



공학석사 학위논문

액화공정에 따른 LNG-FPSO의 폭발 위험 분석

Effect of liquefaction process selection on explosion risk of LNG-FPSO

2016년 2월

서울대학교 대학원

조선해양공학과

채민호

액화공정에 따른

LNG-FPSO의 폭발 위험 분석

지도 교수 임 영 섭

이 논문을 공학석사 학위논문으로 제출함 2016년 2월

> 서울대학교 대학원 조선해양공학과 조선해양공학 전공 채민호

채민호의 공학석사 학위논문을 인준함 2016년 2월

위 钅	신 장	양 영 순	(인)
부위	원장	임 영 섭	(인)
위	원	서 유 택	(인)

초 록

해저 가스전에서 LNG를 생산하는 LNG-FPSO가 최근 주목 받고 있다. LNG-FPSO는 기체 상태의 탄화수소 취급하기 때문에 폭발 위험에 대한 평가와 분석이 반드시 필요하다. 특히 액화공정은 비교적 가벼운 조성의 탄화수소가 액체상태로 다량 존재하여 고압으로 운전되기 때문에 폭발 위험이 높다. 그런데 과거에는 액화공정에 따른 폭발 위험의 차이를 정량적으로 비교하고자 연구가 부족하였다. 따라서 본 연구는 SMR 공정과 DMR 공정의 폭발 위험을 정량적으로 비교하는 것을 목표로 하였다.

본 연구는 액화공정의 종류와 공정 트레인의 개수를 감안하여 네 개의 액화공정을 정의하고 각 공정 별로 폭발 위험을 분석하였다. 액화공정의 모델링 및 최적화 결과를 바탕으로 탄화수소의 저장량인 인벤토리의 크기를 추정하였다. 그리고 폭발 시나리오를 정의하여 각 시나리오 별로 폭발 빈도와 폭발 과압을 계산하였다. 계산된 폭발 빈도와 폭발 과압은 exceedance diagram으로 표현하여 공정 간 비교를 가능하게 하였다.

SMR 공정과 DMR 공정을 비교한 결과, SMR 공정의 폭발 위험이 DMR 공정보다 큰 것으로 나타났다. 이는 액화공정을 구성하는 공정 장비의 개수와 고압에서 운전되는 냉매의 조성의 차이에서 기인하였다. 특히 공정 장비의 개수는 공정 트레인의 개수에 따라 좌우되었다. 따라서 LNG-FPSO의 액화공정의 폭발 위험성을 감소시키기 위해서는 공정 트레인의 개수가 적게 필요하면서 냉매의 조성이 가벼운 액화공정을 선택할 필요가 있다는 결과를 얻을 수 있었다. 향후 LNG-FPSO의 액화공정을 선택할 때, 폭발 위험이 작은 공정을 선택하면 폭발 위험을 선천적으로 감소시킬 수 있을 것으로 기대된다.

주요어: 폭발 위험 분석, 해양플랜트, 액화공정 **학 번**: 2014-20648

i

목 차

제 1 장 서 론	1
제 2 장 연구 배경. 제 1 절 안전 및 위험. 제 2 절 폭발. 제 3 절 폭발 위험 분석. 제 4 절 폭발 시나리오 수립. 제 5 절 폭발 빈도 분석. 제 6 절 폭발 과압 분석. 제 7 절 폭발 위험 평가 및 위험 제어. 제 8 절 LNG-FPSO. 제 9 절 액화공정. 제 10절 안전 이격거리.	4 467891112141621
제 3 장 모델링 및 모사. 제 1 절 공정 모델링. 제 2 절 누출 인벤토리 모델링. 제 1 항 기액 분리기 크기 추정. 제 2 항 Plate fin 열교환기 크기 추정. 제 3 항 파이프 직경 계산. 제 3 절 폭발 시나리오 정의. 제 4 절 폭발 빈도의 계산. 제 5 절 폭발 과압의 계산. 제 1 항 폭발 과압 계산을 위한 가정. 제 2 항 탄화수소의 누출과 확산 모사. 제 3 항 폭발 과압 계산.	22 24 25 27 29 30 33 34 34 34 34
 제 4 장 연구 결과 및 토의 제 1 절 공정 모델링 결과 제 2 절 트레인의 개수에 따른 폭발 위험 제 3 절 액화공정의 종류에 따른 폭발 위험 제 4 절 현실적인 액화공정 간의 폭발 위험 비교 제 5 절 LNG-FPSO 상부에 가해지는 폭발 위험 분석 제 6 절 안전 이격거리 추정 제 7 절 향후 연구 과제 	37 37 40 43 44 44 45 46
제 5 장 결 론	47

세 5 경 설	亡	
참고문헌		
Abstract		51

표 목차

[표 1] 해양 LNG 프로젝트에 적용 가능한 액화 공정의 비교	••
	.7
[표 2] 액화공정의 제약 조건2	23
[표 3] 폭발 위험 평가의 대상이 되는 액화 공정들2	24
[표 4] 수직형 기액 분리기 크기 및 인벤토리 추정2	26
[표 5] Plate fin 열교환기의 설계 제약 조건2	28
[표 6] Plate fin 열교환기의 크기 및 인벤토리 추정 결과2	28
[표 7] 액화 공정의 폭발 시나리오3	32
[표 8] 액화 공정 최적화의 결과3	87
[표 9] 액화 공정의 비출력	38
[표 10] SMR 공정과 DMR 공정에 사용되는 공정 장비의 개수	•
	39
[표 11] SMR과 DMR공정의 운전 조건 및 폭발 결과4	12
[표 12] 액화 공정의 인근 모듈에 가해지는 과압4	4
[표 13] Prelude LNG-FPSO를 기준으로 추정한 공정 별 약	반전
이격거리4	6

그림 목차

[그림 1] Piper Alpha 사고2	
[그림 2] 위험 평가의 전반적인 과정5	
[그림 3] 가스 누출 시의 사건수 분석7	
[그림 4] Exceedance diagram의 예13	
[그림 5] LNG-FPSO의 개략도14	
[그림 6] 천연가스 액화공정의 냉각 곡선16	
[그림 7] SMR 공정의 공정 흐름도18	
[그림 8] DMR 공정의 공정 흐름도19	
[그림 9] 액화공정 모듈의 안전 이격거리21	
[그림 10] 수직형 기액 분리기25	
[그림 11] Plate fin 열교환기27	
[그림 12-1] SMR 공정의 고립 가능 구역과 누출 지점	
[그림 12-2] DMR 공정의 고립 가능 구역과 누출 지점32	
[그림 13-1] SMR 공정의 exceedance diagram	
[그림 13-2] DMR 공정의 exceedance diagram	
[그림 14] SMR과 DMR 공정의 exceedance diagram40	
[그림 15] 현실적인 액화 공정들의 exceedance diagram43	
[그림 16] 0.3barg의 과압이 도달하는 거리에 대한 exceedance	ŕ
diagram	

제1장서 론

제 1 절 연구의 배경

천연가스는 화석연료의 시대에서 신재생 에너지의 시대로 이동하는 과도기에서 가장 현실적으로 석탄과 석유를 대체할 수 있는 에너지원 중 하나이다[1]. 천연가스는 석탄과 석유에 비해서 온실가스와 유해가스를 적게 배출하는 친환경 에너지원이다. 천연가스는 가스 혹은 액체상태(LNG)로 운반할 수 있다. 먼 거리로 천연가스를 운송하는 경우, 천연가스를 액체 상태로 운반하는 LNG 운반선이나 LNG 운반 트럭이 선호되는 경우가 많다. LNG 운반선이나 트럭을 이용하는 경우, 파이프라인을 통해 천연가스를 운반하는 것에 비해서 설비 투자 비용이 감소하고 공급처를 다양화할 수 있다는 장점이 있다. 향후에는 LNG가 전세계 천연가스 거래에서 차지하는 비중도 증가할 것으로 예상된다[2]. 최근에는 외딴 해저의 거대 가스전에서 LNG를 생산하기 위해서 LNG-FPSO(LNG Floating Production Storage Offloading)가 개발되고 있다.

LNG-FPSO의 경우, 가스전에서 유입되는 기체 상태의 탄화수소들을 주로 취급하기 때문에 기체의 누출에 의한 폭발 위험을 적절히 평가하고 관리해야 한다. 해양플랜트(offshore platform)에서 발생하는 사고의 약 70%는 탄화수소의 누출로 인한 화재와 폭발에 의해 발생한다. 해양플랜트는 해상에 설치되어 석유와 천연가스를 생산하는 해양 설치물(offshore installation)의 일종을 말한다. 해양플랜트에서 폭발이 발생하는 경우, 그림 1의 piper alpha 사고와 같이 큰 인명피해와 자산피해를 야기할 수 있다[3]. 따라서 폭발의 위험은 사전에 예측되고 통제되는 것이 중요하다. 특히, 액화공정은 운전압력이 높고 액체상태의 탄화수소가 다량 저장되어 있기 때문에 폭발 위험이 높다. 액화공정에서 가벼운 성분의 탄화수소가 누출될 경우, 큰 규모의 탄화수소 가스운(vapor cloud)이 형성될 수 있다.



그림 1. Piper Alpha 사고.

LNG-FPSO의 폭발 위험과 관련된 기존의 연구들은 해양플랜트 상부 공정의 기본 설계 이후의 단계에서 정량적 폭발 위험성을 분석하고 제어하는 경우가 많았다[4-8]. 즉, LNG-FPSO의 PFD(Process flow diagram)을 바탕으로 폭발 위험을 평가하거나 P&ID(piping and instrumentation diagram)를 바탕으로 운전 조건, 레이아웃 등을 변경하여 폭발 위험을 감소시키는 방법을 주로 연구하였다. 그러나 LNG-FPSO의 폭발 위험을 선천적으로 감소시키기 위해서는 액화공정의 종류에 따른 폭발 위험을 정량적으로 비교할 필요가 있다. 액화공정의 종류에 따라 운전조건과 한 공정 트레인(process train) 당 LNG 생산능력(production capacity)가 달라지기 때문이다. 운전조건은 탄화수소의 누출 유량에 영향을 주며, 생산가능용량은 생산에 필요한 트레인의 수를 결정하여 폭발 빈도를 결정한다.

