

# PILOT LNG 저장탱크의 화재안전성 평가에 관한 연구

## Study on the Fire Safety Estimation for a Pilot LNG Storage Tank

고재선<sup>†</sup> · 김 호

Jae-Sun Ko<sup>†</sup> · Kim Hyo

서울시립대학교 화학공학과  
(2004. 7. 5. 접수/2004. 9. 6. 채택)

### 요 약

Pilot LNG Tank에서 LNG가 누출되어 화재가 발생할 경우의 정량적 안전성 평가를 고장수목법을 이용하여 4가지 형태의 주요 시나리오를 도출하고 이에 대한 분석을 수행하였다. 첫째 방출관에서 누출할 경우에 특정 Low Flammable Limit(LFL)반경은 형성하지 않았으며, 둘째는 탱크파손으로 인한 LNG 유출이라는 최악의 시나리오 분석을 수행하였고, 그 결과를 살펴보면 총 누출량이 같더라도 시간에 따라 여러 가지 확산범위가 나타남을 확인할 수 있었다. 셋째는 inlet/outlet파이프의 손상으로 인한 누출로 10분과 60분 두 경우에 대해 분석하였으나, 각각의 경우 LFL의 반경은 큰 차이를 보이지 않았다. 따라서, 이와 같은 LNG누출 사고의 경우 초기 방출량의 크기가 확산의 주요 인자임을 알 수 있었다. 넷째는 방류둑에서 LNG 배관이 파손될 경우 LFL의 크기를 산출하였다. 한편 복사열 및 불꽃의 크기에 대한 피해결과 분석을 동시에 수행하였다.

### ABSTRACT

Quantitative safety analysis through a fault tree method has been conducted for a fire broken out over the spilling LNG from a pilot LNG tank, which may have 4 types of scenarios causing potentially risky results. When we consider LNG release from venting pipelines as a first event, any specific radius of Low Flammable Limit(LFL) has not been built up. The second case of LNG outflow from the rupture of storage tank which will be the severest has been analyzed and the results revealed various diffusion areas to the leaking times even with the same amount of LNG release. As a third case LNG leakage from the inlet/outlet pipelines was taken into consider. The results showed no significant differences of LFL radii between the two spilling times of 10 and 60 minutes. Hence, we have known the most affecting factor on the third scenario is an initial amount of LNG release. Finally, the extent of LFL was calculated when LNG pipelines around the dike area were damaged. In addition, consequence analysis has been also performed to acquire the heat radiation and flame magnitude for each case.

**Keywords :** Pilot LNG Storage Tank, Vapor Cloud Explosion, Pool Fire, Minimal Cut Set, Fussell-Vesely, Risk Achievement Worth, Risk Reduction Worth

## 1. 서 론

LNG와 같이 위험성이 큰 물질을 처리하는 실험용 설비인 Pilot LNG 저장시설의 설계시에는 특히 안전을 고려한 설계가 중요하다. 해외 선진국에서는 각종 안전기준 및 표준을 정립하여 이를 바탕으로 LNG플랜트를 설계하고 있고, 더욱이 가상 사고에 따른 화재 또는 폭발

시 주변설비 및 인체에 미치는 영향에 대해서는 각종 위험성 분석 소프트웨어의 활용과 함께 분석 엔지니어링사 자체의 노하우를 가지고 설계를 수행하고 있다. 따라서 본 연구에서는 Pilot LNG Storage Facility의 기본설계 및 상세설계 단계에서 안전성평가를 수행함으로써 설비에 존재하는 잠재적 위험성을 평가하고 그 취약점에 대한 설계 개선안을 제시하고, 가스안전관리시스템(GSMS : Gas safety Management System) 요건인 안전성 향상 계획서를 작성함으로써 향후 기존 LNG 시

<sup>†</sup> E-mail: 119kjs@hanmail.net

설과의 연계측면에서 효율적인 운영 및 안전성의 확보를 추구하는데 그 목적이 있다. 세부적인 연구의 내용 및 범위로써 첫째 Pilot Facility 안전성평가를 위한 기초조사로서 시스템 설계를 위한 안전표준 및 기술기준 조사인 천연가스 시설의 설계를 위한 안전관련 코드 및 기술기준인 NFPA 59A와 EN 1473을 분야별로 정리하였고, 고장 및 사고 데이터 수집 및 분석으로서 LNG시설물에서의 사고, 고장사례를 수집하기 위해서 ESREDA (European Safety Reliability and Data Association)에서 발간한 데이터베이스 목록인 "Directory of Accident Database"를 조사하였다. ESREDA에 수록된 데이터베이스 중 LNG와 관련된 사고를 포함하고 있을 것으로 판단되는 데이터베이스를 파악하였고(CCINFO, EIDAS, MHIDAS, FACTS), 둘째 고압가스안전관리법 제 13조의 2 제4항 및 동법 시행령 제10조 1항 제5호와 도시가스사업법 제27조의 2 제4항 및 동법 시행령 제7조의 2 제5호의 규정에 의하여 Pilot LNG 저장설비를 대상으로 위험성 및 조업성(HAZOP : Hazard and Operability) 분석기법을 적용하여 안전성평가를 수행하였다. 셋째 상세설계단계에서의 안전성평가로서 기본설계단계에서 수행한 HAZOP분석결과를 토대로 상세설계 내용을 전면 반영하여 사고시나리오의 발생빈도와 사고발생시의 사고영향을 정량적으로 분석하였다. 상세설계가 진행되면서 기본 세부적 설계내용을 반영하여 사고시나리오를 도출하고 이에 따라 고장수목을 수행하였다. 이와 병행하여 사고에 의한 LNG 또는 NG 누출시 확산 분석과 화재발생시의 복사열 계산 등 사고영향분석을 수행하였다.

## 2. Pilot LNG Storage Plant 설명

### 2.1 공정개요

Pilot Plant는 기존 생산기지와 연결되며, 두 단계로 나누어 설계된다. 첫 번째 단계에서는 1000 m<sup>3</sup>용량의

멤브레인 저장탱크 1기와 2대의 저압펌프로 구성되며, 두 번째 단계에서는 증발가스압축기, 재액화기, 고압펌프 및 기화기가 설치될 예정이다. 유틸리티 설비로는 질소 및 공기공급 설비가 있고, 다른 유틸리티는 기존 생산기지에서 공급받도록 되어 있다.

### 2.3 공정설명

Pilot Plant는 기존 생산기지와 연결되며, 총 7가지 공정단계로 구분할 수 있고 그것을 정리한 것이 Table 2이다. 살펴보면 먼저 LNG충전으로서 하역라인 드레인 드럼으로 드레인하는 8" 배관에서 연결하여 Pilot Plant로 LNG를 충전한다. 생산기지에서 하역을 하지 않을 때는 하역배관에 LNG순환운전을 하고 있으므로 이때에도 Pilot Plant로 LNG를 충전할 수 있다. 둘째 저장탱크부분으로 저장용량이 1000 m<sup>3</sup>인 멤브레인형 탱크 1기가 설치되고, 탱크하부바닥과 지상대지 사이에 공기 층(Air Gap)이 존재하므로 당의 동결방지를 위한 가열장치(Heat Tracing)가 필요 없다. 셋째 LNG송출부분으로 저압펌프를 이용하여 Pilot Plant에서 기존 생산기지 저압헤더로 송출할 수 있도록 구성되어 있다. 넷째 증발가스 처리로 저장탱크에서 발생하는 증발 가스는 기존 생산기지 증발가스 헤더로 보내져 처리된다. 탱크압력이 생산기지 압력보다 낮을 때에는 연결배관은 분리되고, 발생하는 증발 가스는 압력조절밸브에 의하여 소각헤더로 처리된다. 다섯째 LNG 드레인으로서 저압송출 및 LNG충전배관, 기타배관의 LNG는 기존 생산기지 하역라인 드레인 드럼으로 연료가스나 질소를 이용하여 이송하는 방식으로 처리한다. 여섯째 계기공 공기 및 질소설비로서 Pilot Plant에서 사용되는 계기공공기와 질소는 자체설비를 설치하여 운영하며 비상시 기존 생산기지에서 공급할 수 있도록 연결된다. 마지막으로 가타 유틸리티로서 계기공공기와 질소를 제외한 각종 유틸리티는 기존 생산기지에서 공급받아 사용되며, 기존 생산기지와 Pilot Plant 사이의 LNG 및 NG

### 2.2 공정조건

Table 1. Process conditions of pilot LNG storage tank

Process	Condition
Filling flow	Normal Nm <sup>3</sup> /h, Max 150 Nm <sup>3</sup> /h
Send-out flow	Max 75 Nm <sup>3</sup> /h
Amount of evaporation Gas	Normal 500 kg/h, Design Criteria 1,200 kg/h
Rate of Incineration	Design Criteria 2,650 kg/h
Storage Tank Pressure	Normal 150 mbarg, Max 350 mbarg, Design Criteria 450 mbarg
Rare of Evaporation	0.5% per day

