제 출 문

국토교통부장관 귀하

'LNG-FPSO 공정 응용 기술 개발'(연구개발 기간 : 2011.07.18 ~ 2020.12.17) 과제의 최종보고서 2부를 제출합니다.

2021. 03. 17 .

주관연구기관명 : 한국가스공사 (대표자) 채희봉 (인)
협동연구기관명 : GS건설 (대표자) 임병용 (인)
협동연구기관명 : 한국선급 (대표자) 이형철 (인)

주관연구기관책임자: 이철구
협동연구기관책임자: 이희문
협동연구기관책임자: 송강현

국토교통부소관 연구개발사업 운영규정 제29조에 따라 최종보고서 열람에 동의합니다.

제 출 문

국토교통부장관 귀하

'LNG-FPSO 공정 응용 기술 개발'(연구개발 기간 : 2011.07.18 ~ 2020.12.17) 과제의 최종보고서 2부를 제출합니다.

2021. 03. 17 .

주관연구기관명 : 한국가스공사 (대표자) 채희봉 (인)
협동연구기관명 : GS건설 (대표자) 임병용 (인)
협동연구기관명 : 한국선급 (대표자) 이형철 (인)

주관연구기관책임자: 이철구
협동연구기관책임자: 이희문
협동연구기관책임자: 송강현

국토교통부소관 연구개발사업 운영규정 제29조에 따라 최종보고서 열람에 동의합니다.

제 출 문

국토교통부장관 귀하

'LNG-FPSO 공정 응용 기술 개발'(연구개발 기간 : 2011.07.18 ~ 2020.12.17) 과제의 최종보고서 2부를 제출합니다.

2021. 03. 17 .

주관연구기관명 : 한국가스공사 (대표자) 채희봉 (인)
협동연구기관명 : GS건설 (대표자) 임병용 (인)
협동연구기관명 : 한국선급 (대표자) 이형철 (인)

주관연구기관책임자: 이철구
협동연구기관책임자: 이희문
협동연구기관책임자: 송강현

국토교통부소관 연구개발사업 운영규정 제29조에 따라 최종보고서 열람에 동의합니다.

보고서 요약서

과제 고유 번호	08가스플랜트 E02	해당 단계 연구 기간	2014.10.08 ~ 2020.12.17	단계구분	4단계/4단계
연구사업명	중사업명				
	세부사업명	플랜트연구사업			
연구과제명	대과제명	LNG-FPSO 공정 응용기술 개발			
	세부과제명	LNG-FPSO 공정 최적 설계기술 개발			
연구책임자	이철구	해당단계 참여연구원 수	총: 49명 내부: 22명 외부: 27명	해당단계 연구비	정부:3,228,000천원 기업:3,728,000천원 계:6,956,000천원
		총 연구기간 참여연구원 수	총: 49명 내부: 22명 외부: 27명	총 연구비	정부:6,718,000천원 기업:6,758,000천원 계:13,476,000천원
연구기관명 및 소속 부서명	한국가스공사 가스연구원			참여기업명	
국제공동연구	상대국명:			상대국 연구기관명:	
공동연구	한화파워시스템			연구책임자: 임찬선	
위탁연구	연구기관명: (주)두웰테크놀로지			연구책임자: 여경철	
	연구기관명: 영남대학교			연구책임자: 이문용	

※ 국내·외의 기술개발 현황은 연구개발계획서에 기재한 내용으로 갈음

연구개발성과의 보안등급 및 사유	국토교통부 소관 연구개발사업 운영규정 제47조의4' 에 의해 본 연구과제는 보안과제에 해당되지 않음

9대 성과 등록·기탁번호

구분	논문	특허	보고서 원문	연구시설·장비	기술요약 정보	소프트웨어	화합물	생명자원		신품종	
								생명 정보	생물 자원	정보	실물
등록·기탁 번호											

국가과학기술종합정보시스템에 등록한 연구시설·장비 현황

구입기관	연구시설·장비명	규격 (모델명)	수량	구입연월일	구입가격 (천원)	구입처 (전화)	비고 (설치장소)	NTIS 등록번호
GE Energy	게이트사이클	Copy	1	2012.12.27	36,300		한국가스공사 가스연구원	NFEC-2013-02-176492
Heneywell	유니심	compy	1	2012.12.31	37,180		한국가스공사 가스연구원	NFEC-2013-02-176501
하나플랜트	냉매 가스 Dryer	set	1	2017.07.07	148,500		한국가스공사 가스연구원	NFEC-2018-01-241850

(1) 컴팩트형 액화공정 운전성 개선 및 개발
  ○ 기존 액화공정 및 컴팩트형 사이클 Simulation 및 최적화
  ○ LNG-FPSO Topside 적용 가능 공정 개발
(2) LNG-FPSO 액화공정 용량 설계
  ○ 실제 용량을 적용한 액화공정의 설계
  ○ LNG 생산용량에 따라 적용 가능한 주요 기기 또는 기타 설비 분석스 조성에 따라 적용 가능한 공정의 선행 연구 및 분석
(3) 상용급 LNG-FPSO 액화공정 설계
  ○ 2.5MTPA급 LNG-FPSO 천연가스 액화공정의 설계 방법 정립
(4) 육상/해상용범용 OTS 시스템

보고서 면수

○ 조업자가 공장을 직접 운용하기 전에 보다 빠르고 안전하게 운용할 수 있는 훈련자 시스템을 개발 ○ 조업자 훈련 시스템의 개발로 선진 회사들과 경쟁할 수 있는 기술력 확보 (5) 압축기 도입 및 테스트베드 부분 재시공 (6) LNG-FPSO 회전기기 최적화 (7) 회전기기에 대한 LCC 최적화	

요약문

연구의 목적 및 내용	○ 연구의 목적 - 높은 신뢰성을 갖는 LNG-FPSO 플랜트 공정 응용기술 개발 - 높은 가동률(Availability 93% 이상)과 에너지 효율(액화 효율 93% 이상)을 갖는 LNG-FPSO의 LNG 공정 최적화 및 설계, 상용급 LNG플랜트의 육상/해상용 Emulation형 OTS(Operator Training Simulator) 환경 개발 - 해양환경에 적합하도록 천연가스 액화공정의 냉매 구성 및 액화공정의 최적화, 다양한 해양 가스전에 적합하도록 개선한 전처리 공정, 공정에 대한 해양 안전성 분석 등 공정응용기술 개발 - 다양한 해양 가스전에 적합하도록 개선한 2.5 MTPA급 전처리 및 액화 공정 기본설계 패키지 개발 - 개발된 안전설계, 신뢰성 공학기술 및 프로그램을 2.5 MTPA급 LNG-FPSO 플랜트 FEED 패키지에 적용 및 검증 ○ 연구 내용 - 기존 LNG-FPSO 공정 분석 - LNG-FPSO 용 주요기기 특성 정립 - LNG-FPSO 액화공정 설계 (용량설계) - 기존 액화공정 및 컴팩트형 사이클 Simulation 및 최적화 - 중질분 미분리식/분리식 액화공정 설계 - 육상/해상용 OTS 시스템 설계 - LNG-FPSO 공정기준 정립 - 육상/해상용 범용 OTS 시스템 구축 - FEED 패키지 공정설계 완성 - 압축기 도입 및 테스트베드 공사				
연구개발성과	○ 컴팩트형 액화공정 운전성 개선 및 개발 ○ LNG-FPSO 액화공정 용량 설계 ○ 상용급 LNG-FPSO 액화공정 설계 ○ 육상/해상용범용 OTS 시스템 ○ 압축기 도입 및 테스트베드 부분 재시공 ○ LNG-FPSO 회전기기 최적화 보고서 ○ 회전기기에 대한 LCC 최적화 보고서				
연구개발성과의 활용계획 (기대효과)	○ 사업단의 테스트베드 연계 해외 플랜트 시장 진출 ○ LNG 가치사슬 요소 (천연가스 생산 → LNG 생산, 저장 → 운송 → 저장 → 재기화 → 소비)가 제한적인 국내 여건에서 대규모 연구개발 사업 및 상업용 설계기술 구축을 통하여 기술의 신뢰성과 완성도 제고 ○ 국내 공기업, 민간 주도의 해외 가스전 사업권과 연계하여 우리 기술 적용 ○ 현장 수행 실적과 독자 기술을 토대로 원격지 중소 가스전을 대상으로 기획, 개발형 건설사업의 모델을 개발·적용하여 시장 경쟁력 강화				
국문핵심어 (5개 이내)	액화천연가스	액화	해양플랜트	공정최적화	가동률
영문핵심어 (5개 이내)	Liquefied Naturel Gas	Liquefaction	Off-shore Plant	Process Optimization	Availability

〈 목 차 〉

1. 연구개발과제의 개요 ····· 1

가. 연구개발의 목적 ····· 1

나. 연구개발의 필요성 ····· 2

다. 국내외 기술 개발 현황 ····· 6

라. 국내외 기술 개발 현황 ····· 8

2. 연구수행내용 및 성과 ····· 10

가. 연구수행내용 ····· 10

나. 컴팩트형 액화공정 운전성 개선 및 개발 ····· 14

다. LNG-FPSO 액화공정 용량 설계(Pre-FEED 수준) ····· 29

라. 상용급 LNG-FPSO 액화공정 설계(FEED 수준) ····· 45

마. 육상용/해상용 OTS 시스템 설계 ····· 50

바. Test bed Train-2 압축기 코어 구매 및 적용 ····· 56

사. LNG-FPSO 회전기기 최적화 ····· 63

아. 회전기기 LCC 최적화 ····· 67

자. 연구 개발 성과 ····· 70

3. 목표 달성도 및 관련 분야 기여도 ····· 73

가. 목표 달성도 ····· 73

나. 관련 분야 기여도 ····· 78

4. 연구개발성과의 활용 계획 ····· 93

가. 연구성과 향후 활용방안 ····· 93

나. 추가연구 필요성 등 ····· 95

붙임. 참고 문헌 ····· 97

<별첨> 주관연구기관의 자체평가 의견서

1. 연구개발과제의 개요

가. 연구개발의 목적

(1) 연구개발의 정의

(가) 기존의 일반적인 해양에 있는 가스전은 해저배관을 통하여 육상으로 천연가스를 가져와서 전처리한 후 액화플랜트에서 LNG로 액화하고 있음.

(나) 해상에 위치한 중규모 가스전 개발의 필요성이 부각됨에 따라 해상 플랜트 설비를 이용한 자원개발 수단으로 LNG-FPSO 기술의 확보가 필요함.

① 대규모 가스전들은 이미 에너지 메이저가 대부분 점유 하였고, 최근 경제성이 나타나는 중규모 가스전은 절반 이상이 해상에 위치하고 있음

② LNG-FPSO는 원거리 해양에 있는 가스전을 개발하여 해상에서 LNG를 생산, 저장 및 출하할 수 있는 플랜트임

③ 해양 가스정(gas well)에서 채굴된 천연가스는 해저시스템(Subsea System)과 TMS를 거쳐 선상의 가스플랜트(Topside Plant)로 보내지며, 선상부로 유입된 천연가스는 물, 컨덴세이트(Condensate) 등 불순물을 분리한 후 전처리공정(Fractionation)에서 산성가스(CO2, H2S 등 황성분), 수분, 수은을 제거하고, 이후 에탄, 프로판, 부탄 등 탄화수소를 분리하는 공정과 천연가스를 액화시키는 공정을 거친 생산물은 선체부의 저장탱크에 저장됨.

(다) LNG-FPSO는 조선소에서 건조 후 현지로 이동 설치하고, 가스전의 생산이 끝나면 다른 가스전으로 이동하여 재사용할 수 있는 기술로, 육상 LNG 액화플랜트로 개발해온 대형 가스전 보다는 중소규모의 해상 가스전 개발에 적합한 기술임.

(라) 우리나라는 5대 대형 조선소 기준으로 연간 20여척의 LNG-FPSO를 건조할 수 있는 시설을 갖추고 있으나 선상부(Topside) 플랜트에 대한 엔지니어링 설계능력을 갖추지 못하여 해외 기술에 의존할 수밖에 없는 실정임.

(마) 기존의 사업단 과제의 액화공정 및 액화플랜트 연구 내용과 해양플랜트인 LNG-FPSO는 다음과 같은 차이가 있으며, 이러한 차별성에 따른 기술적 문제를 해결해야 함.

① 해양플랜트 환경에 따른 선체운동의 영향

② 제한된 공간인 선체 상부에 설치됨에 따른 컴팩트화

③ 공정의 제한된 공간 내 설치에 따른 안전성 문제

(바) 해양환경에 적합한 LNG-FPSO 기술개발을 위해서는 기존의 육상용 천연가스 액화공정 기술을 해양용에 적합하게 최적화하는 공정기술을 정립해야 함.

① LNG-FPSO 공정 최적 설계기술 개발

㉮ 기존의 액화공정 및 LNG-FPSO 특화 액화공정에 대한 공정분석 및 최적화 수행

㉯ 다양한 가스전에 대한 적용성 분석 및 최적화 수행

㉰ 압축기, 팽창기, 가스터빈, 발전기 등 회전기기의 신뢰성 향상 연구

㉱ 육상/해상용 LNG플랜트 OTS(Operator Tarining Simulator) 시스템 구축

② LNG-FPSO의 각 공정별 회전기기를 분석하여 최적화 및 최적 운용기술을 개발하고, 회전기기들의 Life Cycle Cost 최적화

나. 연구개발의 필요성

(1) 연구개발과제의 설명

(가) LNG-FPSO는 조선소에서 건조 후 현지로 이동 설치하고, 가스전의 생산이 끝나면 다른 가스전으로 이동하여 재사용할 수 있는 기술로, 육상 LNG 액화플랜트로 개발해 온 대형 가스전 보다는 중소규모의 해상 가스전 개발에 적합한 기술임.

(나) 기존의 일반적인 해양에 있는 가스전은 해저배관을 통하여 육상으로 천연가스를 가져와서 전처리 후 액화플랜트에서 LNG로 액화시켜왔음.

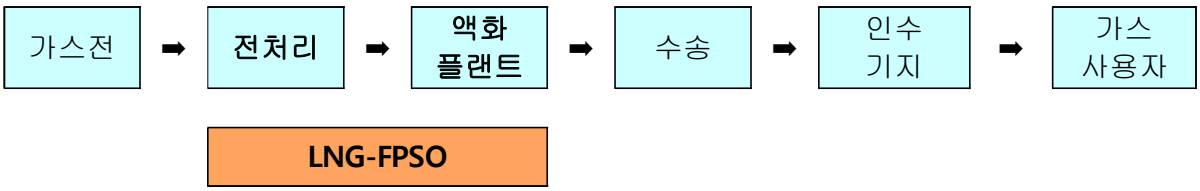
(다) 해상에 위치한 중규모 가스전 개발의 필요성이 부각됨에 따라 해상 플랜트 설비를 이용한 자원개발 수단으로 LNG-FPSO 기술의 확보가 필요함.

(라) 대규모 가스전들은 이미 에너지 메이저가 대부분 점유 하였고, 최근 경제성이 나타나는 중규모 가스전은 절반 이상이 해상에 위치하고 있음

<표1-1> 육상 및 해양 가스전의 용량별 분포

구 분	가스전 용량(TCF)	총 가스전 수	해상가스전 수	대상 LNG Plant
대규모 가스전	50 ~ 100	16	4	Conventional LNG Plant
	5.0 ~ 50	163	73	
중규모 가스전	1.0 ~ 5.0	641	337	Medium LNG Plant LNG-FPSO
	0.5 ~ 1.0	668	347	
소규모 가스전	0.25 ~ 0.5	940	719	Small LNG Plant Mini LNG Plant
	0.1 ~ 0.25	1,620	1,043	
	< 0.1	5,085	3,922	

(마) LNG-FPSO는 원거리 해양에 있는 가스전을 개발하여 해상에서 LNG를 생산, 저장 및 출하할 수 있는 플랜트임



(바) 해양 가스정(gas well)에서 채굴된 천연가스는 해저시스템(Subsea System)과 TMS[1]를 거쳐 선상의 가스플랜트(Topside Plant)로 보내지며, 선상부로 유입된 천연가스는 물, 컨덴세이트(Condensate)[2] 등 불순물을 분리한 후 전처리공정(Fractionation)에서 산성가스(CO2, H2S 등 황성분), 수분, 수은을 제거하고, 이후 에탄, 프로판, 부탄 등 탄화수소를 분리하는 공정고 천연가스를 액화시키는 공정을 거쳐 생산물은 선체부의 저장탱크에 저장됨.

(사) 해양환경에 적합한 LNG-FPSO 기술개발을 위해서는 기존의 육상용 천연가스 액화공정 기술을 해양용에 적합하게 최적화하는 공정기술을 정립해야 함.

① LNG-FPSO 공정 최적 설계기술 개발
기존의 액화공정 및 LNG-FPSO 특화 액화공정에 대한 공정분석 및 최적화 수행
다양한 가스전에 대한 적용성 분석 및 최적화 수행
압축기, 팽창기, 가스터빈, 발전기 등 회전기기의 신뢰성 향상 연구

② LNG-FPSO 천연가스 해상 전처리기술 개발
LNG-FPSO Topside 공정에서 많은 공간을 차지하는 전처리공정의 컴팩트화
가스전 특성에 따른 산성가스 및 불순물 제거공정 기술개발
가스전 특성에 따른 응축물 및 LPG 회수공정 기술개발

③ LNG-FPSO 안전설계 및 신뢰성 공학기술 개발
제한된 공간에 따른 플랜트 위해도 평가/안전설계 기법정립
LNG-FPSO 플랜트 위해도 기반 안전설계 DB 구축

④ 최종적으로는 연산 200만톤급 LNG-FPSO의 플랜트 FEED 패키지를 완성

(아) 집적화되어 있는 복잡한 LNG-FPSO 액화 및 전처리공정을 최적화하 하고 다양한 조건에서의 공정후보군에 대한 정확한 설계 및 성능평가를 수행하기 위해서는 공정의 특성을 정확하게 모사할 수 있는 전산모사기술이 필수적이며 거대공정의 전역 최적화를 위해서 상용전산모사기와 최적해 외부루틴을 연계 접합하는 기술이 필요함.

(2) 연구개발의 중요성

(가) 우리나라는 5대 대형 조선소 기준으로 연간 20여척의 LNG-FPSO를 건조할 수 있는

1) TMS : Turret and Mooring System
2) 컨덴세이트(Condensate) : 가스전에서 생산된 원시천연가스(raw natural gas) 내에 가스 상태로 부존하는 저밀도의 탄화수소 혼합물로 원시가스의 온도가 탄화수소의 이슬점 이하로 떨어지면 응축되어 액체상태로 변함

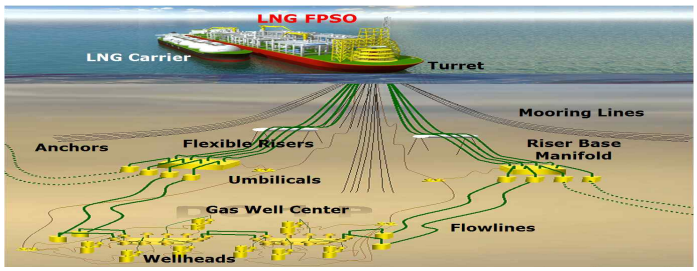
시설을 갖추고 있으나 선상부(Topside) 플랜트에 대한 엔지니어링 설계능력을 갖추지 못하여 해외 기술에 의존할 수밖에 없는 실정임.

(나) 기존의 사업단 과제의 액화공정 및 액화플랜트 연구 내용과 해양플랜트인 LNG-FPSO는 다음과 같은 차이가 있으며, 이러한 차별성에 따른 기술적 문제를 해결해야 함.

① 해양플랜트 환경에 따른 선체운동의 영향

② 제한된 공간인 선체 상부에 설치됨에 따른 컴팩트화

③ 공정의 제한된 공간 내 설치에 따른 안전성 문제



<그림1-1> LNG-FPSO 개념도

<표1-2> 육상 LNG플랜트와 LNG-FPSO의 기술적 차별성

항 목	육상 LNG 플랜트	LNG-FPSO	
		설계 차별성	영향
설치 조건	설비배치에 필요한 부지면적과 높이에 상대적으로 자유로움	선상부(Topside)로 설치 공간이 제한되어 높이 방향으로 적층	제한된 공간내에 배치되기 때문에 화재, 폭발 등을 감안한 안전설계 필수
운전 정지 및 재가동	유지보수 계획 등 극히 간헐적인 정지 및 재가동	해상환경, 선체운동 등으로 정지 및 재가동 가능성 높음	플랜트 전체의 신속한 정지 및 재가동을 위한 기능 필요
장치 배치	유지보수 편이성을 고려하여 충분한 공간에 설비 배치	공간 부족으로 높이 방향으로 적층 배치	유지보수성이 떨어지므로 신뢰성, 고장, 유지보수를 고려한 운전가용도 검증 요구
안전도	육상 LNG 액화플랜트 기준에 따른 안전도 요구	해양 플랜트 기준 : 허용 위험도 충족을 증명하는 위험도 기반의 설계	막대한 양의 안전설계 요구 : 위험요소 분석, 위험도 평가, 허용 위험도 검증 등
액화공정	액화효율을 최우선으로 고려하여 선정	주어진 공간 내에 설비를 배치할 수 있도록 단순화된 공정 필요	다양한 후보 공정들이 검토되고 있으나 아직 운영 실적이 없어 최적 방식 미정
전처리	가스정에서 채굴 후	가스정에서 채굴된 정제	채굴되는 천연가스의 조성변

공정	1차 정제된 가스를 받아 LNG플랜트 전처리 공정에서 고순도로 처리	되지 않은 천연가스를 LNG-FPSO 전처리 공정에서 고순도로 처리	화와 선체운동에 따른 전처리 공정의 성능저하에 대비한 설계 최적화 필요
저장 시스템	육상 저장탱크	선체 내부의 화물탱크로 슬로싱 하중에 대응할 수 있는 설계 필요	선체운동으로 유발되는 슬로싱(Sloshing)에 대한 거동연구 및 보강방안 필요
유틸리티	일부 유틸리티의 외부 의존 가능	모든 유틸리티를 자체 생산, 공급해야 함	유틸리티와 공정 시스템의 설계 상관관계가 매우 큼
동특성	공정상의 동특성으로 한정됨	공정 동특성에 선체운동 추가	주요 장치들에 대한 선체 운동 한계치를 산정하여 보완해야 함

(3) 연구개발 단계

구분		표기	단계별 설명
기초연구 단계	TRL 1	☐	TRL 1 이론적 연구단계
	TRL 2	☐	TRL 2 기술적 개념정립 단계
실험 단계	TRL 3	☐	TRL 3 실험적 증명 단계
	TRL 4	☐	TRL 4 실험실 성능평가 단계
시작품 단계	TRL 5	☐	TRL 5 유사환경 시험 단계
	TRL 6	☐	TRL 6 유사환경 기술시범 단계
실용화 단계	TRL 7	☐	TRL 7 실제환경 시작품 데모 단계
	TRL 8	■	TRL 8 시제품 설치 및 성능시험 단계
사업화 단계	TRL 9	☐	TRL 9 현장적용/사업화 단계

(4) 타산업 연계 및 국제협력 가능성

(가) 선진사가 주도권을 갖고 있는 천연가스 시장에 진입하기 위해선 독자적인 신액화공정이 필수적이며 현재 건설중인 천연가스 액화공정에 대한 라이센스는 일부 선진사에서 독점을 하고 있는 실정임.

(나) 성공적으로 상업화된 천연가스 액화공정 원천기술은 미국과 독일, 그리고 노르웨이 정

도가 갖고 있는 매우 어렵고, 또한 그 기술 파장력이 높은 차별화된 기술임.

(다) 천연가스 신 액화공정을 개발하여 사업화 하게 된다면 지금껏 관련 프로젝트에 참여 기회가 적었던 국내 건설사들에게 기회를 제공할 수 있을 것이고 라이센스사인 KOGAS는 사업 규모가 확장됨에 따라 더 많은 수입창출을 기대할 수 있음.

(라) 또한, 전문지식 확보가 어려웠던 기존의 구조에서 탈피하여 자국의 기업에서 진행하는 프로젝트에 관련 전문 인력을 적극 투입하여 인력 양성에 기여할 수 있음.

(마) 연구개발 종료 시 결과물로서 완성될 운전자 교육시스템을 적극 활용한다면 국내 전문 인력 교육뿐만 아니라 국제적인 인력 양성에도 기여할 수 있을 것이며 교육과정을 통해서 부가적인 수익을 창출 할 수 있을 것임.

다. 국내외 기술 개발 현황

(1) 국내 기술 및 산업 동향

○ 우리나라 조선소에서는 LNG 선박에서 쌓은 기술을 바탕으로 LNG-FPSO 수주를 위한 활동의 일환으로 기술개발을 시도하고 있으나, LNG 화물탱크 등 선체부 외 Topside 플랜트 설계기술은 전무한 실정임.

○ 따라서, 천연가스를 액화시키는 Topside 플랜트에 대한 기술은 기존 육상 LNG 액화 플랜트 설계사인 Chiyoda, JGC, KBR, Technip 등에 의존하지 않을 수 없는 실정임.

○ LNG플랜트사업단 과제의 경우, LNG 액화공정 개발, LNG플랜트 설계기술 개발, 초저온 열교환기 및 냉매압축기 개발을 추진하고 있으며, 테스트베드를 통하여 관련기술을 검증할 예정임.

(가) 세부기술별 국내 주요업체 현황

세부기술	업체명	보유 기술 또는 특허	최고기술보유기관	비고
선박기술	현대중공업(주)	선박 건조 기술		
	삼성중공업(주)	선박 건조 기술		
	대우조선해양(주)	선박 건조 기술		
액화공정	한국가스공사	천연가스 액화공정		공정 특허

(나) 세부기술별 국내 전문가 및 연구기관 현황

세부기술	전문가	소속기관	기술개발현황	해외의 최고 기술보유기관	비고
선박기술	다수	현대중공업(주)	Hull 부분	국내 최고	
	다수	삼성중공업(주)	Hull 부분	국내 최고	
	다수	대우조선해양(주)	Hull 부분	국내 최고	
액화공정기술	다수	한국가스공사	천연가스 액화공정	Shell, APCI	

(다) 국내 기술개발 수준

세부기술	현재 기술수준			기술개발 완료시 국내 기술수준		
	기술수준 (%)	기술격차 (년)	비고	기술수준 (%)	기술격차 (년)	비고
해상 액화공정 설계기술	30%	12년	도입단계	90%	4년	성숙단계
해상 전처리공정 기술	30%	12년	도입단계	90%	2년	성숙단계
해상플랜트 신뢰도공학 기술	20%	15년	도입단계	90%	2년	성숙단계

(라) 국내연구 인프라 수준

○ LNG플랜트사업단 연구로 액화공정 및 전처리공정 기술자는 '다소부족'하나마 인프라가 형성되어 있음

기술분야	인프라 항목	선진국 대비 인프라 수준				
		부족	다소부족	동등	우월	보다우월
액화공정 및 전처리공정	전문인력 보유정도		○			
	인프라 구축정도		○			
	신뢰성 평가	○				
	표준화기반	○				

(2) 국외 기술 및 산업 동향

○ LNG-FPSO Topside 플랜트에 대한 엔지니어링 설계기술은 선진국에서도 아직 완전히 정립되지 않은 상태에 있으나 기술수요가 높기 때문에 급속히 발전할 가능성이 높음. 이 분야에 대한 기술개발 현황을 보면 일본기업들이 적극적으로 특허출원을 하고 있고, 미국의 Air Products & Chemicals, ExxonMobil, Mustang Engineering 등에서도 특허를 출원하고 있음

○ LNG 가격상승으로 해상의 중규모 가스전과 한계 가스전의 개발을 위한 기술개발이 가속화되고 그 결과 해상의 부유식 LNG액화플랜트로 LNG-FPSO 기술이 가시화되어가고 있음

○ Mustang Engineering 등 몇몇 엔지니어링사에는 질소팽창사이클을 채용한 LNG-FPSO Topside 플랜트 기술개발을 추진하여 질소팽창사이클이 갖는 단점인 효율을 개선하려는 연구를 수행한 바 있음

라. 연구개발 최종목표

(1) 최종목표

○ 높은 신뢰성을 갖는 LNG-FPSO 플랜트 공정 응용기술 개발

○ 높은 가동률(Availability 93% 이상)과 에너지 효율(액화 효율 93% 이상)을 갖는 LNG-FPSO의 LNG 공정 최적화 및 설계, 상용급 LNG플랜트의 육상/해상용 Emulation형 OTS(Operator Training Simulator) 환경 개발

○ 해양환경에 적합하도록 천연가스 액화공정의 냉매 구성 및 액화공정의 최적화, 다양한 해양 가스전에 적합하도록 개선한 전처리 공정, 공정에 대한 해양 안전성 분석 등 공정응용 기술 개발

○ 다양한 해양 가스전에 적합하도록 개선한 2.5 MTPA급 전처리 및 액화 공정 기본설계 패키지 개발

○ 개발된 안전설계, 신뢰성 공학기술 및 프로그램을 2.5 MTPA급 LNG-FPSO 플랜트 FEED 패키지에 적용 및 검증

○ 각 공정별 회전기기류 기반 드라이버 및 발전기 용량 최적화 및 CAPEX, OPEX, RAM 분석을 통한 Life Cycle Cost 최적화

(2) 최종목표의 성격 및 설정근거

○ 액화플랜트 가동률 (Availability) 93% 이상

한번 생산을 시작한 천연가스 액화플랜트은 정지가 힘들고, 정지 시 원료의 손실이 많기에 플랜트의 정지는 경제성에 치명적이라 할 있음. 이에, LNG-FPSO가 해양플랜트임에도 높은 가동률이 요구되며, RAM 분석을 통하여 가동률을 개선한다면 93% 가동률을 만족하리라 판단됨. (2 단계에서 주로 수행)

○ 액화플랜트 에너지 효율 93% 이상

천연가스 액화공정은 -162 ℃ 까지 천연가스를 냉각해야 하기에 많은 에너지를 필요로 하는 공정임. 본 에너지 효율 값은 천연가스 Feed 가스량 대비 LNG 생산량 비율로 이 수치가 높을수록 효율이 높다는 의미이며, 이때 생산되지 않는 Feed 가스량은 천연사스를 액화하기 위한 에너지로 사용됨. 사업단의 지상형 LNG플랜트의 효율이 92%이기에 해상용이 93%를 만족 한다면 경쟁력이 있을 것으로 판단됨.

○ 해양환경에 적합하도록 해양 안전성분석

해양플랜트는 제한된 공간에 플랜트를 건설하고 운영해야 하므로 해양 안전성이 중요함. 이에 LNG-FPSO 공정은 컴팩트화 설계가 필요하며, 해양 선체운동에 대한 성능 보장, 제한된 공간에 따른 안전성 확보가 중요한 지표가 됨. (2단계에서 주로 수행)

○ 다양한 가스전에 적합한 2.5 MTPA급 LNG-FPSO 기본설계 패키지 개발

현재 육상용 Base-load 급 액화플랜트는 5 MTPA 혹은 그 이상이 액화플랜트로 경제성이 있다고 알려 있으나, LNG-FPSO는 2 MTPA 급이 경제성이 있다고 알려있음 (사전기획 참조). 또한, 불순물, 혹은 LPG의 혼합 정도가 다른 다양한 가스전에 대한 LNG-FPSO 기본설계 패키지 개발이 요구됨. (3단계에서 주로 수행)

* 개발된 해상용 KSMR 공정은 육상용 KSMR 공정과 기본 컨셉이 같으므로 2-1-1과

제에서 수행한 'KSMR 공정 전문기관 검증'으로 공정에 대한 검증을 대신할 수 있음. 또한, 5-1-1과제에서 계획중인 상용급 LNG-FEED 패키지 AIP 인증과정을 통해 해상용 KSMR 공정에 대한 인증이 가능함.

하지만, 4-1-1 과제에서는 자체 수행으로 해상용 KSMR 공정에 대한 전문기관(전문가)으로부터 자문을 받아 완성도 높은 결과물을 산출 하고자 함.

○ 회전기기류 드라이버 및 발전기 용량 최적화 및 CAPEX, OPEX, RAM 분석을 통한 Life Cycle Cost 최적화

공정에서 요구하는 회전기기의 사양을 분석하여 압축기 및 익스펜더의 최적화 설계를 수행하고 이 때 소요되는 드라이버 및 발전기의 선정을 수행함. 더불어, 회전기기의 특성을 고려하여 최적화된 회전기기 사양을 도출. 압축기 및 익스팬더 최적화 설계는 기체를 압축하는 임펠러, 디퓨저, 스크롤의 1차원 설계 및 해석, 드라이버와 임펠러의 회전속도 차이를 동일하게 하기 위한 기어 및 기어박스, 베어링 1차원 설계 및 해석 그리고 주요 구성품인 중간 열교환기와 CAPEX 산출을 위한 전계장 부품 산정을 포함함. 또한, 드라이버를 포함한 발전시스템의 경우 원천기술 및 상용화 제품 라인업을 보유한 제작사가 세계적으로 몇 업체가 안되므로 공정에서 요구하는 사양에 맞도록 최적 모델을 선정하는 것으로 하며, 필요에 따라 발전기, 드라이버 패키지까지를 수행함. 다만, 회전기기의 제작은 비용 및 개발기간의 과다 소요로 본 과제에서는 포함하지 않음

또한, 회전기기의 CAPEX, OPEX 분석 및 RAM 분석을 통해 Life Cycle Cost를 최적화할 수 있는 기술을 개발하는 것으로 최종 연구개발 성과물은 아이디어 개발이며 시작품 개발 혹은 제품 개발은 포함하지 않음. 기존 사례 벤치마킹 후 벤치마킹 대비 LCC 비용을 5% 감소하는 것을 목표로 설정, 단 이 목표는 향후 상세 벤치마킹 및 자료 조사 후 협의하여 변경될 수 있음.

2. 연구 수행 내용 및 성과

가. 연구수행 내용

연차	연구목표	주요연구내용	달성도	연구수행기관
4차년도	■ 기존 LNG-FPSO 공정 분석	■ 기존의 LNG-FPSO 분석 - 기존의 LNG-FPSO 구조 및 공정 자료 수집 및 분석 - LNG-FPSO 액화공정 분석 및 Simulation - LNG-FPSO의 Hull, 발전기 등 부유설비 전체에 대한 자료 수집 및 분석 ■ 기존의 육상형 액화공정 및 컴팩트형 냉동 사이클 분석 - Base-Load 급의 냉매 (Cascade/혼합냉매) 방식에 따른 분석 - 컴팩트형의 냉매 (SMR/N2) 방식에 따른 분석 ■ LNG-FPSO에 사용할 수 있는 상용 전처리 장치 및 증류 장치 설비 조사	100%	한국가스공사
5차년도	■ LNG-FPSO 용 주요기기 특성 정립	■ LNG-FPSO 용 주요기기 특성 정립 - 주 열교환기 및 회전기기의 특성 분석 및 공정 설계기술 정립 - 기타 설비(Cooler, Column, Vessel 등) 해양특성 및 설계 기술 개발	100%	한국가스공사
	■ LNG-FPSO 액화공정 설계 (용량설계)	■ LNG-FPSO 액화공정 설계 (용량설계) - BOD 및 DCL 선정 - 액화공정 Simulation 및 열병합 최적화 수행 - 액화공정 용량 설계 수행	100%	한국가스공사
	■ 기존 액화공정 및 컴팩트형 사이클 Simulation 및 최적화	■ 기존 액화공정 및 컴팩트형 사이클 Simulation 및 최적화 - 기존 컴팩트형 사이클 Simulation - 컴팩트형 신액화공정 개발 - 액화공정 최적화 수행 - Dynamic Simulation 수행	100%	한국가스공사
6차년도	■ 중질분 미분리식 액화공정 설계	■ 주요설비 자료 조사 - 압축기, 열교환기 설비, 그리고 물, MEG, 황 처리설비 특성 정립 - 압축기 및 열교환기 특성 조사 및 설계 기준 정립	100%	한국가스공사

		■ 중질분 미분리식 액화공정 설계 - 중질분 저함유 가스전 혹은 Rich LNG 생산용 액화공정 설계 - 엔지니어링 기준 정립(BEDD, BOD 등) - Design Philosophy, Control Philosophy - PFD, P&ID, Data Sheet 등 ■ 상용급 OTS(Operator Training Simulator) 기초설계 - 상용급 OTS 시스템 구성을 위한 시스템 준비 및 자료 조사 - 상용급 OTS 시스템을 위한 Functional Design Spec. 작성 - 상용급 OTS 개발용 전처리, Compressor, LNG 열교환기 부분의 동적 모델링		
	■ LNG-FPSO 액화공정 설계 (용량설계)	■ LNG-FPSO 액화공정 설계 (용량설계) - PFD 및 P&ID 작성 - 기본 설계 계산서 작성	100%	한국가스공사
	■ 기존 LNG-FPSO 회전기기 구성 벤치마킹	■ 기존 LNG-FPSO 구성 벤치마킹 및 DB 구축 - 압축기, 익스팬더, 드라이버 및 발전시스템 특성 분석 - Base Load 급 LNG플랜트 회전기기 분석 - LNG-FPSO급 회전기기 분석	100%	한화파워시스템(주)
	■ Topside 공정최적화를 위한 회전기기 설계 및 선정(Case 1)	■ 압축기, 익스팬더 혹은 냉매압축기, 드라이버 최적 설계 ■ 발전시스템(제너레이터 + 드라이버) 설계 및 선정	100%	한화파워시스템(주)
7차년도	■ 중질분 분리식 액화공정 설계	■ 주요설비 자료 조사 - Fractionation 공정 설계 기준 정립 - LPG (C_3 , C_5 등) 저장설비 특성 및 저장 방법 정립 - 가스인입 설비와 BOG 처리 등 LNG-FPSO 주요 설비에 대한 설계 기준 정립 ■ 중질분 분리식 액화공정 설계 - 중질분 분리 방안 정립 및 저장공정 설계 기준 정립 - Lean LNG 생산용 액화공정 설계 - 엔지니어링 기준 정립 (BEDD, BOD 등) - Design Philosophy, Control Philosoph	100%	한국가스공사

		y - PFD, P&ID, Data Sheet 등		
	■ 육상/해상용 OTS 시스템 설계	■ 상용급 OTS 설계 - 상용급 OTS 시스템을 위한 Functional Design Spec. 작성(계속) - 상용급 OTS 개발용 전처리, Compressor, LNG 열교환기 부분의 동적 모델링(계속) - Simple Basic Training Simulator 형의 OTS 구현 - 육상/해상용 LNG 플랜트 OTS의 OS, IS 및 FOD 구축	100%	한국가스공사
	■ Topside 공정 최적화를 위한 회전기기 설계 및 선정(Case 2)	■ 압축기, 익스팬더 혹은 냉매압축기, 드라이버 최적 설계 ■ 발전시스템(제너레이터 + 드라이버) 설계 및 선정	100%	한화파워시스템(주)
	■ Topside 공정 회전기기 CAPEX, OPEX, RAM 분석	■ Case 1에 대해 CAPEX, OPEX, RAM 분석 ■ Case 2에 대해 CAPEX, OPEX, RAM 분석	100%	한화파워시스템(주)
8차년도	■ LNG-FPSO 공정기준 정립	■ 육상용 액화설비와는 차별화된 LNG-FPSO용 공정설계 기준 설립 - 단위 생산량에 대한 장치의 무게, 부피 - 전처리 용량에 따른 장치의 무게, 부피 - 장치의 표준화 지표 등 ■ 중·소 가스전의 생산용량 및 중질분 분리 방안에 따른 최적 공정 분류 - 가스전 생산용량에 따른 액화공정 선택 방안 정립 - 중질분 분리방안에 대한 액화공정 특성 정립 및 저장설비 등 부수설비의 기준 정립	테스트베드 역무 추가에 따라 조정 되었음.	한국가스공사
	■ 육상/해상용 범용 OTS 시스템 구축	■ 상용급 OTS 구축 - Simple Basic Training Simulator형의 OTS 구현(계속) - 육상/해상용 LNG 플랜트 OTS의 OS, IS 및 FOD 구축(계속) - OTS 시스템 구축 및 납품 - OTS 시스템의 유지 보수를 위한 문서	100%	한국가스공사

		화 작업		
	■ FEED 패키지 공정설계 완성	■ 상용급 LNG-FPSO 공정 FEED 패키지 완성 - FEED 패키지 완성을 위한 전처리, 유틸리티, LNG·LPG 저장소 공정 분석 - Hull 및 Topside layout 분석 - 상용 시스템 제어설비 분석 - LNG-FPSO 안전성 및 신뢰성 확립 - 최적화 시스템으로의 KSMR 공정 적용 ■ 공정 선택 사항 기술정립 - 환경영향 평가 및 분리된 폐물질의 Re-injection 처리 정립(폐수, CO2, 황 등) - 공정 최적화 기술정립: Train 개수, Driver 구성 - 생산물의 저장 용량 최적화 기술정립	100%	한국가스공사
	■ 압축기 도입 및 테스트베드 공사	■ 압축기 개조(코어 구매 및 적용) ■ 테스트베드 부분 재시공 (배관공사 및 설치 유지보수) ■ 테스트베드 Train-2 시운전 지원	100%	한국가스공사 한화파워시스템(주)
	■ Topside 공정 최적화를 위한 회전기기 설계 및 선정(최종)	■ 압축기, 익스팬더 혹은 냉매압축기, 드라이버 최적 설계 ■ 발전시스템(제너레이터 + 드라이버) 설계 및 선정	100%	한화파워시스템(주)
	■ 회전기기에 대한 LCC 최적화	■ 최종 Case에 대해 CAPEX, OPEX, RAM 분석 ■ 회전기기에 대한 최적 Solution 제시 - 회전기기 운용 방안 도출	100%	한화파워시스템(주)

나. 컴팩트형 액화공정 운전성 개선 및 개발

(1) 기존 액화공정 Simulation 분석

(가) DMR(Dual mixed refrigerant) process

해상의 LNG-FPSO에 사용되는 액화공정은 선체운동에 대한 강건성, 제한된 공간으로 인한 콤팩트한 구조, 높은 안전성 등이 요구됨. 현재 진행 중인 LNG-FPSO 프로젝트 중에서 이중 혼합 냉매 사이클을 갖는 Shell사의 'Dual Mixed Refrigerant(DMR) 공정'이 높은 효율을 갖고 있음.

DMR 공정은 하나의 혼합 냉매에 의해 예냉각되고, 또 다른 혼합 냉매에 의해 액화와 과냉각되는 구조임. Shell사는 APCI사와 더불어 천연가스 액화공정 기술개발현황에서 최고의 기술을 보유하는 기업으로써 DMR공정에 대한 라이센스를 보유하고 있음.

따라서 경쟁사인 Shell사의 DMR 공정을 상용 시뮬레이션 프로그램인 Aspen HYSYS를 이용하여 precooling 온도, 냉매 압축기 입/출구 압력, 냉매 조성 등을 변수로 하여 최적화를 수행하고 액화효율을 비교 분석하였음.

Precooling refrigerant는 C2와 C3로 구성되며, precooler cold box에서 순환을 하며 천연가스(NG), main refrigerant 그리고 자기 자신(precooling refrigerant)의 온도를 약 -50까지 낮춤. Main refrigerant는 N2, C1, C2, C3로 구성되며, precooler cold box를 통과하며 온도가 낮아지고, cold box를 통과하며 NG를 액화 및 과냉각시키고 자기 자신(main refrigerant)의 온도를 약 -150까지 낮춤.

최적화 결과 LNG 생산 1 kg/h 당 압축기의 소요 동력은 0.2876 kW로 Shell사의 DMR 공정 효율인 0.2949 kWh/kg 보다 좋은 결과를 나타냈음. 그러나 열교환기의 구성, 압력강하 등을 고려하였을 때 어떠한 결과가 나올지 추후 연구 필요.