본 논문의 목표는 LNG-FPSO의 개념설계 단계에서 액화공정 선택에 따른 폭발 위험을 비교하는 것이다. 폭발 위험이 작은 액화공정을 선택하면 개념설계 단계에서 폭발의 위험을 감소시킬 수 있다. 본

연구에서 폭발 위험 비교의 대상으로 선택한 공정은 SMR(single mixed refrigerant process)공정과 DMR(dual mixed refrigerant process)공정을 선택하였다. 이 두 공정은 LNG-FPSO의 액화공정으로 적용된 적 있는 공정들이다. 본 연구에서는 LNG-FPSO에서 발생하는 폭발의 종류가 가스운 폭발이라고 가정하였다. LNG-FPSO의 상부 공정 모듈에서 탄화수소 가스의 누출되어 가스운을 형성한 후, 발화가 발생했다면 가스운 폭발이 발생했다고 가정할 수 있다. 따라서 서로 다른 액화공정에서 발생하는 가스운 폭발의 발생 빈도와 과압을 평가하면 폭발 위험을 비교할 수 있다.

본 논문의 목표는 LNG-FPSO의 개념설계 단계에서 액화공정 선택에 따른 폭발 위험을 비교하는 것이다. 폭발 위험이 작은 액화공정을 선택하면 개념설계 단계에서 폭발의 위험을 감소시킬 수 있다. 본 연구에서 폭발 위험 비교의 대상으로 선택한 공정은 SMR(single mixed refrigerant process)공정과 DMR(dual mixed refrigerant process)공정을 선택하였다. 이 두 공정은 LNG-FPSO의 액화공정으로 적용된 적 있는 공정들이다. 본 연구에서는 LNG-FPSO의 액화공정으로 적용된 적 있는 공정들이다. 본 연구에서는 LNG-FPSO의 상부 공정 모듈에서 탄화수소 가스의 누출되어 가스운을 형성한 후, 발화가 발생했다면 가스운 폭발이 발생했다고 가정할 수 있다. 따라서 서로 다른 액화공정에서 발생하는 가스운 폭발의 발생 빈도와 과압을 평가하면 폭발 위험을 비교할 수 있다.

제 2 장 연구 배경

제 1 절 안전 및 위험

ISO/IEC GUIDE[9]에 따르면 안전(safe)한 상태란 내재적 위험 (inherent risk)를 적절히 제어하여 수용 가능한 수준의 위험만 남겨진 상태를 의미한다. 따라서 안전한 상태란 모든 위험 요소를 제거하는 것 이 아니라 내재적 위험을 인지하고 위험 요인(hazard)으로부터 사고나 피해가 발생하지 않도록 관리하는 상태이다.

ISO 31000:2009[10]를 살펴보면, 위험과 관련된 용어들에 대해서 다음과 같은 정의를 확인할 수 있다. 위험 요인(Risk Source 또는 Hazard)는 피해를 야기할 수 있는 물리적인 활동이나 상태를 의미한다. 그리고 위험 사건(Event 또는 Accident event)는 사고(Impact 또는 consequence)로 이어질 수 있는 비정상적인 상황을 의미한다. 여기에 서 사고는 의도치 않은 위험 사건으로 인해 발생하는 인명, 환경, 자산 등의 피해를 의미한다. 마지막으로 위험(Risk)는 위험한 사건 (hazardous event)가 발생할 확률과 사건으로 인해서 야기되는 결과의 심각성(severity of consequence)를 결합한 개념이다.



그림 2. 위험 평가의 전반적인 과정[10].

그림 2은 위험을 평가하는 전반적인 과정을 설명하고 있다[10]. 위험 을 평가하고 관리하는데 필요한 용어들은 다음과 같이 정의할 수 있다. 위험의 총체적 평가(Risk Assessment)는 위험을 인지(Risk identification), 분석(Risk analysis), 평가(Risk evaluation)하는 전체 적인 과정을 의미한다. 여기에서 위험 인지(Risk Identification)은 위험 을 탐색, 인식, 묘사하는 과정이다. 그리고 위험 분석은 내재적 위험을 이해하고 위험의 크기를 확인하는 단계이다. 마지막으로 위험 평가(Risk evaluation)에서는 설정된 기준과 위험 분석의 결과를 비교하고 노출된 위험의 크기가 수용 가능한지 판단하게 된다.

제 2 절 폭발

폭발은 급격한 에너지의 방출로 인한 기체의 빠른 팽창으로 정의된다 [11]. 폭발은 피해를 야기할 수 있는 강한 blast를 동반한다는 특징을 갖는다. 이 때 blast는 폭발 주위에서 발생하는 일시적인 기체의 압력, 밀도, 속도 변화를 의미한다.

폭발의 종류는 진행 속도와 폭발의 원인에 따라 구분할 수 있다. 폭발 반응영역의 진행 속도에 따라서 폭발은 폭굉(detonation)과 폭연 (deflagration)으로 구분된다. 폭발의 진행 속도가 300m/s 이상이어서 폭발의 반응영역이 음속 혹은 초음속의 속도로 전파되는 경우는 폭굉에 해당한다. 이 때, 폭발은 충격파(shock wave)에 의해 점화가 발생한다. 그리고 폭발의 최대 압력이 20bar 이하이다. 반면, 폭발의 반응이 음속 보다 느린 속도로 전파되는 경우는 폭연으로 정의된다. 폭연은 폭발 압 력이 천천히 증가하여 일반적인 연소와 비슷한 특징을 가지게 된다. 폭 발의 최대 압력은 10bar 이하가 된다.

폭발 원인에 따라서도 폭발의 종류를 구분할 수 있다. 화학 공정에서 주로 다루는 폭발에는 가스운 폭발과 비등폭발이 있다. 축적된 가스가 모여서 가스운을 형성하고 형성된 가스운 내에서 점화원을 만나서 폭발 하는 경우는 가스운 폭발(vapor cloud explosion) 혹은 가스 폭발(gas explosion)이라고 한다. 가스운 폭발의 경우 주변 환경의 밀집도에 따라 서 confined vapor cloud explosion이나 unconfined vapor cloud explosion으로 구분한다. 일반적으로 해양플랜트에서 가스 누출이 발생 하는 경우에 대하여 사건 수 분석기법(event tree analysis)을 적용하면 나타내면 그림 3과 같다[8]. 이에 따르면 가스운 폭발은 탄화수소 가스 가 누출되고 confined area에서 지연 점화(delayed ignition)가 일어났 을 때 발생하게 되는 폭발의 일종이다.



그림 3. 가스 누출 시의 사건 수 분석.

용기에 들어있는 액체가 주변의 열원에 의해 기화되어 용기의 압력을 상승시켜 폭발이 발생하는 경우는 비등폭발(boiling liquid explosion & vapor cloud explosion, BLEVE)라고 한다. 일반적으로 해양플랜트에서 는 비상 감압 밸브(relief valve)를 설치하여 용기가 기계적 강도를 넘어 서는 압력에 도달하기 전에 내용물을 배출하여 비등폭발을 방지한다 [12].

제 3 절 폭발 위험 분석

폭발 위험 분석(explosion risk analysis)는 폭발에 의해서 발생하는 위험을 평가하고 제어하는 방법이다. 일반적인 폭발 위험 분석의 순서는 다음과 같다. 먼저 폭발이 발생할 수 있는 시나리오를 수립하고 각 폭발 시나리오의 폭발 빈도와 폭발 과압을 계산한다. 그리고 계산된 폭발 빈 도와 폭발 과압을 바탕으로 폭발 위험을 평가하여 설계에 반영할 폭발 부하(explosion load)를 결정한다. 폭발 부하에 의한 해양플랜트 구조물 의 피해를 감안하여 폭발 위험이 허용 가능한 수준이라면 폭발 위험 분 석은 종료된다. 하지만 폭발 위험이 허용 가능한 수준이 아니라면 누출 량을 감소시키거나 점화 확률을 떨어뜨리거나 혹은 Blast wall을 설치하 는 방법 등을 통해서 폭발 위험을 감소시키게 된다[3].

제 4 절 폭발 시나리오 수립

폭발 시나리오는 누출 조건과 환경 조건에 따라 다양하게 수립될 수 있다. 따라서 폭발 시나리오를 수립하기 위해서는 누출 조건과 환경 조 건을 명확히 정의하거나 혹은 가정해야 하다. 먼저 누출 관련 조건에는 누출 유량, 누출이 발생하는 위치의 좌표, 누출의 지속시간, 누출되는 위 험물질의 조성 등이 있다. 누출과 관련된 조건들의 값을 결정하기 위해 서는 먼저 누출의 대상이 되는 공정의 설계가 선행되어야 한다. P&ID의 단계의 공정 설계가 끝나면 공정에 사용되는 위험물질의 양이나 공정 내 의 설비의 크기, 밸브의 개수 등이 결정된다. 그리고 공정 전체를 밸브 의 여닫음으로 고립될 수 있는 고립 가능 구역(isolatable segment)으 로 구분하다. 이를 통해 각 구역 별로 위험물질의 저장위치. 저장량 (inventory)를 파악할 수 있다. 그리고 각 구역 별로 누출의 위치와 노 출공의 크기 등을 고려하면 폭발 위험 분석을 위한 누출 조건들의 값을 결정할 수 있다. 반면, 폭발과 관련된 환경 조건에는 풍속, 풍향, 대기의 안정도 등이 있다. 환경 조건들은 공정 플랜트의 지리적 위치에 따라 달 라지는 값이므로 지리적 변수를 감안하여 가정해야 한다. 언급된 누출 조건과 화경 조건을 얼마나 다양하게 고려하는가에 따라서 누출 시나리 오의 개수가 달라진다.

제 5 절 폭발 빈도 분석

폭발 빈도는 한 개의 해양플랜트에 대하여 일 년간 폭발이 발생할 빈 도를 의미한다. 따라서 단위는 per platform year, per FPSO year, per explosion area year 등으로 나타낸다. 폭발의 빈도는 일반적으로 누출 빈도(leak frequency 혹은 release frequency)와 점화 확률(ignition probability)의 곱으로 표현된다. 단, 바람의 방향, 바람의 세기, 누출의 방향 등도 폭발 빈도를 계산하기 위한 변수로 사용될 수 있다.

누출 빈도와 점화 확률은 과거의 사고 기록을 바탕으로 계산할 수 있 다. HSE(Health and safety executive), OGP(International Association of Oil and Gas Producers), UKOOA(UK Offshore Operators Association)는 기존 해양플랜트에서 발생한 사고의 기록을 바탕으로 누출 빈도와 점화 확률을 계산할 수 있는 자료를 제공하고 있 다. 예를 들어 가스운 폭발의 경우, OGP의 자료를 바탕으로 탄화수소 가스가 공기 중으로 누출되는 빈도와 지연 점화가 발생할 확률을 추정할 수 있다.