**Table 2.** Description of process facilities for pilot LNG storage

Process Facilities	Contents
LNG Filling	1. From the drain drum to pilot plant with 8" cargo pipe. 2. Two process conditions at battery limit. - cargo : 3.67 kg/cm <sup>2</sup> g, Recycling : 10.5 kg/cm <sup>2</sup> g 3. Cargo to the top side of tank, and to the upper and the down inside pipes. - Upper side : Spray Device / Splash Plate, Down side : Stand-pipe.
Pilot LNG Tank	1. Storage capacity : 1000 m <sup>3</sup> membrane-type tank 1 ea 2. Low pressure pump : 2 ea of capacity 50 m <sup>3</sup> /h. 3. designed pressure : 450 mbarg, 4. Evapor rate : 0.5 v%/day.
LNG Send-out	1. From pilot plant to receiving terminal header using with low pressure pump. - normal condition : 1 pump, at emergency : 2 pumps 2. Max. flow rate : 75 m <sup>3</sup> /h, At terminal : 12 kg/cm <sup>2</sup> .
Treatment of Evaporation Gas	1. Vapor from the storage tank are treated in terminal gas header. - Low tank pressure : dissociating the pipes, vapor : incinerated by fire. - High tank pressure : sent to terminal vapor header. 2. Sudden rise in tank pressure(inflow to pilot plant TSV vapor header) : incinerated. 3. sudden drop(vacuum) : supplement with high pressure gas.
LNG Drain	1. Drain and filling at low pressure, or in other pipes : Transport with fuel-gas or nitrogens. 2. Leftovers : sent using with TSV or vent line to incinerate.
Detector air Nitrogen Facilities	1. Gauge air and nitrogen : self-supplied, Emergency : supplied from terminal. - Nitrogen : total 500 Nm <sup>3</sup> /h [consisting vaporizer and storage tank(12 m <sup>3</sup> )]. - Air : 200 Nm <sup>3</sup> /h air(consisting 200 Nm <sup>3</sup> /h compressor, drier.)
Other utilities	1. Flow meter : Between terminal and Pilot Plant 2. Shut-off valve : shut off when emergency.

는 유량계를 치하여 입출력 유량을 측정도록 구성되고 비상시 차단할 수 있는 차단밸브가 설치된다.

### 3. 빈도분석

#### 3.1 HAZOP Analysis

Pilot Plant에 대한 HAZOP 분석 결과 중 총 79건의 시나리오가 도출되었고, 설계 개선안 건수는 6건이다.

다음 Table 3은 HAZOP 분석과정에서 발견된 주요 위험요소의 일부를 정리한 것이다. Table 4는 노드별 시나리오 수와 개선안의 수가 정리되어 있고, Table 5는 각 노드에서 잠재위험종류를 기술한 것이고, Table 6은 개선안의 이행계획을 정리한 것이다. 본 HAZOP분석에서 도출된 개선안은 모두 상세 설계시에 반영되었고, 이를 근거로 상세설계 단계의 안전성평가를 수행하였다.

**Table 3.** Hazardous factors by using HAZOP analysis

Classification	Contents
1. Isolation	* <u>Nitrogen injection line</u> : Not used at normal condition, required the operation sheets and the check card(malfunction would lead the workers to injured or to death).
2. Tank indicators	* <u>Multiple indicators</u> : indicate liquid level, temperature, pressure, and require the documentation of the counteractions at abnormal operating
3. Circulation	* <u>Recycle line</u> : Filling header and Send-out header in tank, prevent the local evaporation and rupture inside the pipe, require the verification of indicator level with corresponding operation mode, and the check card of indicator level when altering operation mode.
4. Education	* <u>Malfunction of education</u> : No uses in LNG industries, require the manuals and check card of preventing the dangers of operator.

**Table 4.** No. of the items estimated node by node

Node	Description	No. of Scenarios	No. of Recommendations
1	Tank Unloading Line TK-P-202	37	4
2	LP Pump and Discharge Lines	13	-
3	Vapor Disposal System	11	-
4	Make-Up Tank	18	2
Total Scenarios No. of Amendments		79	6

**Table 5.** Types of hazard in the nodes

No. of Node	Study on section	Design intent	Type of the hazard
1	Tank Unloading Line TK-P-202	Cargo line from Jetty to Pilot plant and storage tank	- Fire or explosion from line-release - Rupture of line by thermal expansion - Tank rupture from excess freezing - Overfilling from excess unloading - Tank damage from vacuum - Out-of-order of level indicator
2	LP Pump and Discharge Lines	LP in tank and send-out line	- Sending out Stopped from the pump flaws - Careless nitrogen injection - Fire/explosion from release - Rupture of line by thermal expansion
3	Vapor Disposal System	apor-treatment unitspilot plant	- Failure of pressure control from vapor-treatment systems
4	Make-Up Tank	Pilot Tank purge and Membrane Test	- Units damages from the rising pressure - Human damage from the release of the liquefied nitrogen

**Table 6.** Recommendations after the risk analysis

No	Node	Risk ranking	Recommendation
1	1	3	Verify procedures to isolate N <sub>2</sub> /fuel line after purge operation.
2	1	2	Consider installing drain and vent line on the filling line between HCV-PO411 and XV-PO401.
3	1	3	Consider installing hydrocarbon detectors in vicinity of discharge of atmospheric PSV
4	1	3	Consider installing level deviation alarm
5	4	4	Verify procedures for re-circulation operation
6	4	4	Tag No. of LI on D-101 and TK-001 is same. Change the tag No. as the different tag No.

### 3.2 LNG 누출에 관한 고장수목분석

#### 3.2.1 누출시나리오

기본 설계단계의 HAZOP분석내용과 상세설계 자료를 검토한 결과로 Pilot LNG 저장설비 및 관련 배관에서의 LNG 또는 NG누출에 관한 시나리오를 다음 Table 7과 같이 LOPA(Layer of Protection Analysis) 양

식으로 정리 하였다. 천연가스 누출에 관한 시나리오는 원인과 결과로 구분하고 각 시나리오에 대하여 Pilot Plant 설계가 보유하고 있는 안전장치를 4가지 종류로 구분하였다. 살펴보면 안전장치 1의 범주에는 시나리오의 발생을 방지하기 위한 절차(Start up Procedure)와 PCV(Pressure Control Valve), Ring spacer, O<sub>2</sub> Sampling

**Table 7.** Records of “Layer of Protection Analysis” for natural gas release in pilot plant

Seq no.	Dwg no.	Cause	Consequence	Safeguard 1	Safeguard 2	Safeguard 3	Safeguard4	Remark
1	62-P04	Excess cool down during startup	Thermal stress to pipe and tank → Potential tank/pipe damage leading to fire/explosion	Startup procedure				
2	62-P06	PCV-P0601 fails open and blind flange fails open	Increased pressure in tank - Potential tank damage and fire/explosion	PCV-P1002 opens at 0.375KG for flaring	PAH-P0601/P0604			PSV-P0607 opens at ___KG PSV-P0603/P0604 opens at 0.393KG PSV-P0601/P0602 opens at 0.459KG
6	62-P06	Rollover in tank TK-P202	Potential tank damage and fire/explosion	PCV-P1002 opens at 0.375KG for flaring	PAH-P0601/P0604			PSV-P0603/P0604 opens at 0.393KG PSV-P0601/P0602 opens at 0.459KG
7	62-P06	Sudden drop in barometric pressure	Potential tank damage and fire/explosion	PCV-P1002 opens at 0.375KG for flaring	PAH-P0601/P0604			PSV-P0603/P0604 opens at 0.393KG PSV-P0601/P0602 opens at 0.459KG
8	62-P06	Sudden increase in barometric pressure	Potential tank damage and fire/explosion		PALL-0605 (ESD I-P222) to open PCV-P1001 for makeup gas PAL-P0601/P0604	PSV-P0605/0606 opens at 0.0051KG		
13	62-P10	PCV-P1003 fails closed by PIC-P1003 malfunction or RPM-P1004 fails closed	Increased pressure in tank - Potential tank damage and fire/explosion	PCV-P1002 opens at 0.375KG for flaring	PAH-P0601/P0604			PSV-P0603/P0604 opens at 0.393KG PSV-P0601/P0602 opens at 0.459KG
14	62-P04	RPM-P0410 fails closed	Increased pressure in tank - Potential tank damage and fire/explosion		PAH-P0601/P0604	PSV-P0603/P0604 opens at 0.393KG PSV-P0601/P0602 opens at 0.459KG		
15	62-P04	Error during filling operation	Tank overfill -Potential fire/explosion		LAHH-0602/0603/ 0604 LAH-0602/0603/0604			

가 포함되고, 안전장치 2는 시나리오 발생시 작동되는 각종 경보에 관한 것으로 압력의 높고 낮을 때의 PAH, PAL, LAH 등의 경보장치와 가스누설경보기이다. 그리고 안전장치 3은 비상정지를 위한 인터록으로 ESV(Emergence Shutdown Valve)이고, 마지막 안전장치 4는 안전밸브인 PSV(Pressure Safety Valve)를 나타낸다. 다음으로 LOPA 기록지를 근거로 고장

수목분석을 수행하였다. 정점사상으로서 Pilot LNG 저장설비 및 관련 배관에서의 LNG 또는 NG누출은 (1) 저장탱크 과충전(Overfill), (2) 저장탱크 과압(Overpressure), (3) 저장탱크 부압(Vacuum), (4) 격리구간의 열팽창(Thermal Expansion), (5) 압력안전밸브(PSV) 또는 배기밸브의 열림, (6) 기계적 건전성 상실로 구분하였다.