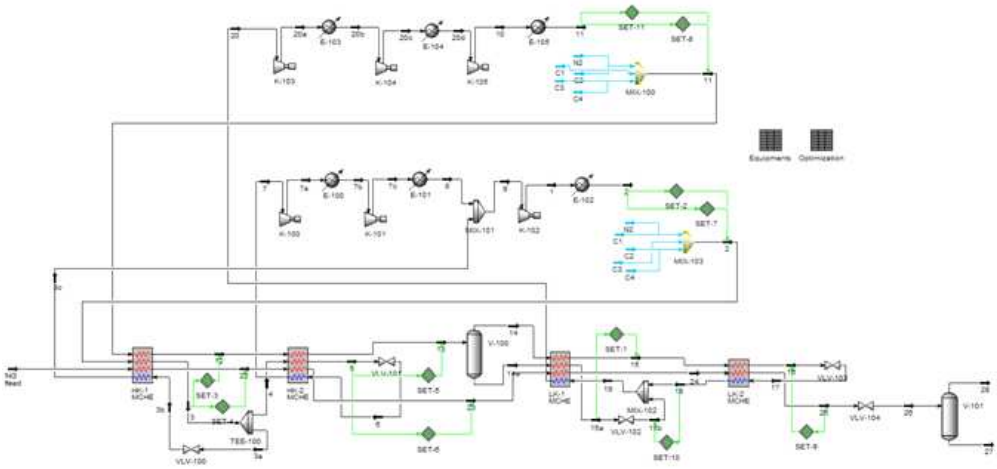


그림2-1. DMR 공정 Simulation

(나) LiMuM(Linde multi-stage mixed refrigerant) process

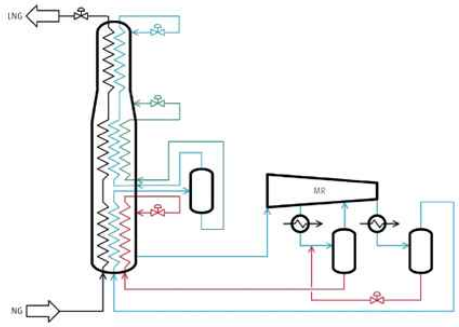


그림2-2. Limum Process

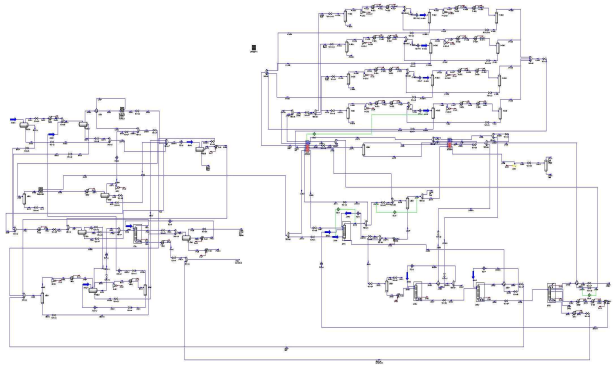


그림2-3. Simulation for Limum Process

Limum Process는 Linde社의 대표적인 공정으로 SMR(Single Mixed Refrigerant)방식을 사용하고 있음. 중·소규모 Gas Plant에 적합하게 설계되어 있으며 0.2~1.0 MTPA급 공정에 적용될 수 있음. MCHE(Main Cryogenic Heat Exchager)로는 CWHE(Coil-Wound Heat Exchanger)가 사용되며 초저온의 LNG를 열교환 함. 이 공정에서 사용되는 분리기의 수는 3기, 압축기는 2기이며 생산규모나 공정의 단순성을 고려할 때 LNG-FPSO용으로 적용 가능한 액화공정으로 판단되며 이에 특성 파악을 위해 모사를 진행하였음.

(2) 육상형 액화공정 및 컴팩트형 냉동사이클 분석

(가) 천연가스 액화 사이클을 위한 조건 기준

천연가스 액화 사이클을 개발한 후, 평가하기 위해서는 동일한 조건상에서 simulation 할 필요가 있다. 본 연구에서 액화 사이클 개발을 위해 동일하게 맞춘 조건들은 다음과 같다.

① Feed 조성

Test-bed Train-2와 같은 조성으로 가스공사 삼척기지의 기본설계 조성으로 한다.

표2-1. 시뮬레이션을 위한 천연가스 기준 조성

	Average	Lean	Rich
N2	0.0022	0.0000	0.0000
C1	0.9133	0.9674	0.8512
C2	0.0536	0.0189	0.0863
C3	0.0214	0.0068	0.0414
IC4	0.0046	0.0034	0.0110
NC4	0.0047	0.0034	0.0090
IC5	0.0001	0.0001	0.0010
NC5	0.0001	0.0000	0.0001

② 액화정도

Tank로 저장될 때, Feed의 92%가 LNG이고 나머지 8%가 BOG로 존재한다고 가정하였다.

③ Tank 압력

LNG 탱크로 저장되는 압력에 따라 Feed의 목표 온도가 정해지는데, 본 연구에서 탱크로 저장하기 위한 LNG의 압력은 절대압 기준으로 1.209Bar로 가정하였다. (약 200g/cm2_g)

압력과 온도의 조건이 1.209bar, -158.5℃ 가되면 아래와 같은 조성으로 Flash 된다.

표2-2. 시뮬레이션 상에서 End Flash 이후의 조성 기준

	기체	액체
N2	0.0194	0.0007
C1	0.9804	0.9075
C2	0.0001	0.0582
C3	0.0000	0.0233
IC4	0.0000	0.0050
NC4	0.0000	0.0051
IC5	0.0000	0.0001
NC5	0.0000	0.0001

(나) 액화 사이클 비교

① Cascade

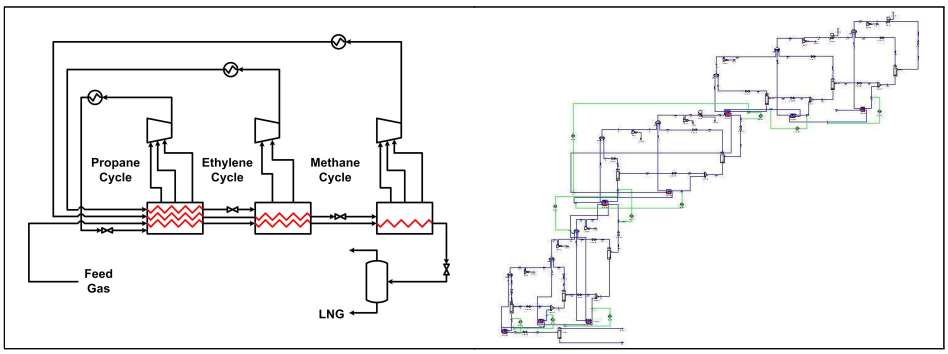


그림2-4. Cascade 사이클의 개략도 및 시뮬레이션 모델

Cascade 사이클은 ConocoPhillips사에서 License를 소유하고 있는 천연가스 액화 공정으로서 3개의 사이클로 구성이 되어 있다. 이 3개의 사이클은 냉매로서 순수 냉매인 Propane과 Ethylene 그리고 Methane을 사용하고 있다.

Cascade 사이클은 냉매의 상변화시 발생하는 잠열을 사용하여 천연가스의 온도를 낮

추며 예냉각, 액화 그리고 과냉각을 하는 방식을 채택하고 있다.
기본적은 사이클의 작동 원리를 설명하면 다음과 같다.

㉮ 사이클 설명

- Propane 사이클
  기체 상태의 Propane은 압축기를 통과하며 고압의 Propane으로 승압이 되고 Cooler(공냉식 또는 수냉식 사용 가능)를 통과하며 온도가 낮아지게 된다. 이 때, simulation의 조건에서 Cooler를 통과 한 유체의 온도는 40°C로 설정하였기 때문에 이 40°C의 온도에서도 응축이 일어 날 수 있는 압력까지 승압을 해야 하고 해당 압력은 13.73Bar 이다. Cooler를 통과하며 응축이 일어난 Propane은 J-T 밸브를 거치며 압력이 낮아지게 된다. 이 때, J-T Effect에 의해 팽창에 의한 영향으로 온도가 낮아지게 되는데 이 과정에서 사용되는 열역학적 방정식은 다음과 같다.

$$\frac{T_2}{T_1}=\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{n-1}{n}}$$

위 식에 의하면 단열 팽창을 한 Propane의 온도는 1.3Bar 기준으로 -36.34°C까지 낮아지게 되는데, 이 냉열을 사용하여 천연가스의 예냉각과 Propane 사이클의 하부 사이클에서 사용되는 냉매인 Ethylene의 액화를 수행하며 기체 상태로 상변화를 거치고 저압 Propane 가스로 열교환기를 빠져 나가게 된다. 그리고 이 기체 상태의 Propane은 다시 압축기로 유입이 되어 하나의 사이클을 구성하게 된다.

- Ethylene 사이클
  우선, 기체 상태의 Ethylene은 압축기를 통과하며 고압의 Ethylene으로 승압이 되고 Cooler(공냉식 또는 수냉식 사용 가능)를 통과하며 예냉 시킨다. Cooler에서 예냉이 된 Ethylene은 한 번 더 Propane 사이클의 열교환기를 통과하며 온도가 낮아지게 되는데, 냉열로 사용되는 Propane의 기액 상평형 온도와 열교환기에서의 Approach Temperature (3°C)를 고려한다면 약 -33°C까지 온도가 낮아지게 되고, 이 과정에서 Ethylene은 액체로 상변화를 일으킨다. Propane 사이클의 열교환기를 통과하며 액상의 고압 냉매로 된 Ethylene은 Propane 사이클과 마찬가지로 J-T 밸브를 통과하며 팽창을 시키게 되고, 이 팽창에 의한 영향으로 온도가 낮아지게 된다. 팽창 된 Ethylene은 1.3 bar 기준으로 온도가 -99.68°C까니 낮아지게 되지만 일반적으로 약 -95°C까지만 온도를 낮춰서 냉열로 사용한다. 이 -95°C의 냉열을 사용하여 천연가스의 액화를 수행하고 동시에 극저온 사이클에서 사용하게 될 냉매인 Methane의 액화를 수행한다.
- Methane 사이클
  앞에서 설명 드린 사이클과 마찬가지로 처음에는 기체 상태의 Methane이 압축기를 통과하며 고압의 Methane으로 승압이 되고 Ethylene 사이클을 거치며 기

체상태의 고압의 Methane이 액체 상태로 상변화를 거친다. 그 다음에는 앞에서 설명한 Propane 사이클 및 Ethylene 사이클과 마찬가지고 J-T 밸브를 거치며 압력과 온도가 낮아지게 된다. 이 때 절대압력 1.3Bar 기준으로 약 -158.5℃까지 온도를 낮출 수 있지만 그렇게 되면 해당 압력에서 고압까지 승압을 시키는데 상당한 동력과 단열을 위한 비용이 증가하기 때문에 보통 -153℃의 온도에 도달할 정도만 압력을 낮추게 된다. 이 -153℃의 냉열을 사용하여 액화가 이루어진 천연가스의 과냉각을 수행하게 되는데, 이러한 과냉각 과정을 거침으로서 최종적으로 생산되는 LNG의 생산량을 높일 수 있다. 열교환기에서 상변화를 거치며 냉열을 소모한 Methane은 다시 압축기로 유입이 되며 극저온 사이클을 구성하게 된다.

위와 같은 Propane, Ethylene 그리고 Methane 사이클이 순차적으로 구성되어 있는 것이 Cascade 사이클이다.

㉯ 사이클 성능 및 조건

Cascade 사이클을 simulation 하기 위해서 사용한 조건들과 그에 따른 성능을 다음 표로 정리하였다.

㉰ 사이클의 장단점

이 Cascade 사이클의 장점으로는 순수 냉매를 사용함에 따른 제어가 편하다는 것을 들 수 있다.

표2-3. Cascade 사이클의 시뮬레이션 조건 및 성능

	Unit	Value
Feed Temperature	C	32
Feed Pressure	Bar	50
Pressure Drop at Cooler	Bar	0.25
Pressure Drop at Heat Exchanger	Bar	0.50
Compressor Adiabatic Efficiency	%	75
Temperature after Cooler	C	40
Specific Power	MWh/ton	0.4130

그리고 사용하는 냉매가 순수 냉매기 때문에 조성을 맞추기 위한 과정을 거칠 필요 없이 냉매를 보충 할 수 있다는 장점이 있다.
하지만, 전체 공정에서 사용하는 압축기와 열교환기의 수가 많아지고 이로 인해서 공정을 구성하기 위한 공간이 많이 필요하다는 단점이 있다.

② SMR

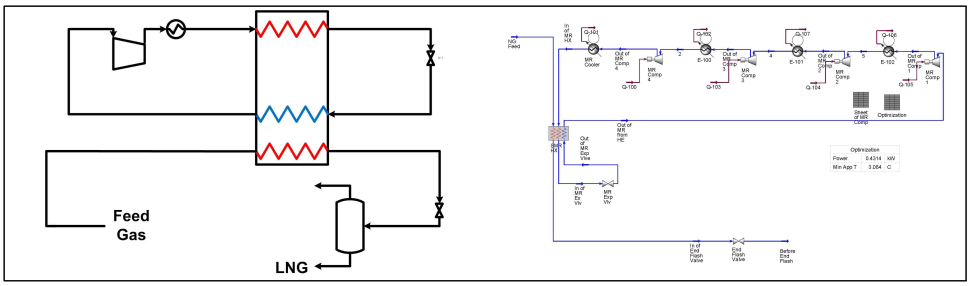


그림2-5. SMR 사이클의 개략도 및 시뮬레이션 모델

㉮ 사이클 설명

SMR 사이클에서 SMR은 Single Mixed Refrigerants의 약자로서, 이름에서 알 수 있듯이 하나의 사이클로 구성이 되어 있는 천연가스 액화 사이클이다. 그리고 사용되는 냉매는 순수 냉매가 아닌 Nitrogen, Methane, Ethane 그리고 Propane등이 혼합되어 있는 혼합 냉매를 사용하게 된다. 이 SMR 사이클에 대한 기본적인 설명은 다음과 같다.

우선 기체 상태의 혼합 냉매가 압축기로 유입된다. 압축기에서 30 bar 이상의 고압으로 승압이 이루어지게 되고, 고압으로 승압이 된 혼합 냉매의 온도는 40°C이상이므로 전체 사이클의 열부하를 줄이기 위해 Cooler를 거치며 예냉각을 시키고 40°C까지 온도를 낮추어서 열교환기로 유입시킨다. 열교환기로 유입이 된 혼합 냉매는 한번 더 냉각이 이루어지며 기체 상태에서 액체 상태로 상변화를 거치게 된다. 이 때, 순수 냉매 사용 시와 다른 점은 상변화가 등온 상태에서 벌어지는 등온 상변화가 아니라 상변화가 일어나는 중간에도 계속해서 온도가 낮아진다는 점이다. 그 이유는 냉매 자체가 순수 물질이 아닌 여러 가지 성분이 혼합되어 있고, 각각의 성분들의 물성치가 다르기 때문에 온도에 따라 혼합 냉매에서 상변화가 되는 영역이 달라지고, 이 때문에 온도가 변하며 상변화를 거치게 된다.

열교환기에서 상변화를 거친 혼합 냉매열교환기 다음에 있는 J-T 밸브를 통과하며 J-T Effect에 의해 압력과 온도가 낮아지게 되는데, 이온도는 천연가스의 과냉각 온도인 약 -150°C의 Approach Temperature를 고려해서 약 -153°C까지 낮아지게 된다. 이 -153°C의 냉열을 가지고 있는 기액이 공존하는 혼합 냉매는 열교환기로 유입이 되어 천연가스의 예냉각, 액화 그리고 과냉각을 수행하게 됨과 동시에 앞서 설명 드린 혼합 냉매 자신의 액화까지도 수행하게 된다.

㉯ 사이클 성능 및 조건

SMR 사이클을 simulation 하기 위해서 사용한 조건들과 그에 따른 성능을 다음 표로 정리하였다.

표2-4. SMR 사이클의 시뮬레이션 조건 및 성능

	Unit	Value
Feed Temperature	C	32
Feed Pressure	Bar	50
Pressure Drop at Cooler	Bar	0.25
Pressure Drop at Heat Exchanger	Bar	1.00
Compressor Adiabatic Efficiency	%	75
Temperature after Cooler	C	40
Specific Power	MWh/ton	0.4314

㈐ 사이클의 장단점

이 SMR 사이클은 1개의 사이클로 구성이 되어 있기 때문에 전체 공정의 구성을 Compact하게 할 수 있다는 장점이 있다. 하지만, 공정이 설치되는 지역의 천연가스 조성과 기후 조건에 따라 혼합 냉매의 조성을 맞추어야 하고, 냉매의 누설시, 균일한 조성으로 누설이 발생하는 것이 아니라 누설 포인트에 따라 누설되는 냉매의 조성이 달라지므로 보충 시에도 전체 공정의 Heat Balance와 Mass Balance가 흐트러지지 않도록 하기 위해서는 전체 조성을 분석하고 부족한 성분만을 보충해야 한다는 어려움이 있다. SMR 공정은 혼합냉매를 사용하는 액화공정 중에서 가장 효율이 낮다고 할 수 있다.

③ Dual Expander

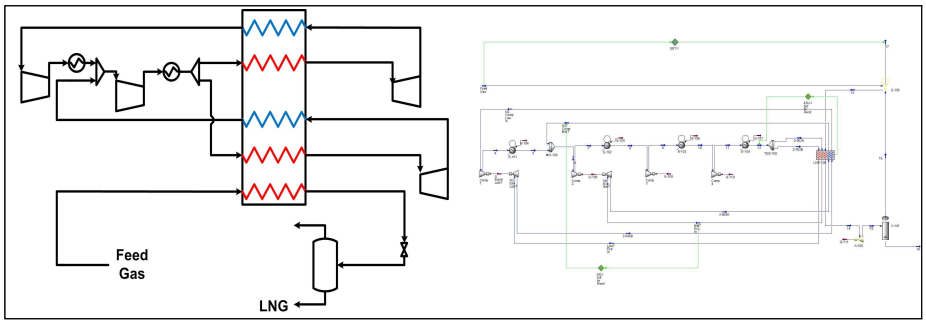


그림2-6. Dual Expander 사이클의 개략도 및 시뮬레이션 모델

㈎ 사이클 설명

Dual Expander 사이클은 순수 냉매인 질소를 사용하는 사이클로서, 가장 큰 특징을 꼽자면 비가연성 냉매를 사용한다는 점과, 다른 J-T 사이클이 아닌 Expander를 사용하는 Reverse Braton 사이클을 사용한다는 점을 꼽을 수 있다. 사이클에 대한 설명은 다음과 같다.

상압 상온 상태의 기체인 질소는 우선 압축기로 유입되서 약 70~80Bar까지 승압이

이루어진다. 압축기에서 승압이 이루어진 질소의 온도는 100℃ 이상의 고온 상태이기 때문에 공랭식 또는 수냉식 Cooler를 거치며 온도를 약 40℃까지 낮추게 된다. Cooler에서 온도가 낮아진 질소는 Main Cryogenic Heat Exchanger로 유입이 되기 전에 두 개의 스트림으로 나누어진다. 그리고 이 2개의 고압 질소는 열교환기로 유입이 되어 각각 다른 온도로 냉각이 이루어진다. 우선 약 -47℃ 온도가 낮아진 질소는 열교환기에서 나온 다음에 Expander를 거치며 팽창을 되는데, 이 때 팽창 과정은 J-T 밸브의 과정과는 다르게 등엔탈피 과정이 아니다. 그렇기 때문에 Expander에서 입출구 압력 차이에 의해 출력을 발생시키게 되고 이 출력은 전체 Dual Expander사이클에서 사용되는 소모 동력의 일부를 보상 해주게 된다. Expander를 거치며 온도와 압력이 약 -98℃ / 18Bar까지 낮아진 질소는 MCHE로 유입이 되어 냉열로 사용하게 된다. 이 냉열을 사용하여 MCHE 전에 두 개로 나눈 두 개의 질소 스트림과 천연가스의 온도를 낮추는 역할을 한다.
앞에서 나눈 두 개의 질소 스트림 중에서 다른 하나의 스트림은 열교환기를 통과하며 온도가 약 -100℃까지 낮아지게 되고 열교환기를 지난 다음에는 저온의 상태로 Expander로 유입이 되어 팽창과 동시에 온도가 약 -153℃까지 낮아지게 된다. 그리고 이 극저온의 냉열을 사용하여 천연가스를 과냉각시키고 목표 온도인 -150℃ 부근까지 온도를 낮추게 된다. 열교환기에서 냉열을 소비한 질소는 압축기로 유입이 되어 승압을 시키는데, 이 과정 중간에 앞에서 설명했던 첫번째 질소 스트림과 합쳐진 다음에 다시 압축기로 유입이 이루어지고 최종 목표 압력까지 승압이 이루어진다.

㉯ 사이클 성능 및 조건

Dual Expander 사이클을 simulation 하기 위해서 사용한 조건들과 그에 따른 성능을 다음 표로 정리하였다.

표2-5. Dual Expander 사이클의 시뮬레이션 조건 및 성능

	Unit	Value
Feed Temperature	C	32
Feed Pressure	Bar	50
Pressure Drop at Cooler	Bar	0.25
Pressure Drop at Heat Exchanger	Bar	0.50
Compressor Adiabatic Efficiency	%	75
Temperature after Cooler	C	40
Specific Power	MWh/ton	0.5990

㉰ 사이클의 장단점

이 Dual Expander의 장점은 전체 공정에서 비가연성 냉매인 질소를 사용하기 때문에 폭발의 위험이 없다는 점을 꼽을 수 있다. 하지만, 천연가스 액화 사이클의 판단 기준인 효율 측면에서 본다면 Expander에서 발생되는 출력을 사용하여 압축기 소

모 동력의 일부를 보상한다고 해도 다른 액화 사이클에 비해 많은 소모 동력이 들어가게 된다는 단점이 있다.

④ C3-MR

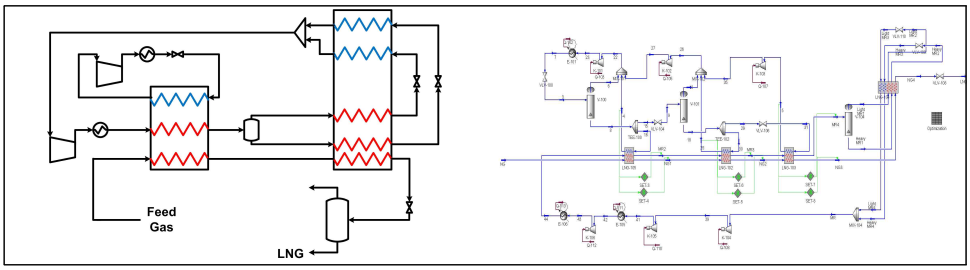


그림2-7. C3-MR 사이클의 개략도 및 시뮬레이션 모델

㉮ 사이클 설명

C3-MR 사이클은 2개의 사이클로 구성이 되어 있다. 그 2개의 사이클은 순수 냉매를 사용하는 Propane 사이클과 혼합 냉매를 사용하는 MR 사이클인데, Propane 사이클에서 천연가스의 예냉각과 혼합 냉매의 예냉각 및 일분 액화를 수행하게 되고, 천연가스의 액화 및 과냉각은 하부 사이클인 MR 사이클에서 수행하게 된다. 해당 사이클에 대한 설명은 아래와 같다.

- Propane 사이클

  기체 상태의 Propane은 압축기를 통과하며 고압의 Propane으로 승압이 되고 Cooler를 통과하며 40℃까지 온도가 낮아지며 응축이 일어난다. Cooler를 통과하며 상변화 된 Propane은 J-T 밸브를 거치며 압력과 온도가 약 -38℃까지 낮아지게 된다. 이 냉열을 사용하여 천연가스의 예냉각과 혼합 냉매의 예냉각 및 일부 상변화를 담당하게 된다.

- MR 사이클

  기체 상태의 혼합 냉매는 압축기로 유입이 되어 약 65Bar까지 승압이 이루어진다. 고압으로 승압이 이루어진 혼합 냉매는 Cooler를 거치며 설계 조건인 40℃까지 온도가 낮아지게 되고 Propane 사이클의 열교환기로 유입이 된다. Propane 사이클의 열교환기에서 다시 한 번 냉각이 이루어지며 온도가 약 -35℃까지 낮아지는데, 이온도는 혼합 냉매가 기체 상태에서 액체 상태로 상변화를 하는 기액 상평형 온도이다. 그렇기 때문에 Propane 열교환기를 나온 혼합 냉매는 기체 상태의 Light 한 성분과 상대적으로 Heavy 한 성분이 혼합되어 있는 상태인데, 이 상태로 기액 분리장치로 유입이 이루어진다. 기액 분리장치에서 액체 상태인 혼합 냉매는 기액 분리장치의 하부로, 기체 상태의 혼합 냉매는 상부로 빠져 나가게 되는데 장치의 하부로 빠져 나온 Heavy 한 성분의 혼합 냉매는 전체 액화 사이클에서 상대적으로 고온인 -40 ~ -100℃를 담당하는 냉매로서 사용되고, 기액 분리장치의 상부로 빠져 나온 Light 성분의 혼합 냉매는 전체 사이클에서

극저온 영역을 담당하는 냉매로서 사용된다.

기액 분리장치에서 Heavy MR과 Light MR로 나누어진 다음, 두 개의 MR 스트림은 모두 MCHE로 유입이 이루어진다. 일단 Heavy MR은 액체 상태로 유입이 되어 과냉각이 이루어져서 MCHE 밖으로 배출이 된다. 이 과냉각 상태의 Heavy MR은 J-T 밸브를 통과하며 단열 팽창의 효과로 온도가 낮아지게 되고 MCHE안으로 분사가 이루어진다. 분사가 된 Heavy MR은 MCHE안에서 아래로 흐르면서 천연가스와 Light MR의 액화를 수행하게 되고 그와 함께 Heavy MR 자신의 과냉각도 수행하게 된다. Heavy MR에 의해 액화가 이루어진 Light MR은 MCHE 밖으로 배출되는 것이 아니라 계속해서 과냉각이 이루어진다. 약 -130°C까지 과냉각이 이루어진 Light MR은 열교환기 밖으로 배출이 이루어진 다음, J-T 밸브를 통과하며 압력과 온도가 낮아져서 약 -153°C의 냉열을 가지는 냉매로서 MCHE로 분사가 된다. 분사된 -153°C의 Light MR은 MCHE에서 아래로 흐르며 액화가 이루어진 천연가스의 과냉각과 함께 Light MR 자신의 과냉각을 담당하게 된다. MCHE에서 아래로 흐르면 Light MR은 MCHE 중간에서 분사되는 Heavy MR과 만나 합쳐지게 되는데, 이 상태로 냉매로서의 역할을 수행하게 된다.

MCHE 하부까지 흐르며 냉열을 소비한 혼합 냉매는 기체 상태인데, 이 상태로 MCHE 밖으로 나와 압축기로 유입이 되어 하나의 사이클을 구성하게 된다.

㉯ 사이클 성능 및 조건

C3-MR 사이클을 simulation 하기 위해서 사용한 조건들과 그에 따른 성능을 다음 표로 정리하였다.

표2-6. C3-MR 사이클의 시뮬레이션 조건 및 성능

	Unit	Value
Feed Temperature	C	32
Feed Pressure	Bar	50
Pressure Drop at Cooler	Bar	0.1
Pressure Drop at Heat Exchanger	Bar	0.1
Compressor Adiabatic Efficiency	%	75
Temperature after Cooler	C	40
Specific Power	MWh/ton	0.3059

㉰ 사이클의 장단점

이 C3-MR의 장점으로는 효율의 우수성을 들 수 있다. 현재 상용화되어 있는 천연가스 액화공정 중에서는 가장 높은 효율을 나타내고 있다. 하지만, 반면에 사이클의 수와 공정에서 사용되는 압축기 및 열교환기의 수가 많아지고 그로 인해 공정이 차지하는 면적이 크다는 단점이 있다.

⑤ KSMR

㉮ 사이클 설명

KSMR은 한국가스공사에서 개발한 천연가스 액화 사이클로서 1개의 사이클로 구성이 되어 있고 혼합 냉매를 사용하는 사이클이다.

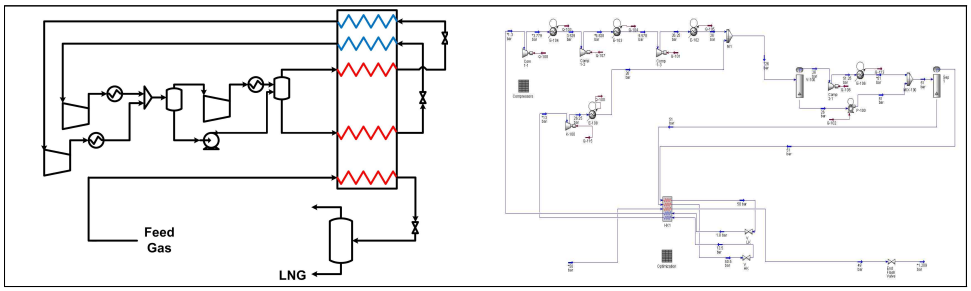


그림2-8. KSMR 사이클의 개략도 및 시뮬레이션 모델

사이클에 대한 설명은 아래와 같다. 기체 상태의 혼합 냉매는 압축기로 유입이 되어 목표 압력의 중간 압력까지만 승압을 하는데,이 압축기 배열은 직렬 배열이 아닌 병렬 배열을 사용하고 있다. 그 이유는 기존의 사이클과는 다르게 Heavy MR과 Light MR의 유입 압력이 다르므로 하나의 압축기를 사용 할 수 없기 때문이다. Heavy MR과 Light MR을 같은 압력까지 승압을 시킨 다음 Cooler를 거치고, 하나의 스트림으로 합치게 되면 기존의 Heavy MR과 Light MR과는 조성이 다른 혼합 냉매가 된다. 이 때, 조성의 기액 상평형에 필요한 에너지가 다르기 때문에 별도의 냉열이 필요 없이 냉매 스스로 온도가 약 30℃까지 낮아지며 기상과 액상이 공존하는 기액 상평형 상태가 된다. 이 상태로 기액 분리장치로 유입이 되고 기액 분리장치에서는 기상과 액상을 분리하여 장치의 상부와 하부로 각 각 배출을 하게 된다. 이 때, 기상의 냉매는 압축기로 유입이 되고 하부로 배출이 되는 액상의 냉매는 펌프로 유입이 되어 각 각 승압이 이루어진다. 기액 분리장치의 상부로 배출이 된 기상의 냉매는 압축기를 거치며 목표 압력까지 승압이 이루어지고, Cooler를 거치며 냉각이 이루어진다. 이 과정에서 압력과 온도에 의해 기상과 액상이 공존하는 기액 상평형 조건이 되고 첫 번째 기액 분리장치에서 하부로 배출되어 펌프에 의해 승압 된 다른 액상의 냉매와 함께 두번째 기액 분리장치로 유입이 된다. 이 두 번째 기액분리 장치에서 상부로 배출이 되는 혼합 냉매는 전체 사이클에서 극저온 영역을 담당하는 Light MR로서 사용되고, 장치의 하부로 배출되는 액상의 냉매는 Heavy MR로서 전체 사이클에서 상대적으로 고온부인 40～-45℃를 담당하는 냉매로서 사용된다.

압축 과정 후단에서 분리된 Heavy MR과 Light MR은 MCHE로 유입이 되어 과냉각이 이루어진다. 우선 Heavy MR은 MCHE에서 약 -40℃까지 과냉각이 된 상태로 MCHE 밖으로 배출이 되어 J-T 밸브로 유입이 된다. J-T 밸브에서 팽창이 이루어지며 등엔탈피 과정에 따라 온도가 낮아지고 약 -45℃의 냉열을 가지는 냉매로서 MCHE로 유입이 된다. 이 -45℃냉열을 사용하여 천연가스의 예냉각과 부분 액화를 담당하고 동시에 Heavy MR 자신을 과냉각 시키고 Light MR을 액화 시키는 역할을 수행하게

된다. MCHE에서 모든 냉열을 소비한 Heavy MR은 MCHE 밖으로 배출이 되어 Heavy MR 압축기로 유입이 된다.
다른 하나의 냉매인 Light MR은 MCHE에서 Heavy MR에 의해 부분 액화가 된 다음에 계속해서 약 -149°C까지 온도를 낮추는 액화 및 과냉각 과정을 거치게 된다. 과냉각이 이루어진 상태로 MCHE 밖으로 배출이 되고 J-T 밸브로 유입이 되어 압력과 온도가 낮아지는데 Light MR의 온도는 약 -153°C까지 낮아진다. 이 극저온의 냉열을 사용하여 Heavy MR에 의해 부분 액화가 이루어진 천연가스와 Light MR의 액화 및 과냉각을 수행하게 되고 냉열을 소비한 다음에는 MCHE 밖으로 배출이 되어 Light MR 압축기로 유입이 되면서 하나의 사이클을 구성하게 된다.

㉯ 사이클 성능 및 조건
KSMR 사이클을 simulation 하기 위해서 사용한 조건들과 그에 따른 성능을 다음 표로 정리하였다.

표2-7. KSMR 사이클의 시뮬레이션 조건 및 성능

	Unit	Value
Feed Temperature	C	32
Feed Pressure	Bar	50
Pressure Drop at Cooler	Bar	0.25
Pressure Drop at Heat Exchanger	Bar	0.50～1.00
Compressor Adiabatic Efficiency	%	75
Temperature after Cooler	C	40
Specific Power	MWh/ton	0.3281

㉰ 사이클의 장단점
이 KSMR의 장점으로는 효율과 구성의 Compact에 있다. 효율은 C3-MR과 비슷한 수준까지 높지만 사이클이 하나인 만큼 보다 더 Compact한 구성이 가능하기 때문에 공정이 차지하는 공간이 C3-MR보다 적은 것이 특징이다.

⑥ 비가연성 냉동사이클 공정 분석
천연가스 액화사이클은 사용되는 냉매에 따라 가연성과 비가연성으로 나눠지며, LNG-FPSO라는 특이 상황에서 안전성이 높은 천연가스 액화사이클 냉매는 비가연성이라 할 수 있기에 비가연성 냉매를 이용한 천연가스 액화사이클을 분석하였다.

㉮ Nitrogen Single Expander Process: 질소를 사용하는 가장 간단한 형태의 액화공정



그림2-9. Nitrogen Single Expander Process

㉯ Nitrogen Dual Expander Process: 질소를 사용하는 앞의 Nitrogen Single Expander 공정에서 Expander를 두 개 적용한 공정

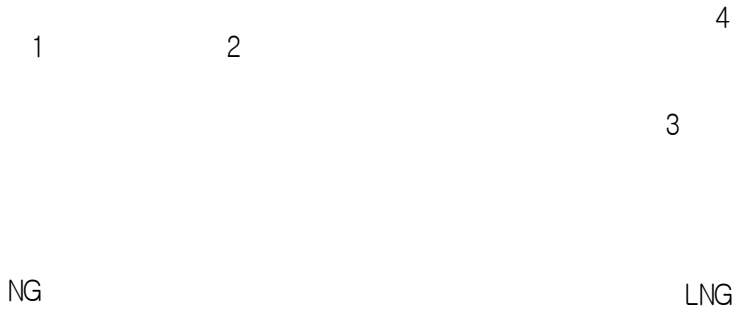


그림2-10. Nitrogen Dual Expander Process

㉰ Carbon-Dioxide Pre-cooled Nitrogen Single Expander Liquefaction Process: 기존의 질소 Expander 공정에 CO2 전처리를 붙인 공정



그림2-11. Carbon-Dioxide Pre-cooled Nitrogen Single Expander Liquefaction Process

㉱ Carbon-Dioxide Pre-cooled Nitrogen Dual Expander Liquefaction Process: 앞의 Carbon-Dioxide Pre-cooled Nitrogen Single Expander Liquefaction 공정 Expander를 두 개 설치한 형태

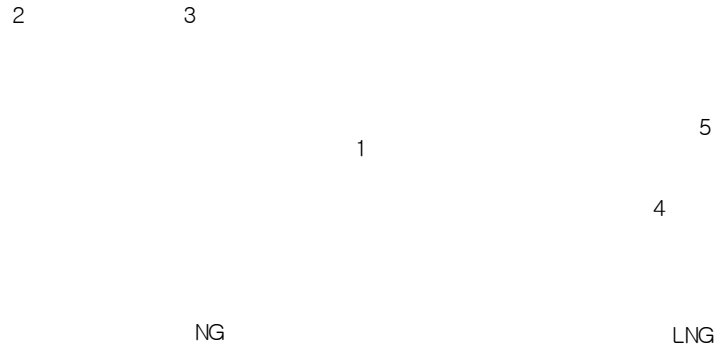


그림2-12. Carbon-Dioxide Pre-cooled Nitrogen Dual Expander Liquefaction Process

㉮ Carbon-Dioxide / Nitrous Oxide / Nitrogen Expander (CO2-N2O-N2) Liquefaction Process: 이산화탄소와 질소산화물, 그리고 질소를 사용한 액화공정



그림2-13. Carbon-Dioxide / Nitrous Oxide / Nitrogen Expander (CO2-N2O-N2) Liquefaction Process

(다) LNG-FPSO 액화공정 신공정 개선

천연가스를 액화시켜 액화천연가스(LNG)를 생산하는 열역학적 프로세스는 더 높은 효율과 더 큰 용량에 대한 요구를 포함한 다양한 과제들을 충족시키기 위해 1970년대부터 개발되어 왔음. 이러한 요구들을 만족시키기 위해, 즉 액화공정의 효율과 용량을 높이기 위해 서로 다른 냉매를 사용하거나, 또는 서로 다른 사이클을 사용하여 천연가스를 액화시키는 다양한 시도들이 현재까지도 지속적으로 이루어지고 있으나, 실용적으로 사용되고 있는 액화공정의 수는 매우 적음.

작동 중에 있으면서도 널리 보급된 액화공정 중의 하나는 'Propane Precooled Mixed Refrigerant Process(또는 C3/MR 공정)'임. C3/MR 공정에서 천연가스(NG)는 우선 프로판(C3) 냉매를 채용한 줄-톰슨 (Joule-Thomson) 사이클(또는 프로판 사이클)을 통해 대략 238

K까지 예냉 (pre-cooled)됨. 그런 다음 천연가스는 혼합 냉매(MR, Mixed Refrigerant 또는 Multi-component Refrigerant)를 채용한 혼합 냉매 사이클을 통해 대략 123 K까지 액화(liquefied)되고 과냉(sub-cooled)됨. 이와 같이 C3/MR 공정은 단일 냉매를 채용한 냉동 사이클과 혼합 냉매를 채용한 냉동 사이클을 사용하기 때문에 액화공정의 구조가 복잡하고 액화공정의 운전이 어렵다는 단점이 있음.

작동 중에 있는 액화공정 중의 다른 하나는 Conoco Phillips 사에 의한 캐스케이드(Cascade) 공정임. Conoco Phillips 사에 의한 캐스케이드 공정은 메탄(C1), 에틸렌(C2) 및 프로판(C3)을 사용한 3개의 줄-톰슨 사이클로 구성됨. 이와 같이 캐스케이드 공정은 단일 냉매를 채용한 냉동 사이클만 사용하기 때문에 액화공정의 운전이 단순하고 액화공정의 신뢰성이 높다는 장점이 있음. 그러나 캐스케이드 공정은 3개의 냉동 사이클이 각각 개별적인 설비(예를 들어, 열교환기)를 요구하기 때문에 액화공정의 규모가 커질 수밖에 없다는 단점이 있음.

작동 중에 있는 액화공정 중의 또 다른 하나는 'Single Mixed Refrigerant Process(또는 SMR 공정)'임. SMR 공정에서 천연가스는 혼합 냉매를 채용한 한 개의 폐 루프 냉동 사이클을 통해 액화됨. 이와 같은 SMR 공정은 액화공정의 구조가 단순하다는 장점이 있음. 그러나 SMR 공정은 액화공정의 효율이 낮다는 단점이 있음. 따라서 위와 같은 문제들을 해결하기 위해 액화공정의 구조가 단순하고 액화공정의 운전이 용이할 뿐만 아니라 액화공정의 효율도 우수한 천연가스 액화공정을 위하여 개선을 시도해 보았음.

(라) LNG-FPSO 액화공정 공정 최적화

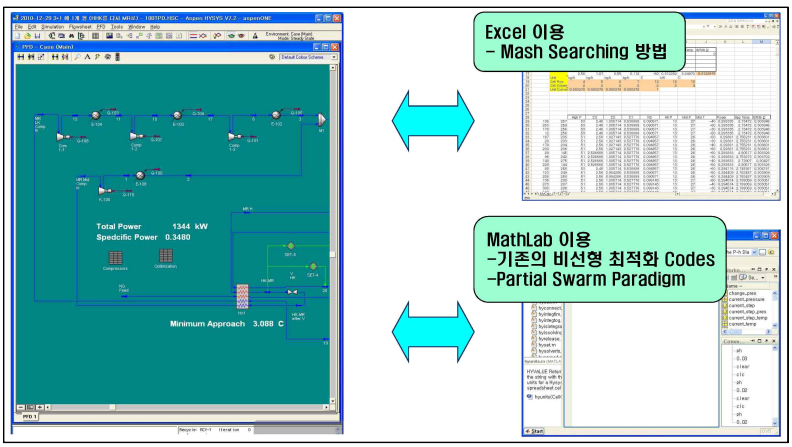


그림2-14. 천연가스 액화 공정 최적화를 위한 예제 모델 및 공정 최적화 코드 연동 관계도

천연 가스 액화 공정은 사용하는 냉매의 종류에 따라 크게 2가지로 나눌 수 있음. 첫 번째가 순수 냉매를 사용하는 순수냉매 공정이고, 대표적인 공정으로는 메탄과 에틸렌, 그리고 프로판을 사용하는 Optimized Cascade 사이클을 들 수 있음. 다음으로는 여러 가지 냉매성분이 혼합되어 있는 혼합 냉매 공정으로 대표적인 공정으로는 C3-MR과 SMR 등이 있음.

순수 냉매 사이클의 경우에는 냉매 조성이 일정하기 때문에 냉매의 물성치가 선형적이

고 비교적 예측하기가 쉽기 때문에 최적화를 진행함에 있어 상대적으로 수월한 공정임. 하지만, 혼합 냉매를 사용하는 공정의 경우에는 냉매의 조성이 액화시키려 하는 천연가스의 조성과 공정의 사이클 수, 그리고 공정의 구조에 의해 바뀌게 되고, 냉매 자체의 물성치 또한 조성에 따라 성질이 완전히 바뀌는 등 비선형성이 강하기 때문에 설계자가 최적화를 하는데 큰 어려움을 겪게 됨. 그렇기 때문에 공정의 최적화를 수행하기 위해 설계용 최적화 Code를 사용하여 최적화를 진행하였음.

① VBA (Visual Basic Application)

VBA를 사용하여 AspenTech의 상용 화학공정 설계 프로그램인 HYSYS와 연동 할 수 있는 Code를 만들었음. 본 Code를 사용하게 되면 사용자가 설계에 사용한 변수들을 선정하여 주어진 범위 안에서 반복 계산을 수행하고 설계자가 제시한 제한 조건을 만족 시키는 결과들은 사전에 정의한 기준을 적용하여 Rank를 하게 됨. 그리고, Rank 결과의 상위 항목을 저장함으로서 설계자에게 우선 순위가 높은 결과를 제공함. 하지만, 공정에 따라 변수의 위치와 종류가 다르기 때문에 공정별로 또는 같은 공정이라 하더라도 Case 별로 Code 자체의 수정이 필요함.

② Matlab

Matlab 또한 VBA Code와 비슷한 역할을 하게 됨. VBA 대신 Matlab을 사용하여 Code를 만들 경우, Matlab에 내장되어 있는 수치해석적인 기법들과 방정식을 사용 할 수 있다는 장점이 있음.

다. LNG-FPSO 액화공정 용량 설계(Pre-FEED 수준)

(1) LNG-FPSO 기존자료 분석

LNG-FPSO공정은 가스전에서 가스를 받아서 이를 해상에서 액화하여 LNG선박으로 하역한다. 아래 그림에 LNG-FPSO의 주요 장비를 나타내었다.

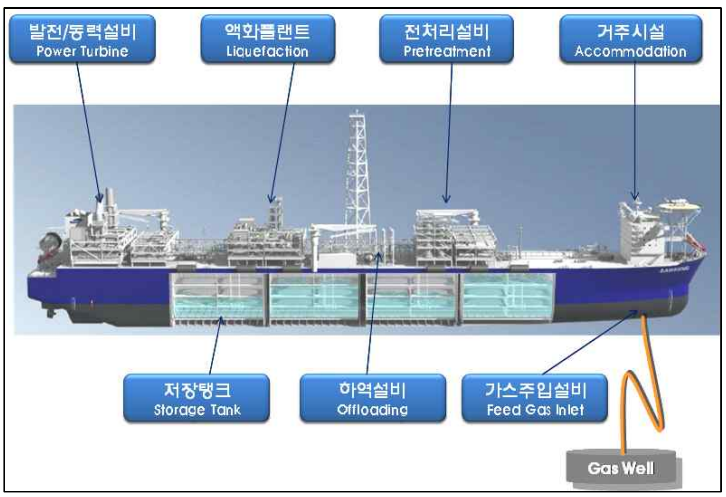


그림2-15. LNG-FPSO의 주요 장비
(Flex LNG-FPSO: 삼성중공업)

해저 가스전에서 전송된 천연가스는 1)터렛과 무어링으로 이루어진 가스주입설비를 지나서 2)전처리설비에서 산성가스, 수분, 그리고 수은을 제거하고 3)액화플랜트를 지나면서 LNG로 된 다음에 Hull에 있는 4)저장설비로 저장된다. 저장된 LNG, LPG, 콘데세이트 (Condensate)는 하역설비를 통하여 운반선으로 하역된다. 또한, LNG-FPSO 설비들을 운용하기 위한 5)발전 및 동력 설비와 운전원 및 관리원들이 거주할 6)거주시설이 필요하다. 이들 공정들에 대한 분석과 선진사의 공정설계를 분석하여 아래에 나타내었다. 분석된 선진사의 공정설계에 적용된 액화공정은 DMR공정이며, 액화용량 3.5 MTPA이다. 그리고 공정구성과 유닛들은 신뢰도가 매우 높은 것을 선택하여 공정 설계를 하였다.