OGP의 경우 Risk Assessment Data Directory (RADD) Process Release Frequency라는 자료에서 해양과 육상의 공정 장비를 대상으로 누출 빈도를 계산할 수 있는 자료를 제공하고 있다. OGP의 자료를 활용 하면 Steel pipe, flange, manual valve, process vessel 등 16가지의 장비에 대해서 누출 빈도를 계산할 수 있다. RADD Process Release Frequency는 1992년부터 2006년의 UK HSE release database(HCRD)를 기반으로 정보를 가공하여 제공하고 있다. 누출이 발생하는 경우는 크게 세 가지로 구분하여 제공하고 있다. Full release 는 정상 운전 압력에서 누출이 발생하기 시작해서 shut-down이나 blow-down 등으로 누출이 제어되거나 위험 물질이 고갈될 때까지 흘 러나오는 경우를 말한다. Limited release는 계기 압력(gauge pressure)는 영(0)은 아니지만 흘러나온 탄화수소의 양이 full release 보다 훨씬 작은 경우를 말한다. 마지막으로 zero pressure release는 누

출이 발생하는 장비의 계기 압력이 거의 영(0)인 경우의 누출을 말한다.

또한 OGP의 RADD Ignition Probability에서는 UKOOA의 Ignition Probability Review, Model Development and Look-Up Correlations 를 가공하여 점화 확률을 제시하고 있다. RADD Ignition Probability는 OGP RADD Process Release Frequency의 zero pressure release를 제외한 모든 누출 가능 케이스에 적용 가능하다. RADD Ignition Probability는 즉각 점화(Immediate ignition)과 지연 점화(Delayed ignition)을 모두 포함하는 점화 확률을 제공한다. 즉각 점화는 누출된 유체와 누출과 동시에 점화하는 것이고 지연 점화는 가스 운(flammable vapor cloud)이 형성되고 누출된 위치로부터 거리가 떨어져 있는 점화 원(ignition source)에 의해 점화하는 것을 의미한다. 이 자료는 총 30 개의 점화 시나리오를 제공하고 있다. 점화 시나리오는 육상플랜트 (Onshore)에 16개, 해양플랜트(Offshore)에 13개, Special 1개로 분류 되어 있다.

제 6 절 폭발 과압 분석

폭발 과압은 누출 가스의 확산과 폭발의 모사를 통해 계산할 수 있다. 공정에서 누출된 가스는 확산으로 인해 해양플랜트 상부 모듈에 퍼지게 된다. 이 때 확산으로 형성된 가스운의 크기와 가스운의 몰분율 등에 따 라서 가스운 폭발의 크기가 달라진다. 따라서 폭발에 의해 발생하는 과 압의 크기를 계산하기 위해서 확산과 폭발을 모사할 수 있는 방법론이 요구된다. 복잡한 해양플랜트 상부 공정 모듈의 복잡한 형상을 정확히 반영하기 위하여 최근에는 확산과 폭발 모사에 전산유체역학 (Computational Fluid Dynamics)이 자주 활용되고 있다. FLACS, CFX, STAR-CD는 해양플랜트 상의 누출 및 폭발을 계산하는데 사용되는 전 산유체역학 소프트웨어의 예시이다[4].

단순한 지형 및 구조에서 발생하는 확산 및 폭발을 모사하는 경우에 는 PHAST 소프트웨어나 TNT 당량법(TNT equivalency method)이 활용될 수 있다. DNV GL의 PHAST는 화학 공정 안전 평가에 사용되는 소프트웨어로 누출 모사, 확산 모사 및 폭발 과압을 계산하는데 모두 사 용할 수 있다. TNT 당량법은 가스운 폭발을 계산하기 위해서 사용할 수 있으며[13] 연소 가스의 질량을 TNT의 질량으로 치환하여 폭발을 모 사하는 방법이다. 연소 가스의 질량은 식 (1)에 의해 동등한 TNT의 질 량으로 치환된다.

$W = \epsilon m_f H_c / H_{TNT} (1)$

ϵ, m_f, H_c, H_{TNT}는 각각 폭발 빈도, 연소 가스의 질량(kg), 연소 가스의 단위 질량당 연소열(kJ/kg), TNT의 단위 질량당 연소열(kJ/kg)에 해당 한다.

제 7 절 폭발 위험 평가 및 위험 제어

폭발 위험 평가는 대상 공정의 폭발 위험이 허용 가능한 범위에 있는 지를 평가한다. 그리고 평가된 폭발 위험이 허용 가능하지 않을 때에는 설계 변경 등의 위험 제어 방법을 취하게 된다. 폭발 위험이 허용 가능 한지 확인하기 위해서는 폭발 위험의 허용 기준을 정의해야 한다. 일반 적으로 폭발 위험을 평가할 때에는 기준 폭발 빈도에서 발생하는 과압을 비교한다. 그리고 기준 폭발 빈도는 실패 확률(failure probability)으로 표현된다. 해양플랜트 상부 공정의 경우, 폭발에 의해서 구조물의 고장 이 발생할 확률은 10-4 per platform year이라고 가정할 수 있다[14]. 따라서 해양플랜트의 상부 구조물에 대한 폭발 위험 평가 시에는 10-4 per year의 폭발 빈도에 해당하는 폭발 과압의 크기를 계산한다. 그리고 계산된 폭발 과압이 구조물의 허용 수준을 초과하는 경우, blast wall의 설치 혹은 안전 이격거리(safety gap)의 도입 등을 통하여 폭발 위험을 제어한다.

기준 폭발 빈도로부터 폭발 과압을 구하기 위한 방법으로는 exceedance diagram이 자주 활용된다. 폭발 과압에 대해서 exceedance diagram을 그리면 X축은 폭발 과압, Y축은 누적 폭발 빈도 (accumulated frequency)가 된다. 즉, 높은 과압이 발생하는 폭발 시나 리오에서 낮은 과압이 발생하는 폭발 시나리오까지 정렬한 후, 해당 폭 발 과압 이상의 시나리오가 발생할 수 있는 모든 폭발 시나리오의 발생 빈도를 더해서 그래프로 나타내면 폭발에 대한 exceedance diagram이 된다. 그림 4를 살펴보면 exceedance diagram에서의 폭발빈도는 높은 과압을 발생시키는 폭발 시나리오부터 낮은 과압을 발생시키는 폭발 시 나리오까지 더해나가는 누적 빈도이기 때문에 과압의 크기가 작아질수록 frequency는 단순 증가함을 확인할 수 있다.



그림 4. Exceedance diagram의 예.

제 8 절 LNG-FPSO

LNG-FPSO는 FLNG(Floating LNG)라고도 불리며 해양 가스전에서 LNG, LPG, condensate, oil 등을 생산하는 설비이다. LNG-FPSO는 해 양 가스전에 대한 접근성을 높여주고 LNG를 다양한 공급처로 공급할 수 있게 해준다[2].

LNG-FPSO의 상부(topside) 공정은 육상 LNG 플랜트와 같이 가스 전에서 LNG를 생산하는 위해 요구되는 단위 공정들을 갖추고 있다. LNG-FPSO에서 처리할 수 있는 공정은 크게 분리 공정, 전처리 공정, NGL(Natural gas liquid) 제거 공정, 액화 공정, 분별(Fractionation) 공정 등으로 분류할 수 있다. 그림 5는 LNG-FPSO의 상부 공정을 간 략히 도식화하여 나타낸 것이다.



그림 5. LNG-FPSO의 개략도[15].

분리 공정은 가스전에서 유입되는 유체를 가스와 condensate로 분리 시킨다. 그리고 가스 상태의 가벼운 탄화수소들은 LNG와 LPG를 생산 하기 위해서 고압으로 압축된 후 전처리 공정으로 전달된다. 전처리 공 정에서는 인체에 해롭거나 공정 상에서 부식, hydrate 등을 생성할 수 있는 물질들을 제거한다. 전처리 공정은 산성가스 제거 공정, 탈수 공정, 수은 제거 공정 등으로 구성된다. 산성가스제거 공정(acid gas removal process) 혹은 황 제거 공정(sweetening process)에서는 이산화탄소 와 황화수소(H2S)가 제거된다. 산성가스는 파이프 및 공정 장비의 부식 을 야기하거나 hydrate를 형성하여 파이프의 흐름을 방해할 수 있다. 산성가스제거 공정에서는 아민(amine)이 주로 사용된다. 산성가스가 제 외된 이후에는 가스 내에 포함되어 있는 물을 제거하는 탈수공정을 거치 게 된다. 천연가스 내에 포함된 물 성분은 저온으로 운전되는 액화 공정에서 얼음을 형성하여 정상적인 운전을 방해할 수 있다. 탈수 공정의 경우, 육상 LNG 플랜트에서는 글리콜(glycol)공정이 자주 쓰이지만 해상 의 LNG-FPSO에서는 molecular sieve라는 흡착공정을 활용하여 물 성 분을 제거한다. 탈수 공정이 끝난 이후에는 공정 장비에 피해를 줄 수 있는 수은성분을 제거한다. 이와 같이 불순물이 제거되어 전처리가 끝난 천연가스는 압축기를 거쳐 액화 공정으로 유입된다. 액화 공정에서 생산 된 LNG는 LNG-FPSO의 선체(Hull)에 저장된다. 이 밖에도 NGL 분리 공정이나 분별 공정을 통해서 LPG가 생산되어 선체에 저장될 수 있다.

LNG-FPSO를 구조적으로 구분하면 크게 상부와 선체로 나눌 수 있 다. 상부는 몇 개의 공정 모듈과 거주부(living quarter)로 구성되어 있 다. 공정 모듈은 크게 유입 모듈(inlet facility module), 전처리 모듈 (pretreatment), 압축 모듈, 액화모듈, 전기 생산 모듈(power generation module), 소각 모듈(flare module) 등으로 구성된다. 이 밖 에도 ethylene glycol(MEG) 재생 모듈(MEG regeneration module), 보일러 모듈, NGL 추출 및 분별 공정 등이 추가될 수 있다. 그리고 LNG-FPSO의 선체에는 상부에서 생산된 LNG, LPG, condensate 등을 저장하는 탱크가 존재한다.

제 9 절 액화공정

액화공정은 LNG-FPSO의 핵심공정으로 전처리 과정을 거친 천연가 스를 LNG로 액화시키는 공정이다. 액화공정은 냉각 공정의 일종으로 천 연가스로부터 열을 흡수하여 공기 중이나 해수로 열을 방출한다. 천연가 스를 영하 160도 이하로 냉각시키기 위해서는 냉매를 압축시키는 압축 기에서 에너지를 소비해야 한다. 그리고 고압으로 압축된 냉매는 줄-탐 슨(Joule-Thomson) 밸브를 통해 감압 및 냉각된다. 이와 같이 냉각된 냉매는 천연가스와 열교환을 통해 천연가스로부터 열을 흡수한다. 그림 6은 SMR 공정이 적용된 천연가스 액화공정에서 천연가스가 어떻게 냉 각되는지를 보여주는 냉각 곡선(Cooling curve)이다.