**Table 8.** Data lists of the basic events in fault tree analysis

Name	Mean	Description	Cal Type	Lambda	Unit	Tau	Unit	EF	Dist Type	Remark
ESD-F	8.76E-02	ESD actuated	1	1.00E-05	h	8760	h	3	L	Engineering Judgement
HCV-P0411-C	3.14E-02	HCV-P0411 closed	1	3.59E-06	h	8760	h	3	L	CCPS 3.5.3.3
ICBOGCM-R	8.76E-02	BOG compressor fails to run	1	1.00E-05	h	8762	h	3	L	Engineering Judgement
LS1-H	1.00E-01	Operator failure to open vent valve	0	1.00E-01		0		3	L	Engineering Judgement
LS2-H	1.00E-01	Operator failure to respond to closure of RBM-P0404 and HCV-P0411	0	1.00E-01		0		3	L	Engineering Judgement
PCVP0610-C	3.14E-02	PCV-P0610 fails closed	1	3.59E-06	h	8766	h	3	L	CCPS 3.5.3.3
PCVP1001-C	2.30E-03	PCV-P1001 fails to open on tank low low pressure	0	2.30E-03		0		3	L	CCPS 3.5.3.3
PSVP0605-O	1.47E-02	Vacuum PSV-P0605 premature opens	1	1.68E-06	h	8760	h	3	L	CCPS 4.3.3.2
PSVP0607-C	2.12E-02	Nitrogen PSV-P0607 fails to open on demand	0	2.12E-04		0		3	L	CCPS 4.3.3.2
TANK-L	8.76E-04	Major LBG release by loss of mechanical integrity of tank	1	1.00E-07	h	8760	h	10	L	Engineering Judgement
TKP202-BD	1.00E-02	Tank pressure rises due to sudden drop in barometric pressure	0	1.00E-02		0		3		Engineering Judgement
TSVP0401-C	2.12E-04	TSV-P0401 fails to open at 18KG	0	2.12E-04		0		3	L	CCPS 4.3.3.2
TSVP0402-C	2.12E-04	TSV-P0402 fails to open at 18KG	0	2.12E-04		0		3	L	CCPS 4.3.3.2
TSVP0904-C	2.12E-04	TSV-P00904 fails to open at 18KG	0	2.12E-04		0		3	L	CCPS 4.3.3.2

**Table 9.** Classification of failure modes

Failure Mode	Significance
F	Fails to function
C	Fails closed or Fails to open
O	Fails open or Fails to close
R	Fails to run
B	Break/Rupture
H	Human error
A	Fails to actuate
L	Leak

### 3.2.2 기본사건 데이터

고장수목에서 고려되는 각 기본사건에 대하여 데이터를 분석하였다. Pilot Plant가 설계 단계에 있는 플랜트로서 경험데이터가 아직 없으므로 일반데이터로만 분석하였다. 일반데이터로는 미국 화학학회 화학공정 안전센터(CCPS : Center for Chemical Process Safety)에서 발간한 데이터인 Guidelines for Process Equipment Reliability Data<sup>10)</sup>를 기본으로 활용하였고 여기에서 얻

을 수 없는 데이터는 공학적 판단을 적용하였다.

### 3.2.3 고장수목 작성

앞에서 정의된 각종 시나리오별로 논리를 구성하여 고장수목(Fault Tree)을 작성하였다. 고장수목은 Plant의 탱크 및 관련배관에서의 천연가스 누출을 정점사건(Top Event)로 하여 누출의 요인을 과충전, 과압, 부압, 배관 파손, 압력안전밸브 또는 배기밸브의 열림, 기계적 건전성 상실 등 크게 6가지로 구분하여 나타내었다(Fig. 1). 또한 과충전의 발생 원인과 해당 안전장치의 실패들을 논리적으로 연결하였다(Fig. 2). 과충전의 발생원인으로 탱크 충전시 액위 지시기의 기능이 상실되거나 운전원의 지시기 감시소홀로 액위가 상승하는 경우를 고려하였다. 이에 대한 안전장치로 고액위(High Level) 경보 및 고고액위(High High Level) 신호에 의한 비상정지를 고려하였다. 또한 저장탱크 과압에 대해 증발가스 처리실패 또는 증발가스 배관의 닫힘, 질소라인의 부주의한 열림, 롤오버(Rollover), 대기압의 갑작스런 이상변동 등을 탱크내 과압의 원인으로 고려하였으며 이에 대한 안전장치로서 소각탑과 압력안전밸브에 의한 방출을 고려하였다. 저장탱크 부압에 의한 파손

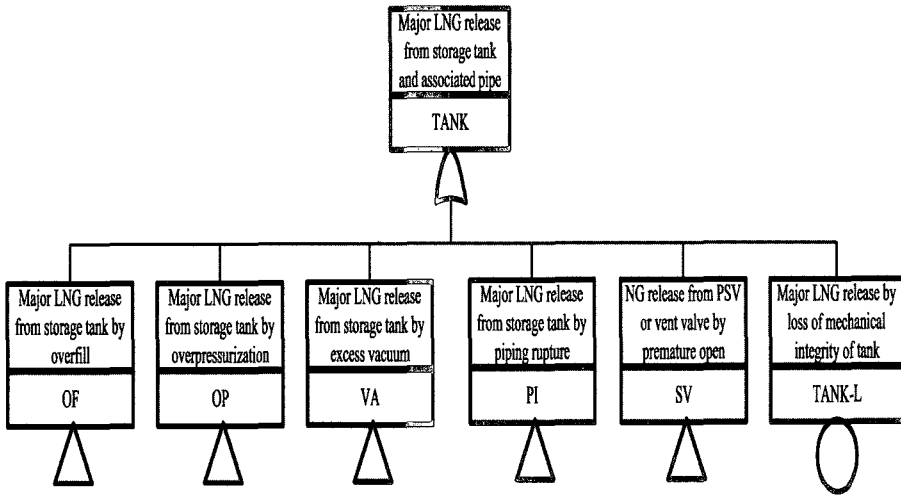


Fig. 1. Fault tree for in natural gas of tank & associated pipes.

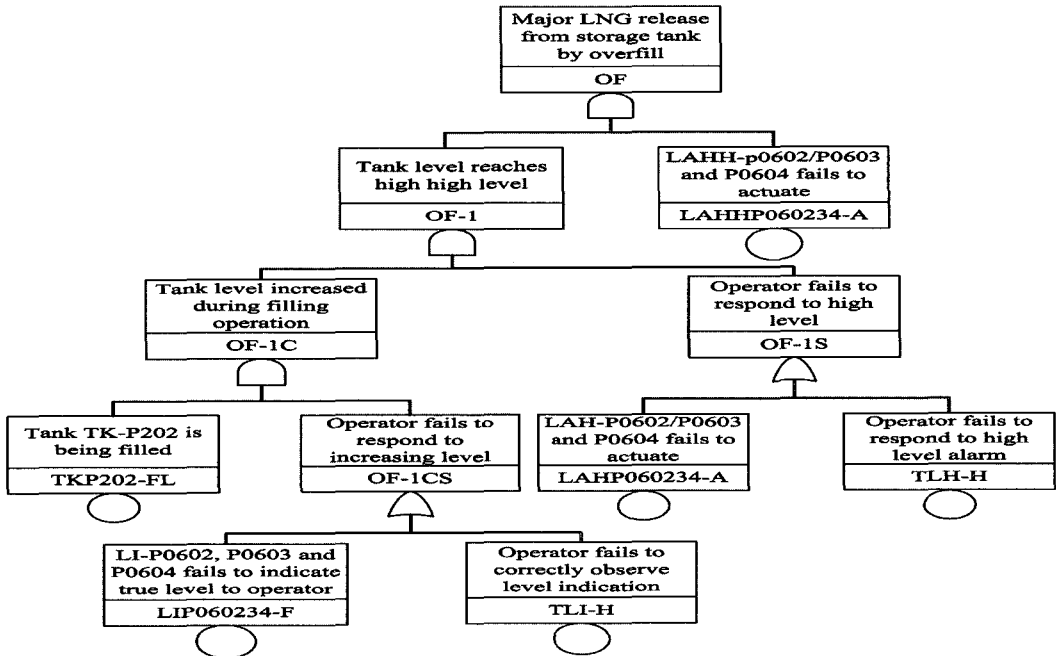


Fig. 2. Fault tree for overfill in storage tank.