(가) 터렛과 무어링 시스템

- 공정 분석

LNG-FPSO에서 천연가스를 받는 부분은 터렛으로 높이가 20층짜리 아파트와 맞먹는 높이의 대형 원통형 구조물이다. LNG-FPSO는 파도와 바람의 영향을 최소화하기 위하여 선체 방향을 바꾸어야 하는데, 터렛을 축으로 회전하여 방향을 바꾸게 된다.



그림2-16. 터렛 개념도 (Petrobras)

위 그림에 터렛 개념도를 표시하였는데, 터렛은 크게 선체 내장형과 선체 외장형으로 나누어진다. 위 그림의 경우는 선체 내장형이다. 선체 외장형의 경우 태풍과 같이 생산설비의 대피가 필요한 경우를 위하여 터렛을 분리하기 용이하도록 구조가 되어있다. 선체 내장형의 경우도 고정형과 분리형으로 나눠져 있다.

- 선진사 공정설계 분석

터렛과 무어링에 대한 선진사의 공정설계에 대한 분석을 수행하였으며, 그 결과는 아래와 같다.

터렛과 무어링은 상세 FEED(Front & End Engineering Drawing)단계에서 water de

ep, metocean, soil condition 고려하여 터렛 시스템에 적용한다. 이들의 설계디자인의 기준은 다음과 같다.

① 설계 기준

터렛

- 날씨 영향 없이 mooring, riser, umbilical & transfer 가능
- 가장 큰 경우로 design & construction
- 수심 165m~1350m(적절한 design 깊이)

무어링

- 보수 및 수리는 FLNG의 maintain station에서 가능
- 수심 165m, 250m, 1350m 중 site에 맞게 적절한 경우 선택(200m~250m 더 강하게 design 설계)

② Arrangement

- Turret 위치: Keel level 보다 1.5 낮게 위치, chain과 구조물간의 충돌 고려 design 수행
- Turret 구성: Turret 5개의 Riser Slot(최소 inside 36")구성, 각 riser slot 5개의 production riser(최소 inside 12"), Riser는 간격(centre-to-centre)은 2.5m, riser, umbilical 의 load 포함 Dynamic 분석

③ Interface

- Subsea-Turret, Subsea-Turret-Topside, Topside, Subside 들에 대한 Interface를 구성
- Swivel Stack: Swivel Stack의 압력, Pipe 종류, 온도, 사이즈 대한 도표, FEED 단계에서 적절한 Design 수행, Swivel Stack 초임계의 CO2의 수송은 현 산업에서 경험이 없으므로, FEED 단계에서 심도 깊이 Design 수행하여야 한다.

④ 설계결과 값

- Production Riser: 12" ID, 400 bar, 2" insulation layer
- CO2 Injection Riser: 8" ID, 350 bar
- Water Disposal Riser: 6" ID, 350 bar
- I-tube 의 Riser는 20개로 제한
- Design Standard: API Code 178, API SPEC 17 J/K

⑤ Production Riser Fluid Composition

- CO2(13%이하)
- H2S(50ppm이하)
- Water Cut(PVDF 적용_온도영향)

- Sand(0.23 lb/MMscf 이하)
- Injected Chemicals(Methanol, MEG)

(나) 전처리 설비(Acid Gas Removal, Dehydration, Mercury Removal)

- 공정 분석

가스전 가스에는 에너지원인 메탄, 에탄, 프로판 등의 기체형 탄화수소 계열의 물질 외에 중질분인 콘덴세이트가 함유되어 있고, 질소 및 이산화탄소와 황화합물 등의 불순물이 있다. 최종적으로 생산해야할 LNG의 주요 성분은 메탄이다.

또한, LNG플랜트 운영 및 상업적 가치를 위해서는 기타불순물에 대한 함유량 조건을 만족해야 하는데, 아래 표에 일반적인 LNG 성분 조건을 표시하였다.

표2-8. 일반적인 LNG 성분 조건

Component	Limits (maximum)
이산화탄소	50~100 ppm mole
수은	0.01 micrograms / Nm3
질소	1 mol%
수분	1 ppm mole 이하
벤젠	1 ppm
에탄	6 ~ 8 mol%
프로판	2 mol%
부탄	2 mol%
펜탄 이상 중질분	0.1 mol%

가스전 가스에서부터 일반적인 LNG 성분을 맞추기 위해서는 분리 및 정제 공정이 필요한데, 가스전처리 (Gas Pre-treatment) 공정이 그 역할을 수행한다. 우선 “Slug Catcher”에서는 상온에서의 고형물을 일차적으로 분리하고 “Condensate Stabilization”에서는 그중에서 물과 불순물 등을 분리하는 정제과정이다.

“Slug Catcher”이후에 전처리 공정의 대표적 3단계인 “Acid Gas Removal”, “Dehydration”, 그리고 “Mercury Removal”을 거치면서, 이산화탄소나 황화합물과 같은 산성가스의 제거, 수분제거, 그리고 수은제거를 수행한다.

이산화탄소는 저온에서 고형화되는 물질로 열교환기의 통로를 막을 수 있으며 LNG의 열량품질을 떨어뜨리기에 제거해야 한다. 천연가스 내의 수분 역시 자체적으로 결빙되거나 하이드레이트를 형성하여 열교환기의 통로를 막을 수 있으며, 수은은 알루미늄에 대한 부식성이 있기에 알루미늄으로 만들어진 주열교환기에 문제를 일으킬 수 있다.

다음은 분리공정을 이용한 중질분의 제거 공정이다. 특히 프로판과 부탄은 1) 생산되는 LNG의 열량 조절, 2) 혼합냉매 액화공정의 경우 냉매로의 보충, 3) LPG는 LNG보

다 상업적 가치가 높다는 이유로 “NGL Extraction”과 “Fractionation”공정을 통하여 분리되고 LPG 저장설비에 저장된다.

- 선진사 공정설계 분석

① Acid Gas Removal

- 제품 스펙: CO2 50 ppm 이하, H2S 4ppm 이하
- 공정: Shell ADIP-X, Absolber, Regenerator x 1개(최대 13% mole CO2)

② Dehydration

- 제품 스펙: 4 Ao molecular sieve, 1ppm 이하
- Stream turbin(105-115 bara), Final Motor drive(최대 255 bara)
- 공정: Molecular Sieve

③ Mercury Removal

- 제품 스펙: 10 ng/Nm3 이하
- 흡수탑 Size: Feed gas 수은 함량 50 microgram/Nm3 기준으로 size 선정

④ Fractionation Process

- 3개 컬럼 연속공정구성 제품 스펙(C2: 냉매급, C3, C4: 판매급)

(다) 액화플랜트

육상형 LNG플랜트에 사용되는 천연가스액화공정을 아래 그림에 나타내었다.

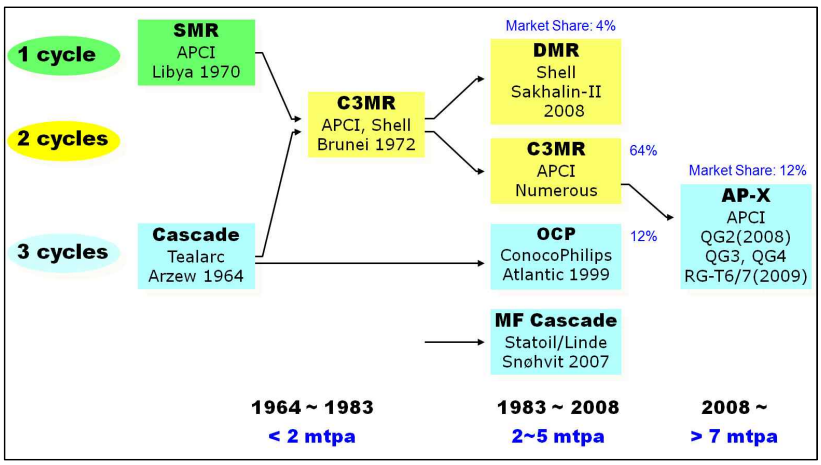


그림2-17. 기저부하용 육상형 LNG플랜트 액화공정들

액화공정은 크게 사용되는 액화사이클의 개수에 따라 1, 2, 3 Cycle로 나눌 수 있다.

- 1 Cycle: SMR[3)]
- 2 Cycle: C3MR[4)], DMR[5)]

3) Single Mixed Refrigerant
4) Propane Pre-cooled Mixed Refrigerant

- 3 Cycle: Cascade, Optimized Cascade, MFC[6], AP-X

1964년도에 최초로 상업화된 액화공정은 Cascade 액화공정으로 메탄, 에틸렌, 프로판의 순수냉매를 사용하여 상대적으로 고온부분은 프로판으로 천연가스를 냉각시키고, 그 다음으로 에틸렌 냉매를 사용하여 냉각 및 액화시키고, 마지막으로 메탄을 사용하여 과냉각시켜서 상압에서 액체상태가 되도록 한다. 순수 냉매를 사용하기에 공정을 이해하기 쉽고 안정성이 높다. 또한, Cascade 공정의 각 순수 냉매에 대한 단수를 늘려 효율을 높인 방법이 Optimized Cascade 공정이다.

혼합 냉매를 사용한 SMR 공정은 천연가스의 주성분인 메탄, 에탄, 프로판과 질소, 그리고 필요에 따라 부탄과 펜탄을 적정비율로 혼합하여 냉매로 사용한다. 단 한 개의 냉매 사이클이 적용되므로 그 구조는 간단하지만, 낮은 효율로 인하여 대형 LNG플랜트보단 소형의 Peak-Shaving에 많이 적용되고 있다.

이러한 SMR과 Cascade의 장점을 결합한 C3MR공정이 나타났다. C3MR은 Cascade의 프로판 순수 냉매로 예냉을 수행하고, SMR의 혼합 냉매로 천연가스를 액화하는 공정으로 높은 효율과 운전 안전성으로 전세계 시장의 64%를 차지하고 있다. 여기에 AP-X 공정이 C3MR을 변형한 형태임을 감안한다면, 전세계 액화공정의 76%가 C3MR 구조의 액화공정을 사용한다고 볼 수 있다.

예냉을 담당하는 C3MR공정의 프로판을 혼합냉매로 대처한다면, 두 개의 MR 냉매를 사용하는 형태인 DMR 공정이 된다. 효율은 C3MR공정과 유사하지만, C3MR공정에는 여러 개의 예냉 열교환기가 있는데, DMR공정의 경우에는 크지만 하나의 열교환기로 예냉을 수행할 수 있다는 장점이 있다.

두 개의 혼합 냉매를 사용하는 공정이 DMR이라면, 3개의 혼합 냉매를 사용하는 공정이 MFC 공정이다. 현재 Snøhvit LNG플랜트 한 개에만 적용되었으며, 냉매 주압축기의 동력에 있어서 최초의 모터동력 방식이 적용되었다.

AP-X 공정은 C3MR의 마지막 천연가스 액화부분을 위하여 질소 냉매사이클을 추가하는 형태로 효율의 개선보다는 트레인의 용량 증가 효과가 있는 형태이다. 최근의 카타르 LNG플랜트에 적극적으로 적용되고 있다.

해상의 LNG-FPSO에 사용되는 액화공정은 육상의 기저부하용 육상용 LNG플랜트에 사용하는 액화공정들과는 다소 다른 형태가 요구된다. 이는 일반적인 해상플랜트가 갖추어야 할 기술과 비슷한 요구조건인데: 1) 선체운동에 대한 강건성, 2) 제한된 공간으로 인한 콤팩트한 구조, 3) 높은 안전성으로 정리될 수 있다. 아래 그림에 현재 진행 중인 LNG-FPSO 프로젝트와 이와 관련된 액화사이클을 소개하였다.

5) Dual Mixed Refrigerant
6) Mixed Fluid Cascade

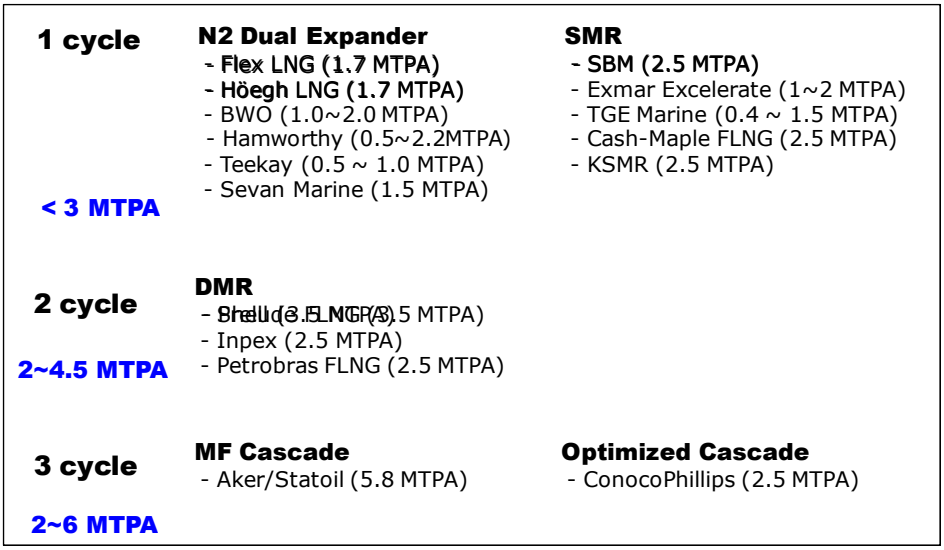


그림2-18. LNG-FPSO 프로젝트 및 관련 액화공정들

LNG-FPSO라는 제한된 공간으로 인하여 콤팩트한 사이즈인 질소 냉매를 이용한 단일 사이클 액화공정이 많이 진행되고 있다. 또한, 구조의 단순성으로 인하여 SMR 사이클을 이용하는 프로젝트도 많이 진행되고 있는 실정이다. 같은 단일 사이클이라도, 질소 냉매의 경우에는 냉매가 불활성이어서 안전성이 높으며, 냉매의 상이 액체로 변환되는 구간이 없기에 선체운동에 대한 강건성이 매우 좋다고 할 수 있다. 단일 사이클의 간단한 구조에 높은 강건성과 안전성이 있기에 해상 LNG-FPSO용으로 적합하다고 할 수 있으나, 효율이 상대적으로 매우 낮다는 단점이 있다. SMR 공정의 경우, 구조는 단순하나, 냉매의 기·액 변환이 있고, 탄화수소계 냉매를 사용하기에 안전성이 상대적으로 낮다고 할 수 있다. 하지만, 효율적 측면에서 질소 냉매 사이클 보다 높기에 안전성의 문제를 해결하는 방향으로 프로젝트를 진행하고 있다.

현재 육상의 기저부하용으로 많이 사용되고 있는 C3MR 공정의 경우에는 프로판 예냉 방식에 많은 장점이 있음에도 불구하고 설치 공간이 크다는 이유로 LNG-FPSO용으로 적용하기에는 어렵다고 판단되고 있기에, 냉매 2 사이클의 경우엔 DMR 공정만이 프로젝트로 진행되고 있다.

냉매 3 사이클의 경우엔 MFC와 Optimized Cascade 공정이 프로젝트로 진행되고 있으며, 그 액화공정의 크기가 큰 관계로 대형 LNG-FPSO에 적용이 가능할 것으로 보인다.

질소 냉매의 단일 사이클의 경우가 탄화수소계 냉매를 사용하는 액화사이클에 비하여 안전성이 매우 높다고 할 수 있으며, 그 외의 비교를 아래 표에 나타내었다.

표2-9. 천연가스 액화사이클의 비교

	사용되는 주요 냉매	냉매 사이클 수	효율	해상운동에의 강건성
Cascade	C1, C2(에틸렌), C3	3	중	중 (PFHE[7] 사용 경우)
SMR	N2, C1, C2, C3, C4, C5	1	하	중 (SWHE[8] 사용 경우)
C3MR	N2, C1, C2, C3	2	상	하 (SWHE 사용 경우)
N2 Expansion	N2	1	하	상 (PFHE 사용)
DMR	N2, C1, C2, C3, C4	2	상	하 (SWHE 사용 경우)
MFC	N2, C1, C2, C3	3	상	하 (SWHE 사용 경우)
KSMR	N2, C1, C2, C3	1	상	중 (PFHE 사용 경우)

현재 진행중인 LNG-FPSO 프로젝트들이 고려하고 있는 액화공정의 개략도와 그 효율 비교로 1 ton을 생산하는데 필요한 동력을 아래 그림에 나타내었다. 공정도 상으로 보면 SMR 공정이 가장 단순해 보이나, 혼합 냉매이기에 순수 냉매 공정인 N2 Dual Expander가 더 단순하다고 할 수 있다.

본 사업단의 핵심2과제에서는 천연가스 액화공정인 KSMR 공정을 개발하는 등 LNG플랜트에 대한 연구가 활발히 진행되고 있었다. KSMR 공정은 SMR 공정을 개선한 형태로 N2, C1, C2, C3 혼합 냉매를 사용하며, 효율은 C3MR과 유사한 성능을 보인다.

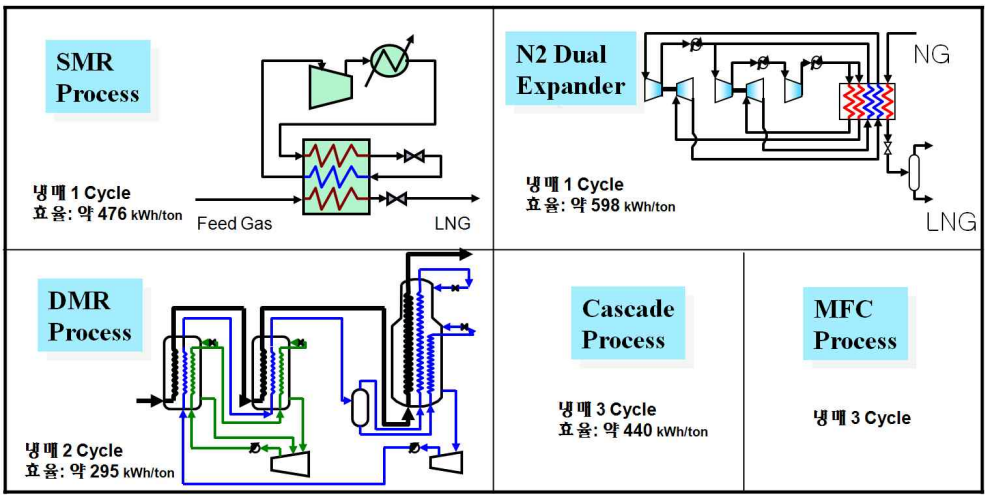


그림2-19. LNG-FPSO 에 사용 가능한 천연가스 액화공정들

7) Plate Fin Heat Exchanger
8) Spiral Wound Heat Exchanger

LNG-FPSO급인 2 MTPA 생산공정에 대한 SMR, C3MR, Optimized Cascade, KSMR 공정에 대한 비교를 아래 표에 나타내었다.

표2-10. 2 MTPA 생산 용량에 대한 KSMR 공정의 비교

	Compressor Power Consumption		No. of Main Equipments			
	MW	% to SMR	Compressor	Pre-Chiller	MCHE	Sum
SMR	109	100%	4		2	6
C3MR	67	62%	7	6	1	14
Cascade	101	93%	8		3	11
KSMR	73	67%	5		2	7

위의 표에 있는 압축기 동력 소비량은 2 MTPA 급 액화공정에 대한 것이며, 이를 비교하기 쉽도록 SMR 100%를 기준으로 다지 정리하였다. 즉, 같은 생산량일 경우 C3MR 공정은 SMR공정의 62% 동력이 필요하며, Cascade는 93%가 필요하다는 것이다. 이에 KSMR는 67% 정도가 필요한 것으로 C3MR보다 조금 더 필요하다. 하지만, 필요한 주요 장비의 개수를 비교하면, SMR은 총 6개, C3MR은 14개 Cascade는 11개, KSMR은 7개가 필요하다. 공정도를 비교하였을 때 KSMR은 SMR에 단지 압축기 한 개를 추가하였지만 압축기 소모 동력의 1/3을 절감할 수 있다.

(라) Storage & Loading

LNG-FPSO에 적용되는 저장탱크는 각 프로젝트마다 적용되는 용량과 저장탱크 타입은 각기 다르나, 저장용량은 약 200,000 m3과 저장탱크 타입은 멤브레인 타입이 주로 적용된다. 그럼 현재 진행되고 있는 LNG-FPSO 프로젝트 중에서 가장 많이 진행된 프로젝트의 저장탱크에 대한 개요는 아래와 같다.

- FLEX LNG: 생산 용량은 1.7 MTPA (최대 2.0 MTPA까지 가능)이고, 저장탱크는 SPB[9] 형태로 용량은 170,000 m3 이다.
- SBM FLNG: 저장탱크 용량은 230,000 m3 (LNG 180,000 m3; LPG 25,000 m3; Condensate 25,000 m3)으로 SPB의 초저온 탱크를 적용할 예정이다.
- Höegh LNG: 저장 용량은 190,000 m3 (최대 230,000 m3), LPG 저장 용량은 40,000 m3, Condensate 저장 용량은 40,000 m3 이나 LNG 저장 용량에 따라 변동된다.
- Shell FLNG: LNG 저장설비로는 멤브레인 GTT Mark III를 채택

초저온 액체 이송기술은 LNG-FPSO에서 매우 중요하다. 현재 Tandem 과 Side-by-si

9) Self-supporting, Prismatic, Type B (SPB) tanks by Ishikawajima Heavy Industries (IHI)

de 이송법이 제시되고 있다. Side-by-side 이송법의 확실한 장점은 기존의 LNG선박 연결 방식을 그대로 사용한다는 것이다.

Side-by-side 이송법은 기존 육상용 LNG loading arm 방식을 그대로 해상용에 사용할 수는 있으나, 파도가 높아 두 선체의 흔들림이 클 경우에는 이송이 곤란할 경우가 있다. 그 대안으로 두 선체의 흔들림이 클 경우에도 LNG 이송이 가능한 초저온 호스 방법이 제시되고 있다. 그 초저온 호스는 유연성이 있는 호스에 초저온 단열 기능이 있어야 하며, 또한 주어진 시간 안에 하역을 완료해야 하는 전송속도 조건을 만족해야 한다.



그림2-20. Shell의 Prelude FLNG 조감도

Tandem 호스를 이용한 해상 하역 방식의 장점은 상대적을 높은 파도에서도 운영이 가능할 수 있기에 가용도를 높일 수 있다는 것이다.

FLNG 뿐이 아니라 FSRU에 있어서도 파도에 의하여 하역하고 선적하는 두 배가 심하게 흔들리는 경우 복잡한 문제가 발생될 수 있는데, 기존의 육상용 LNG loading arm 방식을 6측 선체 운동에 대응하도록 만드는 방식에는 많은 투자비가 요구된다. 이러한 이유로 Tandem 호스 방식에 대한 연구가 활발히 진행되고 있으며, 장래에는 높은 파도에도 하역이 가능하여 가용도를 높일 수 있는 Tandem 호스 방식이 LNG-FPSO의 기준이 될 것으로 보인다.

- 선진사 공정설계 분석

선진사의 저장탱크 타입은 GTT Mark III 맴브레인 타입형식이며, 초저온 액체 이송은 side-by-side 이송법을 적용하였다. Condensate는 floating 호스이용, Membrane type tank: LNG, LPG, FEED 단계에서 surge 분석 통해 design 압력 선정 등을 선정하여 공정설계를 수행하였다.

① LNG tank

- 용량: -161°C(atm), 6 tank, 220,000 m3(95% filling)

- Loading : Chicksan type hard arms x 2, 10,000 m3 (ship size 125,000 ~ 155,000 m3)
- Topside 구성: BOG compressor, Cryogenic pump

② LPG tank
- C3 tank: 90,000 m3 x 2, -42℃, membrane type (LNG 저장 가능 설계)
- C4 tank: 90,000 m3 x 2, -5℃, membrane type (LNG 저장 가능 설계)
- Loading : Chicksan type hard arms x 3(spare 포함)

③ Condensate tank
- 용량: Tank x 6, 총용량 126,000 m3

④ Slop tank
- 용량: 2,500 m3, MARPOL condensate washing하기 위해
- Chemical tank

(마) 발전 및 동력 설비

LNG-FPSO에서 필요한 동력은 유입가스를 이용한 자가 발전을 이용하여 충족되고 있다. 현재 진행되고 있는 LNG-FPSO 프로젝트의 발전시스템의 대해 알아보면, FLEX LNG의 경우 LNG-FPSO 유입 가스의 10%만을 생산을 위한 자가소비로 고려하고 있는데, 이는 지상형의 C3MR 혹은 DMR과 비슷한 수치로 볼 수 있다. 이러한 비교가 가능한 이유로 육상형 LNG플랜트의 경우 보통의 산업 가스터빈 사용하지만, FLEX LNG의 경우 Aeroderivative 가스터빈을 사용하여 달성할 수 있다고 하며, 또한 가스터빈의 온도를 낮추고, 폐열회수 장치 같은 Power Boosting 시스템을 활용한 것으로, 10% 가스 소비는 높은 효율을 보이지만, 다른 MR 액화시스템에도 같은 시스템을 부착하면 비교가 달라진다고 할 수 있다.

Höegh LNG 발전기는 FPSO 앞쪽에 위치하고, 액화공정이나 LPG분리탑과 같이 위험한 공정은 뒤쪽에 위치하도록 설계하였다. shell 액화 공정과 발전기는 스팀터빈을 사용하는데, 이는 터빈의 일시정지 시에도 쉽게 재가동이 가능하여 가스터빈 보다 가용성이 높기 때문이다.

- 선진사 공정설계 분석

① Typical Utility condition(CO2 re-injection 포함)
: 165MW, Electrical: 66MW, Heat: 202 MW

② Electrical System Concept
: 2 x steam turbine(30MW), 2 x steam turbine(20MW), LNG expander (2MW), 3(5.7MW) x emergency

③ Switchboard: 33kV, 11kV, 400V

④ System Voltage level
: 전력 분배를 3개의 레벨로 나누어 분배(안전/신뢰/단순성 위해)
33kV는 main distribution & motors
11kV는 normal과 essential power distribution & motors
400/230V는 low voltage consumers

⑤ Switchboard IGC code, 선급협회 승인 필요

⑥ Utilities island power generation
: Process shut down 되어도 utilities는 운전 가능하도록 설계

⑦ Black shut down 방지 되어야 함
: 33kW: double buster system 구성 → trip → bus coupler

⑧ Essential power generation
: EMDG(essential marine diesel generator): 3 x 5.7 MW(3 x 50%)

⑨ EMDG 운영: black shut down, low availability steam,
운전: SOLAS emergency generator

⑩ 주 전력 소비는 MR의 Compressor이며, 이는 전체 소비의 약 60% 차지

(2) 중질분 미분리식 액화공정 설계

천연가스는 가스전에 따라 포함하고 있는 조성이 다른데 일반적으로 Propane(이하 C3) 이상의 물질을 많이 포함하고 있는 천연가스를 Rich 하다고 하고 반대로 Methane(이하 C1)을 많이 포함하고 있는 천연가스를 Lean 하다고 함.

Lean한 천연가스에는 Heavy한 물질이 소량 포함되어있으므로 별도의 중질분 분리 설비가 필요가 없고 따라서 공정을 좀 더 단순화 할 수 있다는 장점이 있음. 또한 C1의 함유량이 높은 LNG의 생산량이 많으므로 LNG생산의 측면에 있어서는 Lean한 천연가스가 이득임.

일반적으로 전처리 공정에서 Acid Gas 및 수분이 제거된 천연가스는 액화공정의 입구에서 Scrubber Column을 거쳐 중질분을 분리한 후 들어가게 됨. 하지만 Lean Gas의 경우 중질분의 함유량이 적기 때문에 Scrubber Column을 이용한 중질분의 분리가 쉽지 않음. 대신 Turbo Expander를 사용하여 고압의 천연가스 압력을 떨어뜨려 온도차에 의한 분리 과정을 거치게 됨.

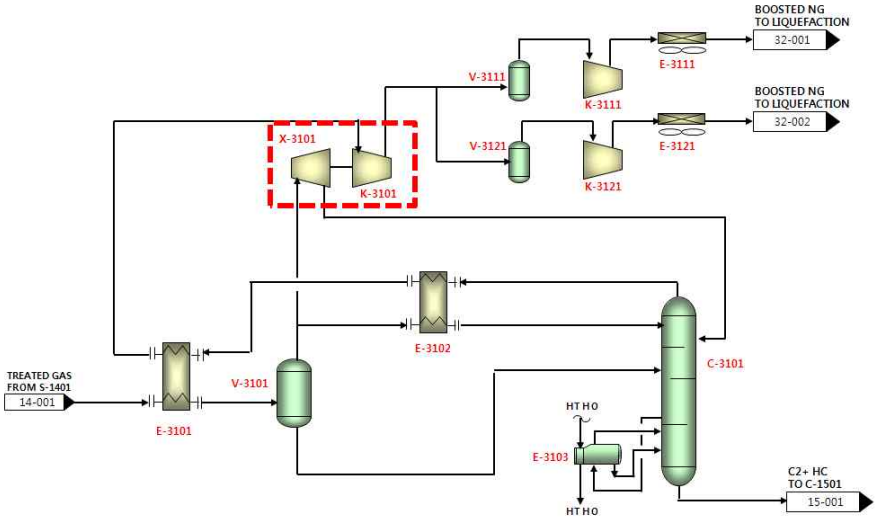


그림2-21. Turbo Expander가 적용된 공정

LNG-FPSO는 해상에서 운전되므로 육상에서 고려하지 않아도 될 사항들을 고려해야 함. 육상 플랜트에서는 운전 중 필요한 장비 또는 물품에 대한 조달이 수월하지만 해상의 경우 운송에 어려움이 있음. 가장 큰 예로 냉매 Make-up 문제가 있음. 혼합 냉매를 사용하는 액화공정의 경우 공정 운전 중 발생하는 냉매 손실에 대비하여 냉매 보충을 위한 C2, C3, C4에 대한 여유분을 항상 보유하고 있어야 함. 하지만 해상이라는 환경적 특성상 상황에 맞는 냉매 보충분의 조달이 힘들어 이를 자체적으로 해결해야 하는 상황임. 그 해결책으로 Fractionation 공정에서 냉매 보충분을 분리하여 활용할 수 있는 설계가 필요함.

Fractionation 공정에서 분리된 각각의 성분들은 Liquid 상태로 기존의 라인에 혼합하는데 이때 성분들을 액화하기 위해서는 초저온으로 냉각시킬 필요가 있음. 공기, 해수를 사용하여 액화하는 것은 불가능 하므로 액화공정에 사용되는 냉매의 일부를 Fractionation 공정에 활용하면 C2, C3, C4의 액화가 가능함.

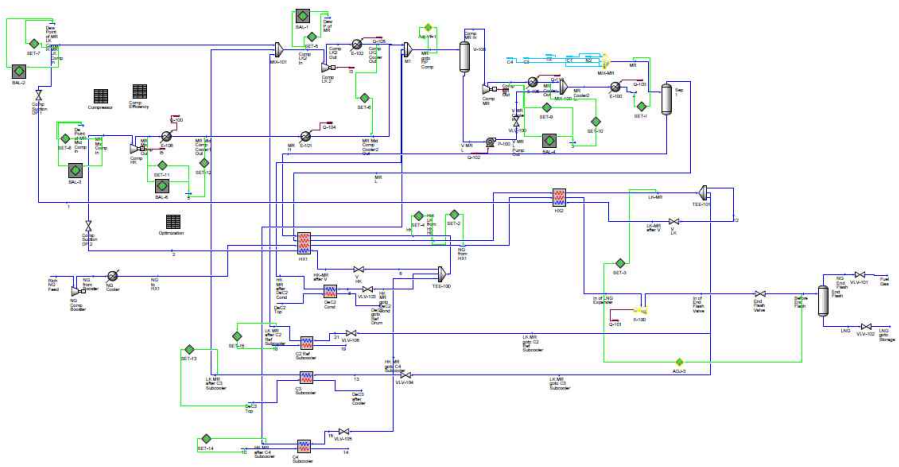


그림2-22. Fractionation 공정으로의 냉매 활용을 적용한 Simulation

(3) LNG-FPSO 액화공정 용량 설계(Pre-FEED 수준)

천연가스 액화공정을 구성하는데 압축기는 핵심적인 역할을 한다. 압축기의 구동을 위해서는 드라이버 필요하며 본 연구에서는 새롭게 개발한 천연가스 액화공정에 적합한 압축기 드라이버의 선정에 관하여 연구를 수행하였음.

LNG-FPSO를 위하여 개발중인 해상용 천연가스 액화공정은 2.5 MTPA의 LNG 생산을 목표로 하고 있음. 전처리 공정을 지난 방대한 양의 천연가스를 액화공정에서 액화하기 위해서는 열교환기의 역할이 중요하지만 이와 더불어 압축기도 중요한 역할을 함.

고압으로 압축된 냉매는 Joule Thomson Valve를 지나면서 압력이 급격히 하강하게 되고 이때 발생되는 Joule Thomson 효과에 의하여 온도는 초저온으로 떨어지게 됨. 천연가스는 열교환기 내에서 초저온 냉매와의 교차 흐름을 통하여 냉각 되는 것임.

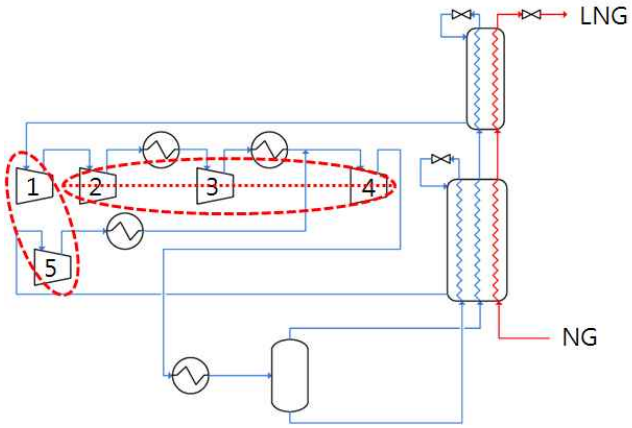
냉매를 고압으로 압축하기 위해서는 압축기에 동력을 전달하는 Driver가 필요한데 각각의 Driver가 가지는 소모동력은 상이함.

표2-11. Driver Type에 따른 특성

Driver Type		Type	Iso Power (MW)	Efficiency (%)	Vendor
Name	Model				
LM2500+	PGT25+	Aero	31.4	41.1	GE
RB211	RB211 6762	Aero	30.4	38.8	Rolls-Royce
LM6000	LM6000PD	Aero	43.9	43.0	GE
Trent 60	Trent 60	Aero	51.4	42.6	Rolls-Royce
LMS100	LMS100	Aero	100.2	44.1	GE
Frame6	Frame6B	Heavy-Duty	43.5	33.3	GE
Frame7	Frame7EA	Heavy-Duty	86.2	33.0	GE
SGT6-2000E	SGT6-2000E	Heavy-Duty	113.0	33.9	Siemens
Frame9	Frame9E	Heavy-Duty	130.1	34.6	GE
SGT5-2000E	SGT5-2000E	Heavy-Duty	168.0	34.7	Siemens

고압의 NG를 저압으로 떨어뜨리는 과정을 통하여 LNG를 생산하기 때문에 압축기의 역할이 매우 중요함. 따라서 드라이버의 역할이 상당한 비중을 차지하고 있는데 단순히 효율만을 가지고 드라이버를 선정하는 것은 바람직하지 않음. 대규모의 자본이 투입되는 LNG-FPSO 프로젝트에서 각 장비에 대한 신뢰도는 중요한 결정 요소로 작용을 하고 있으므로 본 연구에서는 업계에서 사용 경험이 있고 인지도가 있는 드라이버 모델을 선정하여 실험을 수행하였음.

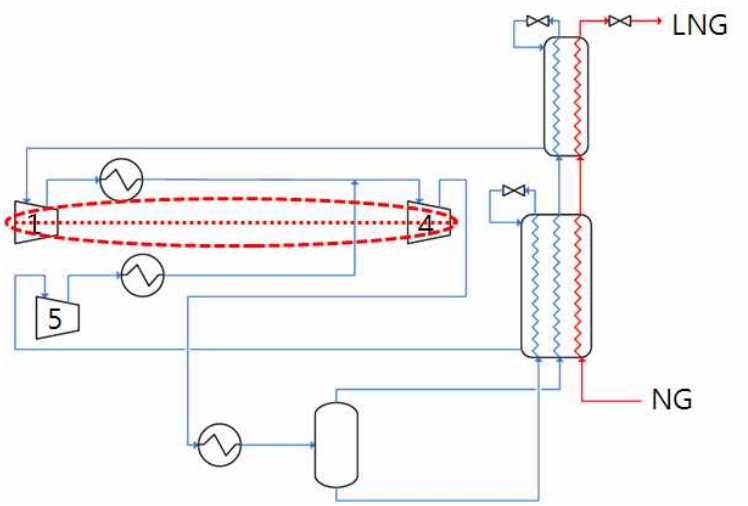
○ LM 2500



LM2500모델을 적용한 KSMR 공정의 경우 총 3개의 Driver로 구성이 가능하였음. 1번 압축기의 입력 흐름의 부피가 증가함에 따라 2번 압축기를 추가하여 부하를 줄이게 되었고 그 결과 Driver의 소모동력을 고려하여 압축기 2, 3, 4번을 두 개로 나누어 구성하게 되었음.

필요한 압축기의 수는 총 8기 이때의 소모동력은 LNG 1kg 생산 기준 0.263 kWh가 소모되었음.

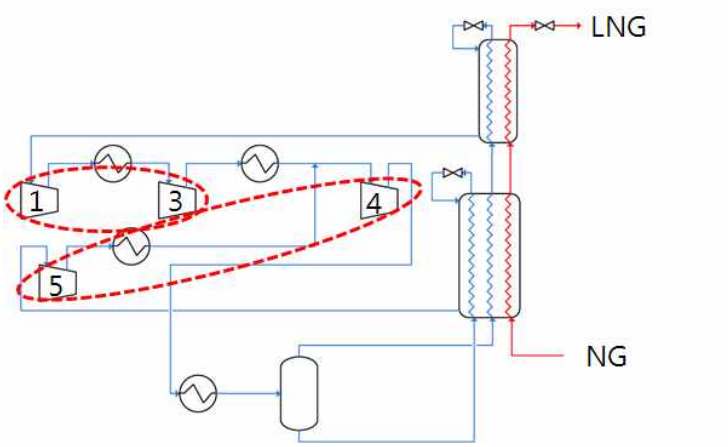
○ LM 6000



LM6000을 적용한 KSMR공정의 경우 총 2개의 Driver로 구성이 가능하였고 5번 압축기의 경우 별도의 Electric Motor를 사용하여 구성할 수 있었음.

Driver의 소모동력을 고려하여 1, 4번 압축기를 하나의 축에 연결할 수 있었으며 그 결과 LM 6000 2기, Electric Motor 2기를 사용하여 전체 공정의 구성이 가능하였음. 전체적으로 압축기 Train이 2개가 되는 안정적인 구조를 가지게 되었음. 압축기 6기가 필요하고 이때의 소모도력은 0.262 kWh/1kg LNG.

○ Trent 60



Trent 60을 적용한 KSMR 공정의 경우 단순히 두 개의 Driver로 구성이 가능함. 압축기는 4기가 필요하고 이때의 소모동력은 0.265 kWh/1kg LNG.

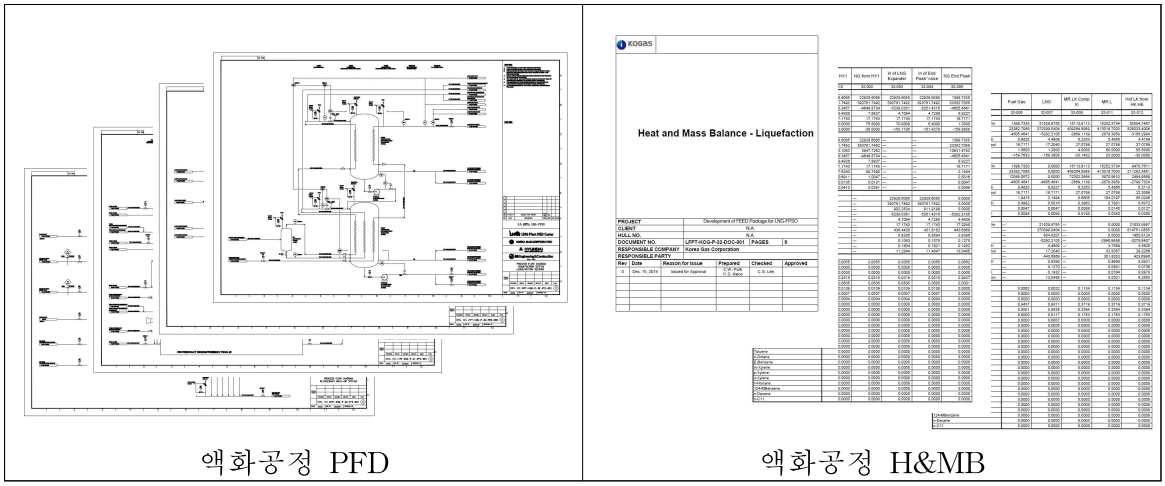
○ 종합

	KSMR		
Mechanical Driver	3 x LM 2500	2 x LM6000 2 x E.M.	2 x Trent 60
압축기	8기	6기	4기
LNG생산능력	2.49 MTPA	2.77 MTPA	2.57 MTPA
소모동력 (LNG 1kg생산기준)	0.263 kWh/kg	0.262 kWh/kg	0.265 kWh/kg
비고	불안정한 압축기 배열	2개의 Train 구성	Compact한 구조 생산가용도 감소

위 실험 결과를 종합해 보면 LM2500의 경우 전체 압축기 Train의 수가 3개로 구성 할 수 있지만 압력 수준을 고려하지 않은 배열을 가지고 있어 불안한 구조를 가지고 있음. LM6000은 비록 Electric Motor 2기를 써야하는 변수가 있지만 전체 압축기 Train의 수가 2개가 되어 안정적인 구조를 가짐. Trent60의 경우 전체 압축기 Train의 수가 1개가 되어 가장 Compact한 구조로 구성이 가능하지만 생산가용도가 감소한다는 단점이 있음.
결과적으로 LM6000을 적용 하였을 때 본 과제에서 목표로 하는 생산용량인 2.5 MTPA 보다 약 10% Margin을 가지는 2.77 MTPA의 LNG를 생산 할수 있어 적합한 것으로 판단하였음.

○ 설계도서 작성

위에서 결정된 Driver를 적용하여 공정을 최종 확정하여 설계를 진행하였고 그 결과물로서 설계도서를 작성하였음.