그림 6. 천연가스 액화공정의 냉각 곡선.

이와 같은 원리를 응용하여 기존에 많은 액화 공정이 개발되어 왔다. 액화공정의 종류는 크게 세 가지로 분류할 수 있다. Cascade cycle은 몇 개의 독립된 냉매 사이클을 통해 순차적으로 천연가스를 냉각시키는 공정이다. 이 공정은 물질의 끊는 점 차이와 기화 시에 등온(constant temperature)이 유지된다는 것을 이용하여 비가역적(irreversible)한 에너지의 소비를 줄이는 공정이다. 혼합냉매 공정(mixed refrigerant cycle)은 가벼운 탄화수소와 질소를 혼합하여 냉매로 사용하는 공정이다. 혼합냉매 공정의 대표적인 예는 SMR, DMR, C3-MR(propane precooled mixed refrigerant process) 공정이다. Expansion-based process는 질소나 메탄을 냉매로 사용하여 turbo-expander에서 압축과 팽창을 반복시켜 천연가스를 액화시키는 공정이다. 언급된 액화공정들이 해양 환경에서 갖는 특징을 정리하면 표 1과 같이 나타낼 수 있다 [16]. 표 1에 따르면 LNG-FPSO 적합도는 SMR, N2(nitrogen) expander, DMR 공정이 가장 뛰어나다.

	C3-MR	Cascade	SMR	N2 expander	DMR
Thermal efficiency	High	Medium	Medium	Low	High
Specific power kW/(ton LNG/day)	12.2	14.1	14.5	16.5	12.5
Equipment count	Medium	High	Low	Medium	Medium
Hydrocarbon refrigerant storage	Large	Large	Medium	None	Medium
Reliability	High	High	High	High	High
Specific capital investment	Medium	Medium	Low	High	Medium
Suitability for FPSO	Medium	Low	High	High	High
Availability	High	High	High	Medium	High

표 1. 해양 LNG 프로젝트에 적용 가능한 액화 공정의 비교.



그림 7. SMR 공정의 공정 흐름도[17].

언급된 액화공정 중, 본 연구에서 비교의 대상으로 선정한 공정은 SMR 공정과 DMR 공정이다. SMR 공정은 하나의 혼합 냉매 사이클이 열교환을 통해 천연가스를 액화시키는 공정이다. SMR 공정에서 사용되 는 혼합 냉매는 일반적으로 질소, 메탄, 에탄, 프로판, 부탄 등으로 구성 된다. 그림 7은 SMR 공정의 구성을 보여준다. SMR 공정은 압축기, 냉 각기(cooler), 기액 분리기, LNG 열교환기 등의 주요 공정 장비로 구성 되어 있다.

SMR 공정은 역랭킨 사이클(reverse rankine cycle)을 활용하는 액화 공정이다. 랭킨 사이클(rankine cycle)은 파워 플랜트 등에서 사용되는 공정으로, 열기관에 열을 가하여 일을 얻는다. 석탄 등으로 보일러를 가 열하여 고압의 수증기를 생산한 후, 터빈을 돌리는 화력 발전소가 대표 적인 예이다. 반대로 역랭킨 사이클은 압축기에서 일을 해줌으로써 저온 영역으로부터 열을 빼앗는 냉각공정이다. SMR 공정은 열효율이 높지 않고 운전을 위해 필요한 장비의 숫자가 적어 육상에서는 소형 LNG 플랜트에서만 쓰인다. 하지만 해상 LNG 플 랜트에서는 육상 플랜트보다 작은 요구 공간(footprint), 적은 공정장비 의 개수, 공정 전체의 무게가 육상 플랜트보다 중요한 요소[1]이다. 따 라서 SMR 액화공정은 Cascade, C3-MR 공정보다 높은 해상 적합도를 갖는다는 장점이 있다.



그림 8. DMR 공정의 공정 흐름도[17].

DMR 공정은 두 개의 독립된 혼합 냉매 사이클이 천연가스를 액화하는 공정이다. 그림 8은 DMR 공정의 구성을 보여준다. DMR 공정의 두 개의 냉매 사이클을 천연가스와 열교환을 진행하는 순서로 각각 precooling 사이클, liquefaction 사이클이라고 하면, precooling 사이클 은 천연가스를 약 영하 40도까지 냉각시키고 liquefaction 사이클은 천

연가스를 영하 160도의 액체로 냉각시킨다. 대표적인 DMR 공정은 Shell DMR 공정과 APCI DMR 공정 등이 있다. DMR 공정에서 천연가 스가 precooling 되는 첫번째 사이클의 경우, liquefaction 사이클에 비 해 상대적으로 무거운 성분의 냉매가 사용된다. Precooling 사이클의 냉 매는 주로 프로탄, 부탄으로 구성된다. 그리고 liquefaction 사이클에는 질소, 메탄, 에탄 등 가벼운 성분의 냉매가 사용된다.

DMR 공정도 역랭킨 사이클을 활용하는 액화공정이다. 다만, DMR 공 정은 천연가스를 냉각하기 위해 소모되는 에너지의 손실을 줄이고 cooling curve 상의 두 곡선의 간격을 보다 일정하게 유지하기 위해 냉 매 사이클을 두 개로 분리하였다.

넓은 범주에서 보면, C3-MR도 DMR 공정 중 하나로 분류된다. 그리 고 C3-MR 공정은 육상 LNG 플랜트에서 가장 많이 쓰이는 공정이다. C3-MR 공정은 precooling 냉매로 프로판을 사용하고 liquefaction 사 이클은 혼합 냉매를 사용한다.

제 10 절 안전 이격거리

안전 이격거리는 최근의 LNG-FPSO에 도입된 개념으로 상부 프로세 스 모듈과 모듈 사이의 이격거리를 의미한다. 그림 9는 액화공정과 인근 공정 모듈 사이에 안전 이격거리가 적용된 경우를 보여준다. 안전 이격 거리의 목적은 프로세스 모듈 사이의 빈 공간을 두어 공정 모듈에서 발 생한 위험이 인근 모듈로 전이되는 것을 방지하는 것이다. 위험 전이 (escalation)를 방지하면 거주지역(living quarter)에 가해지는 위험을 최소화할 수 있다. 안전 이격거리의 효과는 크게 세 가지이다. 첫째로 누출된 가스의 확산을 가속화하여 가스운의 크기를 감소시킬 수 있다. 둘째로 위험한 공정 장비로부터 물리적인 거리를 확보하여 위험 전이를 줄일 수 있다. 마지막으로 모듈과 모듈 사이의 빈 공간은 flame acceleration이 끊임없이 발생하는 것을 방지할 수 있다. Flame acceleration이 공정 장비를 따라 발생하는 경우 높은 폭발 과압이 발생 할 수 있다.

Safety Gap Safety Gap					
Process	S	Liquefaction	S	Process	
Module	G	Modlue	G	Module	

그림 9. 액화공정 모듈의 안전 이격거리.

제 3 장 모델링 및 모사

제 1 절 공정 모델링

본 연구에서는 기존 연구를 바탕으로 SMR 액화공정과 DMR 액화공정을 모델링한 후, 물리적 제약 조건을 감안하여 공정 조건을 최적화하였다. Venkatarathnam[17]는 SMR, DMR 공정에 액서지 분석(Exergy analysis)을 적용하여 공정 최적화를 진행한 바 있다. 본 논문은 해당 연구에서 제시한 공정 조건을 바탕으로 SMR 공정과 DMR 공정을 모델링하였다. 본 연구에서 사용된 공정 흐름도는 그림 7, 8에 나타나있다. 액화 공정의 모사를 위해 Aspen HYSYS V8.8을 사용하였고 물성치 계산에는 Peng-Robinson(PR) 상태 방정식을 사용하였다.

모델링 결과를 바탕으로 Matlab 소프트웨어에서 유전 알고리즘(Genetic Algorithm)을 사용하여 SMR, DMR 공정을 최적화하고 제약조건에 맞는 공정조건을 도출하였다. 공정 최적화를 시행하기 위해서 HYSYS와 MATLAB을 연동하여 사용하였다. MATAB의 유전 알고리즘에서 최적화 변수를 조작하면 이를 HYSYS에 입력하여 결과를 다시 MATLAB이 읽어들이는 방식으로 최적화를 진행하였다. 목적함수는 액화공정의 압축기에서 소모하는 에너지를 최소화하는 것으로 하였다. 그리고 최적화 변수로 냉매의 운전 압력, 운전 유량 그리고 조성을 사용하였다. SMR, DMR 공정의 최적화를 위해서 각각 10개, 14개의 최적화 변수가 사용되었다. 또한 물리적 제약을 고려하여 제약조건을 설정하였다[17]. 최적화에 적용된 제약 조건은 표 2에서 확인할 수 있다.

표 2. 액화공정의 제약 조건.

Minimum temperature approach in heat exchangers	3.0 K
Feed (natural gas) operating pressure	65 bar
Pressure drop in heat exchangers	0 bar
Adiabatic efficiency of compressors	80 %
Precooling temperature	240 K

본 연구에서 액화공정의 한 트레인 당 생산 능력(production capacity)를 감안하여 SMR, DMR 공정에 대해서 공정 트레인의 개수를 세분화하였다. 트레인은 독립된 역할을 수행할 수 있는 최소 단위의 공정을 의미한다. 따라서 병렬로 연결된 트레인의 개수가 두 개라면 같은 역할을 수행하는 두 개의 독립된 플랜트가 절반씩 나누어 공정을 처리하고 있다고 생각할 수 있다. 연구에서 사용되는 액화공정은 3.6 MTPA의 LNG를 생산하다고 가정하였고 DMR 공정은 하나의 액화공정 트레인이 3.6 MTPA를 생산하는 경우와 1.8MTPA를 생산하는 두 개의 트레인이 병렬로 연결되어 있는 경우로 구분하였다. 본 논문에서 트레인의 수를 구분한 기준은 압축기에서 소모되는 에너지를 공급하는 터빈의 종류에 따른 것이다. Steam turbine을 동력원으로 사용하는 경우는 각 압축기 최대 출력의 제한이 없다. 하지만 gas turbine을 사용하는 경우 offshore에서 사용할 수 있는 gas turbine의 종류가 한정되어 있기 때문에 최대 출력이 제한되어 있다. 그리고 SMR 공정은 일반적으로 1MTPA의 LNG를 생산하므로 4개의 액화 트레인이 병렬적으로 연결되어 액화공정을 구성한다고 가정하였다[1]. 단, 본 논문에서는 액화공정의 종류에 따른 폭발 위험을 비교하기 위해서 현실에서는 쓰이지 않는 1.8MTPA X 2 트레인 SMR 공정을 추가로 모사하였다. 연구에서 사용된 액화공정의 종류를 정리하면 표 3과 같다.