을 묘사시에는 부압의 원인으로 탱크 가동시 과도한 냉각과 대기압의 갑작스런 이상변동을 고려하였고 이에 대한 안전장치로 가스보충 계통과 압력안전밸브를 고려하였다(Fig. 3). 그리고 저장탱크 부압에 의한 파손 묘사시에는 부압의 원인으로 탱크 가동시 과도한 냉각과 대기압의 갑작스런 이상변동과 이에 대한 안전장치

로 가스보충계통과 압력안전밸브를 고려하였다(Fig. 4). 탱크 연결배관의 손상에는 저장탱크 입구 및 출구 측의 배관, 밸브, 연결부의 파손을 고려하였고 격리구간의 열팽창에 의한 파손을 고려하였다. 격리구간이 형성되는 경우에는 해당 구간의 배기밸브와 TSV를 안전장치로 고려하였다(Fig. 5). 그리고, 저장탱크 상부에 설

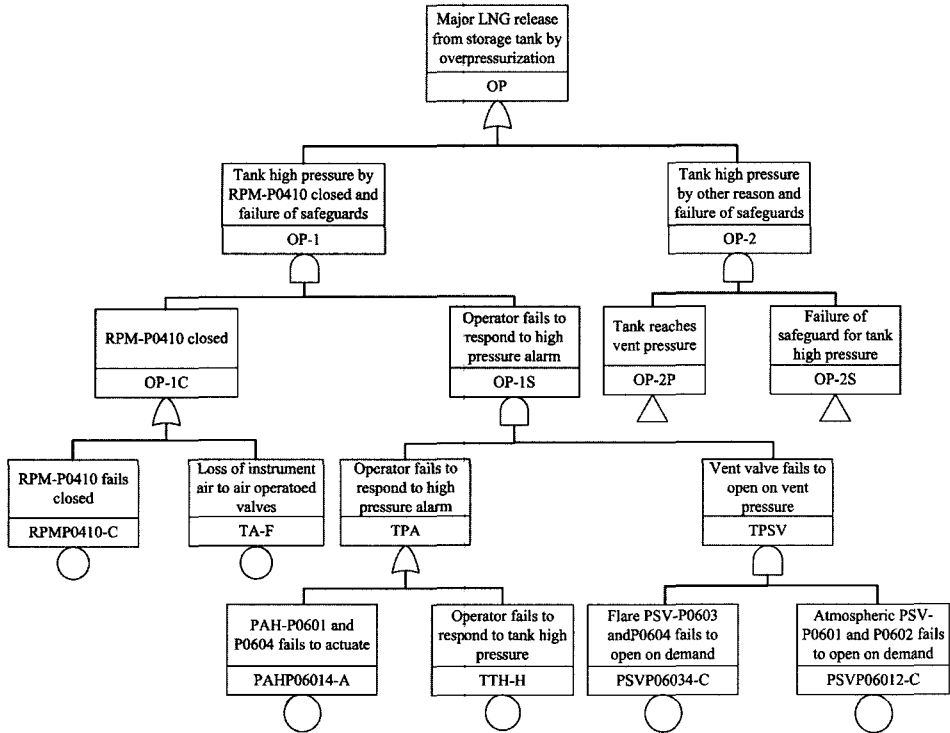


Fig. 3. Fault tree for overpressure in storage tank.

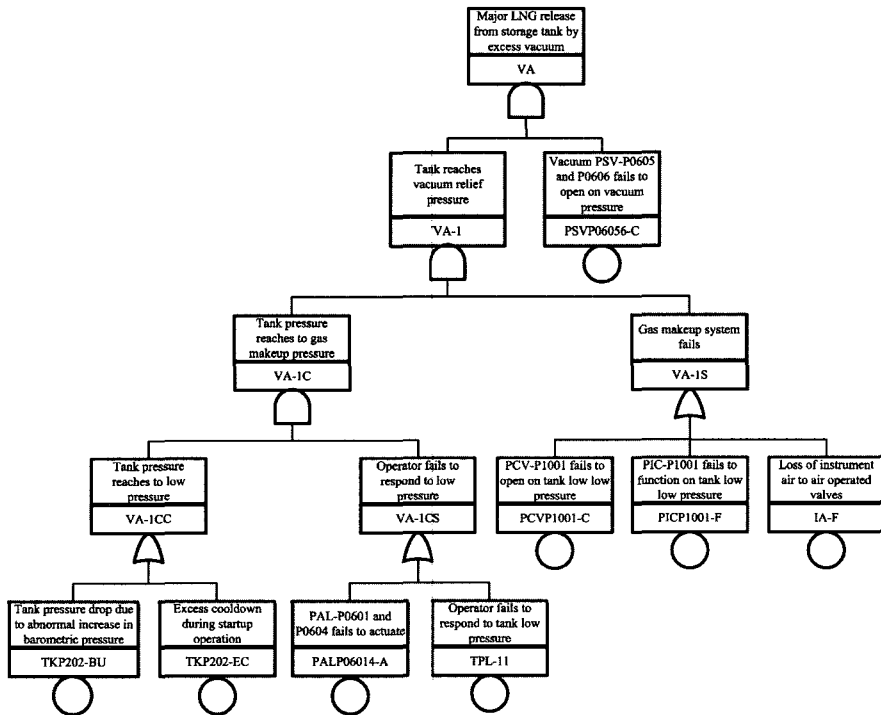


Fig. 4. Fault tree for vacuum in storage tank.



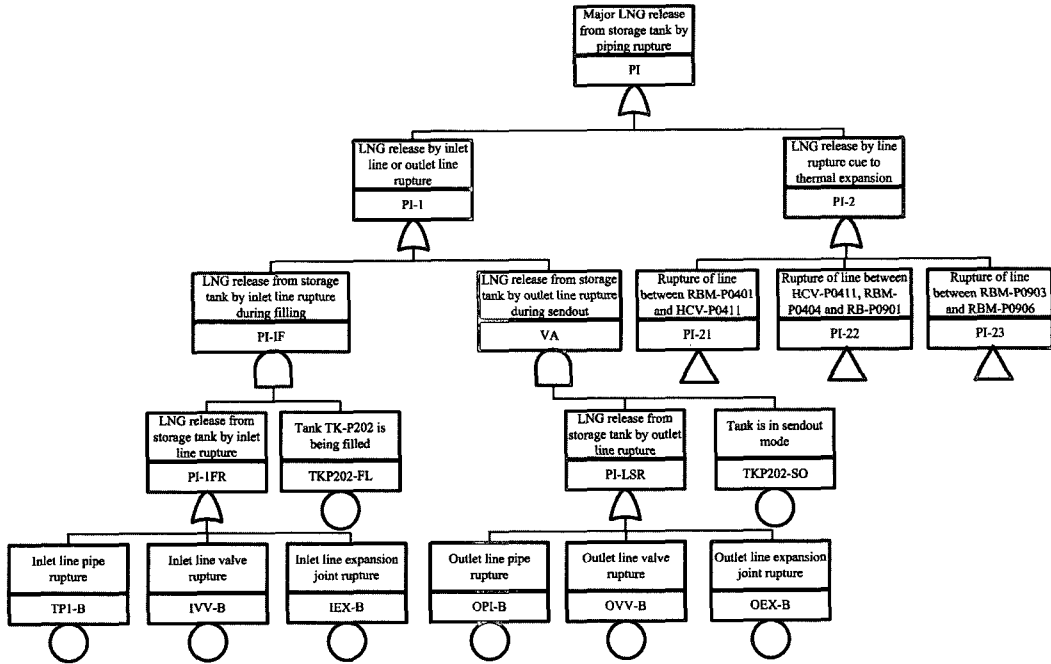


Fig. 5. Fault tree for tank connecting pipes.