액화공정 PFD　　액화공정 H&MB

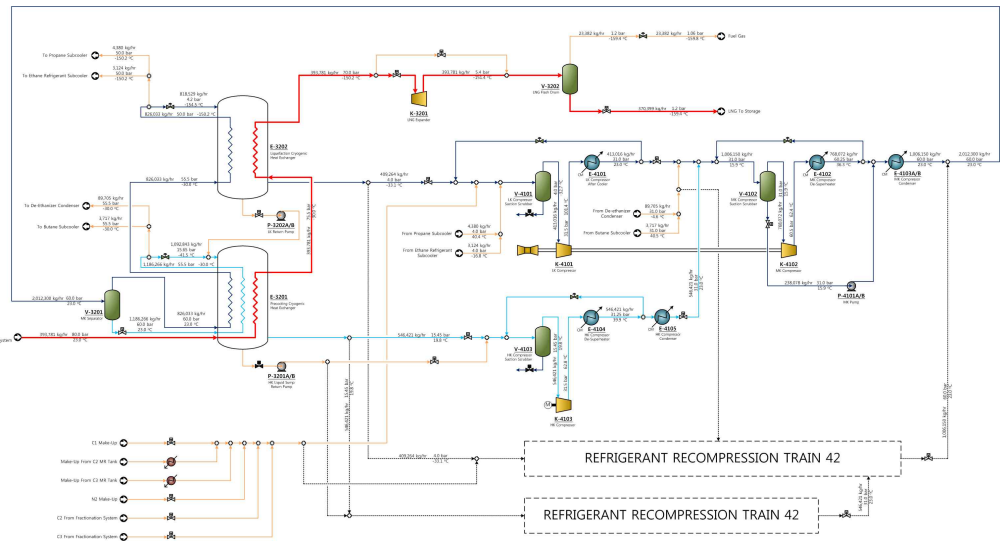


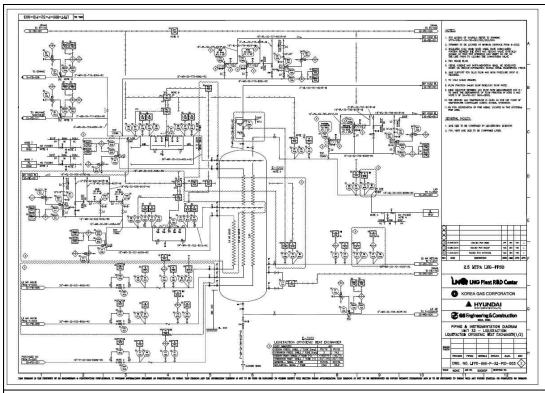
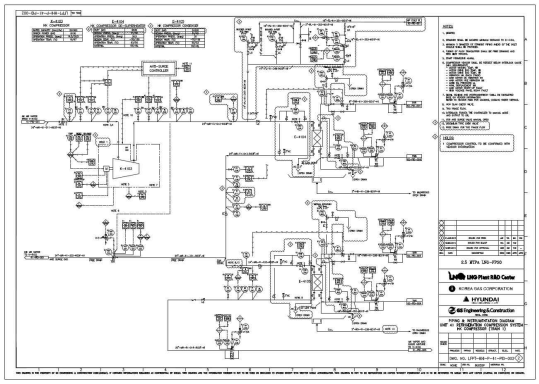
그림2-23. 해상용 KSMR 공정 개략도(최종)

라. 상용급 LNG-FPSO 액화공정 설계(FEED 수준)

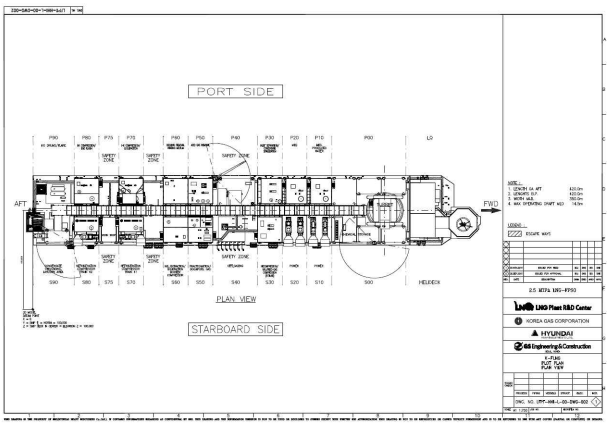
(1) LNG-FPSO 액화공정 1차 설계도서 작성

앞선 LNG-FPSO 용량설계 결과, 연간 LNG생산량 2500만톤을 생산하는 LNG-FPSO Topside를 설계하는 것으로 결정 하였음. 또한 Mechanical Driver 선정 Study를 통하여 2.5MTPA의 용량에 적합한 LM6000 2기를 적용하여 Simulation 진행하였음. 설계 결과물은 현대중공업과의 협업을 통하여 분석 되었고 그 결과물을 기반으로 하여 FEED 수준의 설계도서를 작성 하였음.

P&ID, Control Scheme등 보다 상세한 내용의 도서들이 작성 되었고 최종적으로 LNG-FPSO Topside 공정 FEED Package로 만들어질 예정임.

	
Main Cryogenic Heat Exchanger	LK Compressor

최종 성과물을 근거로 하여 전체 LNG-FPSO 선박의 구조와 외형을 파악하기 위하여 3D 모델링을 구현하였고 실물대비 250:1의 축소 모형을 제작 하였음.

	
LNG-FPSO Plot Plan	LNG-FPSO 모형

(2) 중질분 분리식 액화공정 설계

Rich Gas는 액화공정으로 들어가기 전에 Scrubber Column에서 Light한 성분과 Heavy 한 성분이 분리됨. Feed Gas의 대부분이 Light한 성분이며 Light 한 성분은 액화공정을 지나면서 초저온으로 냉각, 응축되어 LNG로 생산됨. Scrubber Column에서 분리된 Heavy 한 성분들은 Fractionation 공정으로 보내져 C2, C3, C4, C5+(Condensate)로 분리 됨.

LNG-FPSO 전체 공정의 효율을 위해서는 정확히 냉매 보충을 위한 양 만을 Fractionation 공정에서 분리하는 것이 가장 이상적이긴 하나 경제성을 고려한다면 상대적으로 고가인 C2, C3, C4, C5+(Condensate)가 포함되어 있는 것이 부가가치가 높음. Lean Gas와 Rich Gas 두 가지 모두 각각의 장·단점이 있으므로 설계 및 사업 성격에 맞는 공정을 설계하는 것이 중요함.

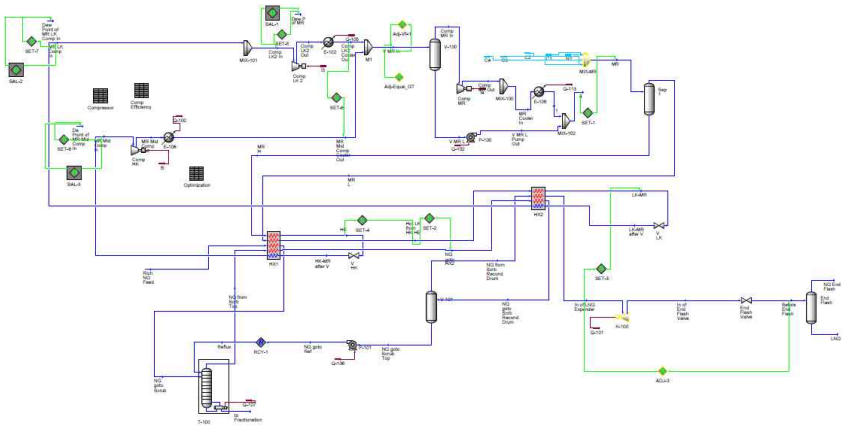


그림2-24. Scrubber Column이 적용된 해상용 KSMR 공정

Feed Gas 조성 중 “중질분”은 상대적으로 무거운 성분인 Propane, Butane, Pentane을 의미함. KSMR공정은 혼합냉매를 사용하는 공정으로 냉매 조성은 Methane, Ethane, Propane, Butane, Nitrogen의 혼합으로 이루어짐. 일반적으로 육상용 플랜트에서는 각 성분의 조달이 육로를 통해 이루어지므로 원활함. 때문에 대부분의 중질분은 부산물로서 판매를 하고 있고 일부 양을 냉매 손실분에 대해 보충을 하는 용도로 사용하고 있음. 하지만 LNG-FPSO는 해상에 위치하므로 냉매 보충을 위한 성분의 원활한 수급이 어려움. 때문에 공정 내에서 자체적으로 생산하여 조달해야 하는 어려움이 있음.

이러한 어려움을 해결하게 위해 기존의 공정에 Fractionation공정을 추가하여 중질분을 분리하려 했으나 Feed Gas 조성 자체에 중질분이 충분하지 않아 분리 하는데 어려움이 있었음.

일반적으로 액화공정에서 분리하고자 하는 성분의 양이 적을때는 Turbo Expander를 사용하여 압력을 급 강하 한뒤 발생하는 온도, 압력차에 의한 분리를 주로 하지만 본 설계의 조성에서는 그 방법 마저 적합하지 않아 Turbo Expander 대신 Scrubber Column을 적용하여 석유화학에서의 분별증류와 같이 온도차를 이용한 분리를 시도함. 또한 Feed Gas 조성에 중질분의 양이 너무 부족했기 때문에 임의의 Feed Gas조성을 구성하여 적용했음.

Feed Gas 조성(mole%)	중질분 미분리 공정	중질분 분리 공정
N2	0.0054	0.0033
C1	0.9211	0.9004
C2	0.0604	0.0591
C3	0.0118	0.0201
C4	0.0011	0.0092
C5+	0	0.0035

시뮬레이션 결과 기존 Feed Gas조성에 비해 2배 이상의 냉매를 분리 보충 할 수 있게

되었음.

(3) 공정 안전성에 대한 전문기관 자문

본 과제의 결과물로 만들어진 최종 결과물인 상용급 LNG-FPSO FEED Package 중 가장 핵심이라 할수 있은 액화공정을 대상으로 국외 전문기관의 자문을 추진 하였음. 자문대상 기관인 IRESC Honkong은 본 설계의 해상 안전성에 대한 HAZOP Study를 의뢰했던 기관으로 국제적으로 LNG플랜트와 관련한 업무를 다수 진행한 경험이 있음. 이러한 경험을 바탕으로 하여 현업 LNG플랜트 종사자를 섭외 할수 있었고 공정 자문요원으로 투입하여 전문적인 자문을 받을수 있도록 도움을 주었음.

· 자문내용

- PFD, H&MB review(Operability, Safety 위주)
- P&ID review(Operability, Safety 위주)
- Control Scheme and Critical equipment/exchanger design review

(가) 1차 미팅

- 기간 : 2016년 11월8일~11일
- 장소 : IRESC Honkong

Date	Discuss	
	오전	오후
11.08	○ 기술미팅 진행 순서 협의 - 해상용 KSMR 공정 위주의 검토 - PFD, H&MB 내용을 토대로 한 회의 진행 ○ 해상용 KSMR 공정 설명 - 천연가스 라인과 냉매라인의 구성 설명 - 공정의 특징 설명 - 공정 관련 질의 응답	○ 해상용 KSMR 검토 - 공정 일반사항 검토 - 천연가스 라인 설계 검토 · 공정 온도 변화가 미치는 영향 분석 · 흐름 내에서 2phase 발생시 나타날 수 있는 문제점 · 설계 변수와 실제 변수간의 차이에서 오는 문제점 토의
11.09	○ 해상용 KSMR 검토 - 천연가스 라인 설계 검토 ·천연가스와 냉매 라인의 제어 방법 · Ship motion에 따른 열교환기 및 주요 장치 성능 저하로 인한 공정에 미치는 영향 분석 - 냉매라인 설계 검토 · 냉매 조성의 변화에 따른 LNG 생산량 변화	○ 해상용 KSMR 검토 - 냉매라인 설계 검토 · Pre-Cooler 와 MCHE를 지나는 냉매라인의 제어 구조 분석 · 운전 조건에 따라 변동되는 온도 영역별 문제점 논의 · LK MR과 HK MR이 합쳐지면서 발생하는 열역학정적 변환 확인

	· Startup시 냉매의 주입 절차 및 운전 순서 · 냉매 조성의 유지를 위한 제어 구조 분석	
11.10	○ 해상용 KSMR 검토 - 압축기 설계 검토 · 가스터빈 선정 방법 설명 · 압축기 구조 설명 · KSMR 공정과 실제 LNG 플랜트 비교 · 천연가스와 냉매의 온도 및 압력 조성이 압축기 성능에 미치는 영향	○ 테스트베드 운전 절차서 검토 - 냉매 주입 절차 검토 - 압축기 구동 절차 및 압력 형성 과정에서 발생 할 수 있을 문제점 예측 - 장치 사이징 및 재질 검토
11.11	○ 테스트베드 운전 절차서 검토 - Scrubber Feed Gas 생성과정 검토 - 운전절차서 개선사항 논의 ○ 1차 기술미팅 내용 정리 - 주요 Issue 사항 정리 - 2차미팅 내용 및 일정 논의	



공정 자문 회의 현수막



회의 사진

(나) 2차 미팅

- 기간 : 2017년 2월6일~9일
- 장소 : 한국가스공사 가스연구원 LNG기술연구센터(인천)

	2월6일(월)	2월7일(화)	2월8일(수)	2월9일(목)
09:00~ 12:00	10시 시작 Review of 1st Meeting (LNG-FPSO Design)	Compressor Design Review for Testbed	Heat Exchanger Design Review for Testbed	Startup Procedure review for Testbed
12:00~ 13:30	Lunch Break			
13:30~ 18:00	Review of 1st Meeting (LNG-FPSO Design)	Compressor Design Review for Testbed	Heat Exchanger Design Review for Testbed	Startup Procedure review for Testbed 16시 종료

마. 육상용/해상용 OTS 시스템 설계

일반적인 플랜트는 운전원을 교육하는 별도의 교육과정이 있음. 과거에는 현장 설계 및 기존 운전원을 통한 교육이 주를 이루었으나 최근 실제 플랜트와 동일한 가상의 환경을 컴퓨터로 구현하여 교육하는 방식이 늘어나고 있는 추세임.
변화하는 추세에 따라, KSMR공정에 대한 운전원교육 시스템을 구축 하였음.

(1) KSMR 공정 동특성 모델 Test

동특성 모델 Testd의 목적은 다음과 같음.

- LNG 플랜트에 대한 경험이 전무하므로 명확히 정해진 Startup Procedure가 없는 상태에서 대략적인 Startup Procedure를 Dynamic Model을 통하여 일어날 수 있는 문제점의 파악이 필요함.
- Startup에서 주요한 장치 및 운전 변수의 확인
- 냉매의 조성 / Compressor / Main Heat Exchanger / J-T Valve 등의 관계를 이해

Test는 총 5종류로 진행 하였음.

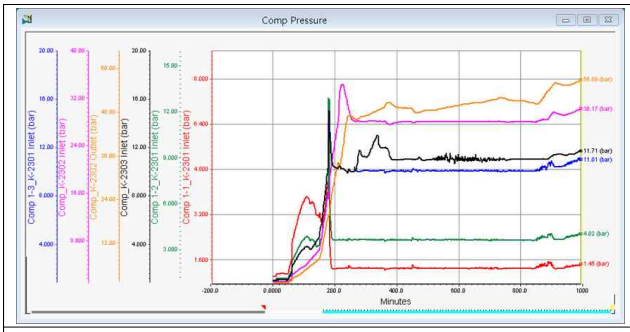
(가) Liquefaction Model Test 1

- Feed인 NG에 있는 C4 이상의 Component가 MR로 유입됨으로 인한 처리 방안? (최적의 MR 조성은)

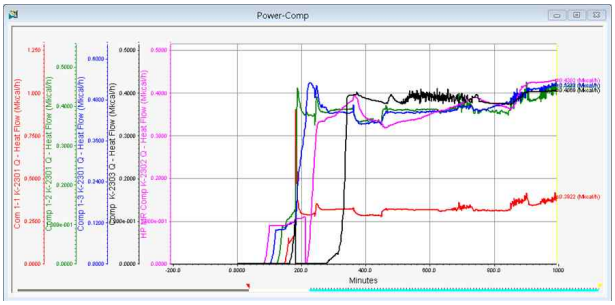
- C4 이상의 물질로 인하여 MR의 MW가 올라감
- Compressor의 Power가 더 필요하며, 출구의 압력이 올라감
- MR의 조성이 최적으로 설계한 조성과 다르게 될 때 운전 조건은?

● MCHE Warm Section에서 온도가 갑자기 내려갈 경우
- V-2101의 Level이 갑자기 올라갈 경우의 대비책은
- C-2101 Column Bottom Level도 같이 갑자기 올라감

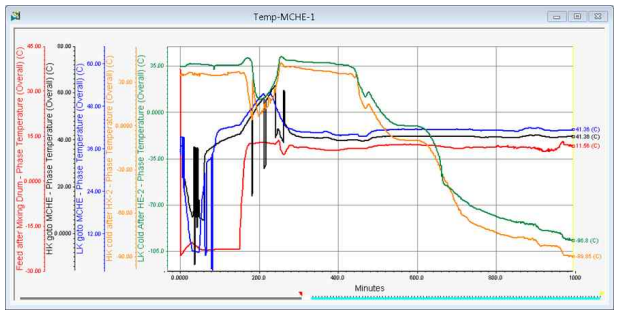
● C3 Tank의 Holding Volume이 MR을 채우기 위한 용량으로 작지 않은가?
- Potable Storage를 사용



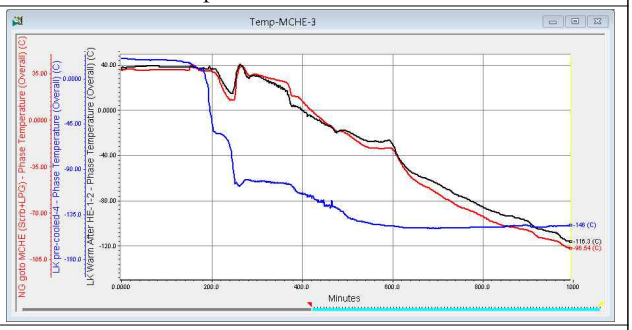
Compressor Pressure Profile



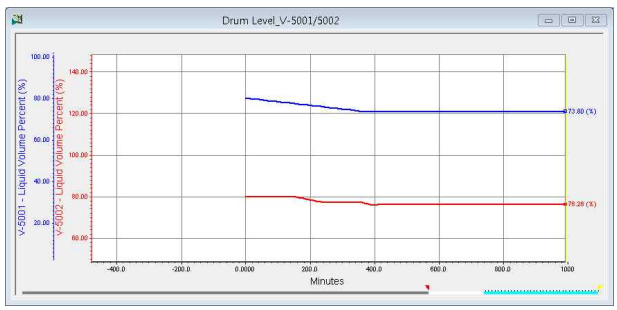
Compressor Power Profile



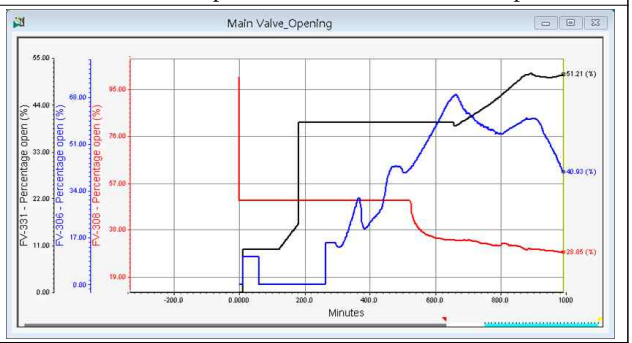
MCHE Temperature Profile - Warm part



MCHE Temperature Profile - Cold part



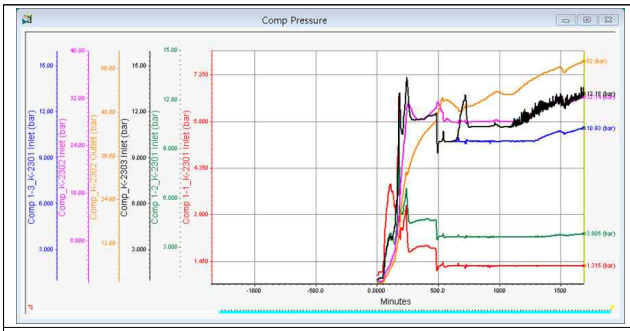
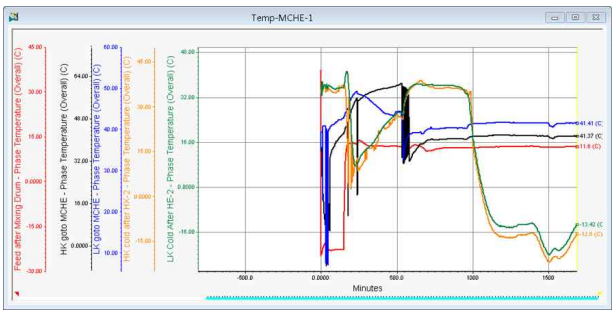
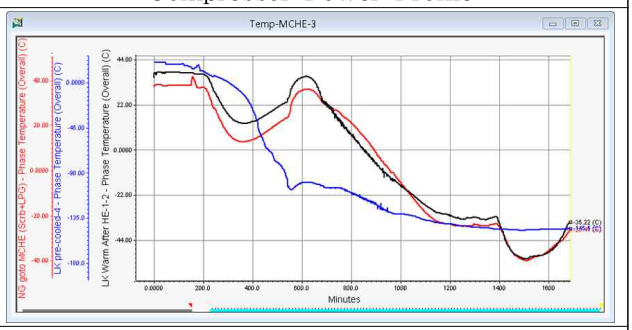
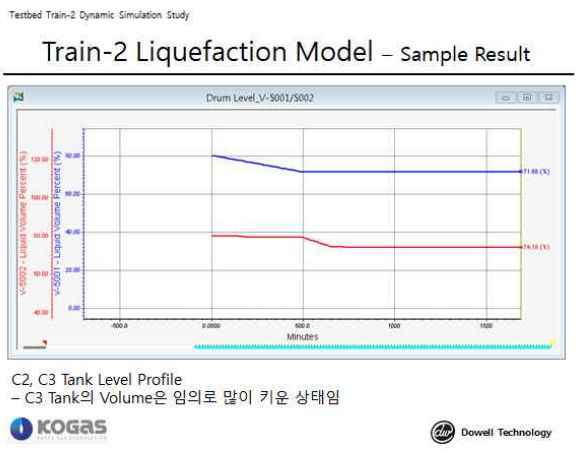
C2, C3 Drum Level



Main Control Valve Opening Profile

(나) Liquefaction Model Test 2

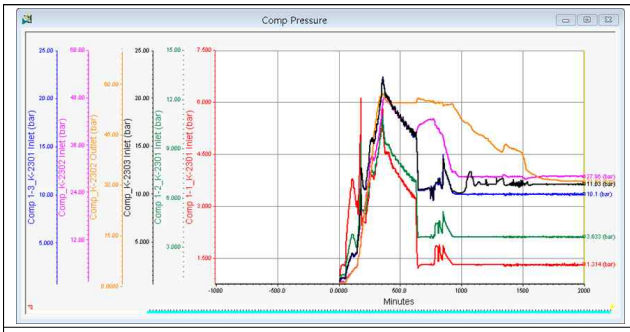
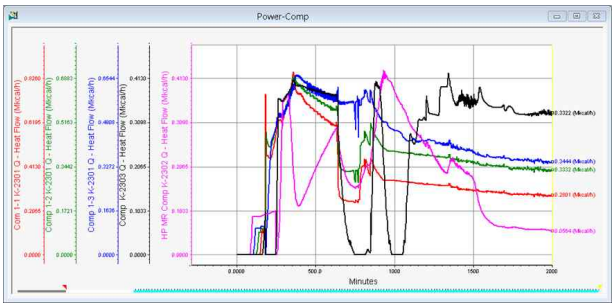
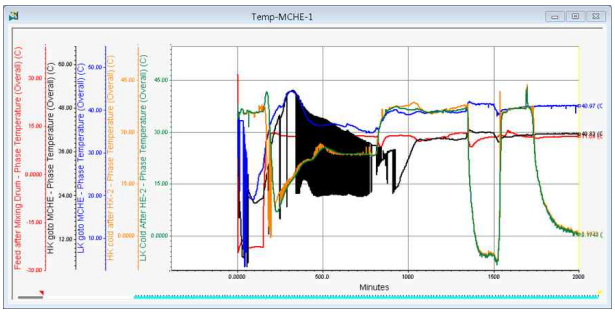
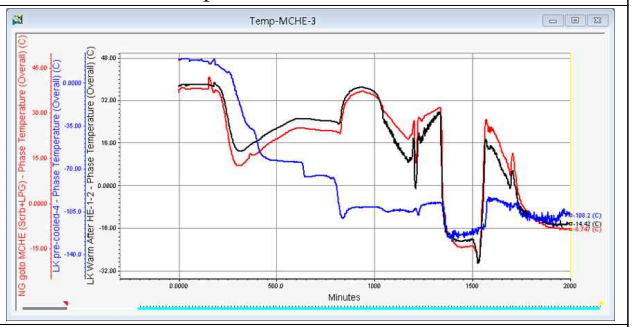
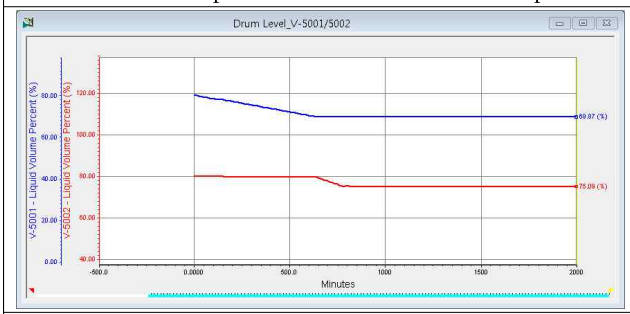
- NG Feed의 Warm Section에서 Bypass되는 유량을 사용하여 Warm Section에서 많이 내려가는 NG 온도를 제어 시도
- Feed인 NG의 유량을 Manual로 증가
- Compressor Discharge 부분의 압력이 너무 올라가는 것을 방지하기 위한 Override Controller 개념 도입이 필요 (물론 냉매의 조성에 따라 다름)

<table>
<tr><td> 
</td><td> 
</td></tr>
<tr><td>Compressor Pressure Profile</td><td>Compressor Power Profile</td></tr>
<tr><td> 
</td><td> 
</td></tr>
<tr><td>MCHE Temperature Profile - Warm part</td><td>MCHE Temperature Profile - Cold part</td></tr>
<tr><td> 
</td><td></td></tr>
<tr><td>C2, C3 Drum Level</td><td></td></tr>
</table>

(다) Liquefaction Model Test 3

● Compressor discharge 부분의 압력이 너무 올라가는 것을 방지하기 위한 Override Controller 개념 도입

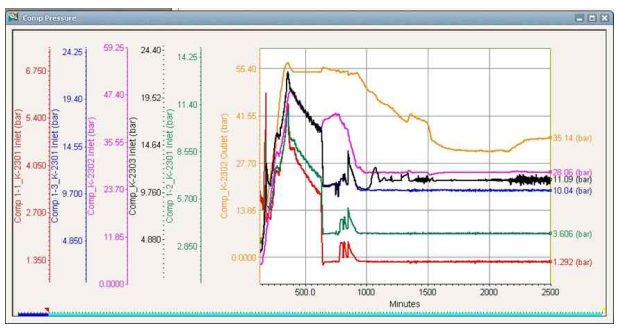
● HP Pressure Profile은 냉매의 조성 및 냉매를 주입하는 시간/속도에 따라 변함

<table>
<tr><td> 
</td><td> 
</td></tr>
<tr><td>Compressor Pressure Profile</td><td>Compressor Power Profile</td></tr>
<tr><td> 
</td><td> 
</td></tr>
<tr><td>MCHE Temperature Profile - Warm part</td><td>MCHE Temperature Profile - Cold part</td></tr>
<tr><td> 
</td><td></td></tr>
<tr><td>C2, C3 Drum Level</td><td></td></tr>
</table>

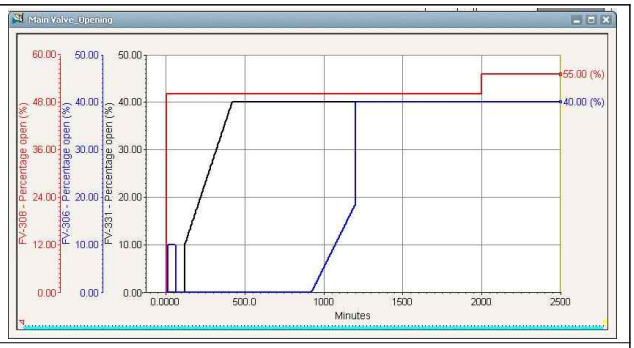
(라) Liquefaction Model Test 4

● LN Line 상의 Control Valve를 조금 더 열면 HP Compressor 후단의 압력이 올라가며, MCHE 부분의 온도 Profile도 같이 내려감

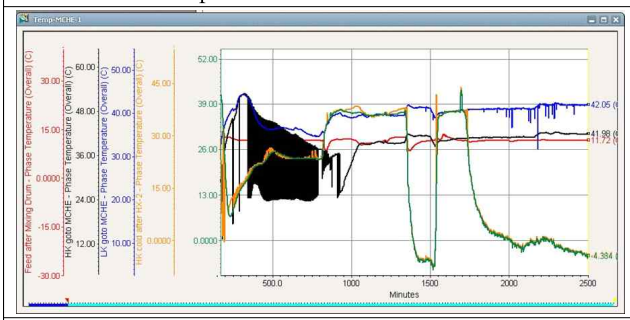
● 어느 정도 Compressor가 운전되고 있을 때 HP Compressor 후단의 압력을 보며 NG Control Valve의 Opening %를 조절



Compressor Pressure Profile



Main Control Valve Opening Profile



MCHE Temperature Profile - Warm part

(마) Liquefaction Model Test 5

● Scrubber의 운전

- Scrubber 내에서는 대부분이 NG가 Vapor 상태로 Feed 됨(일부 Liquid가 있음)
- 운전 압력에 따른 MCHE에서 온도가 정확히 운전되지 않으면 Vapor/Liquid의 비율이 다름
- Scrubber Column 내의 Reboiler의 크기가 상대적으로 작음 (이는 Column의 Normal 운전상태를 기준으로 설계)
- Scrubber Column의 Feed 내에 Liquid 비율이 조금 높을 경우 Reboiler에서 모두 Cover하지 못하고, Reflux Drum에서의 유량이 적어짐(Dry됨)
- OVHD Drum 및 Reboiler 내의 Holdup Volume이 일반적인 Column 보다 많이 커야 함

● Separation Column의 운전

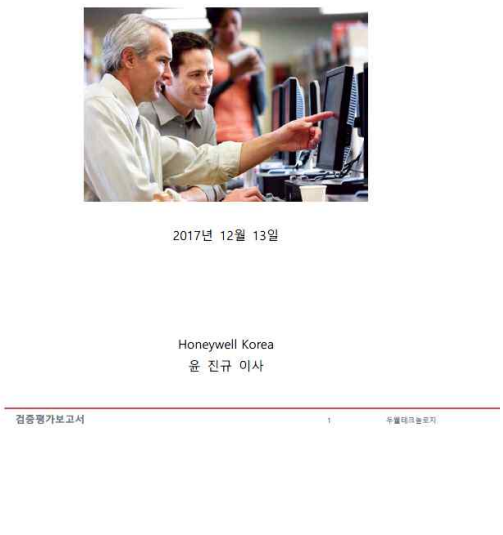
- Separation Column으로의 Feed 량은 전 Column의 운전에 따라 좌우됨
- Scrubber Column Reboiler Level이 높아질 경우 C2 Column의 Feed 량은 지속적으로 증가
- Column의 운전으로 Spec 조절이 힘듬
- DeC2 Column의 Feed 온도가 낮을 경우 Reboiler에서 이를 극복하기 위한 열용량

으로 운전하기 힘듬

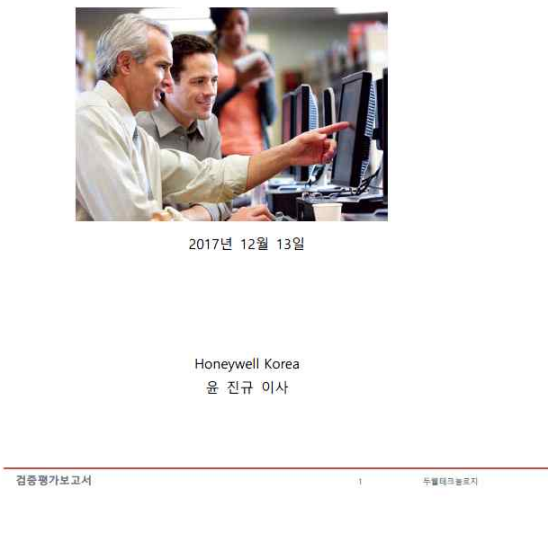
- DeC2 Column의 OVHD Vapor가 적게될 경우 OVHD Drum의 Level이 낮아지고 Reflux 유량을 조절하기 힘듬
- C2 Spec이 맞지 않게될 가능성이 많음
- DeC3 Column의 운전도 같은 상황임
- OVHD Drum 및 Reboiler 내의 Holdup Volume이 일반적인 Column 보다 많이 커야 함

(2) 육상용/해상용 KSMR공정 OTS 모델 개발

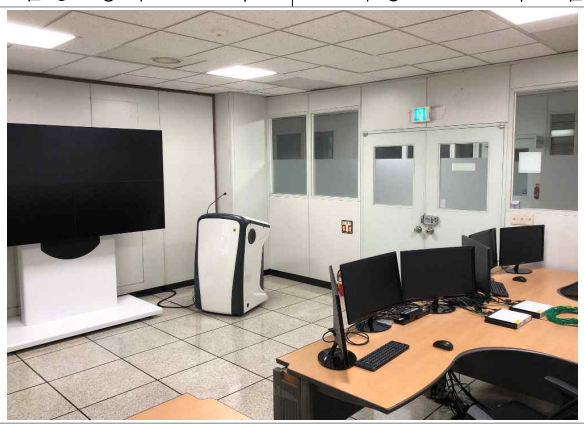
공정에 대한 동적 모사와 여러가지 시나리오를 검토한 후 실제 시스템을 구현하였음.



해상용 OTS 시스템 검증 평가 보고서



육상 OTS 시스템 검증 평가 보고서



OTS System 구성

바. Test bed Train-2 압축기 코어 구매 및 적용

최초 본 과제의 최종 목표중 하나는 개발된 LMG-FPSO Topside 공정의 해상 조건들을 테스트베드 Train-2에 적용하여 설계 결과물에 대한 실증을 하는 것이었음. 테스트베드 Train-2는 한국형 천연가스 액화공정인 KSMR 공정이 적용된 실험용 데모 플랜트로서 KSMR 공정 자체에 대한 실증을 위한 것이었으나 여러 가지 외부 요인들로 인하여 시운전이 지연되었고 예산 부족으로 인하여 목표 달성에 어려움이 있었음. 테스트베드 Train-2의 실증이 이루어지지 않으면 LNG-FPSO Topside 공정에 대한 실험 역시 추진할 수 없는 상황이었으므로 일부 예산을 투입하여 가장 중요한 압축기 문제를 해결하기로 하였음.

C3MR 공정이 적용된 테스트베드 Train-1의 압축기를 KSMR 공정에 맞도록 개조하여 적용 하였음. 뿐만아니라 압축기의 위치는 기존의 위치에서 변경 되지 않았으므로 이를 연결하는 배관공사를 함께 진행하였음.



압축기 현장 납품 사진

- 시운전 결과

그림 2-25에 KSMR Test-bed 냉매 압축 시스템 구성을 LK, HK, HP로 표시하였다. 특히 LK부분은 3단으로 표현하였다. 실제적으로는 LK 3단, HK, HP 압축기 모두가 각각 2단씩으로 제작되었다. 즉, 임펠라만 본다면 LK 6단, HK 2단, HP 2단으로 제작된 것이다.

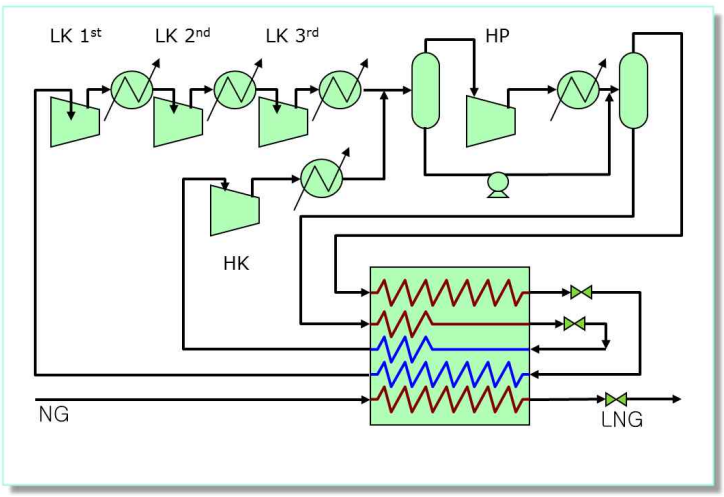


그림2-25 KSMR Test-bed 냉매 압축 시스템 구성

냉매 압축 시스템의 성능 검증은 압축기 전후의 압력과 온도 및 압축 유량의 분석으로 평가를 수행할 수 있다.
그림 11에 LK, HK, HP의 운전 Data를 그래프로 나타내었다. 본 Data는 실제 KSMR Test-bed의 운전 Data를 표시한 것으로, 그래프 아래에 표시하였듯이 2018.11.04 6시에서 7시 사이의 운전 Data이다.

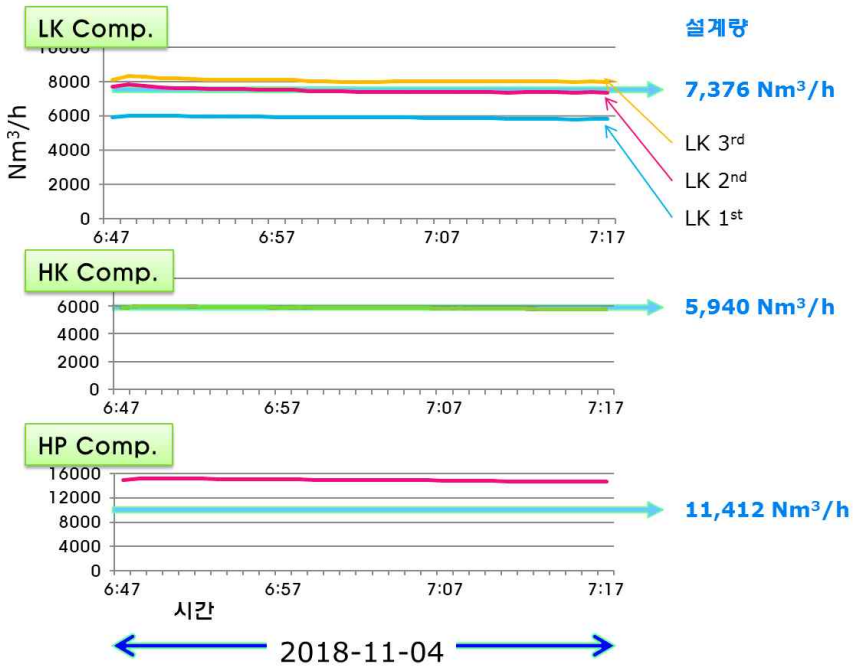


그림 2-26 KSMR Test-bed 냉매 유량 그래프

그림 2-26의 맨 위는 LK 냉매 압축기의 유량 값이다. 그래프에서 가로로 가로지는 7,376 Nm^3/h 화살표는 설계 값으로 이 값보다 크면 설계 이상의 유량이 흐른다는 뜻이 될 수 있다. 그림에서 LK 3rd와 LK 2nd의 경우는 설계 값 보다 크기에 성능에 문제가 없으나, LK 1st의 경우는 설계 값 보다 작기에 Test-bed를 통하여 압축기 성능 검증을 완수 못했다고 할 수 있다.
그림 2-26의 가운데에는 HK 냉매 압축기의 유량 값이며, 여기서도 가로로 가로지는 5,940 Nm^3/h 화살표는 설계 값으로 이 값보다 크면 설계 이상의 유량이 흐른다는 뜻이 될 수 있다. 그림에서는 운전 값과 혼재되어서 잘 보이지 않지만, 일부는 설계 값 이상이고 일부는 조금 작을 수 있지만 전체적으로 설계 값을 만족한다.
그림 2-26의 아래 부분은 HP 냉매 압축기의 유량 값이며, 여기서도 가로로 가로지는 11,412 Nm^3/h 화살표는 설계 값으로 이 값보다 크면 설계 이상의 유량이 흐른다는 뜻이 될 수 있다. 그림에서 나타나듯이 전체적으로 설계 값보다 크기에 조건을 만족한다.
KSMR Test-bed는 LK 1st를 제외하고는 모든 압축기의 유량이 설계 조건을 만족한다고 할 수 있다. LK 1st가 정말로 설계 조건을 만족 못하는지에 대하여 좀 더 분석하기 위하여, 그림 2-27과 같이 LK 압축기 유량 센서와 LK JT Valve에 있는 유량 센서도 같이 분석하였다.

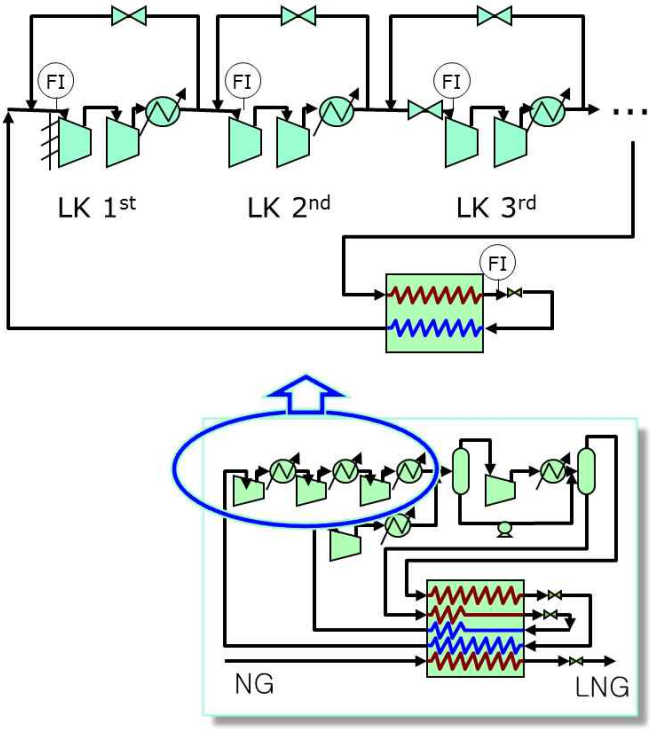


그림 2-27 KSMR Test-bed LK 냉매 압축 시스템

그림 2-28에 2018.11.04 6시 운전 Data를 세로로 확대하여 다시 표시하였다. 그림에 따르면 LK 2nd와 LK 3rd는 확실히 설계 량인 7,376 Nm^3/h 값을 넘는 것을 확인 알 수 있다.

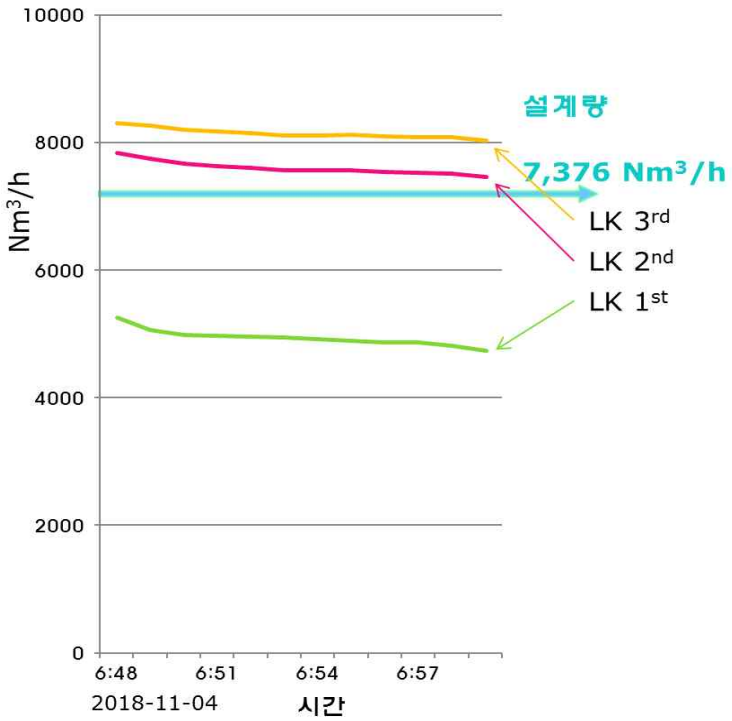


그림 2-28 KSMR Test-bed LK 압축 시스템 유량 그래프 및 설계 유량값 표시 (7,376 Nm^3/h)

그림 2-29에서 각 압축기 유량 센서는 압축기의 ASV (Anti-Surge Valve)가 만든 Loop 안쪽에 있기에 전체 유량 보다는 항상 크다. 물론 ASV를 역방향으로 흐를 수도 있다고 할 수 있지만, 압력 Data를 보면 압축기의 입구측이 출구측보다 압력이 작기에 그러한 흐름이 있을 수는 없다. 또한, ASV의 Open 상태를 보면 6:59 자료에 34%나 열려있음을 알 수 있다.

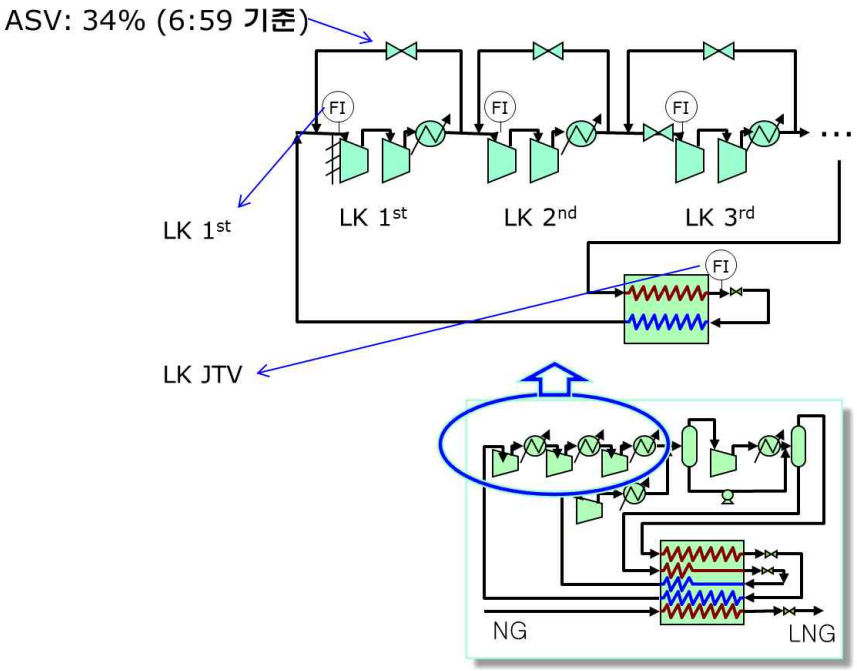


그림 2-29 KSMR Test-bed LK 압축 시스템의 유량계들

LK 냉매 전체 유량은 LK JTV에 있는 유량계로 알 수 있기에 이를 LK 1st 유량과 함께 그림 2-30에 나타내었다. 그림에서 LK JTV에 있는 유량인 LK 냉매 전체 유량이 LK 1st 유량보다 작게 나타나는 기이한 현상을 볼 수 있는데, 이는 근본적으로 잘못된 것이다. 즉 LK 냉매 전체 유량에 ASV 유량이 합쳐진 것이 LK 1st 유량인데, 이 값이 LK 냉매 전체 유량보다 작을 수는 없는 것이다. 이러한 잘못된 상황을 시험운전 동안 분석하여, C3MR Test-bed (Train-1)에서부터 냉매 압축기를 개조할 때 LK 1st 유량 범위 조정에 문제 있었음으로 판정되었다.