Process	Capacity per	Number of
11000055	train(MTPA)	trains
SMR	0.9	4
SMR	1.8	2
DMR	1.8	2
DMR	3.6	1

표 3. 폭발 위험 평가의 대상이 되는 액화 공정들.

제 2 절 누출 인벤토리 모델링

공정 장비 내에 저장되어 있는 탄화수소의 양은 폭발 위험을 정량적 으로 분석하기 위해서 꼭 필요한 정보이다. 본 논문에서는 누출과 동시 에 운전이 정지되고 설비 내에 저장되어 있던 탄화수소가 누출공 (opening)을 통해 누출된다고 가정하였다. 따라서 공정 장비에 저장된 탄화수소의 양에 따라 폭발 위험 물질인 탄화수소의 누출 시간이 결정된 다. 따라서 공정 장비 내에 저장된 탄화수소를 정확히 예측할수록 탄화 수소 누출량을 정확히 계산할 수 있다.

탄화수소 저장량을 계산하기 위해서는 공정 장비의 크기를 알아야 한다. 그런데 개념설계 단계나 기본설계 단계에는 공정 장비의 크기를 정확히 파악할 수 없다. 따라서 본 논문에서는 공정 장비 중 액체 상태의 탄화수소를 다량 포함하고 있는 기액 분리기, Plate fin 열교환기의 크기 및 파이프의 직경을 간략한 설계방법을 사용하여 추정하였다.

단, 간단한 방법으로 설계 및 크기 추정이 어려운 압축기 및 쿨러 (cooler)에 대해서는 파이프로 대체하여 설계하고 인벤토리를 계산하였 다. 해당 파이프는 압축기 및 쿨러의 출구 조건(product stream)을 만 족하는 파이프 직경을 기준으로 5m의 길이의 파이프라고 가정하였다.

제 1항 기액 분리기 크기 추정



그림 10. 수직형 기액 분리기[18].

기액 분리기는 수직형 기액 분리기(vertical separator)를 가정하였다. 수직형 기액 분리기는 기체 위주의 기액 분리기에서 자주 사용되며, 바 닥 면적(footprint)이 수평형 기액 분리기(horizontal separator)보다 작 다. 따라서 수평형 기액 분리기보다 LNG-FPSO의 액화공정에 적합하 다고 판단하였다. 그림 10은 일반적인 수직형 분리기의 형태를 보여준 다.

기액 분리기의 크기를 추정하기 위해 세장비(slenderness ratio)는 3 [18], 머무름 시간(retention time)은 1분 [19], 수직형 기액 분리기 내의 액체 높이 비율(liquid level)은 30%라고 가정하였다.

표 4에 따르면 수직형 기액 분리기의 크기와 인벤토리의 양은 트레인 의 수가 감소할 수록 증가한다. 또한 SMR 공정이 DMR 공정보다 수직 형 기액 분리기의 크기와 인벤토리의 양이 크다는 것을 알 수 있다. 이 는 트레인의 수가 감소하거나 SMR 공정인 경우 한 개의 트레인에서 처 리하는 냉매의 양이 더 크기 때문이다.

표 4. 수직형 기액 분리기 크기 및 인벤토리 추정.

	SMR	SMR	DMR	DMR
	0.9MTPA X	1.8MTPA	1.8MTPA	3.6MTPA
	4 trains	X 2 trains	X 2 trains	X 1 train
Vessel	1 55	5.73	2.67	4.62
diameter(m)	4.00	5.75	5.07	4.02
Vessel	10.0	17.0	11.0	12.0
height(m)	13.0	17.2	11.0	13.9
Slenderness	2 00	2 00	2 00	2 00
ratio	5.00	3.00	3.00	5.00
Hydrocarbon				
inventory	3.84E+04	7.67E+04	2.09E+04	4.18E+04
(kg)				

제 2항 Plate fin 열교환기 크기 추정



그림 11. Plate fin 열교환기[18].

본 연구에서는 LNG 열교환기 중, plate fin 열교환기를 사용한다고 가 정하였다. 알루미늄 plate fin 열교환기는 가볍고 간단한 구조를 가지기 때문에 LNG-FPSO에서 사용하기에 적합하다[1]. 또한, Spiral Wound heat exchanger(SWHE) 형태의 열교환기와 달리 상용프로그램으로 열 교환기의 초기 설계가 가능하다.

Plate fin 열교환기는 겹겹이 쌓인 plate 사이사이에 열교환 면적을 늘 리기 위해 다양한 형태의 fin이 결합되어 있는 형태로 이루어져 있다. 열교환기 외부는 단열된 cold box로 구성되어 있으며, 내부는 다수의 블 록들이 복잡하게 교차되어 있다.

열교환기는 Aspen HYSYS V8.8를 활용하여 결합된 열교환기 모델을 모사한 후, Aspen Exchanger Design Rating V8.8을 사용하여 초기 설 계치를 유추하였다. 열교환기의 초기 설계값을 유추하는데 사용한 설계 값은 표 5와 같다. 그리고 열교환기의 초기 설계로 도출한 결과는 표 6과 같다. SMR 공정은 LNG 열교환기 하나에서 천연가스와의 열교환이 진행되지만, DMR 공정은 precooling 단계와 liquefaction 단계의 열교 환이 서로 다른 열교환기에서 진행된다. 이에 따라 precooling 단계에서 사용하는 plate fin 열교환기는 warm mixed refrigerant(WMR) 열교환 기, liquefaction 단계에서 사용하는 plate fin 열교환기는 cold mixed refrigerant(CMR) 열교환기라고 구분하여 표기하였다. 표 6은 같은 공 정에서 트레인의 개수가 감소할수록 열교환기의 개수와 인벤토리의 양이 증가한다는 것을 보여준다.

표 5. Plate fin 열교환기의 설계 제약 조건[18].

	Design Restriction	Maximum Value
	ASME Design Pressure	6900 kPa
	Maximum Length	7600 mm
	Maximum Width	1100 mm
	Maximum Height	1400 mm
표	6. Plate fin 열교환기의 크기 및	인벤토리 추정 결과.

Plat fin heat exchanger	SMR 0.9MTPA X 4 trains	SMR 1.8MTPA X 2 trains	DMR 1.8MTPA X 2 trains WMR	DMR 1.8MTA X 2 trains CMR	DMR 3.6MTA X 1 train WMR	DMR 3.6MTPA X 1 train CMR
Core length (mm)	7600	7600	7520	7440	7550	7570
Core width (mm)	1100	1100	1090	1030	1090	1100
Number of layers per exchanger	164	163	152	135	151	159
Core depth (height) (mm)	1390	1380	1280	1140	1280	1340
Number of exchanger	7	14	7	10	14	16
Hydrocarbon	3.85E	8.70E+	6.12E+	6.59E+	1.18E+	1.41E+
inventory (kg)	+03	03	03	03	04	04

제 3항 파이프 직경 추정

API RP 14E[20]는 탄화수소가 흐르는 파이프의 크기를 계산하는 방 법을 제시하고 있다. 그리고 파이프 내부를 흐르는 탄화수소의 상에 따 라 허용 유속을 권장하고 있다. 액체의 경우 최저 유속은 3ft/s 최대 유 속은 60 ft/s, 기체의 경우 최저 유속은 3ft/s이고 최대 유속은 15ft/라 고 제시하고 있다. 기체와 액체와 혼합된 경우는 erosional velocity를 계산하여 erosional velocity 미만으로 유속을 제한할 것을 권장하고 있 다. 이 때, 최저 유속은 10ft/s를 제시하고 있다. 본 연구에서는 최저 유 속, 최대 유속, erosional velocity의 범위 내에 유속을 갖는 파이프의 직경 중 가장 작은 크기로 공정 내의 파이프를 설계하였다.

유속을 계산하는 데에는 Aspen HYSYS 소프트웨어를 사용하였다. Aspen HYSYS V8.8의 pipe segment를 사용하여 파이프 내의 유속과 erosional velocity를 계산하여 설계에 활용하였다. 단, 본 연구에서는 파이프에 의한 압력강하와 주위 환경과의 열전달은 무시할 수 있다고 가 정하였다.

제 3 절 폭발 시나리오 정의

폭발을 시나리오를 정의하기 위해서는 폭발의 원인이 되는 탄화수소 의 누출 시나리오를 정의해야 한다. 본 연구에서는 확산과 점화의 경우, 연소가능질량(flammable mass)가 최대가 되는 상태에서 점화가 발생하 고 점화의 위치가 액화공정의 모듈 한가운데라고 가정하였다. 따라서 본 연구에서는 누출 시나리오의 경우의 수가 폭발 시나리오의 경우의 수가 된다. 누출 시나리오를 정의하기 위해서는 누출이 발생하는 지점의 운전 조건, 탄화수소의 저장량, 누출이 발생하는 방향, 누출이 발생하는 물리 적 위치, 누출공의 크기 등을 고려할 수 있다. 하지만 본 논문에서는 액 화공정의 종류에 따른 폭발 위험을 비교하는 것이 목표이므로 누출이 발 생하는 방향과 누출이 발생하는 물리적 위치는 고정시키고 누출이 발생 하는 지점의 운전 조건, 탄화수소의 저장량, 누출공의 크기만을 누출 시 나리오의 변수로 사용하였다.

먼저, 액화공정 내부의 탄화수소 저장량을 계산하기 위해서 본 연구에 서는 탄화수소 저장량이 큰 공정 장비를 기준으로 고립가능 구역을 구분 하였다. 초기 설계 단계에서는 공정을 구성하는 밸브의 위치가 구체적으 로 정해져 있지 않으므로 각 공정 장비에 연결된 밸브를 기준으로 고립 가능 구역을 구분하였다. SMR 공정의 경우, 한 트레인 당 7개의 구역으 로 구분되었고 SMR 공정보다 복잡하고 공장 설비의 수가 많은 DMR 공정은 한 트레인 당 14개의 구역으로 구분하였다. 그리고 고립가능 구 역 별로 탄화수소의 저장량인 인벤토리를 계산하였다.

