycle assessment, Dimethyl ether, data analysis program, HAZOP, LOPA

Student Number: 2011-23408