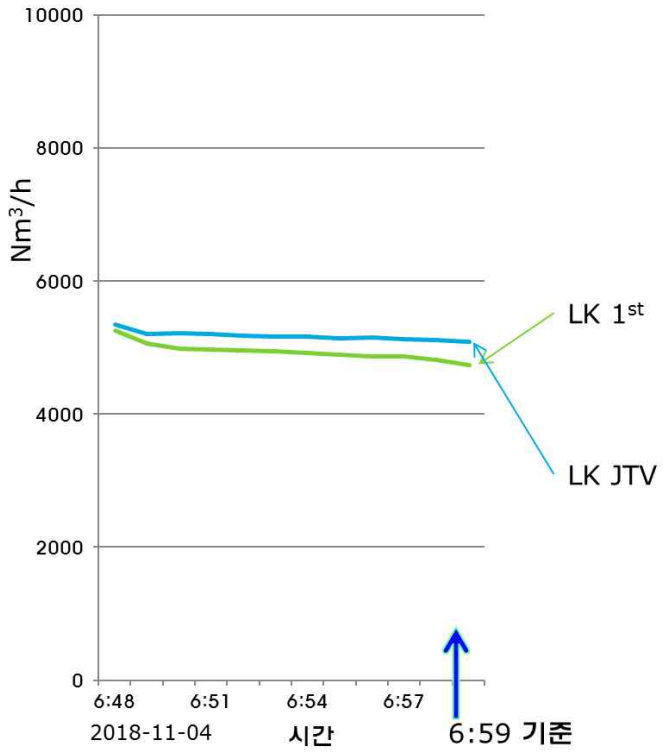


그림 2-30 KSMR Test-bed LK 냉매의 JTV 유량과 LK 압축 시스템의 1단 유량 비교 그래프

지금까지 그림 2-29 및 그림 2-30을 통하여 LK 압축기 유량의 성능을 분석하였다. 계속해서 그림 2-31을 통하여 LK 압축기의 압력 값 및 온도 값을 분석하려 한다. 그림 2-31의 맨 윗부분의 1.39 bar는 LK 압축기 입구측 압력 측정값이며, 그 옆의 가로 안의 값인 1.3은 설계 값이다. 나머지의 표기 역시 같은 방법인 측정값과 가로 안의 설계 값이며 그림 2-31에 표시하였다. 그림 2-31에서 LK 압력은 1.39 bar에서 3.5 bar, 9.7 bar, 28 bar로 설계 값이 1.3 bar에서 3.6 bar, 10 bar, 28 bar로 설계 값과의 비교에서 오차범위 안에 있음을 알 수 있다. 또한, 온도 역시 13.7 C에서 34 C, 34 C, 39 C로 설계 값인 35 C, 40 C, 40 C, 40 C와 (맨 처음의 입구 온도이외에는) 매우 유사한 값을 나타냄을 알 수 있다. LK 압축기 입구측의 13.7 C는 MCHE가 성능 제대로 발휘하지 못해서 나타는 현상으로, 냉매로 공급된 냉매의 냉열이 MCHE에서 열교환 면적으로 부족으로 해소되지 못하고, 압축기로 냉열이 회수되기에 낮은 온도로 나타나는 것이다. 또한, 이러한 낮은 온도는 냉매의 밀도를 높여서 압축기 입장에서는 부하가 더 커지는 형태가 되기에 더 엄격한 상황으로 볼 수 있다. 즉, LK 압축 시스템에 있어서 압력과 온도 값들은 전체적으로 설계 조건을 만족하는 운전 Data를 보여준다고 할 수 있다.

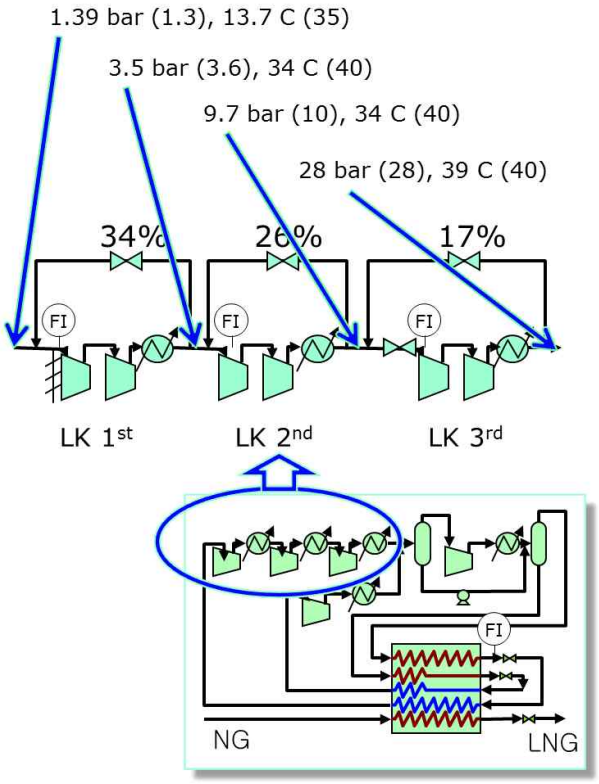


그림 2-31 KSMR Test-bed LK 압축 시스템의 압력, 온도 값

그림 2-32에는 그림 2-31 의 압력 유량을 표시한 시간의 LK 압축기 유량 값을 표시하였다.

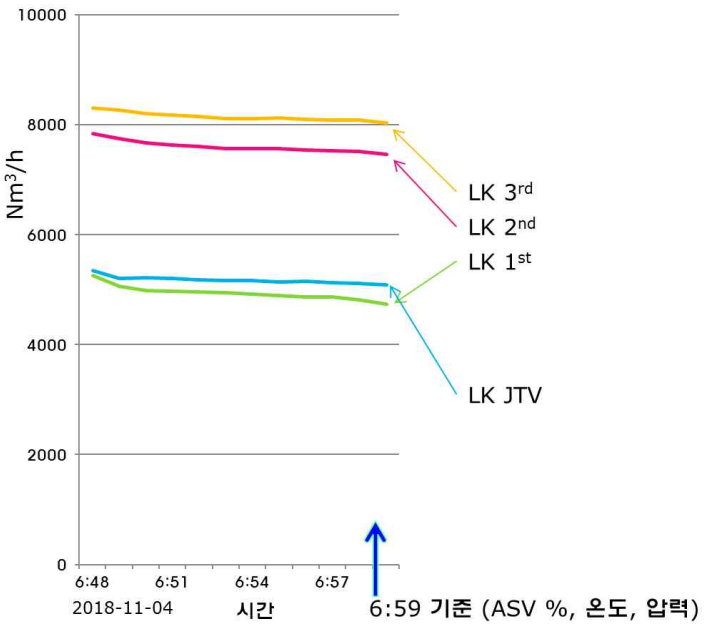


그림 2-32 KSMR Test-bed LK 압축 시스템 온도 압력 값에서의 유량값 그래프

그림 2-33에 KSMR Test-bed HK 압축 시스템의 냉매 유량 압축 능력을 표시하였다. 표시 방법은 앞의 그림 2-31 및 그림 2-32와 같다. HK 압축기는 11 bar에서 28 bar로 가압하는 압축기로 유량 역시 설계 값과 거의 같은 값을 보여주고, 온도와 압력 역시 설계 값을 만족시키기에 KSMR Test-bed HK 압축 시스템은 설계와 같은 성능을 보여준다고 할 수 있다.

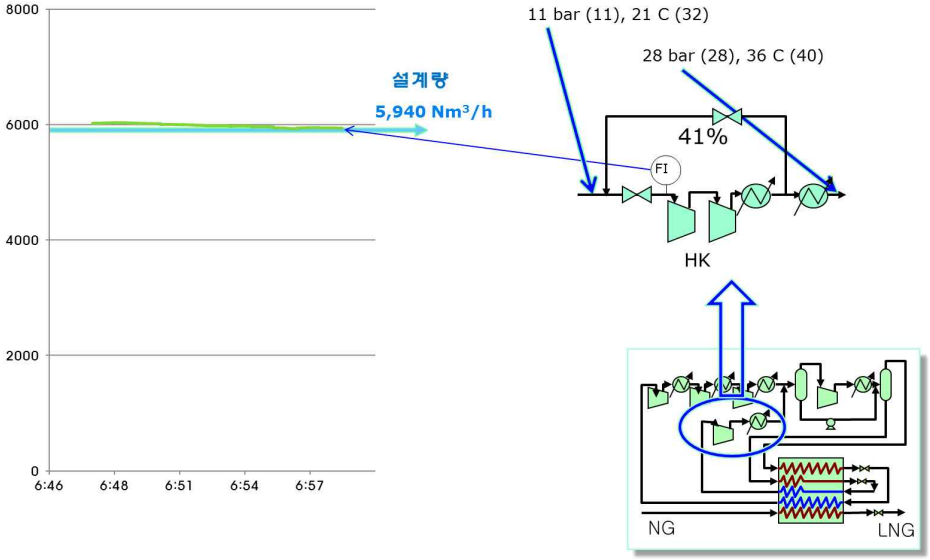


그림 2-33 KSMR Test-bed HK 압축 시스템의 냉매 유량 압축 능력

그림 2-34에 KSMR Test-bed HP 압축 시스템의 냉매 유량 압축 능력을 표시하였다. 표시 방법은 앞의 그림 2-33과 같다. HP 압축기는 28 bar에서 52bar로 가압하는 압축기로 유량 역시 설계 값 이상을 보여주고, 온도와 압력 역시 설계 값을 만족시키기에 KSMR Test-bed HP 압축 시스템은 설계 이상의 성능을 보여준다고 할 수 있다.

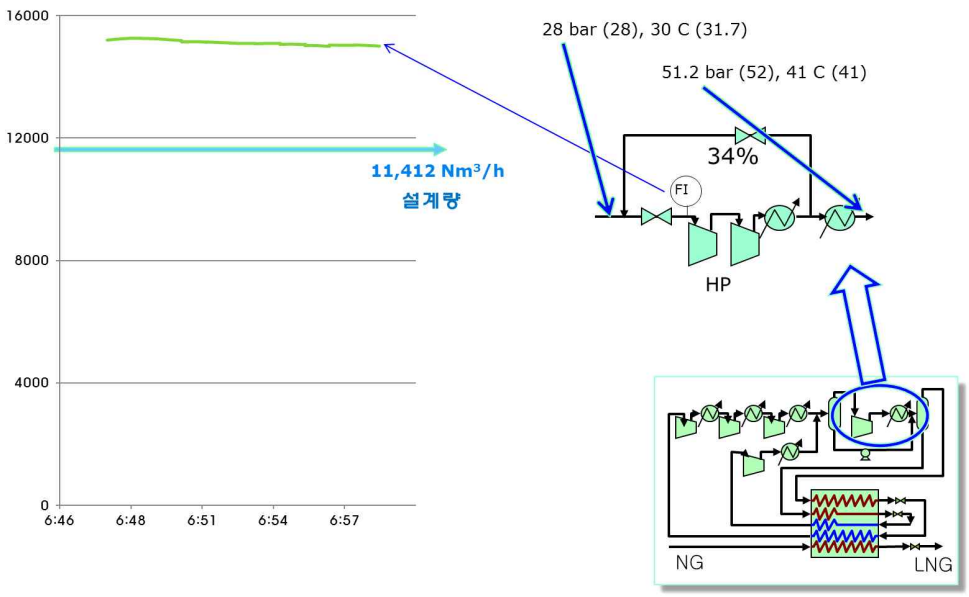
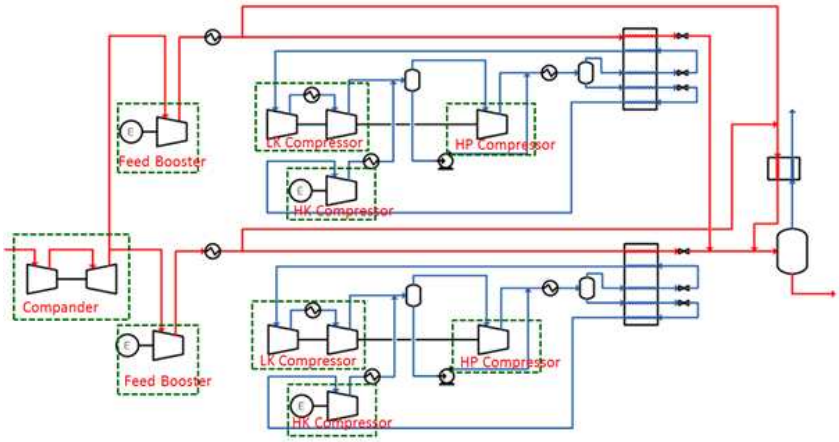


그림 2-34 KSMR Test-bed HP 압축 시스템의 냉매 유량 압축 능력

사. LNG-FPSO 회전기기 최적화

최적화 설계는 하기 그림에서 보이는 LK, HK, HP 압축기와, Feed booster 및 Compander 에 대해 진행하였음.



회전기기 최적화 설계는 액화공정을 구현하기 위한 회전기기류들의 구현가능성과 과제 목표인 액화효율을 목표를 달성하는 것임.

(1) 기본설계를 통한 구현가능성 확인

액화공정에 부합하는 회전기기류들에 대해 하기와 같이 기본설계를 진행하여 공정조건에 회전기기류의 구현가능성에 대해 확인하였음.

(가) 압축기의 핵심 부품인 임펠러의 공력설계를 진행하였고, 임펠러의 구조설계를 통해 구조적 안정성도 확인하였음.

(나) 드라이버와 임펠러의 회전속도 차이를 맞춰주기 위한 증속기어에 대한 기본 설계를 수행하였고 모든 설계값이 기준치내에 위치하는 것을 확인하였다.

(다) 로터의 회전를 지지하기 위해 설계된 유막 베어링의 부하기준치값 이하에 있는 것을 확인하였다.

(라) 로터축의 가스 누출을 최소화하기 위한 실링시스템에 대한 기본 설계를 진행하여 설계에 문제가 없는 것을 확인하였다.

(마) 압축기 Core 부분에 대한 layout를 검토하였으며 기존 당사 경험상 문제가 없는 것을 확인하였다.

(2) 액화 효율

상기와 같은 기본설계를 통해 각각의 회전기기류에 소모되는 에너지 산출을 통해 액화효율을 산정하였다. 산정한 결과는 아래 도표와 같다.

표2-12. 회전기기류 에너지 소모량

분류			축파워 (kW)	연료소모량 (kg/hr)	비고
냉매압축기 (Train 1&2)	회전기기	LK 압축기	21,861 X 2	-	모터의 연료 소모량은 LM2500PE 발전기 적용 기준으로 전환효율 90% 및 모터 효율 95%적용 함
		HK 압축기	7,077 X 2	-	
		HP 압축기	10.079 X 2	-	
		감속기어	819 X 2	-	
	드라이버	LM6000PD	-38,200 X 2	7,773.7 X 2	
		Motor	-1,636 X 2	438.0 X 2	
Feed용 회전기기	회전기기	부스터 압축기	6,929 X 2	-	
		감속기어	376 X 1	-	
		컴팬더	0	-	
	발전기	LM2500PE	-14,233 X 1	3,429.3	
기타기기	기타 장비	펌프 제어기	3,353		
	발전기	LM2500PE	-3,353	852.7	
합				20,725	

도출된 에너지 소모량을 통해 액화 공정 시스템 효율을 산출하였다. 액화 공정 LNG 생산량과 회전기기를 구동하기 위한 소모량 계산을 근거로 액화 공정 효율을 93.3%가 도출되었다.

표2-13. 액화 공정 효율

	Feed 양 (kg/hr)	LNG 생산량 (kg/hr)	회전기기/기타기기 연료 모량(kg/hr)	액화공정 효율(%)
KSMR 액화 공정	337,149	316,424	20,725	93.8%

(3) RAM 분석 결과

LNG-FPSO 플랜트 공정 응용기술 개발을 통해 개발하는 공정용 회전기기(Feed용 회전기기 2종, 액화공정용 회전기기 3종)의 RAM 분석을 수행하였다. 회전기기 구성품의 고장률 DB(OREDA)와 당사에서 수집한 필드데이터 분석을 통해 회전기기 고장률, MTTR 및 가용도를 예측하였다. RAM 분석은 한국 신뢰성 학회에 의뢰하여 한국 신뢰성 학회에서 수행하였다.

(가) OREDA를 이용한 RAM 분석 결과

LK, HK, HP, 부스터 및 컴팬더의 BOM과 기능구조를 조사하였다. 압축기 시스템은 OREDA DB와 일치하도록 Power transmission, Compressor, Control and monitoring, Lubrication system, Shaft seal system, Miscellaneous, Driver의 7개 Subunit으로 구분하고, 기능분석을 통하여 압축기 System과 Subunit의 Functional Flow Block Diagram (FFBD)을 작성하였다.

또한, 압축기 시스템의 각 Subunit에 포함된 Maintainable Items의 수와 직렬, 병렬, koon (k-out-of-n) 등 구조로부터 시스템 및 Subunit의 신뢰성 블록 다이어그램(Reliability Block Diagram: RBD)을 작성하였으며, RBD 작성은 RAM 분석에 널리 사용되는 PTC Windchill Quality Solution을 이용하였다.

OREDA DB의 Maintainable items의 Failure rate와 MTTR을 이용하여 추정된 LK, HK, HP, 부스터 및 컴팬더의 Failure rate, MTTR 및 Availability는 아래 표와 같다.

표2-14 LK, HK, HP, 부스터 및 컴팬더의 Failure rate, MTTR 및 Availability

System	Failure rate	MTTR	Availability
LK 압축기	251.75	16.08	0.995968
HK 압축기	209.84	16.26	0.996600
HP 압축기	209.84	16.26	0.996600
부스터 압축기	251.75	16.08	0.995968
컴팬더	65.86	16.93	0.998886

① LK 압축기와 부스터 압축기의 Failure rate는 251.75(단위: 10-6), MTTR은 16.08시간, Availability는 0.995968로 추정되었다.

② HK 압축기와 HP 압축기의 Failure rate는 209.84(단위: 10-6), MTTR은 16.26시간, Availability는 0.996600으로 추정되었다.

③ 컴팬더의 Failure rate는 65.86(단위: 10-6), MTTR은 16.93시간, Availability는 0.998886으로 추정되었다.

④ 따라서 압축기 Availability는 (컴팬더) > (HK 압축기)=(HP 압축기) > (LK 압축기)=(부스터 압축기) 순으로 나타났다.

(나) 필드데이터를 이용한 RAM 분석 결과

2008년 11월 20일에서 2016년 2월 29일 사이에 인도된 주문형 압축기 282대를 대상으로 필드데이터를 분석하였다. 압축기 필드데이터 분석을 위한 가정은 다음과 같다.

① 2008년에서 2016까지 인도된 282개 주문형 압축기를 대상으로 하였다.

② 고장시간은 Warranty start를 시점으로 산출하고, Warranty start와 Delivery date에 차이가 있는 무고장 장비는 Time Lag data의 중앙값만큼 데이터를 보정하였다.

③ 압축기 일별 사용율(Duty Ratio)은 0.5, 0.6, 0.7, 0.8, 0.9이다.

④ 압축기 시스템의 고장시간은 서로 독립인 지수분포를 따른다.

⑤ 압축기를 구성하는 Maintainable Items의 고장은 서로 독립이다. 즉, 어떤 Item의 고장은 다른 Item의 고장에 영향을 미치지 않는다.

⑥ Maintainable Items은 작동(operational) 또는 고장(failed)의 두 가지 상태만을 가진다.

⑦ Maintainable Items의 고장시간은 서로 독립인 지수분포를 따른다.
⑧ 분석 시점은 2016년 5월 5일을 기준으로 한다.

표2-15 주문형 압축기 시스템과 Maintainable Items의 고장률(단위: 10^{-6})

사용율 / 시스템/Maintainable Items	50%	60%	70%	80%	90%
System	25.83	21.53	18.45	16.15	14.35
Actuating device	2.65	2.21	1.89	1.66	1.47
Antisurge system	0.33	0.28	0.24	0.21	0.18
Casing	0.66	0.55	0.47	0.41	0.37
Control unit	0.99	0.83	0.71	0.62	0.55
Control-, isolating & check valves	0.33	0.28	0.24	0.21	0.18
Coolers	0.99	0.83	0.71	0.62	0.55
Coupling to driver	0.66	0.55	0.47	0.41	0.37
Driver	0.99	0.83	0.71	0.62	0.55
Flange joints	0.66	0.55	0.47	0.41	0.37
Gear box/var. driver (with bull gear)	1.32	1.10	0.95	0.83	0.74
Instrument, level	0.33	0.28	0.24	0.21	0.18
Instrument, pressure	0.99	0.83	0.71	0.62	0.55
Instrument, temperature	3.31	2.76	2.37	2.07	1.84
Instrument, vibration	2.32	1.93	1.66	1.45	1.29
Internal piping	0.99	0.83	0.71	0.62	0.55
Internal power supply	0.99	0.83	0.71	0.62	0.55
Monitoring	0.99	0.83	0.71	0.62	0.55
Piping	0.33	0.28	0.24	0.21	0.18
Pump	0.33	0.28	0.24	0.21	0.18
Radial bearing	1.66	1.38	1.18	1.04	0.92
Reservoir incl. heating system	0.33	0.28	0.24	0.21	0.18
Rotor w/impellers and pinion	1.66	1.38	1.18	1.04	0.92
Seal gas	0.33	0.28	0.24	0.21	0.18
Seals(Seal panel)	0.33	0.28	0.24	0.21	0.18
Subunit	0.33	0.28	0.24	0.21	0.18
Thrust bearing	0.66	0.55	0.47	0.41	0.37
Valves	0.33	0.28	0.24	0.21	0.18

현재 필드데이터 수집체계에서는 고장시간은 기록되지만 정비시간이 수집되고 있지 않다.

따라서 MTBF, 고장률 추정 등의 신뢰성 분석은 가능하지만 MTTR, Manhour 추정과 같은 정비성 분석은 수행할 수 없는 상태이다. 따라서 향후 필드데이터 수집체계를 개선할 경우 정비시간과 정비인시에 대한 필드를 DB에 추가하여 정비시간 관련 데이터를 수집하는 것이 필요하다. 사용율이 0.5, 0.6, 0.7, 0.8, 0.9일 때, 필드데이터 분석을 통하여 추정된 압축기 시스템과 Maintainable Items의 고장률(단위: 10-6)은 위의 표와 같다.

아. 회전기기 LCC 최적화

(1) CAPEX

압축기의 원가는 모든 제품과 같이 재료비, 경비, 노무비로 구성된다. 압축기의 원가는 고객이 요구하는 사양(specification)에 따라 원가 차이가 발생한다. 그러므로 일반적으로 Oil & Gas industry에 적용되는 API617(America Petroleum Institute) “Axial and Centrifugal and Expander-Compressors”과 Off-shore에 적용되는 Ship classification중 가장 많이 적용되는 DNV-GL 기준으로 원가를 산정하였다.

하기 도표와 같이 제품의 제조원가를 산정하여 적정이윤을 붙여 판가를 산정하였다. 모든 자세한 원가 데이터는 당사 영업비밀이므로 나타내지 않았다.

표2-16 회전기기 CAPEX

구분	대수	단기(천원)	가격(천원)	비고
LK 압축기	2	3,712,231	7,424,462	
HK 압축기	2	2,575,897	5,151,794	
HP 압축기	2	2,726,755	5,453,510	
Feed Booster	2	3,580,968	7,161,936	
Compander	1	3,912,149	3,912,149	

(2) OPEX

OPEX는 보수정비, 예방정비, 에너지 비용, 매출 영향 비용으로 구성된다. 매출 영향 비용은 RAM 분석 결과 시스템 가용도가 목표를 상회하므로 0으로 가정하였다. 에너지 비용은 연간소모전력량에 kW당 전기요금과 수명을 곱하여 산출하였다. 보수정비 비용과 예방정비 비용은 인건비와 재료비로 구분하여 RAM분석 결과로부터 도출하였다. 총 9대 (LK 압축기 2대, HK 압축기 2대, HP 압축기 2대, 부스터 2대, 컴팬더 1대)에 대한 OPEX는 다음 표와 같다

표2-17 회전기기 OPEX

기준	비용 항목			항목별 비용(원)	총 비용(원)
OREDA	OPEX	유지보수비용	보수정비 비용	26,202,850,432	2,284,118,362,448
			예방정비 비용	33,161,828,016	
		에너지비용		2,224,753,684,000	
필드데이터	OPEX	유비보수비용	보수정비 비용	2,328,224,403	2,260,243,736,419
			예방정비 비용	33,161,828,016	
		에너지비용		2,224,753,684,000	

OPEX는 OREDA 적용 시 22,841억원이며 Field data 적용 시 22,602억원이였고 OPEX를 구성하는 비용 중 에너지 비용이 대략 97% 수준으로 도출되었다.

상기 OPEX 분석은 전문기관인 네무시스(주)에 자문 및 용역을 통해 한구 신뢰성학회에서 수행한 RAM 분석 자료를 토대로 수행되었다.

(3) KSMR 회전기기 LCC 분석

도출된 CAPEX 및 OPEX 결과를 토대로 LCC 값을 도출하였다.

표2-18 KSMR 회전기기 LCC

비용 항목			항목별 비용(원)	총 비용(원)
CAPEX	장비구매 비용		29,103,851,000	2,289,347,587,419
OPEX	유지보수 비용	보수정비 비용	2,328,224,403	
		예방정비 비용	33,257,602,296	
	에너지 비용		2,224,753,947,000	

(4) 선진사와 LCC 비교

LCC 분석 결과를 보면 LCC에서 에너지 비용이 97%이상을 차지하고 있는 것을 확인하였다. 이에 따라 선진사와의 LCC 비교는 선진사의 회전기기 에너지 소모량을 산출하면 알 수 있다.

(가) 선진사 에너지 비용 산출

선진사 대상으로 선정한 D사는 미국에 기반을 두고 있으며 Off-shore에 회전기기를 공급한 많은 실적을 보유하고 있는 대표적인 회사이다. 최종 공정 Case의 프로세스 데이터를 D사에서 제공하는 모델 selection및 성능 evalution web-site를 통해 모델 선택 및 에너지 소모량 자료들을 밑에 표와 같이 얻었다.

표2-19 D사 모델 및 에너지 소모량

	LK 압축기	HK 압축기	HP 압축기	Feed 부스터	컴팬더
모델	20R	10R	8R	8R	-
단수	5	1	1	4	-
로터 회전수 (RPM)	5,230	11,220	13,030	13,030	-
에너지소모량 (kW)	23,657	7,229	10,295	17,684	-

(나) 선진사 LCC 산출

LCC 산출을 위해 CAPEX와 OPEX 중 예방정비, 보수정비 비용은 당사와 같은 수준으로 고려하여 평가하였다. 에너지 비용이 97%로 크게 무리는 없어 보인다. LCC 산출 결과는 아래 표와 같다.

표2-20 선진사 LCC

비용 항목			항목별 비용(원)	총 비용(원)
CAPEX	장비구매 비용		29,103,851,000	2,425,768,619,157
OPEX	유지보수 비용	보수정비 비용	23,748,218,493	
		예방정비 비용	30,257,602,296	
	에너지 비용		2,342,658,947,000	

(다) LCC 비교

회전기기 5종에 대해 도출된 CAPEX 및 OPEX 비용을 비교하였다. LCC 비용 중 에너지비용이 97% 수준으로 나머지 CAPEX 및 OPEX 항목 중 유지보수비용은 크게 영향을 주지 못하는 것으로 나타 났다. 선진사의 CAPEX 비용은 당사와 동일한 수준으로 고려하였고, OPEX에 유지보수 비용은 OREDA기준의 RAM결과를 반영한 결과를 반영 하였다.

표2-21 LCC 비교

비용 항목		선진사(원)	한화(원)	비고
CAPEX	장비구매 비용	29,103,851,000	29,103,851,000	5.6%차이
OPEX	유지보수비용	54,005,820,789	35,490,052,419	
	에너지 비용	2,342,658,947,000	2,224,753,684,000	
LCC (CAPEX + OPEX)		2,425,768,619,157	2,289,347,587,419	

비교 결과는 상기 도표와 같이 에너지 비용차이에 의해 구분된다. 당사는 에너지 효율을 높이기 위해 시스템 측면에서는 isothermal compression을 위해 중간 열교환기를 LK 및 부스터 압축기에 적용하였으며 모든 회전기기에 효율이 개선된 Master impeller를 적용하였다. 이에 따라, 선진사 대비 5.6%의 LCC 비용 저감을 달성하였다.

자. 연구 개발 성과

(1) 논문 게제 성과

번호	논문명	학술지명	구분	학술지 등록일
1	Dividing wall column structure design using response surface methodology	Computers and Chemical Engineering	국외SCI	201202
2	Technical Trend for LNG-FPSO	한국마린엔지니어링 학회지	국내일반	201202
3	Design and optimization of a dividing wall column by factorial design	KoreanJournalofChemicalEngineering	국내SCI	201205
4	Improvement of natural gas liquid recovery energy efficiency through thermally coupled distillation arrangements	Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering	국외SCI	201207
5	Optimization of single mixed refrigerant natural gas liquefaction plant with nonlinear programming	Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering	국외SCI	201207
6	Design and Optimization of Natural Gas Liquefaction and Recovery processes of offshore floating liquified natural gas plants	Industrial & engineering chemistry research	국외SCI	201208
7	A study of Complex Distillation Arrangements Using Dividing Wall Columns for Improved Depropanizing, Debutanizing and Deisobutanizing Fractionation of NGL	Korean chemical engineering research	국내일반	201212
8	Application of the Self-Heat Recuperation Technology to Deisobutanizer Column	International Journal of Chemical Engineering and Applications	국외일반	201212
9	Design and optimization of heat integrated dividing wall columns for improved debutanizing and deisobutanizing fractionation of NGL	KoreanJournalofChemicalEngineering	국내SCI	201302
10	Knowledge based decision making method for the selection of mixed refrigerant systems for energy efficient LNG processes	Applied Energy	국외SCI	201307
11	Techno-Economic Analysis of Potential Natural Gas Liquid (NGL) Recovery Processes under Variations of Feed Compositions	Chemical Engineering Research and Design	국외SCI	201307
12	Debottlenecking the Retrofitted Thermally Coupled Distillation Sequence	Industrial & engineering chemistry research	국외SCI	201308
13	AnovelNGL(naturalgasliquid)recoveryprocessba	Energy	국외SCI	201308

	sedonself-heatrecuperation			
14	Optimal Retrofit of a Side Stream Column to a Dividing Wall Column for Energy Efficiency Maximization	Chemical Engineering Research and Design	국외SCI	201312
15	Process knowledge based opportunistic optimization of the N2-Co2 expander cycle for the economic	Journal of Natural Gas Science and Engeineering	국외SCI	201405
16	Control structure synthesis for operational optimization of mixed refrigerant processes for liquefied natural gas plant	AIChE Journal(Process Systems Engineering)	국외SCI	201407
17	Synthesis of an optimizing control structure for dual mixed refrigerant process	Journal of Chemical Engineering of Japan	국외SCI	201408
18	Plant-wide control for the economic operation of modified single mixed refrigerant process for an offshore natural gas liquefaction plant	Chemical Engineering Research and Design	국외SCI	201404
19	Energy saving opportunities in integrated NGL/LNG schemes exploiting: Thermal-coupling common-utilities and process knowledge	Chemical Engineering and Processing: Process Intensification	국외SCI	201408
20	Knowledge inspired investigation of selected parameters on energy consumption in nitrogen single and dual expander processes of natural gas liquefaction	Journal of Natural Gas Science and Engineering	국외SCI	201503
21	Modified coordinate descent methodology for solving process design optimization problems-application to natural gas plant	Journal of Natural Gas Science and Engeineering	국외SCI	201511
22	Techno-economic evaluation of a novel NGL recovery scheme with nine patented schemes for offshore applications	Journal of Natural Gas Science and Engineering	국외SCI	201511
23	Risk-based optimization for representative natural gas liquid (NGL) recovery processes by considering uncertainty from the plant inlet	Journal of Natural Gas Science and Engineering	국외SCI	201511
24	Energy Recovery in a Naphtha Splitter Process through Debottlenecking of Retrofitted Thermally Coupled and Double-Effect Distillation Sequences	Energy Technology	국외SCI	201506
25	Sequential coordinate random search for optimal operation of LNG (liquefied natural gas) plant	Energy	국외SCI	201509

26	Stochastic Analysis of Dead-time Systems using a Hybrid Spectral Method	International Journal of Control, Automation, and Systems	국외SCI	201511
27	Evolution and optimization of the dual mixed refrigerant process of natural gas liquefaction	Applied Thermal Engineering	국외SCI	201512
28	Enhancement of single mixed refrigerant natural gas liquefaction process through process knowledge inspired optimization and modification	Applied Thermal Engineering	국외SCI	201601
29	Optimization of modified single mixed refrigerant process of natural gas liquefaction using multivariate Coggin's algorithm combined with process knowledge	Journal of Natural Gas Science and Engeineering	국외SCI	201606

(2) 특허 성과

번호	특허명	구분	출원·등록 번호	출원·등록일
1	천연가스 액화공정	국내출원	10-2012-0015478	20120215
2	플레이트 핀 열교환기를 이용한 천연가스 액화시스템	국내출원	10-2012-0015479	20120215
3	천연가스 액화공정	국내등록	10-1153100	20120529
4	플레이트 핀 열교환기를 이용한 천연가스 액화시스템	국내등록	10-1153055	20120529
5	액화 가스의 감압 방법	국내출원	10-2012-0121440	20121030
6	천연가스 액화공정	국내출원	10-2012-0133573	20121123
7	액화 가스의 감압 방법	국내등록	10-1242790	20130306
8	천연가스 액화공정	국외출원	PCT-KR2013-010464	20131118
9	천연가스 액화공정	국내출원	10-2013-0056477	20130520
10	천연가스 액화공정	국내출원	10-2013-0056478	20130520
11	천연가스 액화공정	국내등록	10-1281914	20130627
12	천연가스의 예비 분리를 통한 천연가스오일 회수방법	국내출원	10-2014-0036786	20140328
13	천연가스 액화공정	국내출원	10-2014-0098909	20140801
14	천연가스 액화공정	국내출원	10-2014-0098910	20140801
15	천연가스 액화공정	국내출원	10-2014-0098911	20140801
16	천연가스 액화공정	국내출원	10-2014-0098912	20140801
17	천연가스 액화공정	국내출원	10-2014-0098913	20140801
18	천연가스 액화공정	국내출원	10-2014-0098914	20140801
19	천연가스 액화공정	국내등록	10-1464433-0000	20141117
20	천연가스의 예비 분리를 통한 천연가스오일 회수방법	국내등록	10-1561385	20151012
21	천연가스 액화공정	국내등록	10-1615443	20160419
22	천연가스 액화공정	국내등록	10-1630518	20160608
23	천연가스 액화공정	국내등록	10-1615444	20160419
24	천연가스 액화공정	국내등록	10-1620182	20160503
25	천연가스 액화공정	국내등록	10-1620183	20160503

26	천연가스 액화공정	국내등록	10-1616626	20160422

(3) 소프트웨어

번호	소프트웨어 명	내용	등록일
1	ODDISAY v1.0.0	높은 가동률과 에너지 효율을 갖는 LNG-FPSO의 LNG공정 최적화 및 설계를 위한 자동 최적화 시스템	201504
2	ODDISAY v1.0.1	천연 가스 액화 공정의 자동 최적화 시스템	201608

3. 목표 달성도 및 관련 분야 기여도

가. 목표 달성도

(1) 질적 성과 달성도

(가) 성과점검 기준표

① 4-1-1과제

구분	핵심연구성과 (level1)		단위 성과 (level2)		총괄 성과점검기준						달성도
					질적성과지표		목표치	측정방법	검증방법	가중치	
4-1-1 과제	A	LNG-FPSO 공정 최적화 기술 개발	A-1	액화공정 분석 및 방향설정	①	기존 액화공정 Simulation 분석	7	Simulation 성능 분석 보고서	발표	2	100%
			A-2	액화공정 최적화 및 효율성 제고	①	액화공정 효율	89%	Feed 가스량 대비 LNG 생산량 비율	발표	3	100%
			A-3	액화공정 개발	①	신액화공정 개선·개발	4	특허 출원	특허 서류	7	100%
			A-4	액화사이클 운전성 평가 및 개선	①	액화공정 동적거동 분석	4	Case Study 보고서	보고서	1	100%
			A-5	성능 검증 및 홍보	①	액화공정 성능 검증	4	학회 발표	학회 자료	2	100%
							4	학술지 발표 (SCI급)	학술지	2	100%
			A-6	천연가스 액화공정 설계	①	천연가스 액화공정 기준 정립	100%	Simulation 자료	Simulation	3	100%
			A-7	상용 FPSO 액화공정 설계	①	액화공정 설계	50%	DCL 대비 설계 자료	설계집	2	100%
	B	LNG-FPSO 액화공정 용량설계(Pre-FEED 수준)	B-1	LNG-FPSO 액화공정 설계(Pre-FEED 수준)	①	경쟁사 액화효율 분석	3건 액화공정 시뮬레이션 분석	분석보고서	성과물 확인	2	100%
					②	액화공정 시스템 개선	시스템개선 1건	특허출원서	특허서류 확인	7	100%
					③	플랜트 가동률(availability)	93%	플랜트 가동률 분석(4-3과제 분석보고서	4-3과제 보고서 확인	3	100%

								활용)			
					④	1차 설계도서(Pre-FEED 수준) 작성	설계도서 1식	완료 설계도서/설계 도서 목록	완료 설계도서 목록 검토	15	100%
			B-2	LNG-FPSO 액화공정 최적화	①	공정 효율	93%	분석보고서	보고서 확인	2	100%
	C	상용급 LNG-FPSO 액화공정 설계	C-1	LNG-FPSO 액화공정 설계	①	액화공정 시스템 개선	시스템개선 1건	특허출원서	특허서류 확인	5	100%
					②	생산가용도	93%	4-3세부분석결과보고서 (AIP인증)	성과물 확인	2	100%
					③	2.5MTPA급 최종 설계도서(FEED 수준) 작성	설계도서 1식	완료 설계도서/설계 도서 목록	완료 설계도서 목록 검토	15	100%
					④	액화공정 설계	보고서 1건	전문기관 분석보고서	분석보고서 확인	6	100%
			C-2	LNG-FPSO 액화공정 최적화 시스템 개발	①	최적화가능시스템구축 (온도,압력,냉매조성 고려)	S/W 등록 1건	S/W 등록증	성과물 확인	2	100%
							최적화 알고리즘 1건	SCI급 논문 게재	성과물 확인	2	100%
			C-3	LNG 상용 플랜트 OTS 시스템 개발	①	시스템 구축 완료	S/W 등록 1건	S/W 등록증	성과물 확인	4	100%
							OTS 하드웨어 구축 1건	현장검증	현장검증보고서 확인	4	100%
							육상/해상 LNG액화플랜트 OTS 구현	전문가 현장검증	검증보고서 확인	4	100%
	D	Test bed Train-2 압축기 코어 구매 및 적용	D-1	압축기 도입 및 테스트베드 공사	①	압축기 개조 및 적용	시제품	성능시험	시험결과 보고서	3	100%
					②	테스트베드 부분 재시공(배관공사 등)	배관공사	완성검사	완성검사필증 확인	2	100%
계										100	100%

② 4-1-2과제

구분	핵심 성과목표 (level1)		단위 성과목표 (level2)		최종 성과점검기준					달성도
					질적목표별 성과지표		목표치	측정방법	검증방법	가중치	
총괄	A	LNG-FPSO 회전기기 벤치마킹	A-1	LNG-FPSO 자료 수집	①	기본분석 자료 획득	관련자료 3건	자료	발표	0	100%
			A-2	분류 및 검토 범위 설정	①	벤치마킹을 위한 분류 및 검토범위 설정	벤치마킹보고서 내 분류 및 검토 범위에 관한 내용 반영	기술보고서 완성/관련 전문가 자문	보고서/ 발표	3	100%
			A-3	벤치마킹	①	벤치마킹 분석 및 보고서 초안	벤치마킹 보고서 1건 작성을 위한 초안	기술보고서 완성/관련 전문가 자문	보고서/ 발표	3	100%
			A-4	보고서 작성	①	회전기기 벤치마킹 분석 및 보고서 완성	벤치마킹 보고서 1건	기술보고서 완성/관련 전문가 자문	보고서/ 발표	3	100%
			A-5	특허 조사	①	회전기기 특허 분석 및 보고서 완성	특허보고서 1건	기술보고서 완성/관련 전문가 자문	보고서/ 발표	5	100%
	B	LNG-FPSO 회전기기 최적화	B-1	액화 공정회전기기 사양 분석	①	액화공정에 사용되는 회전기기 사양 분석	분석보고서 1부	분석보고서 검토	성과물 확인	10	100%
			B-2	기타 공정 회전기기 사양분석	①	기타 공정에 사용되는 회전기기 사양분석	분석보고서 1부 내용 반영	분석보고서 검토	성과물 확인	5	100%
			B-3	발전시스템 사양분석	①	발전시스템에 사용되는 회전기기 사양분석	분석보고서 1부	분석보고서 검토	성과물 확인	5	100%
			B-4	Topside 공정최적화를 위한 회전기기 공정 최적설계 및 선정	①	액화공정 효율	90%	분석보고서 전문가 검토	보고서 확인	30	100%
	C	회전기기 LCC 최적화	C-1	CAPEX 분석	①	선정된 회전기기 CAPEX 분석	분석보고서 1부	분석보고서 검토	성과물 확인	5	100%
			C-2	OPEX 분석	①	선정된 회전기기 OPEX 분석	분석보고서 1부	분석보고서 검토	성과물 확인	5	100%
			C-3	RAM 분석	①	선정된 회전기기 RAM 분석	분석보고서 1부	분석보고서 검토	성과물 확인	6	100%
			C-4	회전기기에 대한 LCC 최적화 보고서 작성	①	경재사 제품의 LCC 분석	분석보고서 1부	분석보고서 전문가 검토	보고서 확인	10	100%
					②	선정된 회전기기 LCC 개선률	LCC 경쟁사 대비 5% 개선	분석보고서 전문가 검토	보고서 확인	10	100%
계										100	100%

(2) 양적 성과 달성도

(가) 4-1-1과제

			최종목표	누적실적	미달성
성과지표			A	B	C=A-B
학술지 게재 논문	SCI	국내	1	2	-1
		국외	10	24	-14
	비SCI	국내	7	2	5
		국외	0	1	-1
특허 출원	출원	국내	9	13	-4
		국외	0	1	-1
	등록	국내	5	12	-7
		국외			
개발된 기술의 현장 검증 및 적용(건수)	현장 검증(경험)		2	1	1
	현장 적용		2	1	1
전문 인력 양성			3	17	-14
관련 분야 국제 협력			2	2	0
시작품			1	2	-1
시제품			1	1	0
학술 회의/발표	국내		7	34	-27
	국외		8	16	-8
해외진출을 위한 현장조사 실적			6	8	-2
산학연간 기술 지원			2	3	-1
기술확산 교류			7	8	-1
산학연 협력 활동			11	5	6
연구 관련 홍보			3	5	-2

			7차년도		8차년도	
성과지표			목표	실적	목표	실적
학술지 게재 논문	SCI	국내				
		국외	3	5	1	9
	비SCI	국내	1		2	
		국외				
특허 출원	출원	국내	3	6		
		국외				
	등록	국내	1	1	2	7
		국외				
개발된 기술의 현장 검증 및 적용(건수)	현장 검증(경험)				2	1
	현장 적용		1			1
전문 인력 양성				3		2
관련 분야 국제 협력						1
시작품				1		1
시제품					1	1
학술 회의/발표	국내		3	4	2	12
	국외		2	1	1	1
해외진출을 위한 현장조사 실적			1			
산학연간 기술 지원						
기술확산 교류			1	1	1	
산학연 협력 활동			2	1	2	
연구 관련 홍보			1			

(나) 4-1-2과제

			최종목표	누적실적	미달성
성과지표			A	B	C=A-B
학술지 게재 논문	SCI	국내	0	0	0
		국외	0	0	0
	비SCI	국내	3	2	1
		국외	0	0	0
특허 출원	출원	국내	3	0	3
		국외	0	0	0
	등록	국내	1	0	1
		국외	0	0	0
개발된 기술의 현장 검증 및 적용(건수)	현장 검증(경험)		1	0	1
	현장 적용		1	0	1
전문 인력 양성			4	0	4
관련 분야 국제 협력			1	1	0
시작품			0	0	0
시제품			1	0	1
학술 회의/발표	국내		1	0	1
	국외		0	0	0
해외진출을 위한 현장조사 실적			2	0	2
산학연간 기술 지원			5	0	5
기술확산 교류			3	0	3
산학연 협력 활동			5	2	3
연구 관련 홍보			2	1	1

			7차년도		8차년도	
성과지표			목표	실적	목표	실적
학술지 게재 논문	SCI	국내				
		국외				
	비SCI	국내	1		1	2
		국외				
특허 출원	출원	국내	2			
		국외				
	등록	국내			1	
		국외				
개발된 기술의 현장 검증 및 적용(건수)	현장 검증(경험)		1			
	현장 적용				1	
전문 인력 양성			1		1	
관련 분야 국제 협력						
시작품					1	
시제품						
학술 회의/발표	국내				1	
	국외					
해외진출을 위한 현장조사 실적			1			
산학연간 기술 지원			2		1	
기술확산 교류			1		1	
산학연 협력 활동			1	1	2	
연구 관련 홍보					1	

나. 관련 분야 기여도

(1) 연구개발 성과의 기술적 효과분석[10)]

(가) 기술의 정의 및 개요

① 기술의 정의

본 기술은 LNG액화공정 설계기술에 관한 것으로, 액화공정설계 요소기술, 액화공정 운전 및 제어요소기술, 액화공정 기자재 설계 요소기술로 이루어지며, 육상 액화플랜트 및 LNG-FPSO에 대한 설계 및 제작에 적용되는 기술에 관한 것이다. 여기에서는 개발된 액화공정인 KSMR 액화기술을 육상용, 해상용을 구분하여 기술적 효과를 분석하지 않고 전체적인 기술사항을 포괄하여 먼저 정리하였고, LNG-FPSO에 해당하는 기술 내용을 후술하였다.