이어서 누출이 발생하는 지점의 운전조건을 결정하기 위해서, 각 고립 가능 구역에서 누출이 발생하는 위치를 한 곳 설정하여 누출 시나리오를 정의하였다. 고립가능 구역의 인벤토리에서 누출되는 탄화수소의 양은 운전 압력, 온도에 의해 결정된다. 또한, 누출되는 탄화수소의 조성에 따 라 가스운의 확산 정도가 달라지게 된다. 따라서 누출이 발생하는 위치 를 일정한 기준으로 선정해야 한다. 본 연구에서는 누출량이 최대가 되 도록 높은 운전압력과 높은 운전온도를 갖는 위치를 누출 지점으로 선정

하였다. SMR 공정과 DMR 공정에 대해서 고립가능 구역을 구별하고 구 역별로 누출 지점을 선정한 결과는 그림 12-1, 12-2와 같다. 각 그림 에서 빨간 직사각형으로 표현된 구역은 고립가능 구역을 나타내는 것이 다. 그리고 각 구역마다 빨간 원으로 표현된 지역이 본 연구에서 분석으 로 대상으로 지정한 누출 지점에 해당한다.

마지막으로 정의된 누출 시나리오 별로 누출공의 크기를 구분하여 누 출 시나리오를 최종적으로 세분화하였다. 누출공의 형상은 원이라고 가 정하였고, 누출공의 크기는 원의 지름을 기준으로 30mm, 100mm, 200mm라고 가정하였다. 최종적으로 도출된 누출 시나리오를 액화 공정 별로 나타내면 표 7과 같다.



그림 12-1. SMR 공정의 고립 가능 구역과 누출 지점.



그림 12-2. DMR 공정의 고립 가능 구역과 누출 지점.

표	7.	액화	공정의	폭발	시나리오.
---	----	----	-----	----	-------

Process	Capacity per train (MTPA)	Number of trains	Inventories per train	Explosion scenarios per train	Total scenario
SMR	0.9	4	7	19	76
SMR	1.8	2	7	20	40
DMR	1.8	2	14	40	80
DMR	3.6	1	14	41	41

제 4 절 폭발 빈도의 계산

본 논문에서는 폭발 빈도를 계산하기 위한 변수로 누출 빈도와 점화 확률을 고려하였다. 폭발 시나리오의 구성에 따라 바람의 세기, 바람의 방향, 누출의 방향 등도 폭발 빈도를 계산하기 위한 변수가 될 수 있지 만 본 연구에서는 위의 변수들을 고려하지 않았다.

탄화수소의 혼합물의 누출로 인해 폭발이 일어나는 빈도를 계산하 기 위해서 몇 가지를 가정하였다. 첫째, 파이프 및 파이프에 연결된 밸 브, 플랜지(flange)에서 누출이 발생한다고 가정하였다. 해양플랜트에서 의 누출의 대부분은 파이프, 플랜지, 밸브 등 에서 발생했기 때문이다 [21]. 둘째, 유출된 탄화수소에 점화가 일어나되, 즉각 점화가 아닌 지 연된 점화가 발생한다고 가정하였다. 즉각 점화가 일어나면 폭발이 아닌 화재가 발생하게 된다. 셋째, 액화 모듈은 confined area라고 가정하였 다. 두 번째와 세 번째 가정은 탄화수소 누출로 인해 VCE가 발생하는 경우를 모사하기 위한 가정이다.

누출빈도는 OGP의 RADD Process Release Frequency 자료를 바탕 으로 계산하였다[22]. 초기의 운전 조건에서 시간의 경과에 따른 누출 유량의 변화를 무시하고 고립된 인벤토리가 고갈될 때까지 탄화수소가 흘러나온다고 가정하여 full release인 경우의 누출 빈도를 계산하였다. 액화공정에서 사용되는 파이프와 밸브의 누출 빈도를 계산하기 위해서 파이프의 직경이 요구되기 때문에, 제3장 2절 3항을 활용하여 파이프의 직경을 계산하였다.

점화 확률은 OGP Ignition Frequency를 바탕으로 계산하였다. VCE 의 점화확률을 모사하기 위해서 즉각 점화가 아닌 지연 점화 확률을 계 산하였다. LNG-FPSO의 액화공정에 적합한 점화 확률을 계산하기 위해 서는 OGP에서 제공하는 점화 시나리오 중 offshore process gas large module를 선정하였다. 이 점화 시나리오는 끓는 점 이상의 온도를 가진 액체나 기체가 크기가 큰 해양플랜트 공정 모듈에서 탄화수소가 누출되 는 시나리오에 해당한다. OGP Ignition Frequency에서는 탄화수소 누출

유량과 점화 확률의 상관관계를 제공하므로 HYSYS에서 도출한 공정 조건을 PHAST 소프트웨어에 대입하여 누출 유량을 계산하여 점화 확 률을 계산할 수 있다.

제 5 절 폭발 과압의 계산

제 1항 폭발 과압의 계산을 위한 가정

본 연구에서는 초기 설계에서의 폭발 위험을 평가하기 위해서 LNG-FPSO의 레이아웃 및 폭발 모사방법을 단순화하였다. 단순화를 위한 가 정들은 다음과 같다.

1) LNG-FPSO의 상부 프로세스 모듈이 장애물이 없는 열린 공간 이라고 가정

2) 환기(ventilation)이 발생할 수 있는 공간이나 환기의 영향을 무 시한다고 가정

- 3) 바람은 선수 방향에서 불어온다고 가정
- 4) 풍속은 1.5m/s라고 가정
- 5) 점화가 발생하는 위치가 액화 모듈의 중심이라고 가정

제 2항 탄화수소의 누출과 확산 모사

본 연구에서는 탄화수소의 누출과 확산을 모사하기 위해 공정 안전 분 석 프로그램인 PHAST 7.11을 사용하였다. 폭발 과압을 계산하기 위해 서는 탄화수소의 누출량, 누출시간, 가스운의 크기를 알아야 한다. 이와 같은 정보는 누출 및 확산 모델링을 통해서 얻을 수 있다. PHAST에서 탄화수소의 누출과 확산을 모사하기 위해서는 위치정보, 환경정보, 위험 물질의 정보를 입력해야 한다. 본 연구에서는 장애물이 없는 열린 공간 에서 누출과 폭발이 일어난다고 가정하였기 때문에 별도의 지도 정보는 입력하지 않았다. 환경정보의 경우, 풍속은 1.5m/s, 풍향은 선수방향, 대 기의 안정도는 F(stable-night with moderate clouds and light/moderate wind)라고 가정하였다. 그리고 위험물질 정보는 누출 시 나리오에서 정의한 누출 위치의 압력, 온도, 조성 조건을 대입하였다. 해 당 운전 조건은 3장 1절의 HYSYS의 공정 모델링 결과를 바탕으로 하 였다.

그리고 입력한 주변 정보를 바탕으로 누출이 일어나는 공정 장비를 PHAST에서 모델링하였다. PHAST에서 제공하는 공정 장비는 크게 네 가지로 분류된다. 이는 pressure vessel, atmospheric storage tank, standalones, long pipelines 이다. 본 연구의 폭발 위험 평가 대상인 액 화공정은 대기압을 초과하는 압력에서 운전하기 때문에 Atmospheric storage tank는 제외하였다. Long pipelines 모델의 경우, 파이프의 길 이가 파이프 직경의 300배 이상일 경우에만 적용가능하기 때문에 제외 하였다. Standalones 모델은 폭발 및 화재의 결과만을 분석하는 모델이 기 때문에 부적합한 모델이다. 그 결과 본 논문에서는 pressure vessel 을 대상으로 누출 모델링을 시행하였다.

Pressure vessel 모델에서는 네 가지 종류의 누출(discharge) 방 식 중 leak 방식을 선택하였다. Catastrophic rupture는 압력 용기가 충 격이나 금(crack)으로 인해 위험물질의 인벤토리 전체가 모든 방향을 향해 순간적으로 누출되는 경우를 의미한다. Leak 모델은 압력 용기에 구멍이 생겨 위험물질이 누출되는 경우이다. Leak 모델의 누출 결과는 누출 시간과 누출 방향이 달라질 수 있다. Fixed duration은 사용자가 누출 시간을 입력하면 전체 인벤토리를 누출하는데 필요한 누출 유랑을 PHAST가 계산하는 모델링 방식이다. 마지막으로 short pipe 모델은 압 력 용기에 연결된 파이프에서 누출이 발생하는 경우를 모사하는 것이다. 단, short pipe 모델의 경우, 액체가 누출되는 경우 line rupture의 모델 링만 가능하기 때문에 hole size에 따른 폭발 과압을 계산할 수 없다. 따라서 본 연구에서는 파이프 및 플랜지에서 누출이 발생하는 경우를 leak 모델링으로 대체하여 모사하였다. Leak 모델링에서 orifice

diameter를 30mm, 100mm, 200mm로 변화시키면서 압력 용기를 모사 하였다. 각 압력 용기에 대해서 누출이 발생할 때, 누출 유량과 누출 시 간은 PHAST의 report 중, discharge summary에서 확인하였다. 누출 된 탄화수소의 확산 결과는 PHAST의 late explosion report에서 flammable mass이 최대가 되는 결과를 도입하였다. TNT 당량법에 따 르면 Flammable mass가 최대가 될 때, 점화가 발생하면 폭발 과압이 최대가 되는 폭발이 발생한다.

제 3항 폭발 과압 계산

계산된 flammable mass의 최대값을 바탕으로 TNT 당량법을 적용하 여 폭발로 인해 발생하는 과압을 계산하였다. 폭발 과압 계산을 위해 flammable mass에 상응하는 TNT의 질량을 계산하였다. 그리고 70m 에 대응하는 scaled distance를 계산한 후, 해당 scaled distance에서 TNT에 의한 폭발 과압을 계산하였다.

제 4 장 연구 결과 및 토의

제 1 절 공정 모델링 결과

유전 알고리즘을 사용하여 공정을 최적화한 결과는 표 8와 같다. 냉매가 운전되는 최대 압력의 경우, SMR 공정과 DMR 공정에서 큰 차이가 나지 않는다는 것을 확인 할 수 있다. 또한 최적화의 결과가 Minimum temperature approach 3°C의 제약조건을 만족한다. 기존의 공정 초기값의 경우, HYSYS에 대입하였을 때 Minimum temperature approach 3°C의 제약조건을 만족하지 않았다. 그리고 DMR 공정은 SMR 공정에 비해서 3.6MTPA의 LNG를 생산하기 위해서 필요한 압축기의 에너지 소비가 적다. 두 공정에서의 에너지 소비량을 통상적으로 사용되는 비출력(specific power)의 형태로 나타나면 표 9와 같다. Specific power는 하루에 1톤의 LNG를 생산하기 위해서 필요한 에너지의 양으로 액화공정에서 액화 효율을 나타내는 개념으로 사용된다. 에너지의 양이 작을수록 효율이 높은 것이므로 DMR 공정의 효율이 SMR 공정의 액화 효율보다 높다고 할 수 있다.