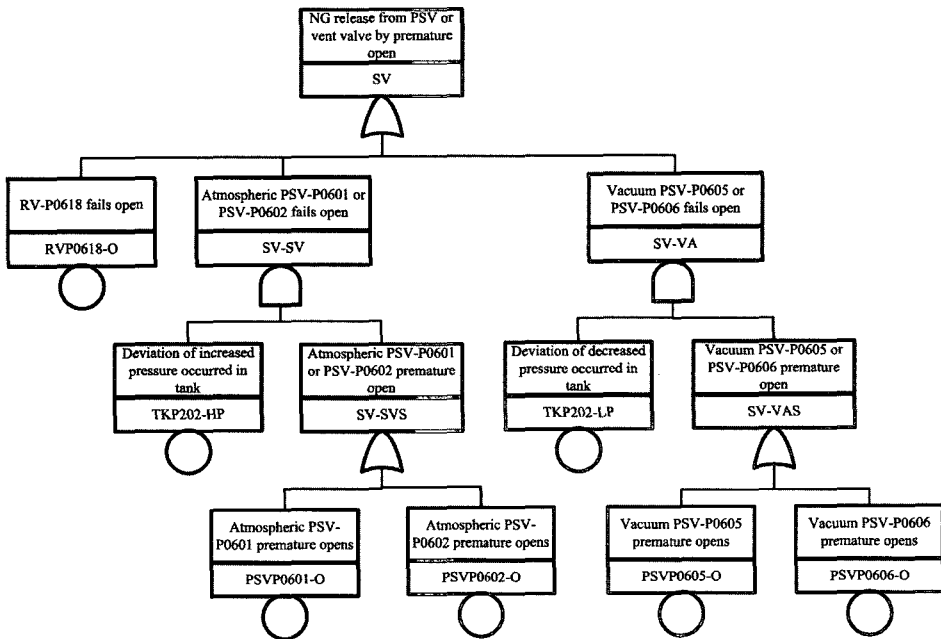


Fig. 6. Fault tree for mechanical loss.

치되어 있는 배기밸브 또는 과압방지용 및 부압방지용 PSV가 잘못 열리는 경우의 천연가스 누출을 묘사하였다(Fig. 6).

3.2.4 정량화 결과

Pilot Plant 천연가스 누출에 대한 고장수목을 Table 10에서 수립된 데이터를 적용하여 정량화 하였다. 고

Table 10. Quantitative result of fault tree analysis

Reporting for TANK								
value = 1.58E-02								
Final Cut Sets								
no.	Value	F-V	Acc	Cut Sets				
1	5.50E-03	0.3485	0.3485	LAHHP060234-A	TKP202-FL	TLH-H	LIP060234-F	
2	1.47E-03	0.0931	0.4417	TKP202-LP	PSVP0606-O			
3	1.47E-03	0.0931	0.5348	TKP202-HP	PSVP0601-O			
4	1.47E-03	0.0931	0.6279	TKP202-HP	PSVP0602-O			
11	4.38E-04	0.0278	0.9796	TKP202-SO	OVV0B			
12	2.50E-04	0.0158	0.9955	LAHHP060234-A	TKP202-FL	TLH-H	TLH-H	
13	2.35E-05	0.0015	0.9969	TKP202-FL	IPI-B			
14	2.35E-05	0.0015	0.9984	TKP202-SO	OPI-B			
15	1.64E-05	0.001	0.9995	LAHHP060234-A	TKP202-FL	LAHP060234-A	LIP060234-F	
21	2.09E-08	0.0000	1.0000	TSVP0402-C	LS2-H	HCVP0411-O	PBMP0404-C	
22	2.09E-08	0.0000	1.0000	TSVP0401-C	LS1-H	HCVP0411-O	PBMP0401-C	
23	2.09E-08	0.0000	1.0000	TSVP0904-C	LS3-H	RBMP0903-O	PBMP0906-O	
24	8.06E-09	0.0000	1.0000	PSVP06056-C	PICP1001-F	TKP202-EC	TPL-H	
25	8.06E-09	0.0000	1.0000	PSVP06056-C	PICP1001-F	TKP202-BU	TPL-H	
29	2.82E-09	0.0000	1.0000	PSVP06056-C	PICP1001-F	TKP202-EC	PALP06014-A	
30	2.82E-09	0.0000	1.0000	PSVP06056-C	PICP1001-F	TKP202-BU	PALP06014-A	
31	1.86E-09	0.0000	1.0000	PSVP06056-C	IA-F	TKP202-EC	TPL-H	
32	1.86E-09	0.0000	1.0000	PSVP06056-C	IA-F	TKP202-BU	TPL-H	

장수목 정량화 결과로 도출된 천연가스 누출에 의한 최소단절군의 목록은 그 발생 빈도와 함께 Table 10에 수록되어 있다. 이 목록에서 1.00E-09 이하의 빈도를 갖는 최소단절군은 삭제하였다. 정량화 결과 Pilot Plant에서 천연가스 누출 빈도는 점추정치로 1.6E-2/년으로 나타났으며 이는 평균적으로 60년에 한번 정도 누출이 발생하는 것을 의미한다.

누출빈도에 기여하는 최소 단절 군을 정리하면 다음과 같다.

1) 저장탱크 충전 중(TKP202-FL) 액위 지시기의 기능이 상실되어(LIP060234-F) 고액위에 이르고 고액위 경보에서 운전원의 조치가 적절하지 못하여(TLH-H) 고액위에 이른 후 여기에 고고액위에서 비상정지가 실패한(LAHHP060234-A) 경우가 천연가스 누출의 가장 큰 기여를 하는 것으로 나타났고, 총 누출빈도의 35%를 차지하고 있다.

2) 저장탱크 상부의 과압 방지용 PSV가 열리거나(PSVP0601-O, PSVP0601-O), 부압방지용 PSV가 열려(PSVPO605-O, PSVPO605-O) 기체상태의 천연가스가 누출되는 사건이 중요한 것으로 나타났고, 이들 4가지

사건이 전체 누출빈도에 각각 9.3%씩 총 37%를 차지하고 있다. 이는 기체상태의 누출로서 누출의 영향은 액체상태의 누출의 경우에 비해 그다지 중요치 않다.

3) 탱크 상부의 배기밸브가 열려(RVPO618-O) 천연가스가 누출되는 것으로 전체 누출빈도의 8%를 차지하고 있다. 이는 앞의 PSV열림과 마찬가지로 기체상태의 누출로서 누출의 영향은 그다지 중요하지 않다.

4) 탱크 자체의 기계적 건전성 상실(TANK-L)로 인해 천연가스가 대규모로 누출되는 것으로 전체의 6%를 차지하고 있다. 이러한 사건에 대해서는 대규모의 액체 천연가스가 기로 누출되는 것으로 상세한 사고영향분석이 필요하다.

5) 그 다음으로 탱크 입구와 출구쪽 배관의 연결부가 손상(OEX-B, IEX-B)되는 것과 밸브가 손상(OVV-B, IVV-B)되는 것으로 전체 누출빈도의 각각 3%씩 12%를 점유하고 있다.

이상의 최소 단절 군이 전체 누출빈도의 98%를 차지하고 있는데 이중 액체 천연가스의 대규모 누출을 의미하는 사고도 있고, 영향이 그다지 크지 않는 기체상태의 천연가스 누출사고도 포함되어 있다.

### 3.3 중요도/민감도 분석

#### 3.3.1 중요도

여기에서는 고장수목의 각 기본사건의 중요도를 분석하였다. 고장수목에서 고려된 총 60개의 기본사건에 대해서 중요도를 분석한 결과는 Table 11에 수록되어 있다. 기본사건의 중요도는 Fussel-Vesely(F-V) 중요도, 위험도달성가치(Risk Achievement Worth : RAW), 위험도감소가치(Risk Reduction Worth : RRW)의 3가지 척도로 나타내었다. F-V 중요도는 해당 기본사건이 포함되는 모든 최소단절군 빈도의 합과 전체 빈도의 비로서 정의되고, RRW 중요도가 크다는 의미는 해당 사건의 발생 확률이 0으로 되면 위험도의 감소 폭이 크다는 의미이다. 따라서 RRW가 큰 사건에 대해서는 발생확률을 줄이기 위한 노력을 기울여야 하며 설계 개선에 우선순위를 부여하여야 한다. 또한 RAW 중요도가 크다는 의미는 해당 사건의 발생 확률이 1이 되면 위

험도의 상승 폭이 크다는 의미이다. 따라서 RAW가 큰 사건에 대해서는 사건이 발생하지 않도록 하여야 하며 품질보증 프로그램, 정비 프로그램에 우선순위를 부여하여야 한다. F-V 중요도, RRW 중요도, RAW 중요도는 다음과 같은 식으로 표현된다.

$$\begin{aligned} \text{F-V 중요도} &= F_i/F_0, \text{ RRW 중요도} = F_0/F_i^-, \\ \text{RAW 중요도} &= F_i^+/F_0 \end{aligned} \quad (1)$$

여기서,  $F_0$  = 현재의 위험도,

$F_i$  = 사건  $i$ 를 포함하는 모든 최소단절군의 합,

$F_i^-$  = 사건  $i$ 의 발생확률이 0일 때의 위험도,

$F_i^+$  = 사건  $i$ 의 발생확률이 1일 때의 위험도

를 나타낸다.