② 기술의 특징 및 장점

㉮ KSMR 액화공정
○ 액화효율 295~350 kW/(ton/h) 수준의 천연가스 액화제조기술로서 유사 사이클 대비 성능 우수
○ 주요 장비 개수 단순화로 압축기 소모동력을 유사 사이클 대비 1/3절감
○ 한국형 독자 액화 공정모델로 배타적인 기술선진국 기본설계 시장 진입 가능

㉯ LNG-FPSO 적용 KSMR 액화공정
○ LNG 생산 효율 93% 이상을 갖는 공정 개발기술(공정시뮬레이션 확인)
○ 생산 가용도(Availability) 93% 이상의 FEED 설계기술(RAM분석 확인)
○ 인명 위험도(Risk Criteria) 10^{-4}/y 이하를 달성하도록 하는 안전성확보 설계기술

③ 기술 개발의 주안점
○ LNG-FPSO CAPEX/OPEX 비용의 효율성(Cost Effectiveness)
○ 가용도(Availability) 목표 달성
○ 선박 Hull과 Topside의 각 Unit(또는 모듈) 상호간 Interface
○ 가능한 작은 공간(Small Foot Print)
○ 안전하고 효율적인 배치(Lay out / Arrangement)
○ 선체 움직임에 영향을 적게 받는 구조(Roburst to vessel motion)
○ 안전성(Safety) 확보 설계기술

④ 기술 혁신의 정도

□ 보통 개량 기술 ■ 주요 개량기술 □ 혁신기술

10) 기술가치 평가서(평가번호 2017-01-001) 2017.3.20. 한국발명진흥회 수행용역보고서 위주 정리

⑤ 기술의 상용화 단계

□ 개발중(시제품 없음) ■ 개발중(시제품 없음) □ 제품화 완료(생산직전) □ 제조 판매중

⑥ 기술의 적용 분야
○ 1차(주요) 적용 분야 : 중소형급 액화플랜트 액화 모듈
○ 2차(응용) 적용 분야 : 중소형급 LNG-FPSO 액화 모듈

(나) 기술성 분석

① 기술의 혁신성/개척성/활용성

기술의 혁신성 관점에서 기술을 분석하면, 첫째로 개발된 천연가스 액화공정인 KSMR 공정 기술은 기존 SMR의 장점인 단순한 설비 구성(컴팩트)과 DMR의 장점인 고효율(냉동사이클 압축 연료 소모 최소화)을 모두 구현한 고효율의 천연가스 액화공정 기술로 주요 개량기술로 평가할 수 있다. 구체적으로 효율은 SMR 대비 30% 이상 개선되었고, DMR 과는 유사한 효율임을 공정모사 결과를 통해 확인 할 수 있다. 두 번째로 LNG-FPSO 적용 액화공정은 육상용 KSMR 공정을 기본으로 해상용 조건에 적합하도록 전문가 세미나와 해외전문기관(노르웨이 Kanfa aragon)과의 Pre-FEED 공동연구를 통해 열교환기 종류와 구성을 변경하여 적용하고 최적화하였다. 또한 이의 실효성과 안전성을 해외전문기관 IRESC를 통해 검증하였다. 따라서 개발 전 목표로 했던 해양환경에 적합한 공정 구성, 효율 극대화 및 안전성을 확보한 FEED 설계를 완성하였다는 점이다. 세 번째로는 개발된 액화공정(KSMR-SWHE)을 다른 전후 공정(전처리 및 유틸리티 공정)과 효율적으로 연계하였고, 선박의 Hull side 모듈 구성에 적합하도록 배치하여 완성도 높은 LNG-FPSO Top-side 공정의 기본설계를 개발하였다는 점이다. 이는 국내에서는 최초의 LNG-FPSO 액화공정 FEED 개발사례이고, 세계에서도 손꼽힐 정도로 완성도 높은 기술을 개발하였다는 점을 혁신적인 기술이라고 꼽을 수 있다.

기술의 개척성 관점에서, 평가 대상 기술은 외국 선진 라이센서만이 보유하고 있던 액화공정 기술을 개발하여 신개척분야인 LNG-FPSO에 적용하였다는 측면에서 가치가 있다고 평가된다. 또한 LNG-FPSO FEED 설계 협력 체계에 있어서도 선진기업들과 유사한 개발 방식을 도입하여 『라이센서 - topside 설계 - hullside 설계 - 안전 검증』 체계로 국내 업체간 역할을 분담하여 협력하여 개발하는 체계를 도입하여 후속으로 실용화하기에도 유리한 구조로 개발되었다는 것도 빼놓을 수 없다.

기술의 활용성 관점에서, 본 기술은 육상용 및 해상용 LNG-FPSO의 Topside에 적용될 수 있으며 1 MTPA 이하의 중소형 규모에 우선 적용하여 구축, 생산 및 운영 경험을 축적하고 이를 바탕으로 점차 생산 규모를 확장하는 시장 진입 전략을 취하는 것이 바람직하다. 현재까지 국내 기업들이 진입하지 못했던 기본설계와 같은 고부가가치 영역에 진입할 수 있는 초석을 다

졌다는 점과, 액화플랜트에서 핵심기술인 액화공정 기술을 개발함에 따라 액화플랜트 설계 시 기자재들의 국산화를 이끌 수 있다는 점에서 그 파급효과가 매우 클 것으로 사료된다. KSMR 개발을 통한 확보한 세부 기술들은 천연가스 액화이외의 다른 분야 활용도 가능한데, 소규모 선박용 LNG재액화설비에 적용할 수 있고, 최근 개발 필요성이 대두되고 있는 수소액화 공정이나 CO2 액화공정 개발에도 축적된 공정모사 기술 및 최적화 기술이 활용 가능하다.

② 기술의 전망

최근 몇 년간 천연가스 가격 하락과 환경 문제로 인한 화석연료 사용 감축 움직임으로 인해 전 세계적으로 신규 가스전의 개발 및 액화사업은 침체되어 있다. 더구나 해상가스전 개발은 경제성 확보가 어려운 데다가, 기존에 야심차게 추진하였던 Shell사의 Prelude FLNG 사업이 다양한 문제(사업성, 환경, 안전, 기술문제 등) 발생으로 인하여 생산에 차질을 빚으면서 후속적인 프로젝트들이 대부분 보류되거나 취소되고 있는 추세이다. 따라서 당분간 해당 기술의 직접적인 활용(LNG-FPSO 천연가스 액화)은 어려울 것으로 보인다.

그러나, 장기적 관점으로 보면 아직까지 수소 등의 신재생에너지로 전환하기에는 시간이 더욱 필요할 것으로 분석되며, 이 경우 천연가스는 다른 화석연료인 석탄과 원자력 에너지에 비해 상대적으로 크린한 에너지라고 볼 수 있어서 향후 20~30년간은 브리지 에너지의 역할을 할 것으로 기대된다. 전 세계적으로는 가스전 개발 축소로 인해 가까운 장래의 천연가스 수급에 부족분이 발생할 가능성이 있고, 기존에 에너지가 부족한 나라나 석탄 등의 화석연료를 대체하는 에너지로 개발하려는 수요도 존재한다. 우리나라의 경우 기존 천연가스 계약 물량 만기가 임박하여 후속 장기 도입물량 확보에 필요한 수요가 존재하기 때문에 아직까지도 추가적인 사업기회는 있다고 판단된다. 이러한 점에서 천연가스 액화공정에 대한 기술적인 기술개발도 당분간은 지속적으로 유지될 것으로 전망된다. 국가적으로는 해당 기술이 EPC 및 소・부・장 분야의 파급효과가 크기 때문에 다가올 기회를 살리기 위해서는 기술적인 성숙도를 높이는 일이 무엇보다 중요하다. 예를 들어 세부기술들을 특화하여 고도화하거나, 스마트 융복합 기술을 적용한 신개념 플랜트를 개발하거나, 친환경 에너지 연계 기술 등의 새로운 시장을 창출하는 노력이 필요할 것으로 보인다.

또한 해당 기술은 친환경 에너지의 대두로 인하여 추가적인 연구개발 기회를 창출할 것으로 보이는데, 대표적으로는 수소액화, 공기액화, 액화탄산 분야 및 폐가스전을 이용하는 CCS(Carbon Capture Storage) 분야가 연관성 있는 기술 개발 분야로 각광받을 것으로 보인다.

③ 기술의 적용력 및 타인의 활용성

KSMR 액화공정은 일일 100톤 생산규모의 테스트베드를 통해 실증이 이루어졌으므로 원천기술의 확보는 이루어졌다고 판단된다. 따라서 추후 동급의 상용 플랜트 설계 시 본 개발기술을 적용하는 데 큰 어려움이 없을 것이다. 다만, LNG-FPSO 에 적용하기 위해서는 안전성 및 신뢰성 검증을 위한 실용화 단계의 후속 연구가 필요하다. 후속 연구는 범국가 차원의 실증 프

로젝트로 소규모 가스전을 대상으로 천연가스 전주기에 대한 기술 적용과 사업화를 여러 기업이 공동 참여하여 추진하는 것이 바람직하지만, 여기에는 대규모의 예산이 수반되고 면밀한 사업성 검토가 필요하다는 점에서 구체적인 개발계획과 신중한 접근이 필요할 것으로 사료된다.

보다 작은 규모의 액화기술(기존 테스트베드 급)은 수요기업이 있다면 언제라도 사업화가 가능할 것으로 보이며, 우리공사는 해당 원천기술을 라이센스나 기술이전 형태로 판매가 가능하며 필요시 기술지원을 담당할 수 있고, 국내의 EPC 기업 및 조선사와 공동 사업추진도 예상할 수 있다.

(다) 기술의 경쟁성

① 기술의 차별성

경쟁기술과 비교하여 기술의 차별성 도한 앞서 언급한 기술의 혁신성 및 개척성과 유사하게 설명할 수 있으나, 여기서는 보다 구체적으로 개발된 기술을 세분화하여 정리하여 보았다.

○ 고효율 천연가스 액화공정(KSMR) 및 해상용 천연가스 액화공정(KSMR-SWHE) 개발

- 기존의 SMR 대비 액화에 필요한 에너지 소비를 절감할 수 있으며, 구조를 단순화하여 비용적인 측면에서 경제적인 장점이 있다.

- 주요 목표인 효율 개선을 위해 다양한 가스전 조건(LTRG, ATLG, HTLG)에 대해 연계된 공정 구성을 모두 고려하여 최적화를 수행하였으며 검토된 조건에서 액화효율 93% 이상 달성하였다.

- 주요 목표중 하나인 RAM 분석을 통하여 가용도(Availability)를 93% 이상 확보하도록 공정설비를 구성하여 설비구성 및 운영의 안정성을 확보하였고, 이에 대한 AIP 인증을 획득하였다.

- 개발된 공정을 Pilot 규모 테스트베드로 직접 실증하였고, 이러한 실증 운영 기술 또한 숙련된 노하우를 필요로 하기 때문에, 후발 기업의 기술 모방 또한 쉽지 않을 것으로 판단된다.

- 액화공정개발에는 여러 분야의 많은 전문가가 필요하고, 수행 경험이 필수적이며 상당한 투자가 필요하므로 모방이 어려운 편이다.

○ 액화공정모사 최적화 기술

- 비주얼 베이직 기반 전용 SW(ODDISAY)로 액화공정에 대한 최적화를 실시하여 효율을 향상시킬 수 있었으며 관련 기술은 독자적인 기술로 다른 기관에서 쉽게 모방이 어려운 기술이다.

○ 테스트베드 동적 모델링 및 OTS 시스템

- 테스트베드 실증에 앞서 예측 가능한 상황에 대한 공정 변화를 동적 거동 분석을 통하여 분석하였으며, 초기 가동 시 문제 발생 대처, 다양한 운전 조전에서의 정상적인 운영을 위한 조치 방법을 사전에 검토할 수 있도록 한 OTS 시스템 개발은 구내 최초로 개발된 내용으로 액화

플랜트를 국내 최초로 운영하기 위한 테스트베드의 안전한 시험 운전에 많은 도움이 되었다.

○ 회전기기 설계 및 LCC 최적화

- LNG-FPSO에 적용하기 위한 냉매압축기(LK, HK, HP) 사양을 다양하게 검토하고 액화공정 효율 93% 및 가용도 93% 달성을 위한 최적의 압축기를 선정하여 설계를 수행하였다.
- 회전기기 생애주기 비용(LCC)분석을 통해 안정적이고 경제적인 회전기기 적용이 가능하도록 하여 해외 선진 기업대비 5.6% 비용 절감 가능성을 확인하였다.
- 압축기 성능 및 내구성은 테스트베드 시험운전의 성공적 수행을 통해 확인되어 신뢰성 있는 기술 개발임을 간접적으로 확인 가능하였다.

② 대체 기술

대체 기술 관점에서 보면, 천연가스 액화공정은 해외에서는 이미 시장에 있는 APCI의 C3MR, DMR, AP-X 공정, ConocoPhilips사의 Cascade 공정 등 많은 공정이 상용화되어 있는데, 이들은 라이센서에게 많은 비용을 지불하여야 하고, 기술 확보나 이전 받기가 어려워 지속적인 사업 확장이 어려운 단점이 있다. 따라서 국내 기술로 개발된 KSMR 공정을 활용하는 측면에서 국내에서는 대체할 만한 기술수준에 도달한 기술이 없으며 사업화 추진에 있어서도 가장 앞선 기술이다.

국내 기업과 협업하여 최초의 사업화를 성공적으로 완료한다면, 후속으로 기술 개발과 사업 촉진의 효과를 기대할 수 있다. 액화공정 기술의 특성상 수명주기가 매우 길며 상용 운전에 따른 노하우 축적이 많으므로 기술이 쉽게 진부화하지도 않을 것이다.

③ 경제적 수명

LNG 플랜트에 적용되는 기술로 플랜트 기획, 타당성 검토부터 EPC, 운영, 유지/보수에 이르기까지 플랜트 산업 전반에 영향력을 갖는 핵심 기술이다. 플랜트 사업의 특성상 안정성이 중요하므로 Track recode 확보가 무엇보다도 우선되어야 한다. 어떠한 규모나 형태로든 첫 번째 사업의 추진이 필수적이며, 첫 번째 사업을 성공적으로 완수하여 증명하는데 약 5년 이상의 장기간이 소요하기 때문에 지속적인 실증 노력이 필수적이라고 판단된다. 이렇게 구축 및 운영된 기술은 장기적으로 20년 이상 사업의 수명이 이어질 것으로 전망된다.

(라) 기술의 권리성

KSMR 기술의 지적재산권(특허 약 31건)의 분석하여 권리의 안전성, 권리의범이의 광협, 특성 및 사업관련성과 제품적용 여부에 대하여 선행기술들과의 비교를 통해 분석하였으며 아래에는 주요 결과를 정리해 보았다. 권리 분석 및 평가의견에서는 본 기술을 사업화함에 있어서 고려해야 할 요소들을 2가지 관점에서 살펴보았다. 첫째는 본 기술과 관련하여 제3자의 모방으

로부터안전하게 보호받음으로써 시장에서 경쟁력 및 지배력을 유지시킬 수 있느냐에 대한 것이고, 두 번째는 사업화함에 있어 타인의 선 등록 특허로 인해 기술적용 사업화에 있어 리스크로 작용할 요인이 있는지 살펴 그에 대한 대응 방안을 마련하는 것이다.

① 권리의 안정성

본 기술과 관련되어 특허의 많은 수는 현재까지 등록상태가 유지되고 있으나, 2건은 출원 중인 상태로 아직 등록되지 않았다. 대체 선행기술들이 특허를 무효화할 만한 수준으로 관련된 개시하지 못하므로 특허의 안정성은 높은 것으로 보인다.

② 권리 범위의 광협

본 기술과 관련되어 심사 중인 1건을 제외하고 일부 특허는 권리범위가 넓으면서도 실효적으로 사용할 수 있을 것으로 판단된다. 액화플랜트의 관점에서 보면 방법 청구 항과 장치 청구 항을 구분하는 것이 큰 의미가 없어, 제조 방법 청구 항이라 해서 청구 범위가 좁거나, 침해 입증이 어려운 점이 없고, 회피 설계가 어려운 것으로서 활용가치가 높다고 사료된다.

③ 포트폴리오 적정성

특허 포트폴리오란 일반적으로 “개인 또는 회사의 같은 단일 개체에 의해 소유된 특허의 집합”을 의미한다. 특허제도를 이용하여 효과적으로 기술을 보호하기 위해서는 산발적인 개별 특허가 아니 핵심 특허를 중심으로 특허 포트폴리오를 구축하는 것이 바람직하다. 현재 천연가스 액화공정과 관련하여 가스공사가 보유한고 있는 국내특허(미등록 포함)는 22건이며, 천연가스 액화공정 기술에 관한 특허를 다수 보유하고 있으며, 그 중에서 천연가스 액화공정 자체에 출원이 집중되고 있는 것으로 분석된다. 액화플랜트 기술에서 냉매 사이클의 구성이 중요하며, 열교환기에서의 예냉 및 액화가 중요한 사항이므로, 이러한 특허를 다수 보유한 한국가스공사는 기본 공정을 변현한 다양한 개량 공정에 대해서 충분한 특허를 확보하고 있으나, 액화시스템 내의 개별 공정과 관련된 기술에 대해서는 보다 많은 특허를 확보하는 것이 바람직(이부분은 전처리 및 유틸리분야에 대한 의견이므로 본 과제의 역무를 벗어난 내용임).

결론적으로 천연가스 액화공정 개발이 정부주도의 자원개발 성격이 강하므로 향후 에너지 자립을 위하여 최대한 탄탄한 특허 포트폴리오를 구축하는 것이 바람직 할 것으로 판단된다. 또한, 향후 해외에서의 특허활동을 강화할 필요가 있을 것으로 판단된다.

④ 사업관련성 및 적용 여부

LNG 관련 시장 중에 가치창출이 가장 큰 분야가 천연가스 액화공정이며, 한국가스공사는 LNG 구매파워를 이용하여 LNG 액화플랜트 건설사업권 또는 E&P분야에서 운영권사업을 획득하기에 유리한 위치에 있다. 구축된 테스트베드를 활용하여 향후 시장 확대에 대비하여 준비한다면 장기적으로 기술 및 사업화 가능성은 크다고 판단된다.

(2) 연구개발 성과의 경제적 효과분석

(가) 시장성 종합분석

아래 표 에서는 에는 KSMR 공정의 기술적 상업적 우위성을 토대로 시장 SWOT분석을 실시함 결과이다.

< 표 시장 SWOT 분석>

SWOT	Analysis
Strengths	▪ KSMR™ 공정은 SMR 공정을 개선한 형태로, 혼합 냉매를 채용한 하나의 냉동사이클을 사용하므로, 액화공정의 구조가 단순하고 효율이 향상됨(액화에 필요한 에너지 소비가 SMR 대비 35% 낮음) ▪ 기존 C3MR 대비 절대적인 효율은 좋지 않으나, 주요 유닛의 약 40%가 감소되어 비용적인 측면에서 보다 효율적임. ▪ 컴팩트한 구조로 부유식 LNG플랜트(LNG-FPSO)에 적용 가능 ▪ 국내 가스공사의 LNG 구매 파워
Weaknesses	▪ 테스트베드 검증 및 트랙레코드 확보 필요 ▪ 100톤/일 급 테스트베드 구축으로 중소형 플랜트 위주로 적용이 가능하며, 대형 플랜트를 위해서는 추가적인 투자 및 개발 기간 요구됨. ▪ 가스전 지분 확보 등 가스전 개발사업 추진을 위한 파이낸싱 역량 취약
Opportunities	▪ 청정에너지에 대한 니즈 증대 ▪ 유가 및 글로벌 경제가 회복 등으로 플랜트 엔지니어링 산업 환경의 호전 전망 ▪ 소형 가스전 및 해양 가스전에 대한 개발 증가 ▪ 세계적 수준의 국내 중공업·조선업 역량(대우조선해양의 최초의 FLNG 설비 건조 완료) ▪ FPSO는 도입기 제품으로 기술선점 및 틈새 시장확보 가능
Threats	▪ 공정 라이선스 업체 및 소수의 EPC업체간 카르텔 형성으로 진입장벽 높음. ▪ 중국·인도 등 주요 신흥국의 자체 거대 국내시장과 저임금을 배경으로 한 자국 플랜트 엔지니어링 산업 육성 전략 ▪ 세계경제 불확실성 증가

(나) 기술가치

① 평가 요약

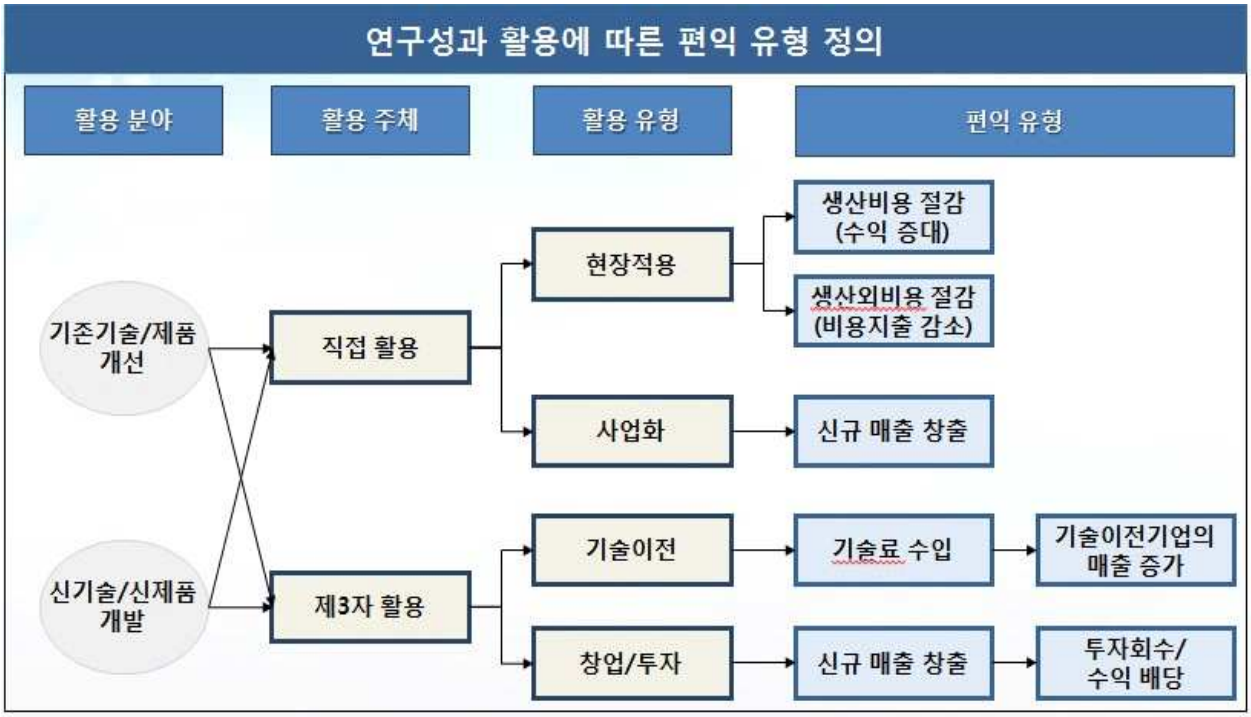
본 분석은 한국가스공사가 자체 개발한 “천연가스 액화공정(KSMR)” 기술사업의 경제성 분석을 위한 사업가치, 기술가치를 2017년 3월 시점에 분석한 결과이다.

표 “천연가스 액화공정” 기술사업에 대한 사업가치 및 기술가치 (단위: 백만원)

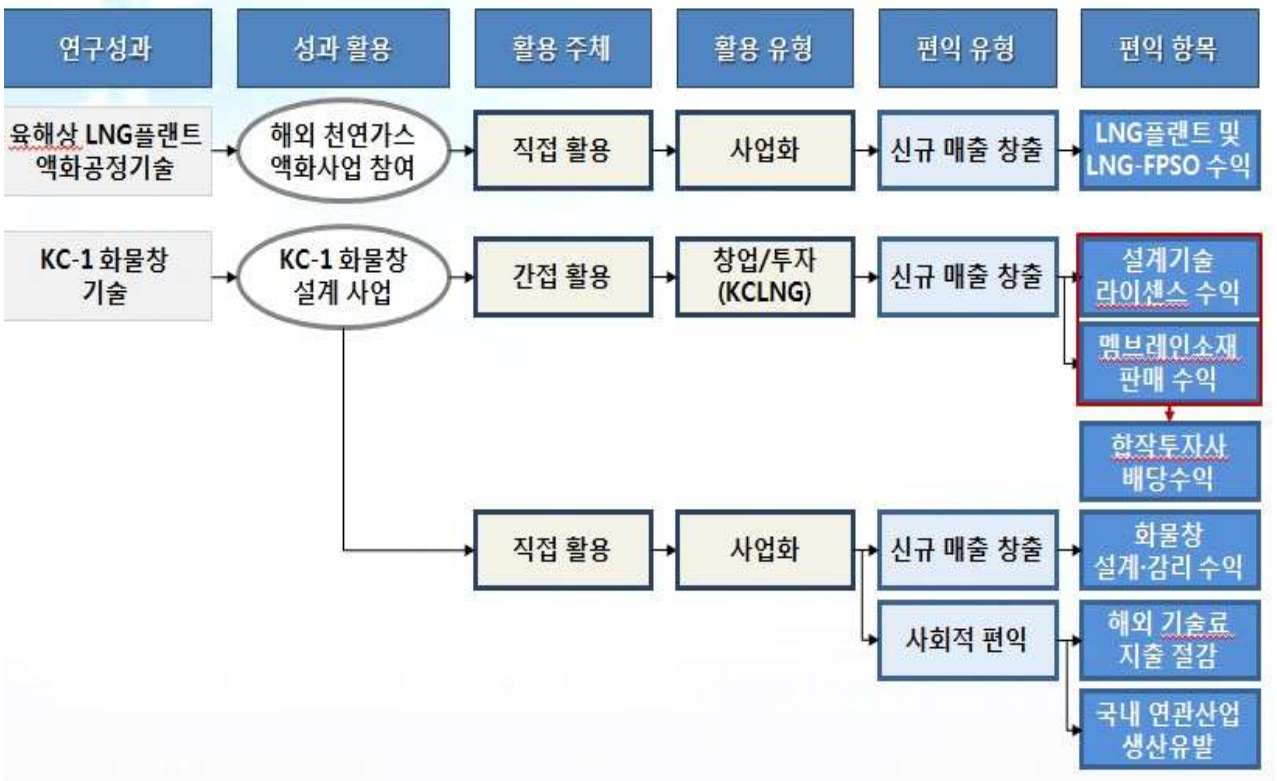
구 분	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027
매 출 액	-	1,538	4,359	7,180	10,056	11,840	49,834	64,215	83,770	58,418
매 출 원 가	-	914	2,589	4,265	5,973	7,033	29,601	38,144	49,759	34,700
매출총이익	-	625	1,770	2,915	4,083	4,807	20,233	26,071	34,011	23,718
판 관 비	-	42	118	194	272	320	1,346	1,734	2,262	1,577
영 업 이 익	-	583	1,652	2,721	3,811	4,487	18,887	24,338	31,749	22,140
법 인 세	-	106	341	577	816	965	4,133	5,332	6,963	4,849
세후영업이익	-	477	1,311	2,144	2,995	3,522	14,754	19,005	24,786	17,292
자 본 지 출	-	319	606	645	696	510	8,032	3,677	4,949	820
순운전자본	-	194	355	355	362	225	4,787	1,812	2,464	-3,194
감가상각비	-	22	61	101	141	166	699	901	1,175	820
투자액회수										
순현금흐름	-	-14	411	1,245	2,077	2,953	2,634	14,418	18,548	20,486
할 인 율	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%
현재가치요소	0.7929	0.7061	0.6288	0.5599	0.4986	0.4440	0.3953	0.3520	0.3135	0.2791
현 재 가 치	-	-10	258	697	1,036	1,311	1,041	5,075	5,814	5,718
구 분	2028	2029	2030	2031	2032	2033	2034	2035	2036	2037
매 출 액	48,072	43,412	38,128	44,248	47,125	54,708	57,443	67,230	70,592	74,121
매 출 원 가	28,555	25,787	22,648	26,284	27,992	32,496	34,121	39,935	41,932	44,028
매출총이익	19,517	17,625	15,480	17,965	19,133	22,211	23,322	27,295	28,660	30,093
판 관 비	1,298	1,172	1,029	1,195	1,272	1,477	1,551	1,815	1,906	2,001
영 업 이 익	18,219	16,453	14,450	16,770	17,860	20,734	21,771	25,480	26,754	28,092
법 인 세	3,986	3,598	3,157	3,667	3,907	4,540	4,768	5,584	5,864	6,158
세후영업이익	14,233	12,856	11,293	13,103	13,953	16,195	17,003	19,897	20,890	21,934
자 본 지 출	674	609	535	621	661	768	806	943	990	1,040
순운전자본	-1,304	-587	-666	771	362	955	345	1,233	424	445
감가상각비	674	609	535	621	661	768	806	943	990	1,040
투자액회수										25,507
순현금흐름	15,537	13,443	11,959	12,332	13,591	15,239	16,659	18,663	20,467	46,996
할 인 율	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%	12.3%
현재가치요소	0.2486	0.2213	0.1971	0.1755	0.1563	0.1392	0.1239	0.1104	0.0983	0.0875
현 재 가 치	3,862	2,975	2,357	2,164	2,124	2,121	2,064	2,060	2,011	4,112
사 업 가 치 (2017.01.01)	46,793									
기 술 기 여 도	54.2%									
기 술 가 치 (2017.01.01)	25,347									

② 분석 방법

○ 편익의 유형 정의



○ 성과 활용 기술



○ 편익 분류



○ 분석 방법

분석 방법론

▪ 편익 산출식

$$LP_{LNG} = \sum_{i=y}^{y+TC} (M_{LNGi} \times MS_{LNG} \times ER_{LNG} \times VA_{LNG} \times BR_E \times R)$$

▪ 산출 변수 설명

- LP_{LNG} = 해외 LNG플랜트 사업 수익
- M_{LNGi} = i 년도 세계 LNG플랜트 시장규모
- MS_{LNG} = 세계 LNG플랜트 시장 점유율
- ER_{LNG} = LNG플랜트 중 설계부문 비중
- VA_{LNG} = LNG플랜트 설계산업 부가가치율
- BR_E = 사업화 성공률
- R = R&D 기여율 (35.4%)
- y = 해외 LNG플랜트 사업화 연도
- TC = 해외 LNG플랜트 사업 수익 편익기간

변수값 설정

변수명	변수 설명
M_{LNGi}	Visiongain社의 글로벌 Floating Liquefied Natural Gas (FLNG) 시장 전망치, Douglas-Westwood社의 onshore LNG 플랜트 대비 offshore LNG 플랜트 비중 고려 시장규모 추정
MS_{LNG}	기존 LNG 액화공정 라이센스별 시장점유율을 토대로 초기 진입자로서의 보수적 시장점유율을 가정
ER_{LNG}	기존 LNG플랜트 건설사업의 생애주기 비용 분석 결과를 토대로 LNG플랜트의 설계단계 비용 비중 평균 12.3%
VA_{LNG}	한국은행 산업연관표상 건축.토목 관련 서비스산업 부가가치율을 활용하여 설정
BR_E	중소기업기술혁신개발사업의 에너지.자원 기술 분야 사업화 성공률을 적용
R	국가연구개발부문 예비타당성조사에서 활용하는 R&D 기여율 35.4% 활용
Y	현재 수행 중인 '액화플랜트 스마트 엔지니어링 기술개발' 종료연도(2019년)와 연구성과의 사업화 회임기간(3년)을 고려하여 2022년으로 설정
TC	LNG 액화공정 관련 분야 특허인용수명(TCT) 지수 평균 11.51년 적용

KOGAS가 보유한 LNG-FPSO 액화공정기술과 CCS 연계 기술을 활용한 세계 LNG-FPSO 시장에서의 설계 관련 매출 확보를 편익으로 설정

분석 방법론

▪ 편익 산출식

$$LP_{FPSO} = \sum_{y=2021}^{2033} (M_{FLNGy} \times MS_{FLNG} \times ER_{FPSO} \times VA_{FPSO} \times BR_E \times R)$$

▪ 산출 변수 설명

- LP_{FPSO} = LNG-FPSO 사업 편익
- M_{FLNGy} = y년도 세계 LNG-PFSO 시장규모
- MS_{FLNG} = 세계 LNG-PFSO 시장 점유율
- ER_{FPSO} = LNG-FPSO 중 설계부문 비중
- VA_{FPSO} = LNG-FPSO 설계산업 부가가치율
- BR_E = 사업화 성공률
- R = R&D 기여율 (35.4%)

변수값 설정

변수명	변수 설명
M_{FLNGy}	Visiongain社의 글로벌 Floating Liquefied Natural Gas (FLNG) 시장 전망치를 토대로 시장 규모를 추정
MS_{FLNG}	국내 수주율(75%)과 해양플랜트 기자재의 국산화율(20%)에 기반하여 시장점유율을 15%로 가정
ER_{FPSO}	기존 연구결과를 바탕으로 LNG-FPSO 건조생애주기 상의 비용구조 상 설계단계 비용 적용
VA_{FPSO}	한국은행 산업연관표상 건축토목 관련 서비스산업 부가가치율을 활용하여 설정
BR_E	중소기업기술혁신개발사업의 에너지·자원 기술 분야 사업화 성공률을 적용
R	국가연구개발부문 예비타당성조사에서 활용하는 R&D 기여율 35.4% 활용
편익산출 기간	- LNG-FPSO 공정 최적화 기술 개발 과제의 종료연도 2017년과 응용/개발연구의 편익 회의기간 3년을 고려하여 편익 발생 시작 시점을 2021년으로 설정 - 편익 기간은 LNG-FPSO 플랜트 기술 관련 분야 특허 인용수명(TCT) 지수 평균 13년을 적용

③ 분석 결과

KSMR 액화공정과 LNG-FPSO 공정기술에 대한 기술가치 평가(2017.3월기준) 결과 아래 표와 같이 각각 현재가치로 130억원 및 921억원으로 산정되었다.

(단위 : 억원)

세부 분야	편익항목 후보	편익의 경제적 가치		
		실현가치	잠재가치	합계
LNG 액화공정 기술	해외 LNG플랜트사업 수익	-	130.3	130.3
LNG-FPSO 공정기술	LNG-FPSO 공정기술 수익	-	921.7	921.7

○ KSMR 기술 가치

해외 LNG 플랜트 사업 수익분석의 주요 변수는 다음과 같이 설정하여 분석한 결과, LNG 액화공정 기술 수익의 미래 가치는 238.9억원, 2017년 현재가치는130.3억원

시장전망 근거

- The FLNG시장 2016년 $7.17B 규모로 이 중 LNG-FPSO 시장은 $5.06B 규모
- 세계 FLNG 시장 2014-2019년 연평균 15.2% 성장

* 출처 : Visiongain, Floating Liquefied Natural Gas (FLNG) Market 2016-2026, 2016
** 출처 : TechNavio, Global Floating LNG Market 2015-2019, 2015

- Douglas-Westwood社의 전망에 따르면 2000년 30% 수준이던 onshore LNG 플랜트 대비 offshore LNG 플랜트 비중이 2020년 50% 수준까지 증가

* 출처 : Steve Robertson, Reorientation of Shipyards: Opportunities in Offshore Energy, 2014

- LNG플랜트 중 설계부문 비중
  :LNG플랜트 건설사업의 생애주기 비용 분석 결과를 토대로 LNG플랜트 설계단계 비용 비중 12.3% 적용

구분	사례1	사례2	사례3	사례4	사례5	평균
설계비 비중	12.48%	11.72%	11.99%	12.48%	12.66%	12.27%

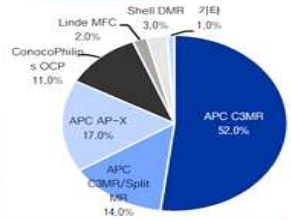
*출처 : 박문선 외, LNG 플랜트 건설사업을 위한 생애주기(EPCC)비용분석모델링 및 퍼지반 분석 시스템 구축방안, 대한설비공학회, 2011

시장규모 및 시장점유율

- 세계 LNG 플랜트 시장 규모

연도	2016년	2020년	CAGR('16~'20)
offshore	5.06	6.78	15.2%
onshore (E)	12.4	13.56	2.3%

- LNG플랜트 시장 시장점유율 : 2%
  :기존 LNG 액화공정 라이센스별 시장점유율을 토대로 초기 진입자로서의 보수적 시장점유율 가정



* 출처 : 박용희, 산업분석 - 유틸리트/건설, 이트레이드증권, 2013.5.13

○ LNG-FPSO 기술가치

LNG FPSO의 미래시장규모 추정을 위하여 2가지 시장분석 보고서를 조합하고, 전체 시장 중 설계 관련 시장 규모를 산출

주요 변수 추정 근거

- LNG-FPSO 시장 전망

연도	2016년	2020년	CAGR
시장규모 (B$)	5.06*	-	7.6%**

* 출처 : Visiongain, Floating Liquefied Natural Gas (FLNG) Market 2016-2026, 2016
** 출처 : TechNavio, Global Floating LNG Market 2015-2019, 2015 (전망치의 50%만 반영하여 CAGR 적용

- 미래시장 전망

연도	2016	2017	2018	2019	2020
시장규모	51	54	59	63	68
연도	2021	2022	2023	2024	2025
시장규모	73	79	84	91	98
연도	2026	2027	2028	2029	2030
시장규모	105	113	122	131	141
연도	2031	2032	2033	2034	2035
시장규모	152	163	176	189	204

* Visiongain(2016) 기반 CAGR 적용 전망치

편익 산출 결과

- 시장점유율 : 2011년~2015년 LNG선박 수주율과 해양플랜트(FPSO) 기자재의 국산화율을 고려하여 LNG FPSO 시장점유율 15%(=75%×20%) 산출
  : 2011~2015년 글로벌 LNG선 국내 수주율 : 75%
  해양플랜트 기자재 국산화율 : 20%

* 출처 : GPEC 조선해양기자재 산업현황 및 전망, 2015

- 전체 공정 중 설계 부문 비중 : 20%



* 자료 : LNG플랜트사업단, LNG-FPSO 기획연구 보고서, 2010

시장수요접근법에 따른 LNG FPSO 공정기술의 편익 분석 결과, 총 편익은 1,623.7억원, 2017년 현재가치는 921.7억원

LNG-FPSO 공정기술 수익 분석 결과

구분	단위	2021	2022	2023	2024	2025	2026	2027	2028	2029	2030	2031	2032	2033
시장 규모	B$	73	79	84	91	98	105	113	122	131	141	152	163	176
	M$	7,298.1	7,852.8	8,449.6	9,091.8	9,782.8	10,526.2	11,326.2	12,187.0	13,113.2	14,109.8	15,182.2	16,336.0	17,577.6
	원/달러	1,131 원/달러												
	억원	82,541.9	88,815.1	95,565.0	102,820	110,642	119,051	128,097	137,833	148,310	159,582	171,710	184,760	198,802
시장점유율		15%												
시장점유 가치		12,381.3	13,322.3	14,334.8	15,424.2	16,596.4	17,857.8	19,215.0	20,675.3	22,246.6	23,937.4	25,756.6	27,714.1	29,820.4
사업기여율		20.0%												
설계부문 가치		2,476.3	2,664.5	2,867.0	3,084.8	3,319.3	3,571.6	3,843.0	4,135.1	4,449.3	4,787.5	5,151.3	5,542.8	5,964.1
R&D기여율		35.4%												
R&D기여 가치		876.6	943.2	1,014.9	1,092.0	1,175.0	1,264.3	1,360.4	1,463.8	1,575.1	1,694.8	1,823.6	1,962.2	2,111.3
사업화성공률		24.3%												
사업화성공 가치		213.0	229.2	246.6	265.4	285.5	307.2	330.6	355.7	382.7	411.8	443.1	476.8	513.0
부가가치율		36.4%												
부가가치		77.5	83.4	89.8	96.6	103.9	111.8	120.3	129.5	139.3	149.9	161.3	173.6	186.7
할인율		55%												
2017년 현재가치		66.0	63.8	65.1	66.4	67.7	69.1	70.4	71.8	73.3	74.7	76.2	77.7	79.3

(다) 경제적 파급효과

평가일(2017.1.1.)기준 한국가스공사 “천연가스 액화공정” 기술과 관련하여, 연구개발 사업추진에 다른 사회적·경제적 파급효과는 다음 표와 같이 요약할 수 있다.

구분		경제적 기여도	
직접적 파급효과	기술적 파급효과	평가대상 기술가치	B/C Ratio : 1.56 편익(현재가치) : 253.47억원 비용(현재가치) : 162.25억원
간접적 파급효과	생산유발효과	214.35억원	
	부가가치 유발효과	116.60억원	
	취업유발효과	199.86명	
	고용유발효과	152.09명	

(3) 연구개발 성과의 정책적 효과분석

(가) 산업의 중요성

① 시장 환경 변화

2005년 국제유가가 배럴당 $50를 돌파하고, 2011년 배럴당 $140에 다르기까지 국내 해양플래트 사업은 호황을 유지하고 있었다. 해양플랜트 수주 금액은 2012년 217억 달러를 기록하였고, 드립쉽 분야는 세계시장을 독식하였다.

그러나, 2014년 이후 세일가스 기술개발 등 여러 요인으로 인한 환경 변화로 유가가 배럴당 $40 수준으로 떨어지면서 각광을 받던 FPSO, FLNG 등의 발주량이 급격히 감소하게 되었다. 예를 들어 2012년 국내 FPSO, FLNG 발주량이 14기에서 2014년 5기로 대폭 감소하였다. 이로 인해 국내 조선업과 관련 기자재 산업은 많은 어려움을 겪게 되었으며, 설계・엔지니어링 역량을 고려하지 않은 저가 수주 및 공정 지연 손실금으로 국내조선 3사는 막대한 적자를 기록하게 되었다. 이로 인해 중국의 추격을 극복하고, 미래 성장동력 창출의 관점에서 LNG-FPSO 등의 해양플랜트를 포함한 전체 조선산업의 경쟁력 강화와 체질 개선이 시급히 요구되게 되었다.

해양플랜트 산업은 고부가가치의 기술집약 산업으로 추후 고유가 시대가 도래할 때를 대비하여 미리 기술을 축적하고 경쟁력을 확보할 수 있는 방안이 강구되어야 할 것이다.

② 플랜트 산업의 중요성

국제적인 환경변화로 국내 플랜트 엔지니어링 산업이 현재 위기에 처해 있지만, 갈수록 대형화・복잡화되는 제반 시스템들의 추세와 국제 유가 회복 전망을 감안하면 성장잠재력이 매우 높은 분야이다. 일부에서는 현재 경기침체가 플랜트 엔지니어링 산업의 주기적인 경기 순환 과정으로 판단하기도 하므로 미래에는 호전될 것으로 전망하기도 한다. 따라서 이에 대비하여 취약한 산업구조를 개선하고 기술을 주도할 수 있도록 대비하는 것이 중요하다.