표 8. 액화 공정 최적화의 결과.

	SMR 0.9 MTPA X 4 trains	SMR 1.8 MTPA X 2 trains	DMR 1.8 MTPA X 2 trains	DMR 3.6 MTPA X 1 train
MR maximum operating pressure(bar)	46.9	46.9	48.6	48.6
Minimum temperature approach(°C)	3.01, 3.08	3.01, 3.08	3.03, 3.33, 3.05, 3.11	3.03, 3.33, 3.05, 3.11
Compressor power consumption(MW)	135	135	102	102

Liquefaction Cycle	Specific power [kw/(ton/day)]
DMR	10.30
SMR	13.66

제 2 절 Train의 개수에 따른 폭발 위험



그림 13-1. SMR 공정의 exceedance diagram.



그림 13-2. DMR 공정의 exceedance diagram.

공정 트레인의 개수에 따른 폭발 위험 분석의 결과를 exceedance diagram으로 나타내면 그림 13-1, 13-2와 같다. 두 그래프에서 공통 적으로 나타나는 결과는 트레인의 수가 증가할 때, 폭발 위험이 전반적 으로 증가한다는 것이다. 폭발 빈도가 작은 영역에서는 트레인의 숫자가 적은 액화공정이 더 큰 폭발 위험을 가진다는 공통점도 확인할 수 있다. 이 같은 결과가 나타난 원인은 크게 두 가지로 나눌 수 있다. 첫째로 트레인의 개수가 증가함에 따라 장비의 숫자가 증가한다는 점이 전반적 인 폭발 위험 증가의 원인인 것으로 보인다. 표 10에서 나타나듯이 공 정에 사용되는 장비의 숫자는 트레인의 개수에 비례한다. 그리고 공정 장비의 숫자가 증가하면 액화공정 내에서 위험물질이 누출될 수 있는 빈 도가 비례하여 증가한다. 따라서 폭발의 발생 확률이 증가하여 폭발 위 험이 증가하게 된다.

Process	Number of trains	Total equipment count
SMR	4	32
SMR	2	16
DMR	2	24
DMR	1	12

표 10. SMR 공정과 DMR 공정에 사용되는 공정 장비의 개수.

둘째로 발생 빈도가 낮은 영역에서 트레인의 숫자가 많은 액화공정이 상대적으로 낮은 폭발 위험을 갖는 이유는 공정 장비 내에 저장되어 있 는 인벤토리의 감소에 의한 것이다. 트레인의 개수가 두 배가 된다고 가 정했을 때, 각 공정 장비가 처리하는 유량은 절반으로 감소하게 된다. 따라서 장비의 크기가 감소하고 장비 내의 인벤토리도 감소한다. 이에 따라 각각의 개별 누출 시나리오에서 발생하는 과압의 크기는 감소하게 된다. 트레인의 개수와 장비 내의 인벤토리의 양과의 관계는 3장 2절 1 항, 2항에도 언급된 바 있다. 공정 장비의 개수의 증가에 따른 폭발 위험의 증가는 낮은 폭발 빈 도 영역을 제외하면 인벤토리 증가로 인한 폭발 위험의 감소보다 큰 영 향을 미치는 것으로 보인다. 이는 폭발 빈도가 큰 영역일수록 트레인의 개수 증가에 따른 폭발 빈도 증가의 폭이 크기 때문인 것으로 분석할 수 있다.

제 3 절 액화공정의 종류에 따른 폭발 위험



그림 14. SMR과 DMR 공정의 exceedance diagram.

SMR 공정과 DMR 공정의 폭발 위험을 비교해보면 SMR은 낮은 폭발 빈도에서, DMR은 높은 폭발 빈도에서 더 높은 폭발 과압을 갖는다는 것 을 그림 14에서 확인할 수 있다. 특히 과압의 크기가 가장 큰 최악의 경우(worst case)에 두 공정의 과압은 큰 차이를 보인다. 이 때, SMR 공정에서 발생하는 과압은 0.827 barg로 0.295 barg의 과압이 발생하 는 DMR과 큰 차이를 보인다.

폭발 빈도에 따라 폭발 과압의 크기가 달라지는 것은 공정의 복잡도 가 다르기 때문이다. SMR 공정과 달리 두 개의 독립된 혼합 냉매 사이 클을 활용하기 때문에, DMR 공정은 SMR 공정보다 트레인 당 많은 공 정 장비를 요구한다. 트레인 당 공정 장비가 많아지게 되면 누출이 발생 할 수 있는 설비의 숫자가 증가하게 되므로 누출 빈도와 폭발 빈도가 증 가한다. 표 10을 보면, 같은 트레인의 개수를 갖는 경우에 DMR 공정이 SMR 공정보다 더 많은 공정 장비가 필요하다는 것을 알 수 있다.

반면, 트레인의 개수가 증가하면 공정 장비당 처리하는 유량과 탄화 수소의 저장량이 감소하기 때문에 각 누출 시나리오에서 발생하는 폭발 과압은 감소하게 된다. 따라서 복잡한 공정일수록 낮은 폭발 빈도에서는 과압이 증가하고 높은 폭발 빈도에서는 과압이 감소하는 현상이 발생하 게 된다.

더불어, 과압의 크기가 가장 큰 최악의 폭발 시나리오(worst-case scenario)에서 SMR 공정이 DMR 공정에 비해 훨씬 더 큰 폭발 과압을 갖는 이유는 누출되는 탄화수소의 조성이 다르기 때문이다. 표 11는 두 액화공정에서 가장 큰 과압이 발생하는 누출 시나리오에서를 비교한 것이다. 이 때, SMR 공정의 혼합 냉매는 DMR의 혼합냉매에 비해서 밀도 가 높은 것을 확인할 수 있다. 특히 공기보다 무거운 프로판이 SMR 냉매의 58%를 차지하고 있다. 공기보다 무거운 탄화수소는 누출되면 공정 모듈의 바닥으로 가라앉게 된다. 그리고 공기보다 가벼워 대기 중으로 확산되는 가스운에 비해서 모듈의 바닥부터 쌓인 가스운은 더 크고 위험 한 폭발을 야기한다. 따라서 본 연구에서는 무거운 냉매를 포함하고 있는 SMR 공정은 최악의 폭발 시나리오에서 DMR 공정보다 큰 과압을 발생시키는 결과가 도출되었다.

Process	SMR 1.8MTPA	IR 1.8MTPA DMR 1.8MTPA	
1100033	X 2 trains	X 2 trains	
Delegge point	MD Conceptor	MR Separator at	
Release point	MR Separator	liquefaction cycle	
Temperature(K)	305	240	
Pressure(bar)	46.9	48.7	
N2 Fraction(mass)	0.02	0.03	
C1 Fraction(mass)	0.12	0.32	
C2 Fraction(mass)	0.26	0.36	
C3 Fraction(mass)	0.58	0.29	
nC4 Fraction(mass)	0.02	0.00	
Hole size(mm)	200	200	
Release rate(kg/s)	1.16E+03	1.05E+03	
Inventory (kg)	7.67E+04	1.34E+04	
Density	435	398	
Flammable mass(kg)	4.09E+04	8.92E+03	
Overpressure(barg)	0.827	0.295	

표 11. SMR과 DMR공정의 운전 조건 및 폭발 결과.

제 4 절 현실적인 액화공정 간의 폭발 위험 비교



현실적으로 LNG-FPSO에 적용 가능한 액화공정 간의 폭발 위험을 비교해보면 그림 15와 같이 SMR 공정이 DMR 공정에 비해서 폭발 위 험이 더 크다는 것을 확인할 수 있다. 단, SMR 공정이 한 트레인 당 1.8MTPA의 LNG 생산량을 갖는 공정은 현실적이지 않으므로 위의 분 석에서는 제외하였다. SMR 공정의 폭발 위험이 DMR 공정의 폭발 위험 보다 더 크다는 결과는 두 가지 측면에서 이해할 수 있다. 폭발 위험의 차이가 발생한 두 이유는 공정 장비의 개수의 차이와 액화 공정에서 사 용되는 냉매의 조성의 차이 때문이다.

폭발 빈도는 공정에서 사용되는 공정 장비의 개수에 따라 결정된다. 표 10에서 볼 수 있듯이, 3.6MTPA의 LNG를 생산하기 위해서 SMR 공정은 DMR 공정에 비해서 더 많은 개수의 공정 장비가 필요하다. 이 는 DMR 공정이 SMR 공정에 비해서 한 트레인 당 생산할 수 있는 LNG 생산 능력이 더 크기 때문이다. DMR 공정의 경우, 트레인 당 생산 능력이 크기 때문에 트레인의 개수를 줄일 수 있고 따라서 액화 공정 전 체에서 사용되는 공정 장비의 개수를 줄일 수 있다. 따라서 DMR 공정 의 폭발 빈도는 SMR의 폭발 빈도보다 낮아져 폭발 위험이 낮아지는 것

이다.

또한 DMR 공정은 SMR 공정에 비해 고압에서 운전되는 냉매가 가벼 운 조성을 갖는다. 표 8에서 SMR 공정과 DMR 공정의 최대 운전 압력 은 46.9bar, 48.6bar이며 표 11를 보면 각 공정의 최대 압력에서 어떤 조성을 갖는지 확인할 수 있다. DMR 공정의 경우 SMR 공정보다 가벼 운 조성을 갖는다는 것을 확인할 수 있다. 이에 따라 4장 3절에서 언급 된 것처럼 SMR 공정의 최대 폭발 과압이 DMR 공정의 최대 폭발 과압 보다 높게 나타난다.

제 5 절 LNG-FPSO 상부에 가해지는 폭발 위험 분석

본 연구에서는 액화 모듈의 폭발이 인근 모듈에 가하는 failure probability를 10-5 per year로 가정하였다. 2장 7절에서 언급되었듯이 인근 모듈의 폭발 failure probability를 10-4 per year 라고 할 때, 이 는 subsea structure, 선체, 상부 공정을 포함한 전체에서 발생하는 폭 발에 대한 failure probability를 의미한다. 따라서 액화 모듈에서 발생하 는 폭발에 의한 failure probability는 10-4 per year 보다 작아야 한다.

표 12. 액화 공정의 인근 모듈에 가해지는 과압.