Table 11의 중요도 순위를 보면 RRW 측면에서는 탱크 충전 운전모드(TKP202-FL), 탱크 고고액위 신호(LAHHP060234-A), 탱크 고액위시 운전원 조치(TLH-

**Table 11.** Significance for basic events in fault tree analysis

No.	Event	Mean	F-V	RRW	RAW
1	TKP202-FL	1.00E-01	0.4263	1.7431	4.8366
2	LAHHP060234-A	5.00E-01	0.3654	1.5759	1.3654
3	TLH-H	5.00E-01	0.3643	1.5732	1.3643
4	LIP060234-F	2.20E-01	0.3495	1.5374	2.2393
5	TKP202-HP	1.00E-01	0.1863	1.2289	2.6766
11	RVP0618-O	1.33E-03	0.0843	1.0920	64.2804
12	TKP202-SO	1.00E-01	0.0609	1.0648	1.5478
13	TANK-L	8.76E-04	0.0555	1.0588	64.3092
14	IEX-B	4.99E-03	0.0316	1.0327	7.3048
15	OEX-B	4.99E-03	0.0316	1.0327	7.3048
21	LAHP060234-A	1.49E-03	0.0011	1.0011	1.7276
22	IA-F	8.76E-02	0.0004	1.0004	1.0037
23	TSVP0904-O	2.12E-04	0.0002	1.0002	2.1194
24	LSS-H	1.00E-01	0.0002	1.0002	1.0021
25	TSVP0401-O	2.12E-04	0.0001	1.0001	1.5628
31	PSVP06056-O	2.12E-04	0.0000	1.0000	1.0080
32	PICP1001-F	3.80E-01	0.0000	1.0000	1.0000
33	RBMP0401-O	3.14E-02	0.0000	1.0000	1.0000
34	RBMP0906-O	3.14E-02	0.0000	1.0000	1.0000
35	RBMP0903-O	3.14E-02	0.0000	1.0000	1.0000
56	RVP0623-O	8.76E-03	0.0000	1.0000	1.0000
57	PCVP1002-C	2.20E-03	0.0000	1.0000	1.0000
58	PCVP0610-C	3.14E-02	0.0000	1.0000	1.0000
59	PSVP0607-C	2.12E-04	0.0000	1.0000	1.0000
60	PCVP0601-O	3.14E-02	0.0000	1.0000	1.0000

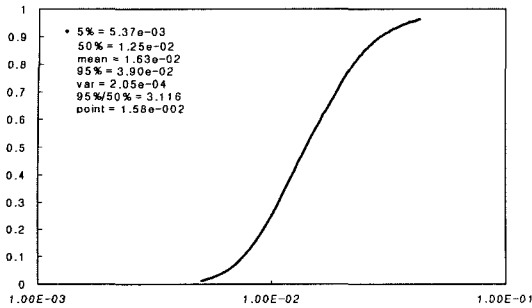


Fig. 7. Cumulative distribution for uncertainty.

H), 탱크 액위 지시기(LIP060234-F)의 순으로 나타났으며 이들 사건의 발생확률을 줄이기 위한 노력이 필요하다. RAW 관점에서는 탱크 배기밸브의 열림(RVP0618-O)과 탱크의 기계적 건전성(TANK-L)이 중요하며 다음으로 탱크상부 압력안전밸브의 열림과 탱크입구 및 출구배관의 밸브, 연결부 등의 파손이 중요한 것으로 나타났다.

### 3.3.2 불확실성 분석

여기에서 고장수목 정량화 결과에 대한 불확실성 분석을 수행하였다. 불확실성 분석을 위하여 각 기본사건의 분포를 입력하였는데 모든 사건의 분포는 대수정규분포(Log Normal Distribution)로 간주하였고 오차인자(Error Factor)는 3과 10 사이에서 공학적 판단에 의해 할당하였다. 불확실성 분석에서는 Monte Carlo 계산법을 이용하였으며 그 결과를 누적분포함수로 나타내면 Fig. 7과 같다.

## 4. 사고영향평가

위에서 언급한 대로 LNG시설의 안전기준과 사고사례를 수집 정리함으로써 안전성평가를 위한 기초 자료로 활용하였고, Pilot LNG 저장시설의 설계 단계시 안전성평가를 수행하였다. LNG Pilot Plant의 LNG 누출에 따른 사고시나리오를 정성적 위험성 평가(HAZOP) 결과를 토대로 분석하여 작성하였고 작성된 사고시나리오별로 피해범위 및 영향 분석을 수행하였다. 분석 결과 사고시나리오는 크게 4가지 형태로 구분할 수 있는데, 첫째는 Vent Valve나 PSV 또는 Vacuum 방지밸브의 오작동으로 인한 NG의 대기방출, 둘째는 저장탱크 파손으로 인한 LNG 대기방출, 셋째는 탱크 inlet/outlet라인 파손에 의한 LNG 방출 그리고 넷째는 격리된 구간의 열팽창으로 인한 LNG의 대기 방출이다. 이중 가장 최악의 시나리오는 저장탱크 파손으로 인한 LNG의 누출이다. 이 경우 LNG는 Dike에 격리되고 풀

(Pool)을 형성 하게 되며 기화되고 확산하면서 (증기운 확산 : Vapor Cloud dispersion) 증기운이 형성된다. 유출된 LNG는 가장자리에서 집화될 수 있으며, 기화속도가 느리기 때문에 그 결과 화구(Fireball)가 형성되기 보다는 풀 화재(Pool Fire)가 발생한다. 따라서 본 영역에서는 위의 4가지 경우에 대해 각각 사고영향분석을 실시하였으며, 탱크파손으로 LNG가 누출될 경우에 대해 화재 위험성에 대해 좀 더 세밀히 검토하였다.

### 4.1 누출속도

Pilot LNG 저장시설에 대한 정성적 평가결과 누출에 관련된 시나리오는 Table 12와 같다. 이 결과를 근거로 하여 결과 분석을 수행하였다. 모든 시나리오의 누출량 계산에 사용된 식은 다음과 같다.

1) 액상 누출시

$$\text{누출속도}(W_L) = C_D A \rho_1 (2 \text{ del } P / \rho_1 + 2gH)^{1/2} \quad (2)$$

2) 기상누출시

$$\text{누출속도}(W_g) = C_D A P \{ (SM/RT) [2/(S+1)]^{(S+1)/(S-1)} \}^{1/2} \quad (3)$$

여기서

- $C_D$  = discharge coefficient for orifice = 0.61
- $A$  = puncture area.  $m^2$
- $S$  = gas specific heat ratio. 1.1
- $\text{del } P$  =  $P_{\text{operating}} - P_{\text{atm}}$
- $\rho_1$  = density of liquid
- $g$  = acceleration of gravity ( $9.8 \text{ m/s}^2$ )
- $H$  = height of liquid (m)
- $P$  = operating pressure.  $N/m^2$
- $M$  = molecular weight (kg/kg-mol)
- $R$  = gas constant.  $8314 \text{ J/kg-mol/K}$
- $T$  = operating temperature. K

### 4.2 Vent의 오작동 및 PSV방출로 인한 NG의 대기 방출

Table 13의 계산결과 LFL은 형성하지 않는 것으로 나타났으며, 누출시간에 따른 누출총량이 최악의 시나리오로 증기운을 형성하였을 경우 1 psi의 과압이 발생하는 경우를 계산하였다. 일반적으로 밀폐되지 않는 공간에서의 천연가스는 폭발을 일으키지 않는 것으로 알려져 있으나 본 영역에서는 이 시나리오에 대해 폭발에 다른 결과를 계산하였다. 일반적으로 (1) 증기운의 크기가 클수록 점화 가능성이 증가하고, (2) 증기운 점화시 폭발보다는 화재의 가능성이 상대적으로 크며

**Table 12.** Accident scenarios according to the results of frequency analysis

Scenario No.	Scenario Group	Equipment	Scenario Description		Release Material	Remark
			Cause	Consequence		
P-01	1	P-202	Atmospheric vent valve RV-P0618 fails open	NG release from tank P202	NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-02	1	P-202	Atmospheric PSV-P0601/P0602 fails open	NG release from tank P202	NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-03	1	P-202	Vacuum PSV-P0601/P0602 fails open	NG release from tank P202	NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-04	2	P-202	Mechanical integrity failure	Tank P-202 damage	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-05	3	P-202	RPM-P0410 fails closed	Tank P-202 damage by high pressure	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-11	3	P-202	PCV-P1001 fails open	Tank P-202 damage by high pressure	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-12	3	P-202	Nitrogen RV-P0623 fails open	Tank P-202 damage by high pressure	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-13	2	P-202	PCV-P0601 fails open and PCV-P0610 fails closed	Tank P-202 damage	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-14	4	P-202	Sudden increase in barometric pressure	Tank P-202 damage by vacuum	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-15	4	P-202	Excess dooldown during startup	Tank P-202 damage by vacuum	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-21	7	Pipe	Outlet line valve rupture during sending operation	NG release from Outlet line	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-22	7	Pipe	Outlet line expansion joint rupture during sending operation	NG release from Outlet line	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-23	8	Pipe	Inlet line RBM-P0401 and HCV-P0411 fails closed	NG release from Inlet line rupture by thermal expansion	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-24	8	Pipe	Inlet line RBM-P0404 and HCV-P0411 fails closed	NG release from Inlet line rupture by thermal expansion	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis
P-25	8	Pipe	Outlet Line RBM-P0903 and RBM-P0906 fails closed	NG release from Outlet line rupture by thermal expansion	LNG/NG	Dispersion Analysis Fire and explosion analysis