이전의 경험으로 국내 기업들이 보유한 다양한 시공 경험과 4차 산업으로 대표되는 첨단의 ICT 융합 기술을 통하여 시공 기술 뿐 아니라 플랜트 엔지니어링 기술의 핵심기술인 기본설계(FEED) 역량을 강화하여야 할 것으로 보인다.

플랜트 엔지니어링 산업은 플랜트・발전소・공정 등 대규모 산업시설과 철도・항만・공항・등 기간 산업의 건설에 필요한 구조・공정・장비・유틸리티 등의 설계 및 시공관리를 수행하는 중요한 전방산업으로 관련 장비분야 및 건설 뿐 아니라 발전・석유화학・환경・해양플랜트・조선・기계・제조 산업의 투자 효율과 경쟁력에 지대한 영향을 미친다.

또한 플랜트 산업은 엔지니어링의 지식서비스(E), 부품 및 기계설비(P), 토목・건설(C) 제조업이 융복합된 산업으로 산업 파급효과가 크고, 기술 혁신을 통하여 석유화학, 철강, 기계, 조선, 에너지 등 주력 장치산업의 고부가가치화와 시장창출에 기여하는 바가 크다고 할 수 있다.

(나) 개발 성과의 정책적 효과

① 고효율 액화공정 KSMR 개발

국내 최초로 상업화가 가능한 고유의 천연가스 액화의 원천기술인 액화공정의 라이센스를 획득한 만큼, 기존의 침체된 산업 분야의 활력을 불어넣어줄 신성장동력으로 육성할 수 있는 기반이 마련되었다는데 의의가 있다.

KSMR 기술이 당장 사업화를 추진할 만큼 기술의 안정성이 부족하지만, 지속적인 실증시험과 개선 노력을 거치면, 다양한 형태로 사업화가 가능하고 연관 산업의 파급효과가 큰 만큼 정부 차원에서도 미래 고유가 시대에 경기가 활성화 될 것을 준비하는 차원에서 후속 개발의 지원을 아끼지 말아야 할 것이다.

좀 더 구체적으로 LNG-FPSO를 예를 들면 현재 시장성이 부족한 확인된 가스전을 대상으로, 원천기술인 KSMR을 개선・적용하여 시범적으로 LNG-FPSO 기술 실증사업을 추진하면, KSMR 원천기술 확보, Topside 기본설계 기술 확보, 열교환기 및 압축기 등의 핵심부품 및 기자재의 성능 확보 효과를 기대할 수 있고 향후 고유가 시대 도래 시 바로 시장에 진출하여 사업기반을 다지는 효과를 기대할 수 있다. 다만, 시범 적용에 필요한 비용 투자와 개발 리스크에 대한 면밀한 검토가 선행되어야 할 것이다.

② KSMR을 적용한 LNG-FPSO Topside FEED 기술

국내 플랜트 엔지니어링 산업의 고도화를 위한 기본설계 기술 개발의 필요성은 누누이 강조하여도 모자라지 않을 것이다. 본 과제를 통하여 현대중공업, GS건설 및 다른 참여 기업들과 공동으로 개발한 KSMR 적용 LNG-FPSO FEED 패키지는 국내 최초의 개발 기술이며, 개발이 중요한 이유를 다음과 같이 정리할 수 있다

㉮ 사업의 포트폴리오 다변화 기여

지금까지 플랜트 엔지니어링 사업영역이 상세설계 및 시공 등 과다경쟁, 저부가가치 후속 공정에 편중되어 있던 것을 탈피하여 선행 설계단계인 기본설계 및 FEED로 영역을 확장하여 사업을 보다 안정적으로 수주할 수 있는 기반 확보에 기여하였다.

㉯ 고부가가치 FEED 기술

전체 프로젝트 예산에서 FEED가 차지하는 비중은 적으나, 고부가가치 창출(수익률 약 20% 이상)과 수주 성공률에 지배적인 영향을 미친다. 예를 들어 일본의 JGC 및 치요다는 FEED 기술 개발이 2000년 이후 안정적인 수익원으로 자리매김하고 있다. 따라서 이번 KSMR 적용 LNG-FPSO FEED 패키지 개발은 향후 조선업 및 건설사의 주요 수익원으로 자리매김할 기반을 구축하였다.

㉰ 후발주자의 추격 대비

저임금과 거대한 자체시장을 갖는 중국・인도 등 신흥국의 급속한 추격으로 상세설계 및 시공 등 진입장벽이 낮은 저부가가치 영역에서 인건비 등 비용절감을 통한 이익 창출은 한계에

직면하고 있다. 수동적인 Fast Follow 전략에서 능동적인 First Mover로서의 패러다임 전환이 필요한 시점에 과제가 수행되어 성과를 도출하였다.

㉱ FEED 기술의 파급효과

FEED 설계는 상세설계를 비롯한 후방 EPC 사업에 결정적인 영향을 미치는 요소로 작용하는데, 플랜트 건설 계약시 보통은 한 업체 혹은 컨소시움이 설계・구매・시공 및 기타 제반 서비스를 함께 제공하는 턴키방식으로 진행되며, FEED 기술이 없으면 사업을 주도적으로 진출하기 어렵다. 따라서 다양한 산업분야 기술을 선도하는 기술인 FEED 기술을 개발 한 것은 다른 산업 분야의 다양한 파급효과를 기대할 수 있는 초석을 다졌다고 볼 수 있다.

4. 연구개발성과의 활용 계획

가. 연구성과 향후 활용방안

(1) 핵심성과별 활용계획

천연가스 액화공정인 KSMR 개발 기술을 선박이라는 해양 환경에 최적화 적용하기 위해, 제한된 공간에 구축해야하는 기술(Compactness, Modulization), 해양 환경에 적합하게 적용하는 기술(Sloshing or Ship motion effect) 및 이에 따르는 안정성 확보 기술(Safety) 등을 4핵심 및 5핵심 산하 수행기관과 협력하여 기술을 개발하였다. 아래에 이에 대한 활용계획을 정리하였다.

(가) 컴팩트형 액화공정 운전성 개선 및 개발

개발된 기술은 단기적으로는 추가적인 고도화 및 후속과제 수행 시 활용 가능한 기술이며, 간접적으로는 다른 액화공정으로 사업 추진 시 확보된 기술력으로 기술자문을 수행할 수 있을 것이다. 장기적으로 고유가 시대가 도래하여 해양 가스전 개발 붐이 일어나면 우리공사가 소유한 해양 가스전을 대상으로 기술을 적용하는 데 다양하게 활용할 수 있을 것이다.

간접적으로는 다른 산업분야인 공기분리, 수소액화 등 초저온 액화를 요구하는 산업분야의 국산화 개발에 기여할 수 있다.

(나) LNG-FPSO 액화공정 용량 설계(Pre-FEED 수준)

본 기술은 KSMR을 적용한 LNG-FPSO의 액화공정 용량 설계기술이며 개발된 기술은 향후 사업화 추진 시 핵심기자재 및 부품의 국산화 개발 시 개발 사양을 선정하는 데 활용될 수 있다.

간접적으로는 후속 유사 공정 개발 시 혹은 기본설계 고도화 개발에 활용 가능하다.

(다) 상용급 LNG-FPSO 액화공정 설계

본 기술은 2.5 MTPA급 LNG-FPSO의 천연가스 액화공정 설계 방법을 정립하는 것으로, 개발 기술을 통하여 후속 LNG-FPSO 사업 추진 시 기술자문 및 직접 적용이 가능할 것이다.

(라) 융상/해상용 범용 OTS 시스템

개발된 OTS 시스템을 다양한 운전 조건에서의 실제 운영 시나리오를 보강하여 Test-bed 활용 운전 시 운전원 교육, 국내 운영 이력 전문 교육 등 교육 목적으로 활용이 가능하다.

마. Test-bed 압축기 코어구매 및 적용

본 사항은 Test-bed Train-2를 시운전하기 위한 냉매 압축기 개조에 과한 사항이며, Test-bed 운영을 통한 장기 운전성 확보, 압축기 유지보수 개선 사항 도출 등 핵심기자재인 냉매압축기의 성능 개선 및 기술 고도화에 기여할 수 있으며, 액화플랜트 운영기술 개발에도 활용이 가능하다.

(2) Test-bed Train-2 활용

(가) 활용 목적 및 당위성

지난 10년간 많은 자금을 들여 개발 구축한 KSMR Test-bed를 소유하여 후속연구로 활용하면, 직접적으로 ① 천연가스 액화공정인 KSMR 기술의 라이센스 확보 및 ② 우리공사 액화기술 전문 인력 양성과 사업화 추진에 기여할 수 있고, 간접적으로 ③ 국가적으로 가스 액화기술 관련기술의 국산화 개발 생태계 구축 및 신 성장 동력 마련에 기여할 수 있다.

(나) 기술 사업화 방향

① KSMR 라이센스 사업 ; 소형 사업 우선 추진

② 상용급 액화플랜트 사업추진 ; 지속적 역량 확보 후 장기적 관점으로

*** KSMR 라이센싱 기술**

KSMR 원천기술(특허등록)이 획득되면, 제시된 액화공정상의 성능(생산량, 효율, 신뢰성, 가용도 등)을 보장하고, 초기가동-정상운영 등 실제 플랜트 액화공정 설비 운영 시에 발생하는 여러 가지 기술적 문제의 원인을 파악하고, 해결 방안을 제시할 수 있는 기술. 단, 벤더 스콥의 역무로서 벤더에서 비공개로 제공되는 기자재 운전 및 유지보수 관련 기술은 제외됨.

(다) Test-bed활용 전략

① 단기적으로(~2021년) 가스연구원에서는 한국형 액화공정인 KSMR 라이센스 기술 확보를 위한 운영기술

확보를 목표로 하고, 우리공사 내부적으로는 Test-bed를 활용하여 기술인력 실전교육을 실시하여 향후 유사 액화사업에 필요한 전문인력 확보 및 역량 강화를 목표로 활용 가능하다.

② 장기적으로(2021년~) KSMR 라이센스 기술의 적용을 통하여 국내 EPC 기업 및 조선사와 협력기반을 구축하여 KSMR기술의 사업화를 목표로 활용 가능하다.

③ 외부적으로는 액화플랜트 요소기기 국산화개발, IT기술 개발 및 적용, 부품 유지보수 기술 등 유사 LNG 관련기술 개발을 지원함으로써, 가스산업 동반성장 및 생태계 구축을 위한 개방형 R&D 과제 추진을 위한 시험 설비로 지원 가능하다.

나. 추가연구 필요성 등

(1) 추가 연구 전략

(가) 단기적 관점(2019~2011, 3년간)

① KSMR 기술 실증 및 운영기술 확보 주력

개발된 KSMR 기술의 고도화 연구를 추진하여, 사업화를 추진할 수 있는 수준의 기술로 육성한다. 이를 위해 Test-bed Train-2 의 실증시험결과를 반영한, 개선사항 도출 및 운영 기술 확보를 통하여 효율적인 설비운영, 장기 안정적 운영, 성능 목표 제시 등 사업화 추진을 위한 제반 기술적 여건을 준비한다.

② 후속 사업화 대비 기반 마련을 위한 지속적 연구

정부 주도로 향후 고유가 시대 도래 시기 및 해양 가스전 개발을 위한 선제적 준비를 위해 관련 산업 분야의 부족한 기술을 육성하기 위한 로드맵을 수립하여 관련 연구를 추진해야 할 것으로 판단된다. 여기에는 조선업과 관련 부품・기자재 개발도 포함되어야 하고, 벙커링 수요 개발 등 신사업 창출 노력도 기울일 필요가 있다.

(나) 중장기적 관점(~2030, 10년간)

① 실제 해양 가스전 시범적용을 위한 실증연구 필요

국내 업체가 개발한 기술은 Track Recode 확보가 가장 절실한 목표이다. LNG-FPSO와 같은 대규모 해양 플랜트 기술은 단기간에 확보되는 기술이 아니므로, 정부에서는 향후 고유가 시대를 대비하여 장기적인 관점에서 국내 기업의 기술을 한 단계 발전시킬 기회를 마련하는 노력이 필요하다. 이를 가장 구체적으로 추진할 수 있는 것은 국산화 개발기술을 적용한 실증플랜트를 실제 사이트에 시법 적용하여 국산화 기술 개발을 촉진하는 것이다. 이는 곧 조선 산업

의 활성화에도 기여할 것으로 전망된다.

(2) 후속 연구 제안(안)

후속 연구과제 대한 내용은 LNG플랜트사업단 용역으로 ㈜웹스에서 2017년 수행한 “후속과제 사전기획보고서” 에 자세히 기술되어 있는바, 여기에서는 본 과제와 관련성이 높은 두 가지 연구주제에 대한 의견을 제시하도록 하겠다.

(가) Test-bed를 활용한 운영 연구

① 연구 개요
○ 연구기간 : 1단계) 약 2년간, 2단계) 1단계 후 후속여부 검토
○ 연구비용 : 약 65억원(현금)

② 연구 목적
○ Test-bed 장기 운전을 통한 KSMR 공정 성능 검증 및 개선 방향 보완
○ Test-bed 핵심 부품 및 기자재 신뢰성 확보 및 국산화 개발 방향 정립

③ 주요 수행 내용
○ 안정적인 생산 성능 및 효율 검증을 위한 설비 보완
○ 핵심기자재에 대한 실제 플랜트에서의 운전 성능 확보 후 개선 방안 도출
○ 운전 매뉴얼 확보 등 최적 운영 방안 마련
○ 전문 인력 양성 및 교육 훈련등 사업화 추진을 위한 기술 고도화 방안 마련

(나) 해상형 LNG플랜트 비즈니스 모델 개발 및 실용화 연구

① 연구 개요
○ 연구기간 : 약 5년간
○ 연구비용 : 약 84억원(현금)

② 연구 목적
○ 연근해(Near-shore) 개념의 새로운 FLNG 사업 타당성 검토 및 비즈니스 모델 개발
○ 연근해형 FLNG 실용화 기술 개발

③ 주요 수행 내용
○ 해상형 FLNG 사업성 검토 및 비즈니스 모델 개발
○ 연근해형 FLNG Topside FEED 기술 고도화 개발
○ 연근해형 FLNG Hull FEED 기술 고도화 개발
○ 연근해형 FLNG 안전설계 및 신뢰도 평가기술 기술 고도화 개발

붙임. 참고문헌

1. A. J. Finn, Are Floating LNG Facilities Viable Options, Hydrocarbon Processing, July 2009.

2. D. Harrold, Design a Turnkey Floating LNG Facility, Hydrocarbon Processing, July 2004.

3. C. Durr et al., LNG Technology, Hydrocarbon Processing, July 2008

4. S. Huang, Improve Recovery of Intermediate Components with LNG, Hydrocarbon Processing, July 2007.

5. V. Aggarwal et al., Improve NGL Recovery, Hydrocarbon Processing, May 2001.

6. S. Mokhatab et al., Natural Gas and LNG Trade Global Perspective, Hydrocarbon Processing, July 2006.

7. Kanfa Aragon, The World's First LNG-FPSO

8. Inga Bettina waldmann , Evaluation of Process systems for Floating LNG Production Units , Kanfa Aragon AS, Tekna conference 18-19th June 2008

9. LNG플랜트사업단 기획연구보고서

10. Tim Cornitus, Medium-scale Liquefaction Technology, Global forum - Flaring Reduction Gas Utilization

11. Small-scale Liquefaction Taps into Niche Markets for LNG, [3/26/2007] http://www.lngexpress.com/showstory.asp?id=9414

12. K. J. Vink, et. al., Baseload Liquefaction Processes, Hydrocarbon Engineering, October 1998

13. Jolinde M. van de Graaf and Barend Pek, Large-capacity LNG Trains - The Shell Parallel Mixed Refrigerant Process, pp. 41~44, Business Briefing : LNG Review, 2005

14. Doug Yates, P.E., Thermal Efficiency - Design, Lifecycle, and Environmental Considerations in LNG Plant Design, GASTECH 2002

15. Markus Hammerdinger, Josef Fleckinger, Achim Stoeckl, Rupert Kkuge, Helium Leak Detection in the Supply Chain for Liquefied Natural Gas (LNG), ECNDT 2006 - Tu.2.6.4

16. Wesley R. Qualls, et. al., Liquid Expanders in the Phillips Optimized Cascade LNG Process, GASTECH 2002

17. Christian D. T. Begazo, et. al., Small-scale LNG Plant Technologies, Hydrocarbon World 2007

18. Simon Newton, FLNG Liquefaction and regasification Technologies, FLNG Project advancement 2009 (Seoul)

19. Nazery Khalid, The ABC of FLNG : Altering Mindset to Maximize Potential, FLNG Project advancement 2009 (Seoul)

20. G. Gourdet, Unveiling New Set of Rules For LNG-FPSO, FLNG Project advancement 2009 (Seoul)

21. Pastoor Wouter, Developing LNG Producer projrcts , GASTECH 2009

22. Ian Ramshaw, Michael Wilkes, The Layout challenges of Large Scale Floating LNG , GASTECH 2009
23. 大野泰伸, LNG-FPSO：Shell の 受注者が 決定, その 他現況, JOGMEC 2009/8/17
24. 大野泰伸, FEED 段階へと 移行する LNG-FPSO , JOGMEC 2009/7/17
25. 宮崎信一, LNG ビジネスの 本質を 理解するための 液化プラント 必須知識, JOGMEC, 石油·天然ガスレビュー
26. CHEMSYSTEMS PERP PROGRAM, Floating LNG Production 07/08S10, Nexant.
27. NATURAL GAS LIQUEFACTION TECHNOLOGY FOR FLOATING LNG FACILITIES , Dr. Justin D. Bukowski
28. Walker, Andrew, "The Global LNG Market – a Look Back and a Look Forward", LNG Industry, Summer 2012
29. Gehringer, Joe., "The MCR® Cryogenic Heat Exchanger in FPSO Service", LNG Journal, Jan/Feb 2001
30. King, Dean, William P. Schmidt, "Success and Challenges of Operation of the AP-X® Liquefaction Unit", Gastech, Amsterdam, March 2011
31. Roberts, Mark J., James C. Bronfenbrenner, David R. Graham, William A. Kennington, "Process Design Solutions for Offshore Liquefaction", Gastech, Abu Dhabi, May 2009
32. http://www.modec.com/fps/flng/index.html
33. Bukowski, Justin D., Yu Nan Liu, Stephen J. Boccella, Leo J. Kowalski, "Innovations in Natural Gas Liquefaction Technology for Future LNG Plants and Floating LNG Facilities", IGRC, Seoul, October 2011

보고서 요약서

<table>
<tr><td>과제 고유 번호</td><td>08가스플랜트
E03</td><td>해당 단계
연구 기간</td><td>2014.10.18. ~
2017.12.17</td><td>단계구분</td><td>(4단계)/
(총4단계)</td></tr>
<tr><td rowspan="2">연구사업명</td><td>중사업명</td><td colspan="4">플랜트기술고도화사업</td></tr>
<tr><td>세부사업명</td><td colspan="4">LNG플랜트사업단 LNG 설계기술 개발</td></tr>
<tr><td rowspan="2">연구과제명</td><td>대과제명</td><td colspan="4">LNG-FPSO 공정 응용 기술 개발</td></tr>
<tr><td>세부과제명</td><td colspan="4">천연가스 해상 전처리 기술 개발</td></tr>
<tr><td rowspan="2">연구책임자</td><td rowspan="2">이희문</td><td>해당단계
참여
연구원 수</td><td>총: 22명
내부: 22명
외부: 0명</td><td>해당단계
연구개발비</td><td>정부: 794,000천원
기업: 779,700천원
정부 외: 천원
계: 1,573,700천원</td></tr>
<tr><td>총 연구기간
참여
연구원 수</td><td>총: 22명
내부: 22명
외부: 0명</td><td>총 연구개발비</td><td>정부: 4,116,000천원
기업: 1,488,700천원
정부 외: 천원
계: 5,604,700천원</td></tr>
<tr><td>연구기관명 및
소속 부서명</td><td colspan="3">지에스건설 플랜트기본설계팀</td><td colspan="2">참여기업명
지원구조엔지니어링, 에프이씨씨</td></tr>
<tr><td>국제공동연구</td><td colspan="3">상대국명:</td><td colspan="2">상대국 연구기관명:</td></tr>
<tr><td>위탁연구</td><td colspan="3">연구기관명: 공주대학교</td><td colspan="2">연구책임자: 조정호 교수</td></tr>
<tr><td>위탁연구</td><td colspan="3">연구기관명: 한양대학교</td><td colspan="2">연구책임자: 김진국 교수</td></tr>
<tr><td colspan="4">* LNG-FPSO Topside 현황
- 개념설계, 기본설계 등 고부가가치 설계를 해외 전문 엔지니어링 사에 의존하고 있는 상황임.
* 본 연구에서는 LNG-FPSO Topside 전처리 공정 설계 역량 확보 및 수익성 제고를 위한 연구개발을 수행하였음.
- 전처리 공정 기술분석 및 전산모사
- 해상 환경을 반영한 전처리 공정 실험 장치 구축(Liquid Mal-distribution Test Unit, 아민 흡수장치) 및 실험 수행
- Liquid Mal-distribution Effect 정량화 및 설계 인자 도출
- 해상용 분리탑 성능 예측 모델 개발
- 선체 운동 영향 분석 및 해상용 분리탑 Design Guide 정립
- LNG-FPSO 전처리 공정 통합 에너지시스템 최적설계</td><td colspan="2">보고서 면수</td></tr>
</table>

국문 요약문

연구의 목적 및 내용	▪ LNG-FPSO 전처리 공정 설계 기술 개발 - Rated based 해상용 분리탑 설계 모델 개발 - 해상용 분리탑 설계 가이드 정립 - 전처리 공정 모사 및 장치 사이징 연구 ▪ LNG-FPSO 전처리 공정의 통합 에너지시스템 최적 설계 - 전 공정 통합을 위한 에너지시스템 최적화 - 선박 유동과 해양 환경을 고려한 에너지시스템 설계 기술 개발				
연구개발성과	▪ 해상용 분리탑 설계 Tool 및 설계가이드 개발 ▪ 천연가스 전처리 공정의 모사 및 설계를 위하여 필수적으로 필요한 공정 모사기 등을 활용한 기본설계 능력 확보 ▪ LNG-FPSO 플랜트 시장 진입 및 수주 경쟁력 제고				
연구개발성과의 활용계획 (기대효과)	▪ LNG-FPSO Topside 설계 및 건설 기술 자립에 기여 ▪ 개발 기술을 활용한 LNG-FPSO 전문 인력 양성				
핵심어 (5개 이내)	전처리 공정	산성가스 제거	분리탑	에너지시스템	LNG-FPSO 플랜트

영문 요약문

〈 SUMMARY 〉

Purpose & Contents	▪ Development of the pre-treatment process design technology for LNG-FPSO - Development of rated based offshore separation column simulation model and establishment of offshore column design guide - Research for pre-treatment process simulation and equipment sizing ▪ Optimum design of integrated energy system for LNG-FPSO pre-treatment process - Optimization of energy system for integration of LNG-FPSO process - Development of energy system design technology considering ship-motion and offshore environment				
Results	▪ Development of offshore separation column design tool and guide ▪ Obtain the ability of basic design using process simulator which is essential for simulation and design of natural gas pre-treatment process ▪ Enhancement of market entry and competitiveness in order receipt for LNG-FPSO Plant				
Expected Contribution	▪ Contributing to technology independence of LNG-FPSO topside design and construction ▪ To train professional engineer for LNG-FPSO using development technology				
Keywords	Pre-treatment process	Acid gas removal	Separation column	Energy systems	LNG-FPSO plant

〈 Table of Contents 〉

1. Summary of research and development projects ····· 1
2. Status of domestic and overseas technology development ····· 4
3. Research activities and results ····· 6
4. Research achievement and Related field contribution ····· 68
5. Usage plan of R & D results ····· 71
6. Science and Technology information surveyed from overseas ····· 72
7. Security level of R & D results ····· 83
8. Status of research facilities and equipment registered in the National Science and Technology Information System ····· 84
9. Record of safety measure implementation in laboratories based on R & D projects ····· 84
10. Representative research results of R & D projects ····· 85
11. Others ····· 85
12. References ····· 86

〈 목 차 〉

1. 연구개발과제의 개요 ····· 1
2. 국내외 기술 개발 현황 ····· 4
3. 연구 수행 내용 및 성과 ····· 6
4. 목표 달성도 및 관련 분야 기여도 ····· 68
5. 연구개발성과의 활용 계획 ····· 71
6. 연구 과정에서 수집한 해외 과학기술 정보 ····· 72
7. 연구개발성과의 보안등급 ····· 83
8. 국가과학기술종합정보시스템에 등록한 연구시설 · 장비 현황 ····· 84
9. 연구개발과제 수행에 따른 연구실 등의 안전 조치 이행 실적 ····· 84
10. 연구개발과제의 대표적 연구 실적 ····· 85
11. 기타 사항 ····· 85
12. 참고 문헌 ····· 86

제1장 연구개발 과제의 개요

1. 연구개발의 목적

- 천연가스 해상 전처리 기술은 LNG-FPSO(Liquefied Natural Gas-Floating, Production, Storage and Offloading) 전처리 설비를 이용하여 해양 가스전에서부터 LNG 생산에 이르기까지의 산성가스 제거공정, 불순물 제거공정 응축물 및 LPG 회수공정에 대한 기술정립으로 정의할 수 있음.

- 본 4-2-1 과제는 상용급 LNG-FPSO(생산능력 2.5 MTPA)의 해상 전처리 공정 기술을 개발하는 것으로서 해상 환경에서 분리탑 성능 저하를 예측할 수 있는 공정모사 모델을 개발하고 상용급 LNG-FPSO 전처리 공정 분리탑 Design Guide을 정립하는 것임.

2. 연구개발의 필요성

- 대규모 LNG 액화플랜트 건설에 대한 투자비의 증가 및 환경보호 규제 강화 등 법규 및 정책 제한으로 육상 액화플랜트 건설이 어려움이 발생함에 따라 LNG-FPSO 시장성이 확보됨.

- 대규모 가스전들은 이미 에너지 메이저가 대부분 점유하였고 경제성이 나타나는 중규모 가스전은 절반 이상이 해상에 위치하고 있음.

- 중소형 가스전 개발이 가능하다는 점 이외에도 설비를 이동할 수 있고 재사용이 가능하여 경제성과 유연성이 높다는 장점이 있음.

- LNG FPSO(Floating Production Storage Offloading) Topside의 경우 개념설계, 기본설계 등 고부가가치 설계를 해외 전문 엔지니어링 사에 의존하고 있는 상황이므로 수익성 제고를 위해 Topside 설계 역량 확보가 시급함.

- 해상 전처리 공정은 원료가스의 불순물 함유 정도에 따라 LNG-FPSO Deck 가용 공간 중 50% 까지 차지하므로 소요 공간에 따라 크게 좌우되는 FPSO의 경제성에 지대한 영향을 끼치게 됨.

- Topside 주요 설비 중 Compressor, Pump는 Ship Motion Effect가 작으나(Single Phase or Mixed Two Phase) Separation Column의 경우 Ship Motion에 영향이 크므로 (Gas/Liquid Interface) 거친 해양환경과 선박유동(ship motion)에도 운전 안정성과 분리성능을 유지할 수 있는 강건한 분리탑 설계가 필요.

3. 연구개발의 범위

- 테스트 베드 Train-3 구축 중지에 대한 대체 연구 추진으로 2차례 4-2과제 역무 조정이 있었으며, 역무 조정 목적은 LNG플랜트사업단 과제 간의 연계 및 중복 연구 방지를 위한 것임.

구분	당초 (2011. 10)	대체연구 (2013. 11)	추가 대체연구 (2014. 07)
배경	▪ 기획연구 보고서 RFP	▪ 테스트베드 Train-3 구축 추진 시 문제(해상용 액화설비 인허가, 건설 비용 등)로 Train-3 구축 중지	▪ 핵심 4,5과제 점검회의 전문가 의견에 따라 시험설비의 **Column 수량 및 사이즈를 확대·시험하여 시험결과의 신뢰도를 향상**
내용	▶ **2MTPA급 전처리 공정 기본설계 패키지 개발** - 가스전 특성에 따른 산성가스 및 불순물 제거공정 기술 개발 - 가스전 특성에 따른 응축물 및 LPG 회수 공정 기술 개발 - LNG-FPSO 전처리 공정(생산능력 2MTPA) 기본설계 패키지 작성 및 테스트베드 설계에 필요한 기본 데이터 제공	▶ **Lab. Scale 시험설비 구축 / 성능시험** - Liquid Mal-distribution Test · 400mm ID Column · Water System · Column 하부의 액체 유량 분포 측정 → by Liquid Collecting Method - Amine Treating Test · 50mm ID Column · Column 상부 Product CO2 농도 측정 - Sloshing System (2 ton) · 선체 운동 구현	▶ **Pilot Scale 시험설비 구축 / 성능시험** - 해상 조건을 반영한 파일롯 시험설비 구축 및 성능 시험 고도화 - Liquid Mal-distribution Test · 133, 400, 600, 900mm ID Column · Air / Water System · Column 전체 구간의 유량 및 유속 분포 측정 → by ERT(Electric Resistance Tomography) System · 액체 물성(점도, 표면장력) 영향 시험 - Amine Treating Test · 133mm ID Column · Column 높이에 따른 CO2 농도 및 온도 변화 - Sloshing System (7 ton) ▶ **Rate-based 해상용 분리탑 성능 예측 모델 개발**

- 조정된 역무 기준으로 LNG-FPSO 전처리 공정 기술 개발을 위한 구체적인 연구개발 범위는 다음과 같다.

○ LNG-FPSO 전처리 공정 기술 정립
- 전처리 공정 기술 자료 수집 및 분석
- 단위공정의 최적 조합 정립

○ 선체 운동 실험에 의한 분리탑 설계인자 도출
- 선체 운동을 반영한 실험 장치 설계 및 구축
- 선체 운동을 반영한 실험 수행
- 선체 운동 실험에 의한 분리탑 설계인자 도출

○ 2.5MTPA급 해상 전처리 공정설계 기술 개발
- 해상용 분리탑 성능 예측 모델 개발
- 상용급 LNG-FPSO 전처리 공정 Column Design Guide 정립

○ 해상 전처리 공정 모사 및 장치 사이징 기술
- 산성가스 제거 공정에 대한 특허수집 및 분석
- 흡수제의 흡수평형 실험 및 FPSO AGRU에 적합한 흡수제선정
- AGRU 및 NGL 회수공정 공정 모사 및 최적화
- 매개변수 개선 및 주요 장치 설계

○ 전처리 공정 에너지 시스템 분석 기법 적용을 위한 공정 모델링 확립 및 최적화 설계
- 전처리 공정 에너지 최적화 시스템 모델의 적용과 최적치 설계
- 해상환경이 고려된 에너지 시스템 최적화 방법 연구
- 에너지 효율 향상을 위한 통합 에너지 시스템 최적설계 연구
- LNG-FPSO 전처리 공정 통합 에너지 시스템 최적설계

제2장 국내외 기술개발 현황

1. 국내외 기술 현황

- 표 에 국내외 기술현황을 비교·분석하였으며, Topside 기술이 전무한 상황에서 천연가스 전처리 공정의 경우 불순물 함유 정도에 따라 가용 공간 중 50%까지 차지하므로 경제성을 고려할 때 기술 확보가 매우 중요함.

표 국내외 기술 현황

구분	국외 기술	국내 기술	분석
LNG-FPSO 플랜트 전처리 공정	· 선진사(UOP, BASF)에서 LNG FPSO 전처리 공정에 대한 솔루션 제공이 가능하다고 하지만 현재 운영 중인 LNG FPSO 플랜트가 없기 때문에 검증된 것은 아니며, 설계에 대해서는 전혀 공개하지 않음.	· 보유기술 없음 · 2010년 Prelude FLNG를 시작으로 전 세계에서 발주된 FLNG 6척을 모두 국내 조선사가 수주하여 경쟁력을 발휘하고 있지만, LNG-FPSO의 핵심인 Topside 설계는 모두 해외 선진사가 맡고 있어 이 분야의 기술 확보가 매우 시급한 실정	· LNG-FPSO의 Topside 전처리공정에 관한 국내의 연구 실적이나 경험이 전무한 실정을 고려하여 해외 선진사의 연구를 벤치마킹함으로써 기술 개발 과정에서의 예상 문제점을 예측하고 이에 대한 대책을 초기 단계 에서부터 수립 ▶ 기술자립 필요

2. 국내외 기술수준 및 격차

- LNG-FPSO는 크게 부유, 저장 기능을 하는 선체구조(Hull)와 천연가스를 생산, 처리하는 Topside(상부설비)로 구성되어 있으며, LNG-FPSO를 건조하기 위해서는 선박 위의 최소한의 공간에 최소한의 중량으로 탑재될 수 있도록 설계·건조해야 하기 때문에 기술적으로 어려움이 있음.

- 국내의 조선사의 경우 Hull 설계에 있어서는 세계 최고 수준의 설계 경험을 보유하고 있고, 해양플랜트의 경우에도 다수의 실적을 보유하고 있으며, 이에 따라 국내 조선사가

LNG-FPSO 프로젝트를 수주하거나 FEED를 하는데 주도적으로 참여하고 있음.

- 선체구조의 설계 및 건조 분야에서는 국내 조선사가 세계 최고 수준의 기술을 보유하고 있는 반면에, Topside의 경우는 기술역량 및 경험이 전무하기 때문에 LNG-FPSO 상부 설비의 설계는 해외 엔지니어링 업체에서 의존해야 하는 상황이며, 이로 인해 이익 창출의 대부분을 해외 선진 엔지니어링사가 독점하고 있음.

- 해양플랜트 관련 설계, 핵심 기자재 국산화, 운영서비스 등 고부가가치 기술의 개발 및 국산화가 필요함.

- 표 2012년 국가전략기술 수준 평가 기준으로 해양플랜트 Topside 분야의 기술수준 및 기술격차를 분석한 결과이며, 플랜트 실용화 기술은 최고 기술 보유국 대비 4.7년, 첨단 플랜트 원천기술은 4.5년의 기술격차를 보이고 있음.

표 1. 해외 선진사 대비 국내 기술 수준

국가전략 기술명	최고기술 보유국	기술수준(%)				기술격차(년)
		기초연구	응용·개발 연구	기술수준	그룹	對 최고기술국
해양플랜트 실용화기술	미국	78.1	74	76.1	추격	4.7
첨단플랜트 원천기술	미국	75.9	76.6	76.5	추격	4.5

그룹구분
- 선도: 기술분야를 선도하고 있는 그룹 (기술수준 81~99%)
- 추격: 선진기술의 모방 개량이 가능한 그룹 (기술수준 61~80%)
- 후발: 선진기술의 도입 적용이 가능한 그룹 (기술수준 41~60%)
- 낙후: 연구개발 능력이 취약한 그룹 (기술수준 1~40%)

3. 연구개발 수행 후 기술수준 및 효과

- 선체운동을 고려된 전처리 공정 실험 장치를 구축하고 실험 데이터를 축적함으로써 해상용 분리탑 설계 기술 확보 및 해외 선진사와의 기술 격차 해소

- 선체 운동 실험 결과에 근거한 전처리 공정 설계를 통해 원가를 절감할 수 있을 뿐만 아니라 사업주의 신뢰를 제고하고 프로젝트 수주 경쟁력 강화

- 공정 및 에너지시스템 최적화를 통해 운전비용 절감 및 운전 환경 변화에 유연한 대처가 가능

제3장 연구 수행 내용 및 성과

1. 연구목표 및 내용

연차	연구목표	주요연구내용
4차년도	▪ 기존 전처리공정 조사 및 벤치마킹 ▪ 선진 LNG-FPSO 에너지 합성 및 최적화 관련 연구 기반 지식 습득	▪ 기존 LNG-FPSO 전처리공정 조사 ▪ 선진 LNG-FPSO 공정 최적화 기술 벤치마킹 및 사례 구축 ▪ 전처리 공정 관련 특허수집 및 분석 ▪ 기존 전처리공정에 대한 전산모사 해석 및 분석 ▪ 전처리 공정의 에너지 시스템 관련 연구 기반 기술 검토
5차년도	▪ 전처리 기술 정립 및 최적 단위공정 기술의 조합 확립 ▪ 흡수법을 이용한 흡수탑 실험 및 흡수제 성능 비교 ▪ 전처리공정 에너지 시스템 분석 기법을 위한 모델링	▪ 막-흡수 하이브리드 공정 개발 및 상용화 검토 ▪ Liquid Mal-distribution 분석 기술 검토 ▪ 흡수제 성능 평가 및 선정 ▪ 전처리 공정 전산모사 ▪ LNG-FPSO 전처리 공정과 관련한 에너지 시스템 설계와 최적화시 고려해야 하는 주요 시스템적 영향 요소 이해 및 분석 ▪ 전처리 공정의 에너지 효율 증대를 위한 공정합성 모델링 연구
6차년도	▪ 전처리 공정 실험 장치 구축 ▪ 선체유동을 고려한 Column 내의 hydraulic 계산 ▪ 에너지 시스템 최적화 방법론 연구	▪ 해상 환경을 반영한 전처리 공정 실험 장치 구축 ▪ AGRU 공정모사 및 선체 유동이 고려된 Column hydraulic 계산 ▪ 공정 특성분석 및 에너지 사용량 분석 ▪ 최적화 기법 적용을 통한 에너지시스템 최적 설계와 경제성 분석
7차년도	▪ 전처리 공정 실험 장치 구축 및 테스트 ▪ AGRU 및 NGL 회수 공정 최적화 ▪ 해상 환경을 고려한 에너지 시스템 최적화	▪ 해상 환경을 반영한 전처리 공정 실험 장치 구축 및 테스트 ▪ 전처리 공정 실험 방법론 점검 ▪ AGRU 및 NGL 회수 공정 운전조건 최적화 ▪ 다양한 조건(선체 운동, 공정 컴팩트화 등)이 고려된 에너지 시스템 최적화 방법 연구
8차년도	▪ 2.5 MTPA급 전처리 공정 Column Design Guide 작성 ▪ 공정집적화 및 선체유동을 고려한 매개 변수 개선 및 장치 사이징 ▪ 에너지 효율 향상을 위한 통합 에너지시스템 최적화 연구	▪ 선체 운동 실험으로부터 분리탑 설계 인자 도출 및 상용급 Column Design Guide 완성 ▪ AGRU 매개 변수 개선 및 주요 장치 사이징 ▪ NGL 공정 및 액화공정을 고려한 통합 에너지시스템 최적 설계 연구 ▪ LNG-FPSO 전처리 공정의 에너지 시스템 통합 설계 자료 및 데이터 도출

2. 연구성과

가. 막-흡수 하이브리드 전처리 공정

- 막분리법은 기체 혼합물의 분리막에 대한 투과속도 차이를 이용한 분리공정으로 상변화가 수반되지 않아 에너지 절약형이고, 기존 공정에 비하여 장치가 매우 간단하여 시스템 설치에 필요한 공간이 간소하며, 운전 및 제어가 용이한 장점을 가지고 있어서 모든 화학공정에서 매우 매력적인 공정으로 인식되고 있음.

- 종래의 멤브레인은 Small Scale 공정이나 CO2 EOR(Enhanced Oil Recovery) 같은 고농도 CO2 분리와 같이 적용 범위가 제한적이었으나, 광범위한 천연가스 용량에 적용될 만큼 기술이 향상되었음. 현재는 전통적인 산성가스 제거 기술인 흡수법과 장단점을 비교할 수 있을 정도로 기술이 성숙되었음.

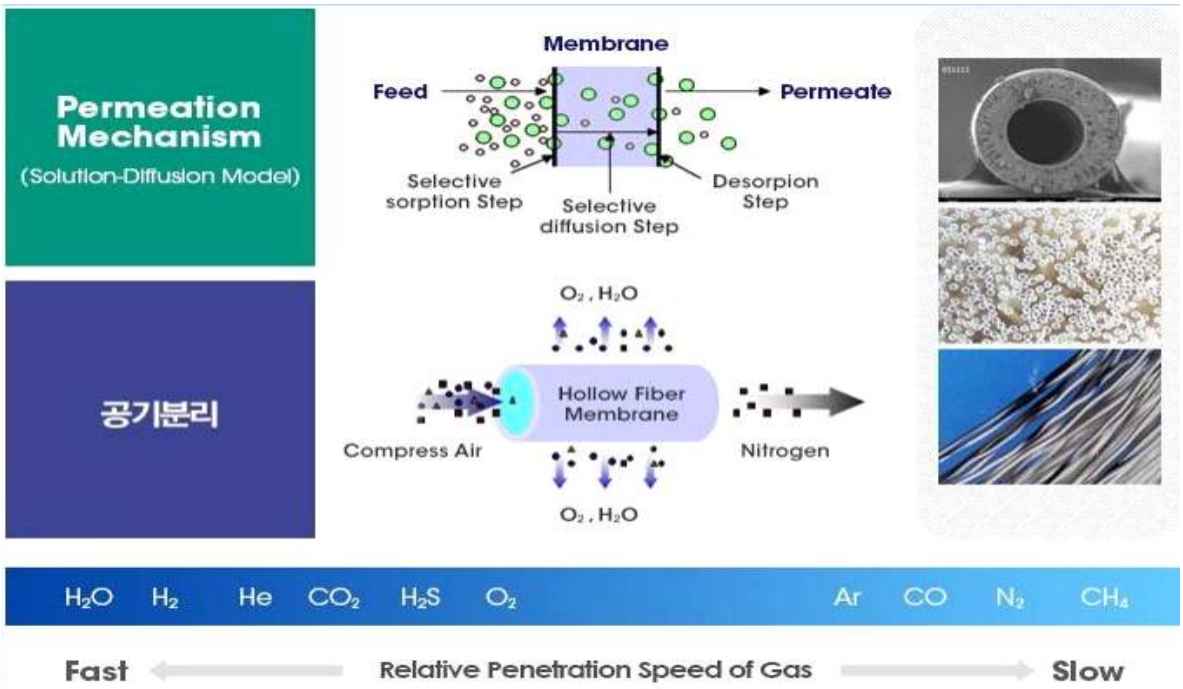


그림 1. 멤브레인 가스 분리 원리

- 막-흡수 Hybrid System에서 Membrane Unit은 다량의 CO2 제거에, Amine Unit은 요구되는 CO2 Specification을 맞추기 위해 최종적으로 사용된다.

- Membrane Separation은 CO2 Bulk Removal 시에 투자비와 운전비가 적게 들지만 Amine Unit의 경우 CO2의 농도가 높을 때 사용하면 많은 에너지가 소모됨. 이는 고

농도에서 CO2의 높은 부분압이 Membrane 투과에 더 효과적이기 때문임.

- 또한, Membrane은 Module로 설치할 수 있고 Feed Gas 조건 변화에 Flexible 하다는 장점이 있지만, 유입되는 CO2 농도가 낮을 경우 Hybrid System의 사용이 효과적이지 못하기 때문에 천연가스 중에 CO2 함량이 10% 이상은 되어야 적용이 가능함.

- Hybrid System은 Series로 되는데, Feed Gas가 Membrane을 먼저 투과하여 다량의 CO2가 제거되고 Residue Gas는 Amine Unit을 거쳐 최종적으로 정제됨. 보통 Membrane이 Single Stage일 때 Hybrid System이 경제적인데 반해, Hydrocarbon의 손실이 많이 발생되므로 투과 가스를 연료로 사용하는 방법을 고려해야 함.

- 멤브레인은 해상에서의 Motion Effect에 자유로우며, 장치 사이즈가 작고 에너지절감형 공정이지만 막-흡수 Hybrid System을 적용하기 위해서는 Feed Pressure, 유량, CO2 함량, 연료 가격과 Space 등 복합적인 검토가 필요함.