Process	Overpressure (barg)
DMR 3.6MTPA X 1 train	0.0644
DMR 1.8MTPA X 2 trains	0.0876
SMR 0.9MTPA X 4 trains	0.976





본 연구에서는 폭발 위험 분석을 활용하여 SMR 공정과 DMR 공정이 적용된 액화 모듈의 안전 이격거리를 추정하였다. 안전 이격거리를 추정 하기 위해서 이미 안전 이격거리를 도입하고 있는 Prelude LNG-FPSO 의 자료를 기준으로 활용하였다. Prelude LNG-FPSO의 경우 액화 모듈 의 길이가 100m 가량이며 안전 이격거리로 20m를 적용하고 있다. 따 라서 폭발 중심으로부터 인근 모듈까지의 거리는 70m가 된다. 해당 LNG-FPSO는 DMR 공정을 액화공정으로 사용하여 한 개의 공정 트레 인에서 3.6MTPA의 LNG을 생산할 수 있다[2].

공정 간의 안전 이격거리 비교 및 추정을 위해 기준 폭발 빈도를 먼 저 계산하였다. 그리고 기준 폭발 빈도에서 동일한 과압이 발생하는 거 리를 계산하였다. 기준 폭발 빈도는 Prelude LNG-FPSO의 자료를 바 탕으로 한 개의 공정 트레인에서 3.6MTPA의 LNG를 생산하는 액화 공 정에서 폭발이 일어나는 경우를 기준으로 하였다. 본 연구에서 비교한 액화 공정들에서 0.3barg가 도달하는 거리를 exceedance diagram으로 나타내면 그림 16과 같다. 이 그래프에서 DMR 3.6MTPA X 1 train의 0.3barg 도달거리가 70m인 폭발 빈도는 2.86 X 10-7 per year 이다. 해당 기준 폭발 빈도에서 타 액화공정의 0.3 barg 도달거리를 계산하면 표 13와 같다. 표 13를 보면 DMR 공정이 적용된 액화 공정이 더 짧은 안전 이격거리를 요구한다는 것을 확인할 수 있었다. 이는 DMR 공정이 더 작은 폭발 위험을 갖는 다는 폭발 위험 분석의 결과와도 일치하였다.

표 13. Prelude LNG-FPSO를 기준으로 추정한

Process	Distance(m)	Safety Gap(m)
DMR 3.6MPTA X 1 train	70.0	20.0
DMR 1.8MPTA X 2 trains	74.2	24.2
SMR 0.9MPTA X 4 trains	98.7	48.7

공정 별 안전 이격거리.

제 7 절 향후 연구 과제

본 연구에서는 액화 공정의 폭발 위험의 비교 대상을 SMR 액화공정 과 DMR 액화공정으로 하였다. LNG-FPSO에 적용될 수 있는 다른 공 정들에 대해서도 폭발 위험을 비교한다면 추후 LNG-FPSO의 액화공정 을 선택하는데 있어서 액화공정의 액화효율과 폭발 위험을 종합적으로 고려하여 액화공정을 선택할 수 있을 것이다.

제 5 장 결 론

본 연구는 LNG-FPSO의 폭발 위험을 개념 설계 단계에서 평가하기 위해서 LNG-FPSO에서 사용되는 액화공정인 SMR 공정과 DMR 공정의 폭발 위험성을 비교하였다.

액화공정은 공정의 종류와 트레인의 개수에 따라 네 개의 액화 공정을 분류하였다. 그리고 액화공정의 모델링 및 최적화를 통해 공정의 최적 운전 조건을 파악하였다. 최적화에 사용되는 목적함수는 액화공정의 압축기에서 소모되는 에너지를 최소화로 설정하였다. 그리고 제약조건은 공정 장비의 물리적 제약조건을 적용하였다. 최적화 알고리즘은 유전 알고리즘을 사용하였다.

탄화수소의 저장량인 인벤토리는 공정 장비의 크기를 추정하여 계산하였다. 수직형 기액 분리기, plate fin 열교환기 등을 간략히 설계하여 공정 장비의 크기를 추정하였다. 그리고 인벤토리 별로 발생할 수 있는 폭발 시나리오를 정의하였다. 본 연구에서는 인벤토리 별로 누출 지점을 한 개로 설정하였다. 그리고 누출 지점별로 누출공의 크기를 세 가지로 구분하였다. 폭발 시나리오를 정의한 후에는 폭발 시나리오 별로 폭발 빈도와 폭발 과압을 계산하였다. 시나리오 별 폭발 빈도와 폭발 과압은 exceedance diagram으로 정리하여 공정 별 폭발 위험을 비교할 수 있도록 하였다.

연구의 결과 SMR 공정이 DMR 공정보다 폭발 위험이 크게 나타났다. 이는 액화공정을 구성하는 공정 장비의 개수와 운전 압력이 높은 냉매 조성의 차이에서 기인하였다. 특히 공정 장비의 개수는 공정 트레인의 개수에 따라 좌우되었다. 따라서 LNG-FPSO의 액화공정의 폭발 위험성을 감소시키기 위해서는 공정 트레인의 개수가 적게 필요하면서 냉매의 조성이 가벼운 액화공정을 선택할 필요가 있다는 결과를 얻을 수 있었다. LNG-FPSO의 액화공정을 선택할 때, 폭발 위험이 작은 공정을 선택하면 폭발 위험을 선천적으로 감소시킬 수 있다. 따라서 추후의 상세설계 단계에서 추가적인 폭발 위험 제어를 위해 레이아웃을 변경하거나 안전 설비를 추가할 필요가 없어진다. 더불어 액화공정 간의 폭발 위험성을 정량적으로 비교한 결과를 향후 LNG-FPSO의 개념 설계 단계에서 폭발 위험의 초기 예상 값으로 활용할 수 있을 것으로 기대된다.

참고 문헌

[1] Saeid Mokhatab, J.Y.M., Jaleel V. Valappil, David A. Wood,Handbook of Liquefied Natural Gas. 2014: Elesvier.

[2] Barend Pek, H.v.d.V., A HIGH CAPACITY FLOATING LNG DESIGN, in LNG 17 International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas. 2013: Houston.

[3] Paik, J.K., et al., Quantitative assessment of hydrocarbon
explosion and fire risks in offshore installations. Marine Structures,
2011. 24(2): p. 73–96.

[4] Hocquet, J., Explosion Risk Analysis 'ERA' for FLNGFacilities: the Main Challenges. AIDIC The Italian Association ofChemical Engineering, 2013.

[5] Kim, I.H.D., Seungkyu;Cho, Seonghyun;Lee, Gibaek;Yoon, En Sup;, Optimization of Single-stage Mixed Refrigerant LNG Process Considering Inherent Explosion Risks. Korean Chemical Engineering Research, 2014. 52(4): p. 467–474.

[6] Shah, N.M., A.F. Hoadley, and G. Rangaiah, Inherent safety analysis of a propane precooled gas-phase liquified natural gas process. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2009.
48(10): p. 4917-4927.

[7] Shariff, A.M., et al., Inherent safety tool for explosion consequences study. Journal of Loss Prevention in the Process Industries, 2006. 19(5): p. 409–418.

[8] Dan, S., et al., Quantitative risk analysis of fire and explosion on the top-side LNG-liquefaction process of LNG-FPSO. Process Safety and Environmental Protection, 2014. 92(5): p. 430-441.

[9] ISO/IEC, Safety aspects — Guidelines for their inclusion in standards, ISO/IEC, Editor. 2014.

[10] ISO, ISO 31000 Risk management —Principles and guidelines. 2009.

[11] Crowl, D.A., Understanding Explosions. 2003: CCPS, Center for Chemical Process Safety.

[12] 장광필, 장., 해양플랜트 공정 및 안전설계. 2013.

[13] Woodward, J.L., Estimating the flammable mass of a vapor cloud. 1998: American Institute of Chemical Engineers.

[14] Vinnem, J.-E., Offshore Risk Assessment. Vol. 1. 2014:Springer.

[15] Hwang, J., et al. Application of an integrated FEED process engineering solution to generic LNG FPSO topsides. in The Nineteenth International Offshore and Polar Engineering Conference.
2009. International Society of Offshore and Polar Engineers.

[16] Chiu, C.-H., L. Quillen, and C.G. Gas, A new frontier!Offshore natural gas liquefaction. Chevron Energy TechnologyCompany and Chevron Global Gas, Thailand, 2008.

[17] Venkatarathnam, G., Cryogenic Mixed Refrigerant Processes.International Cryogenics Monograph Series. Dec 10, 2008: SpringerScience & Business Media. 262

[18] Gas Processing Suppliers Association, G., ENGINEERINGDATA BOOK. Thirteenth Edition ed. Vol. Volume 1. 2012.

[19] American Petroleum Institute, A., Specification for Oil and
Gas Separators (SPEC 12J). 7 ed. API SPECIFICATION 12J. 1989.
[20] API, Recommended Practice for Design and Installation of
Offshore Production Platform Piping Systems, in API RP 14E, API,

Editor. 2013.

[21] HSE, U., Hazardardous Installations Directorate Fire and Explosion Strarategy, U. HSE, Editor.

[22] International Association of Oil and Gas Producers, O.,Process release frequencies, in Risk Assessment Data Directory.2010, International Association of Oil and Gas Producers(OGP).

Abstract

Effect of liquefaction process selection on explosion risk of LNG-FPSO

Minho Chae Naval Architecture and Ocean Engineering The Graduate School Seoul National University

A liquefied natural gas floating production, storage and offloading (LNG-FPSO), called as also floating liquefied natural gas(FLNG) is a worldwide interesting issue recently, because Natural gas is recognized as a viable source of energy in the era of transition from fossil fuels to renewable energy. When handling light hydrocarbon such as natural gas in a LNG FPSO, explosion risk should be evaluated and managed properly. In particular, liquefaction process is exposed to high explosion risk due to large liquefied inventory of light hydrocarbon and high operating pressure. In previous researches, risk analysis of offshore installation have been focused on evaluation and modification of selected processes by changing layout and minor modification of process conditions. The objective of this paper is evaluate explosion risk inherently by studying the effect of a liquefaction process selection on the explosion risk. The explosion risks of single mixed refrigerant process (SMR) and dual mixed refrigerant process (DMR) were estimated. In this paper, four cases of liquefaction process including the number of trains were established. Process modeling, simulation, inventory modeling and definition of release scenarios were performed to establish explosion scenarios. Based on explosion scenarios, explosion frequencies were calculated from historic data. Also, explosion overpressures as consequences of explosion were calculated. As a result, SMR process has higher explosion risk than DMR process. The research shows that the number of process equipment and composition of refrigerant operating at high pressure are important variables that effect explosion risk of liquefaction processes. Therefore, selecting a liquefaction process with lower equipment count and lighter composition of refrigerant reduces explosion risk inherently.

Keywords : Explosion risk analysis, LNG-FPSO, FLNG, Liquefaction process, SMR, DMR, Safety gap **Student Number** : 2014-20648