**Table 13.** Calculations of explosion effects when vapor cloud formed

Scenario	Size of release source (MW)	Release area (M <sup>2</sup> )	Release speed (kg/s)	Release time (Min)	Amount of total release (kg)	1psi Distance-10%	1psi Distance-3%
P-01	76.2	4.56e-03	0.8544	10	512.64	139.12	93.13
			0.8544	60	3075.84	252.79	169.23
P-02	29.91	7.02E-04	0.1664	10	99.84	80.64	53.98
			0.1664	60	599.04	146.53	98.09
P-03	32.1	8.09E-04	0.2102	10	126.12	87.17	58.35
			0.2102	60	756.72	158.40	106.04

(3) 폭발시 효율은 비교적 작아서 연소에너지의 약 2% 정도만이 폭발압으로 변환되고 (4) 가연성 기체가 공기과 잘 혼합된 후 누출지점으로부터 먼 곳에서 점화될수록 폭발의 규모가 크다. 가연성의 증기운은 히터, 버너, 및 담뱃불, 자동차, 전기시스템 등의 주변에서 흔히 볼 수 있는 점화원에 의해서 점화될 수 있다. 누출된 가연성물질이 10% 및 3% 폭발에 기여한다고 가정하였다. 계산에 사용된 식은 다음과 같다.

$$D = 17(0.1 W_f H_{cf} / H_{C_{TNT}})^{1/3} \quad (4)$$

여기서

- D = distance to overpressure of 1 psi(meters)
- $W_f$  = weight of flammable substance(kg)
- $H_{cf}$  = heat of combustion of flammable substance (KJ/Kg)
- $H_{C_{TNT}}$  = heat of combustion of trinitrotoluene(TNT) (4680KJ/Kg)

이와 같이 폭발 발생시 폭발압을 계산한 결과는 Table 13에 정리되어 있다.

#### 4.4 저장탱크 파손으로 인한 LNG 대기방출

저장탱크 파손으로 인한 LNG 대기방출은 Table 12의 사고시나리오 No. P-04-P-16에 해당된다. 누출결과 는 최악의 시나리오를 선택 탱크의 파손으로 보았다. 즉 파손된 탱크로부터 1000 m<sup>3</sup>의 LNG가 일정한 시간을 두고 Dike로 누된다고 가정하였다. 누출시간의 구분은 1분, 2분, 10분, 30분, 60분으로 구분하여 LFL반경을 계산하였다. Dike의 크기는 설계변경으로 인하여 미정인바, 1000 m<sup>3</sup>의 LNG를 담을 수 있는 용량에 1.5 배로 가정하여 계산하였다. 탱크의 반경과 같은 거리로 면적과 깊이를 계산하였다. 누출은 탱크바닥에서 누출된다고 가정하였으며, 탱크의 방출높이는 8.3m로 정상운전시를 가정하였다. 탱크파손의 사고시나리오에 대한 결과는 Table 14와 같다.

**Table 14.** Accident scenarios relating to tank rupture

Scenario	Size of release source (m)	Release area (m <sup>2</sup> )	Release time (min)	Release type	Release speed (kg/s)	Amount of total release (kg)	LFL Distance (m)
1	1.226	1.18	1	liquid	7583.33	455000	400
2	0.867	5.9E-01	2	liquid	3791.67	455000	200
3	0.388	1.18E-01	10	liquid	758.33	455000	100
4	0.224	3.94E-02	30	liquid	252.78	455000	75
5	0.158	1.96E-02	60	liquid	126.39	455000	33.95

**Table 15.** Damages from the radiation when the pool fire occurred from LNG release

Exposure time					10 sec.					
Total caloric value			1 × 10 <sup>6</sup> kw		First degree burn		Second degree burn		Third degree burn	
거리 (m)	$\tau$	$F_p$ (m <sup>2</sup> )	$Q_R$ (kw)	$Q_X$ (kw/m <sup>2</sup> )	Pr	%	Pr	%	Pr	%
10	0.82	7.96E-04	656630	427.355	22.62	100	19.31	100	16.58	100
20	0.77	1.99E-04	656630	10.377	16.79	100	13.48	100	11.64	100
30	0.74	8.85E-05	656630	43.014	13.38	100	10.07	100	8.74	100
40	0.72	4.98E-05	656630	23.577	10.96	100	7.65	99	6.69	95
50	0.71	3.18E-05	656630	14.789	9.08	100	5.77	78	5.10	54
60	0.70	2.21E-05	656630	10.103	7.55	99	4.24	22	3.80	11
70	0.69	1.62E-05	656630	7.320	6.25	89	2.94	2	2.70	1
80	0.68	1.24E-05	656630	5.538	5.13	55	1.82	0	1.75	0
90	0.67	9.83E-06	656630	4.329	4.14	19	0.83	0	0.91	0
100	0.66	7.96E-06	656630	3.474	3.25	4	-0.06	0	0.16	0
110	0.6588	6.58E-06	656630	2.846	2.45	0	-0.86	0	-0.52	0

LNG누출로 풀 화재 발생시 복사열에 의한 피해를 계산하였다. 복사열에 대한 피해는 Table 15와 같고 사용된 데이터 및 계산식은 다음과 같다.

- Dike Area = 375 m<sup>2</sup>
- Depth of Dike = 2 m
- Burning rate = 0.1 kg/m<sup>2</sup>s
- Heat of combustion = 50.029 kJ/kg
- Vapor pressure of water at 50% relative humidity and 20°C = 2320Pa
- Weather conditions are no wind, 20°C and 50% relative humidity
- Total heat released

$$Q = M_b E_c A \tag{5}$$

$$= 0.1 \text{ kg/m}^2\text{s} \times 50029 \text{ kJ/kg} \times 375 \text{ m}^2$$

$$= 1876087 \text{ KJ/s}$$

$$= 1.88 \times 10^5 \text{ kw}$$

여기서

- $M_b$  = burning rate(kg/m<sup>2</sup>s)
- $E_c$  = heat of combustion(KJ/kg)

$A$  = pool area(m<sup>2</sup>)

- Radiation heat  $Q_R$

$Q_R = 0.35 \times Q$  (0.35 = radiation fraction for hydrocarbon fires, this radiation fraction is high for smoky fires) (6)

$$Q_R = 0.35 \times 1876087.5 \text{ kw}$$

$$Q_R = 6.6 \times 10^5 \text{ kw}$$

1도 화상  $Pr = -39.83 + 3.0186 \text{ Ln } t * q^{3/4}$  (7)

2도 화상  $Pr = -43.14 + 3.0186 \text{ Ln } t * q^{3/4}$  (8)

3도 화상  $Pr = -36.38 + 2.56 \text{ Ln } t * q^{3/4}$  (9)

여기서  $t$ 는 복사열에 노출된 시간(초)를 말하며,  $q$ 는 복사열(w/m<sup>2</sup>)

$Q_R$  = total heat radiated(kw)

$Q_x$  = thermal radiation received at distance X(kw/m<sup>2</sup>)

Point source view factor.  $FP = 1/4\pi X^2$  (10)

Transmissivity =  $\tau = 2.02(P_w X) - 0.09$ .

$P_w$  = vapor pressure of water

Table 16은 풀 반경 및 바람의 속도에 대한 복사열

**Table 16.** LNG fire calculation model results : 10.04 m of diameter circular pool

Input	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3	Scenario 4
Molecular Weight	17.00	17.00	17.00	17.00
Lng Liquid Density (KG/m <sup>3</sup> )	432.00	432.00	432.00	432.00
Boiling Temperature (K)	112.00	112.00	112.00	112.00
Flame Base Height (M)	2.00	2.00	2.00	2.00
Target Height (M)	0.00	0.00	0.00	0.00
Pool Diameter (M)	10.04	10.09	10.92	10.92
Wind Speed (M/s)	7.90	2.00	7.90	2.00
Ambient Temperature (C)	16.00	16.00	16.00	16.00
Relative Humidity (%)	50.00	50.00	50.00	50.00
Output	Scenario 1	Scenario 2	Scenario 3	Scenario 4
Mass Burning Rate (KG/m <sup>2</sup> S)	0.10891	0.10894	0.10928	0.10928
Flame Length (M)	23.84	23.92	25.32	25.32
Flame Tilt From Vertical (Deg)	61.53	18.51	61.07	15.98
Flame Drag Ratio	1.00	1.00	1.00	1.00
EFF. Emissive Power (KW/m <sup>2</sup> )	180.65	180.79	182.82	182.82
Thermal Flux (KW/m)	Federal Code Distance From Center of Pool (M)			
31.5	28.43	15.44	30.56	16.27
21.1	32.09	21.72	35.32	22.88
12.6	38.67	30.42	41.51	32.11
5.05	51.14	49.06	54.97	52.11

을 계산한 결과이다.

#### 4.5 관련 파이프 파손으로 인한 LNG의 대기 방출

Table 12에서 정성적 분석 결과 중 파이프 파손으로 인한 LNG대기방출은 사고시나리오 No. P-17~P-25에 해당된다. 이 결과는 크게 2가지로 다시 구분할 수 있는데 연속적인 누출과 제한적인 누출이다. 즉 P-17~P-22는 연속적인 누출에 해당되며, P-23~P-25는 제한된 양의 누출이다. 먼저 연속적인 누출인 경우에 대한 결과를 살펴보면 다음과 같다. 크게 Filling Operation과 Sending Operation으로 구분하여 분석을 수행하였다. 누출원향의 크기는 라인 크기의 1/2이 파손되고 그 틈은 라인크기의 1/8로 가정하여 실제 사고 결과와 유사하도록 계산하였다. 결과를 요약하면 Table 17과 같다.

제한된 누출에 대한 결과를 살펴보면 다음과 같다. 사고시나리오의 내용은 Table 12의 P-23~P-25이다. 즉 격리된 구역 내의 열팽창으로 인해 압력이 증가하게 되고 이때 구간 TSV의 작동불량으로 라인의 손상을 가져오게 된다. 이 경우 누출되는 LNG양은 격리된 구간내로 한정된다. 요약된 결과는 다음 Table 18이다.

### 5. 연구결과 및 고찰

본연구의 연구결과를 살펴보면 먼저 사고발생빈도 정량화 결과 Pilot Plant에서의 천연가스 누출빈도는 점 추정치로 1.6E-2년으로 나타났으며, 이는 평균적으로 60년에 한 번 정도 누출이 발생하는 것을 의미한다. 그리고 사고시나리오는 크게 4가지 형태로 구분할 수 있

다. 첫째 밴트/방출관에서의 누출시는 LFL반경은 형성하지 않았다. 둘째는 탱크파손으로 인한 LNG유출이라는 최악의 시나리오를 작성하여 분석을 수행하였다. 분석된 결과를 살펴보면 총 누출량이 같더라도 누출된 시간에 따라 확산범위가 다르게 나타났다. 1분 및 2분 동안 대량 누출시 LFL반경은 400, 200 m로 계산되었으며, 10분 누출시 100 m 그리고 30분, 60분 동안 장기간 누출시는 75 m, 33.95 m로 단기간 대량 누출시 보다 훨씬 작은 LFL값을 보였다. 즉 단기간 대량 누출시가 상대적으로 장기간 소량 누출시보다 더 심각한 결과를 초래한다는 것을 의미한다. 셋째는 inlet/outlet 파이프 손상으로 인한 누출시 10분과 60분 두 경우에 대해 실시하였으나 25 m와 35 m의 LFL반경으로 큰 차이를 보이지 않았다. 탱크 누출결과에서 알 수 있듯이 LNG누출 사고의 경우 다른 가연성물질과 다르게 전체 사고발생크기는 초기 방출량의 크기에 의존하고 있음을 알 수 있다. 넷째는 격리구간에서의 라인 파손으로 25 m의 LFL을 보였다. 유출된 LNG가 점화원에 의해 화재가 발생할 경우(pool fire)복사열에 대한 피해를 계산하였다. 1000 m<sup>3</sup>의 LNG가 누출되어 풀 화재가 발생할 경우 30초동안 화재에 노출시 1도 화상의 피해로부터 안전거리는 약 110 m이고, 2도 및 3도 화상의 피해로부터 안전거리는 80 m로 나타났다. LNGFIRE의 계산결과를 보면 10.04 m 원형상태의 풀화재의 경우 풍속이 7.9 m에서 불꽃의 길이는 23.84 m, 불꽃의 기울기는 수직방향에서 61.35도 그리고 5.05 kw/m<sup>2</sup>가 미치는 거리는 51.4 m로 계산되었다. 즉 풍속이 클수록 복사열의 피해가 커짐을 알 수 있다

Table 17. Results of continuous release for associated line

Scenario	1/2(M) of line size	Size of release gap (MM)	Release time (min)	Release type	Release speed (kg/s)	Amount of total release (kg)	LFL Distance (m)
Filling ( P-17~P-19)	0.762	0.3175	10	liquid	2.93	1758	25
			60	liquid	2.93	10548	35.01
Sending ( P-20~P-22)	0.508	0.3175	10	liquid	4.9	2940	25
			60	liquid	4.9	17640	32.79

Table 18. Release accidents in isolated section

Scenario	Line length in confined section (M)	Line size (inches)	Release time(s)	Release type	Release speed (kg/s)	Amount of total release (kg)	1psi-Distance (M)	LFL Distance (m)
P-23	9.376	6	27	liquid	2.93	77.83	74.21	25
P-24	7.196	6	21	liquid	2.93	59.73	67.95	25
P-25	194.5	4	148	liquid	4.9	723.24	156.03	25



## 6. 결 론

본 연구에서는 Pilot Plant 저장시설의 설계단계에 따라 기본 설계(정성적인 HAZOP 및 상세설계(Fault Tree Analysis) 두 단계에 걸쳐 안전성 평가를 수행하였다. 상세설계단계에서의 안전성평가는 기본설계단계에서 수행한 HAZOP 분석결과를 토대로 상세설계내용을 전면 반영하여 사고시나리오의 발생빈도(FTA)와 사고발생시의 사고영향(LNGFIRE3)을 정량적으로 분석하였다. 구체적으로 상세설계가 진행되면서 기본설계 사항을 반영하여 사고시나리오를 정리하고, 이에 따라 고장수목분석을 수행하였다. 그리고 사고에 의한 LNG 또는 NG 누출시 확산분석과 화재발생시 복사열 계산 등 사고영향분석을 수행하였다. 이상에서 살펴본 바와 같이 본 연구를 수행함으로써 첫째 천연가스 공급시설의 취약설비에 대한 개선 압력작용으로서 효율적인 사고예방활동의 역할을 기대할 수 있고, 동종사고의 절감 및 관리차원의 효율화를 기할 수 있으며, 둘째 천연가스 공급시설의 효율적 운용 및 안전성 향상방안 도출할 수 있었다. 셋째 천연가스 공급설비의 정량화된 위험성분석으로 우선 순위화된 취약시설, 취약한 장소 파악이 가능하여 관리정책 수립에 활용할 수 있으며, 천연가스의 저장과 공급에 포함되는 공정 전체에 대한 예상 사고를 도출할 수 있었다. 넷째 천연가스 가스 누출시에는 확산에 대한 예측을 가능하게 함으로서 위해저감 활동에 이용할 수 있으며, 관련자들에게 신속하게 필요한 정보를 제공함으로써 피해를 최소화 할 수 있는 지침을 마련하였다. 향후 천연가스 공급시설의 신설 및 확충시에 가스의 누출에 따른 빈도 및 결과 영향을 가장 적절하게 평가할 수 있는 수치적 이론 및 software model들을 더욱 더 검토하여 누출에 대한 결과 모델링(Consequence Model)을 발전시킴으로서, 인간의 건강, 환경, 안전에 미치는 영향을 평가하기 위한

세분화된 정량적인 유해위험성 평가기술을 마련해야 할 것이다.

## 참고문헌

1. Piping and Instrument Diagram, Rev. 1, September (1988).
2. Preliminary Safety & Environmental Assessment, Rev. 0, Proj-PM021(1988).
3. Fire-fighting & Fire Protection Specification, Rev. 0, DOC-X-022, August(1988).
4. Occupational Safety & Health Administration, 29CFR1910.119 Process Safety Management of Highly Hazardous Chemicals, USA(1992).
5. Crowl, D. A. and Louvar, J. F., Chemical Process Safety : Fundamentals with Applications, Prentice, Inc.(1990).
6. Fthenakis, V. M., Prevention & Control of Accidental Release of Hazardous Gases, Van Nostrand Reinhold(1993).
7. Guidelines for Hazard Evaluation Procedures, Second Edition with Worked Examples, Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineering(1992).
8. Hazard Evaluation - Quantitative Methods, The American Institute of Chemical Engineers(1993).
9. IEEE Guide to the Collection & Presentation of Electrical Electronic, Sensing Component, and Mechanical Equipment Reliability Data for Nuclear Power Generating Stations, IEEE std-500-1984, The Institute of Electrical & Electronics Engineers, Nov, (1993).
10. Guidelines for Process Equipment Reliability Data, CCPS for American Institute of Chemical Engineering(1989).