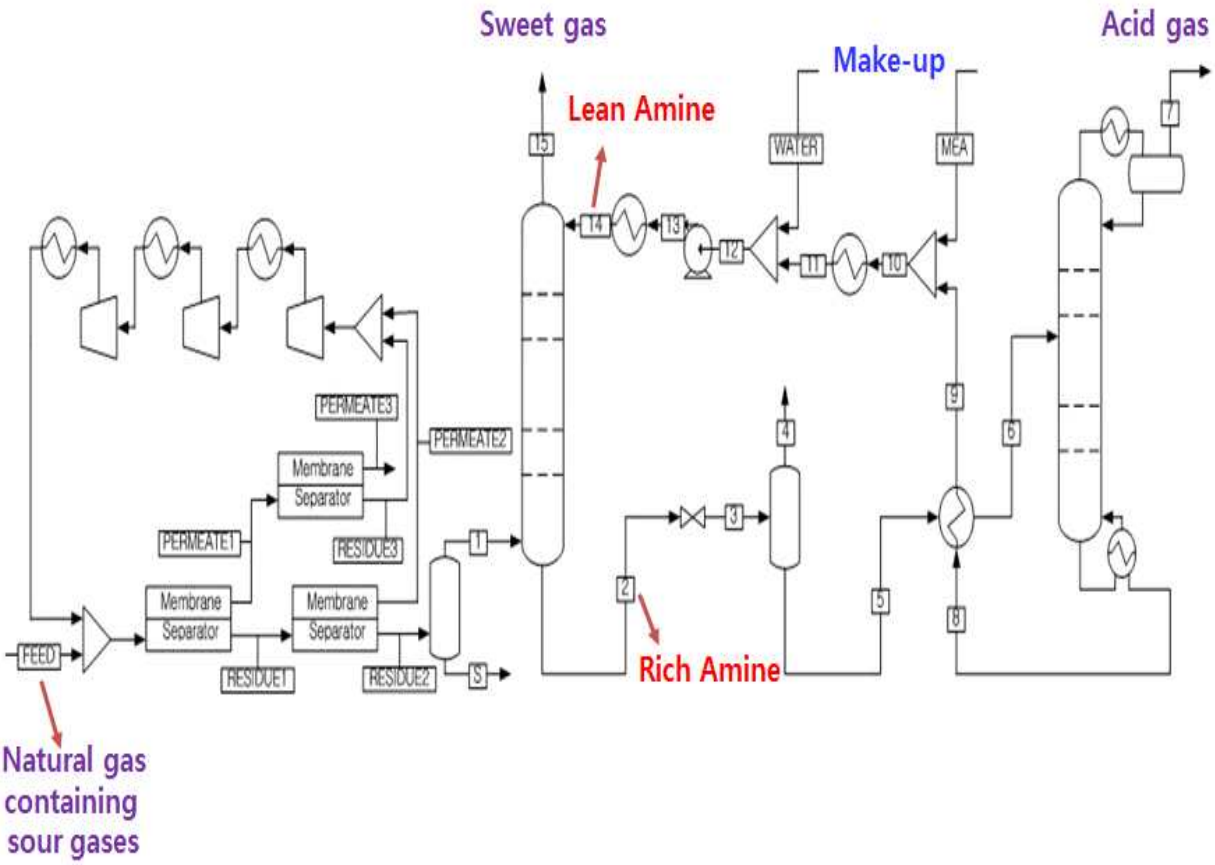


그림 3. 막-흡수 하이브리드 가스분리시스템

- On-shore에서 막-흡수 하이브리드 상용화 실적을 보유한 UOP Separex Membrane System을 통해 상용급 천연가스 전처리 공정에 대한 막-흡수 하이브리드 공정에 대한 타당성을 검토하였음. Feed Spec.은 Shell Prelude FLNG 전처리 공정 조건과 동일(67.5 bara, 22,281 kg-mole/hr, 32.29℃, 조성 표2) 하며, 유틸리티 조건과 선체운동 조건은 표 3, 4와 같다.

표 2. Feed Composition

Composition	mol %
H2O	0.108998999
Helium	0
Nitrogen	0.277997446
CO2	15.23157977
Methane	76.12684534
Ethane	5.009953975
Propane	1.699984383
i-Butane	0.292997308
n-Butane	0.486995526
i-Pentane	0.149998622
n-Pentane	0.140998705
n-Hexane	0
H2S	0.006259942
Benzene	0.046599572
Toluene	0.034099687
m-Xylene	0.01199989
o-Xylene	0.002449977

표 3. Available Utilities

Utility	Operating Condition						Design Condition			
	Temperature(℃)			Pressure(Barg)			Temperature(℃)		Pressure(Barg)	
	Min.	Nor.	Max.	Min.	Nor.	Max.	Min.	Max.	Min.	Max.
Seawater for Process cooling	12*	19*	25*	0.2	-	6.2	10	60	-	12
Seawater for Utility cooling	12	19	25	0.3	-	6.4	10	60	-	12
Tempered Cooling water (Fresh water)	15	22	28	8.9	-	13	10	60	-	16.5
Fresh water	-	amb.	-	-	10	-	0	70	-	15
Potable water	25	-	60	-	10	-	0	85	-	15
Demineralized water	-	amb.	-	-	7.2	-	0	70	-	11.5
Heating Medium (HT Hot Oil)	255	260	265	5	-	5.5	0	300	-	14
Heating Medium (LT Hot Oil)	188	190	192	2.5	-	3	0	300	-	14

표 4. Motion Condition

Roll Amplitude (deg)	Period (s)	Pitch Amplitude (deg)	Period (s)	Heave Amplitude (deg)	Period (s)
2.5	15	2.5	16	3	18

- 아민 단독 공정과 막-흡수 하이브리드 공정의 Process Flow Diagram은 그림 3, 4와 같다. 에너지 효율이 높은 Single Stage Membrane을 적용하여 하이브리드 시스템을 구성을 하였으며, Retentate Gas 중의 CO2 함량은 10.5%로 하였음.

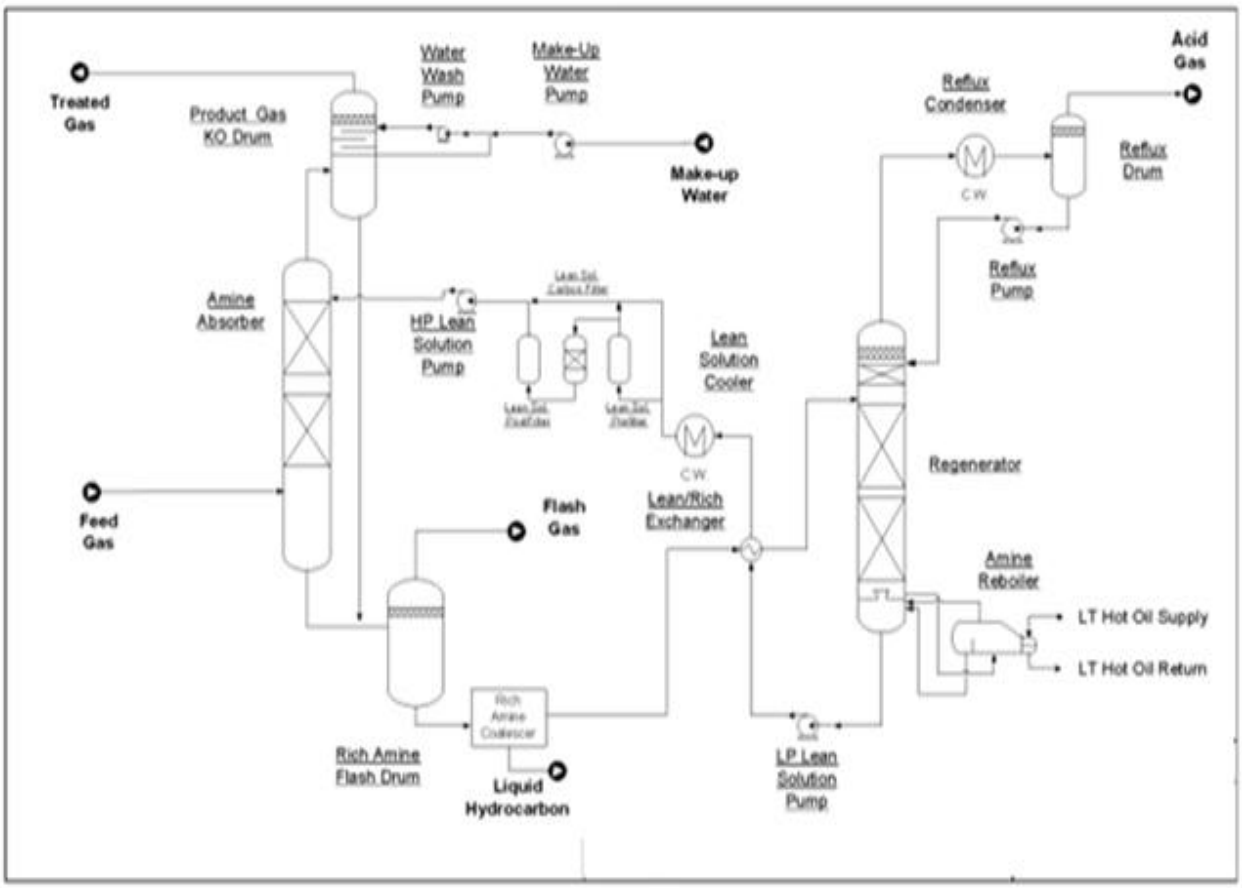


그림 3. Amine Absorption Process

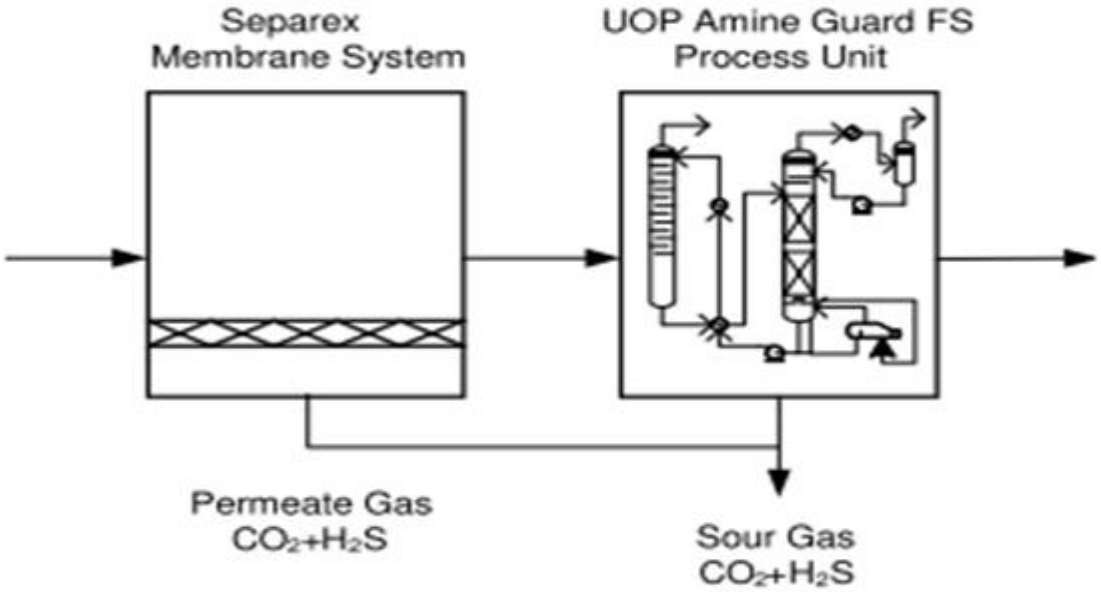


그림 4. Membrane-Amine Hybrid Process

- 아민 공정(GS Promax 공정모사)과 막-흡수 하이브리드 공정(UOP)에 대한 장치 사이즈와 에너지 소모량을 표 5에 나타내었음. 천연가스 중의 CO2 함량이 10% 이상일 경우 LNG-FPSO라는 제한된 공간에서 컴팩트화를 감안할 때 막-흡수 하이브리드시스템이 장치 사이즈를 줄이고 에너지 소모량을 절감할 수 있다는 장점이 있으므로 하이브리드시스템을 충분히 고려할만 함.

표 5. UOP 막-흡수 하이브리드 공정 검토 결과

구분	Amine	Membrane-Amine
Absorber Size (Diameter*Length, m)	5.4 * 32.1	4 * 28.3
Regenerator Size (Diameter*Length, m)	7.5 * 28.2	4.1 * 24.4
Reboiler Duty (MW)	115.0	79.1

나. 해상 환경을 반영한 전처리 공정 실험 장치

- 해상 환경 하에서는 Ship Motion에 의하여 Separation Column(분리탑) 내부에서 Liquid Mal-distribution(불균일 액체 유량 분포)의 영향으로 분리 효율이 저하되는 현상을 보이게 되므로 설계 검증을 위해서는 관련 실험이 수반되어야 함.

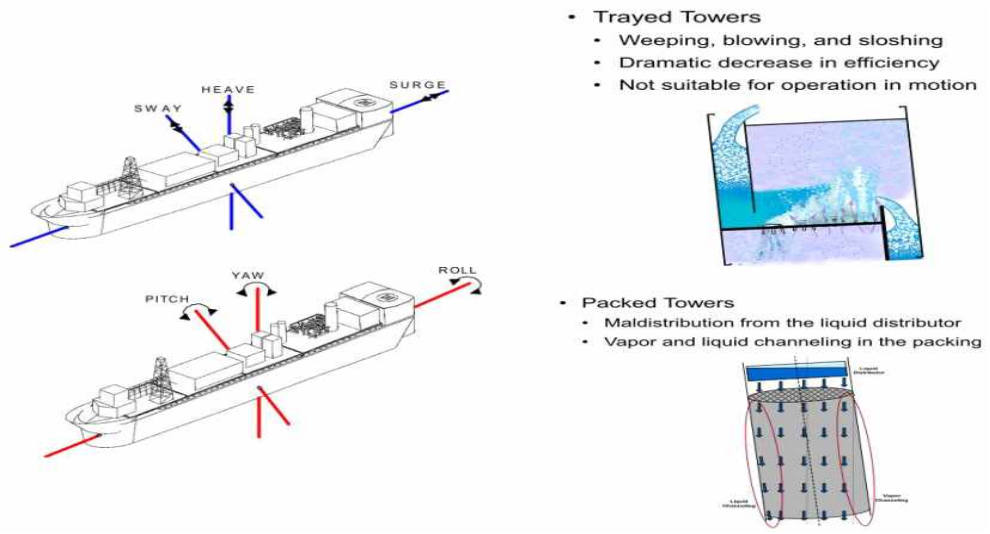


그림 5. Ship Motion and Separation Column

▣ Liquid Mal-distribution Test Unit

- Offshore에 적용되는 Column 임을 감안하여 Structured Packing Type으로 Column을 제작하여 해상 환경조건(Permanent Tilt 및 Motion)을 구현하면서 테스트를 수행하였음.

- Structured Packing Column이 직경 300mm 이상에서는 Wall Effect에 의한 영향이 작기 때문에 Column Hydrodynamic Test의 기준을 400mm 이상으로 결정함.

- Column 사이즈에 따른 Mal-distribution 경향을 파악하기 위하여 직경 400mm, 600mm, 900mm 3종의 Mal-distribution Column 제작하여 실험을 수행하였음.

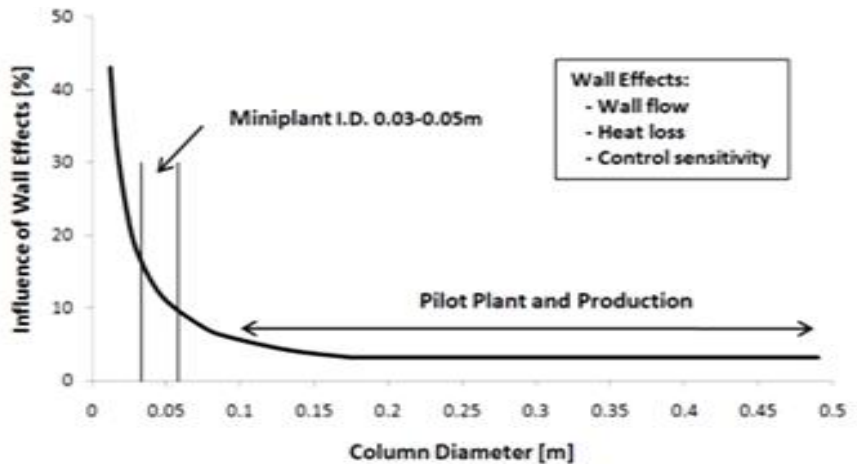


그림 6. Influence of Wall Effects on Column Diameter

- 직경 900mm을 초과하는 Column은 Motion을 동반한 Mal-distribution Test 시 안전 및 장치 비용 문제로 적용하기 어려우며, 직경 900mm는 상업용 플랜트에도 적용 되는 Column 사이즈임.

- Air가 Fan에 의해 Column 하부로 유입되며, Water는 Centrifugal Pump에 의해 상부로 이송된 후 Liquid Distributor를 통해 Structured Packing을 거쳐 하부로 내려오게 됨.

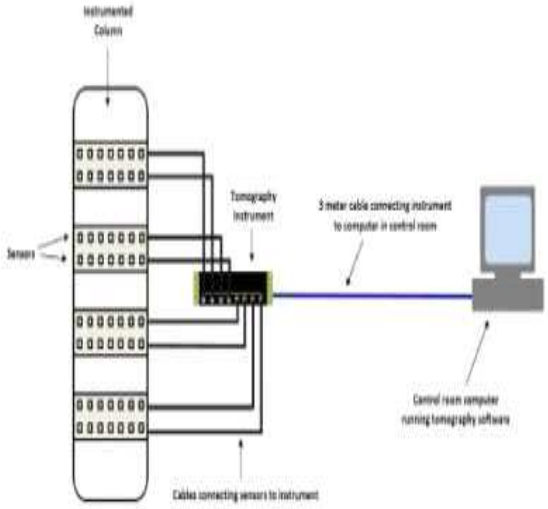
- Onshore 조건인 Column의 Vertical에서의 테스트와 Offshore 조건인 Permanent Tilt(Max 6°) 및 Dynamic Motion(Angle: Max. ±8°, Period: 15~45 Seconds) 에서의 테스트를 통해 Mal-distribution에 의한 Liquid Flow 및 Velocity 분포를 측정하여 Mal-distribution Effect를 정량적으로 분석하였음.

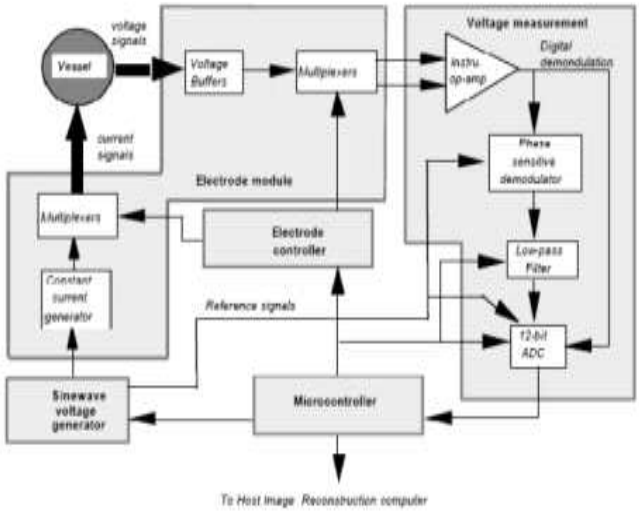
- Liquid Mal-distribution에 의해 발생하는 Poor-Wetted Zones은 이 구간을 지나는 Gas의 Mass Transfer를 저하시킬 뿐만 아니라 Pressure Drop이 작아져 Gas Flow의 Channeling 현상도 유발하기 때문에 해상용 Separation Column 설계 시 고려해야 함.

- Packing을 통과하는 유체의 유량은 ERT(Electric Resistance Tomography) 센서를 이용하여 측정함으로써, Flow Rate와 Pattern을 분석하였음.

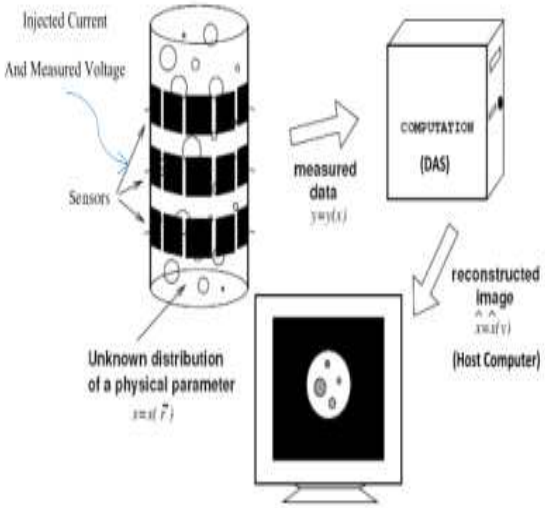
- 일반적으로 분리탑(Separation Column)의 액체 유량 분포를 측정하는 방법으로는 LCM(Liquid Collecting Method)를 이용하고 있음. 이 방법은 Column 하부에 여러 개의 구간을 나누어서 각 구간에서 축적되는 액체의 부피를 시간에 따라 측정함으로써 해당 구간에서의 유량을 측정하는 방식임. 이 방법의 경우 Column의 하부에서의 액체 유량 분포 값만을 얻을 수 있기 때문에 Column 내부의 특정 위치에서의 액체 유량 분포를 확인할 수 없음.

- 본 연구에서 사용한 ERT(Electric Resistance Tomography) 시스템의 경우 ERT 센서를 통해 측정 및 계산되는 유량 값을 얻으며, LCM과 다르게 ERT 센서가 설치된 모든 구간에서의 유량 분포 값을 얻을 수 있으므로 Column의 전체적인 유량분포를 확인할 수 있었음.

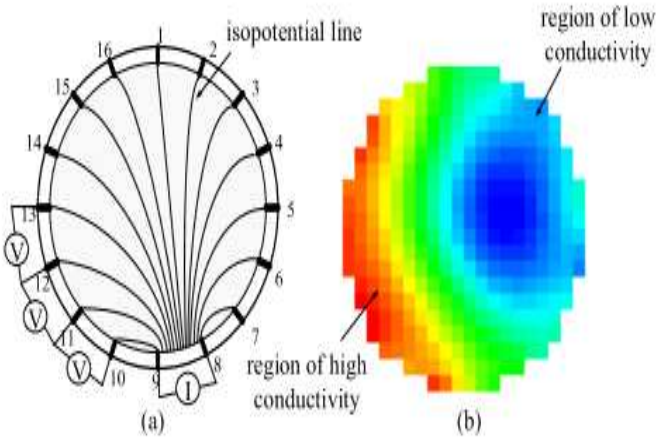




Structure of the Data Acquisition System



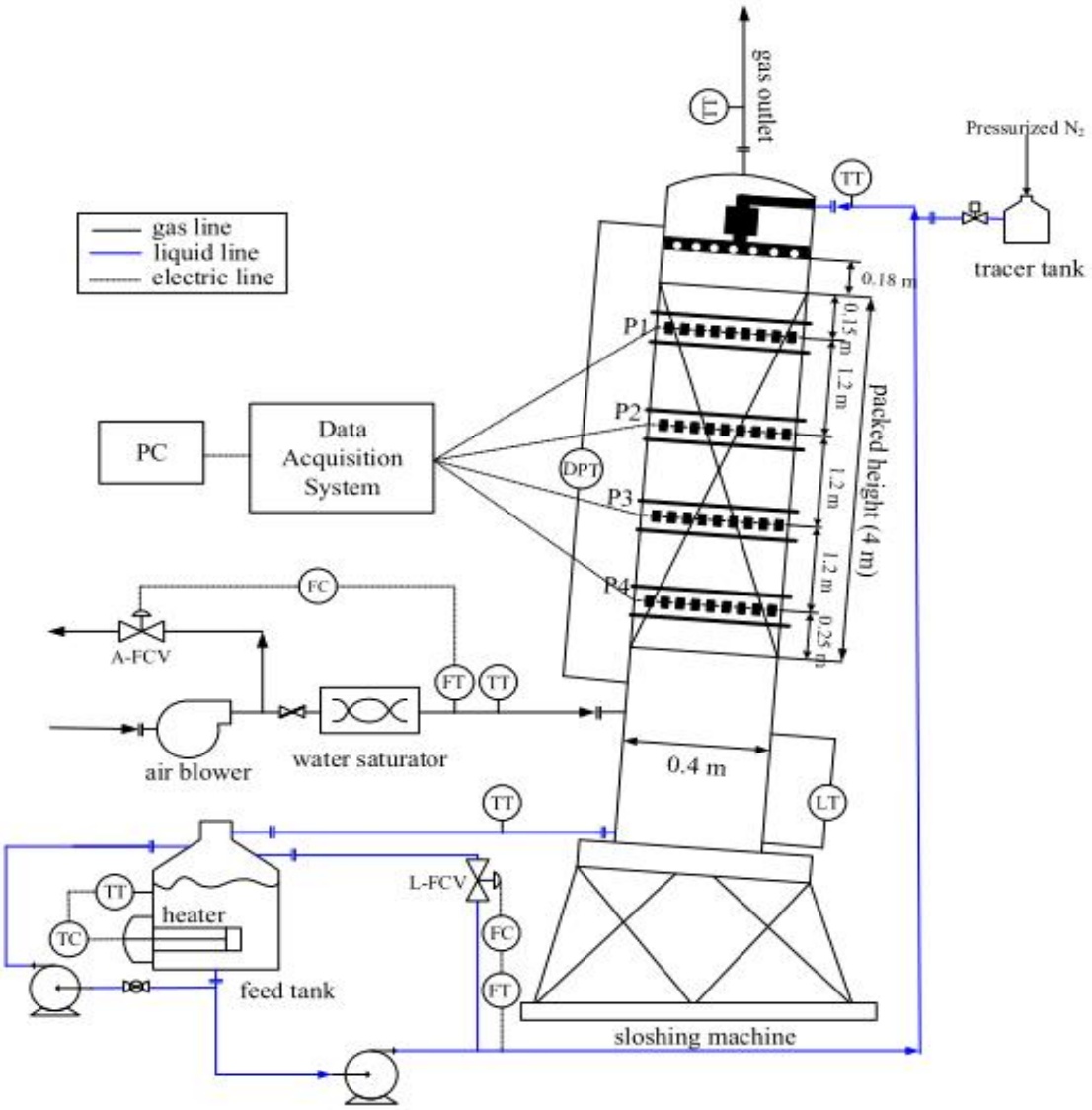
ERT(Electrical Resistance Tomography) System



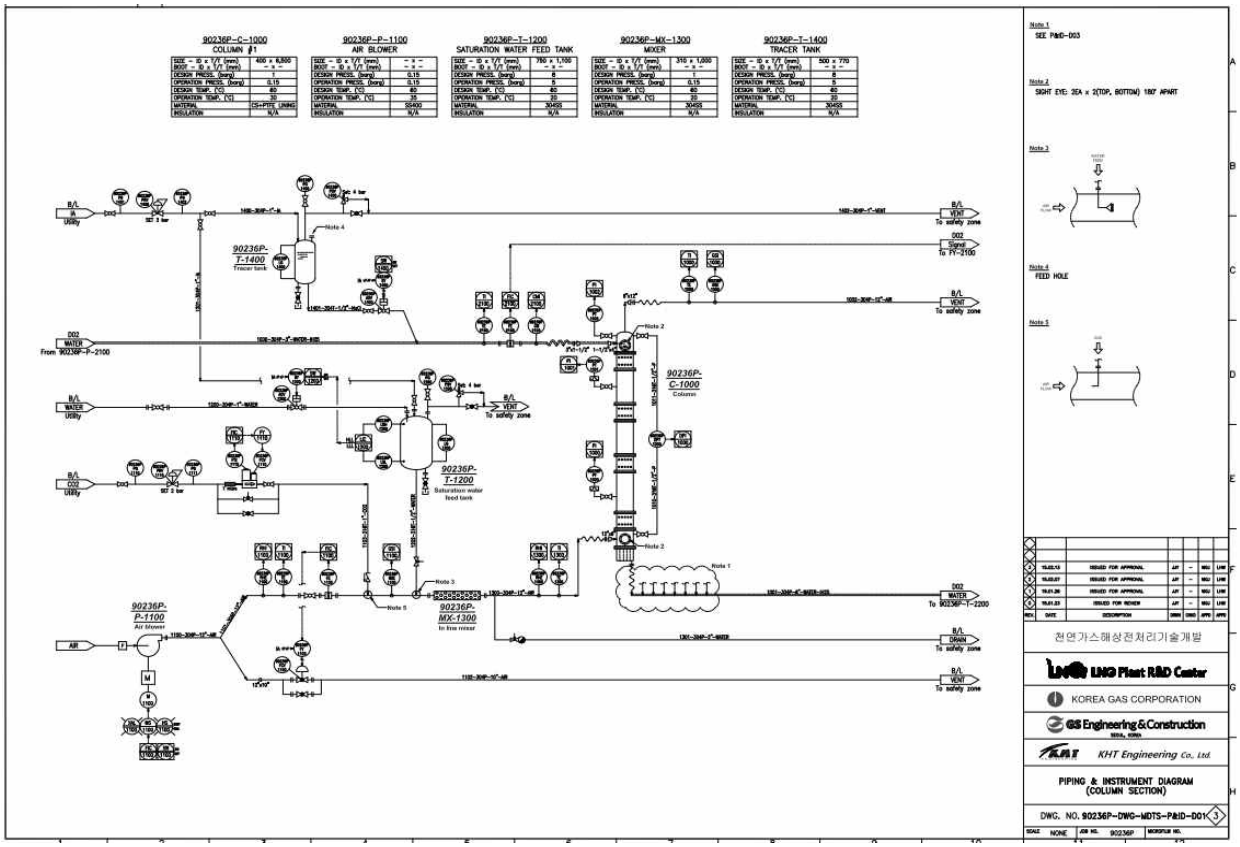
(a) ERT spool with multiple electrodes and adjacent measurement strategy,
(b) 2D conductivity tomogram provided by the ERT system

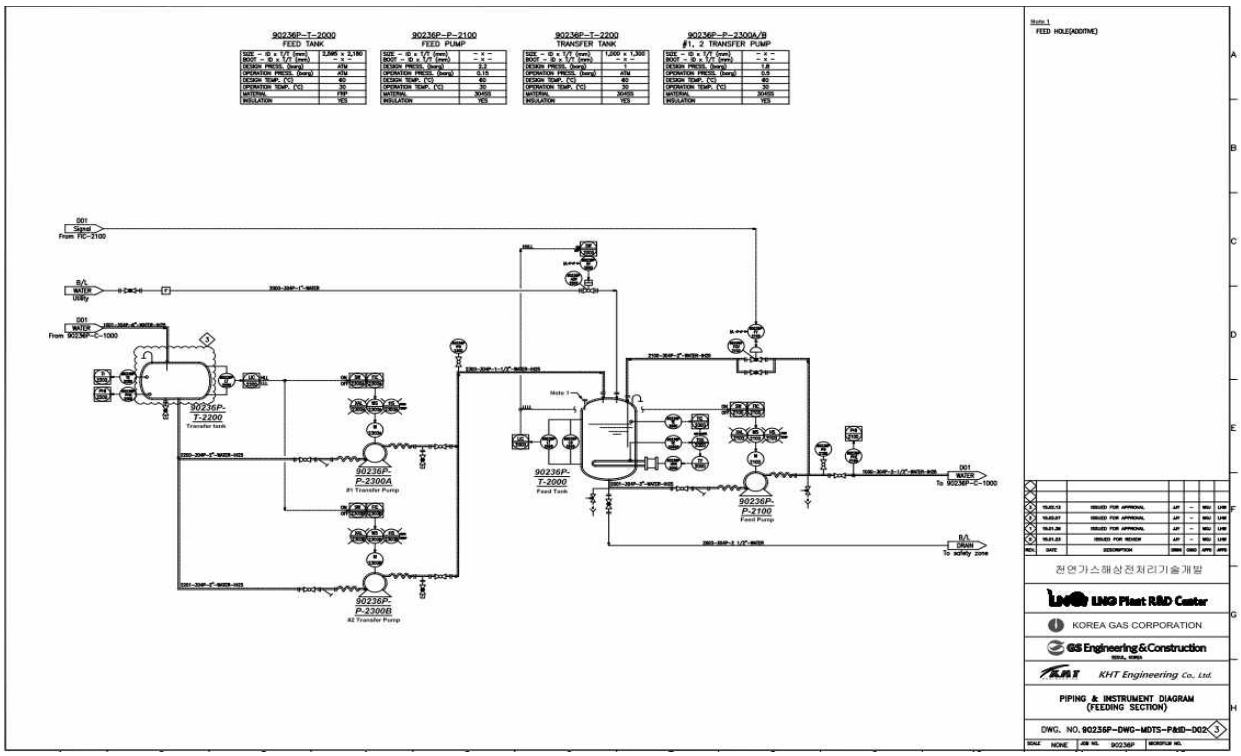
그림 7. ERT 시스템 구성 및 원리

- Schematic Diagram



- P&ID


90236P-C-1000
COLUMN #1
90236P-P-1100
AIR BLOWER
90236P-T-1200
SATURATION WATER FEED TANK
90236P-MX-1300
MIXER
90236P-T-1400
TRACER TANK
90236P-T-1400
Tracer tank
90236P-C-1000
Column
90236P-T-1200
Saturation water feed tank
90236P-P-1100
Air blower
90236P-MX-1300
In line mixer
PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM (COLUMN SECTION)
DWG. NO. 90236P-DWG-MDTS-P&ID-D01
LNG Plant R&D Center
KOREA GAS CORPORATION
GS Engineering & Construction
KHT Engineering Co., Ltd.


90236P-T-2000
FEED TANK
90236P-P-2100
FEED PUMP
90236P-T-2200
TRANSFER TANK
90236P-P-2300A/B
#1, 2 TRANSFER PUMP
90236P-T-2200
Transfer tank
90236P-P-2300A
#1 Transfer Pump
90236P-P-2300B
#2 Transfer Pump
90236P-T-2000
Feed Tank
90236P-P-2100
Feed Pump
PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM (FEEDING SECTION)
DWG. NO. 90236P-DWG-MDTS-P&ID-D02
LNG Plant R&D Center
KOREA GAS CORPORATION
GS Engineering & Construction
KHT Engineering Co., Ltd.

- 구축 사진



Liquid Mal-distribution Test Unit | ID 400 mm column | ID 600 mm column | ID 900 mm column

▣ Amine Treating Unit

- CO2는 Heating Value가 낮아 연료로서 가치가 없고 액화 공정에서 Freezing 되어 막힘 현상을 초래하기 때문에 반드시 제거해야 하며, 아민을 이용한 Chemical Reaction 방법이 가장 널리 이용되고 있음.

- 아민 흡수제 중 MDEA는 다른 아민에 비해 Corrosivity가 작아 높은 농도로 사용할 수 있으며, Circulation Rate가 작기 때문에 장치 사이즈가 작아지고 Regeneration Steam 등 에너지 소모량도 작음. 흡수제로 MDEA에 Piperazine을 혼합한 aMDEA를 선정하였음.

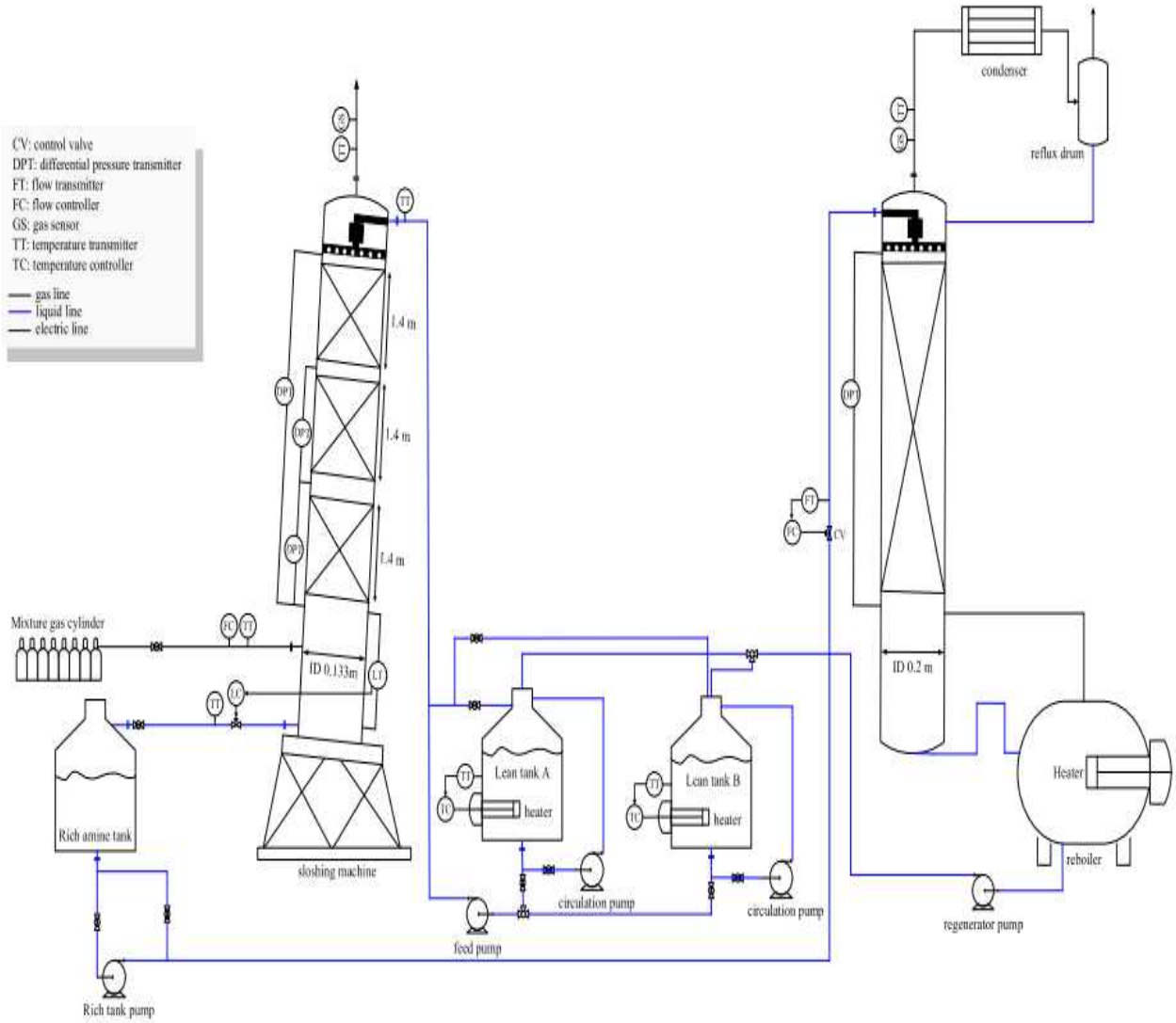
- Amine Treat Unit은 크게 흡수탑(Absorber)과 재생탑(Regenerator)으로 구성되며, 천연가스 중의 산성가스(CO2)는 아민 흡수제(Amine Solvent)에 의해 흡수탑에서 제거되며, 재생탑에서 산성가스를 함유한 흡수제가 재생이 됨.

- 직경 100mm 이하의 Column에서는 Wall Effect가 크기 때문에 Mal-distribution에 의한 성능 저하를 규명하는데 어려움이 있으므로 원료비(실험용 가스 및 흡수제) 및 장치 제

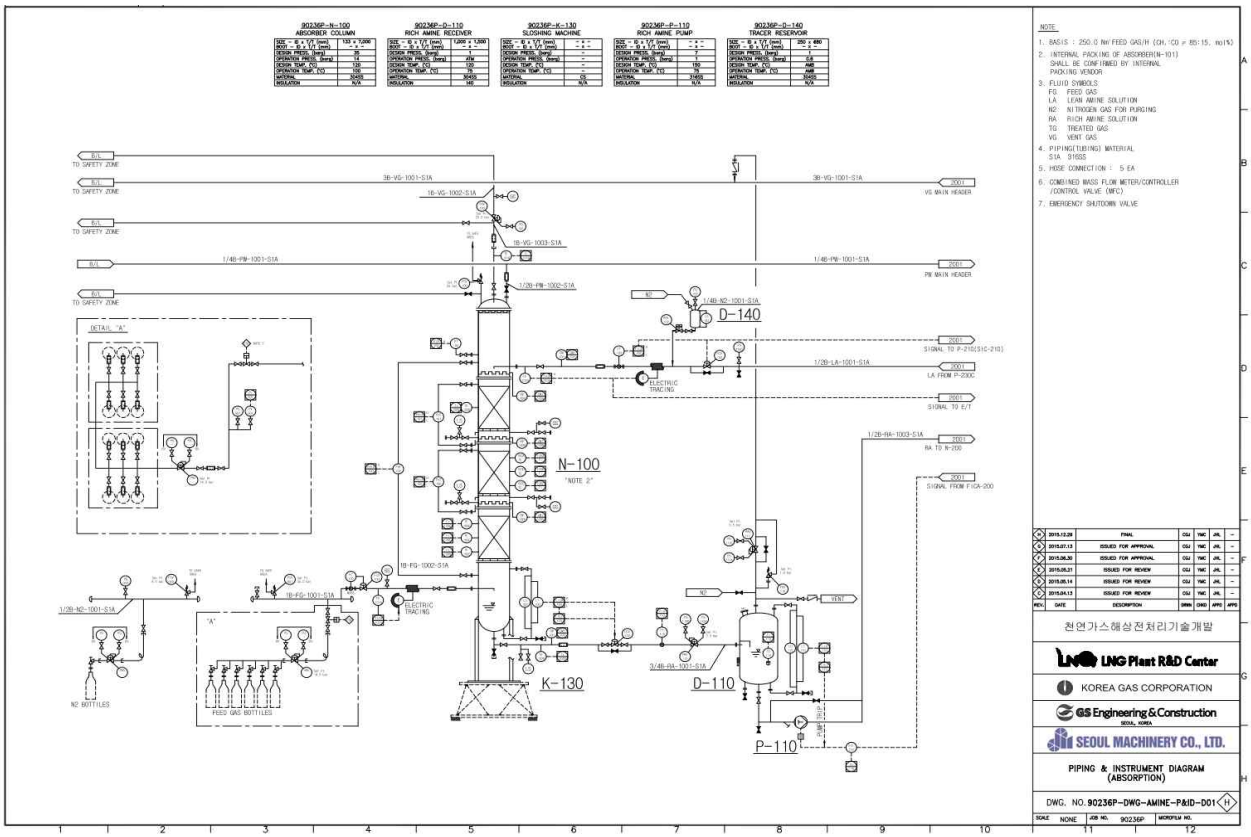
작비와 실험의 신뢰도를 모두 고려하여 Amine Column의 직경을 133mm로 결정하였음.

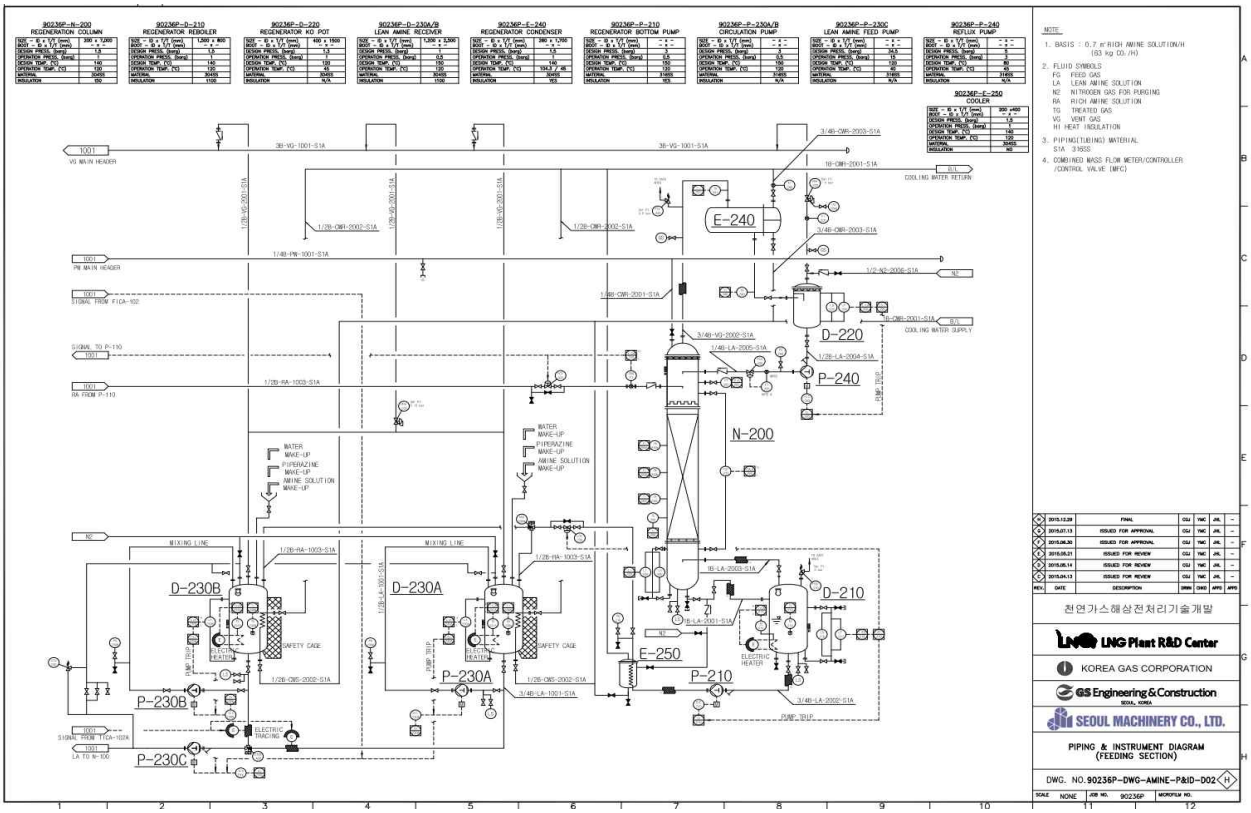
- Sloshing Machine을 이용하여 해상 파에 의한 6자유도 운동(직선 운동: Surge, Sway, Heave, 회전 운동: Roll, Pitch, Yaw)을 구현하고 Amine Treating Unit을 움직이는 Sloshing Machine 위에서 운전하면서 여기서 나오는 Sweet Gas의 Product Spec.을 측정함으로써 Mal-distribution에 의한 분리탑의 성능 저하를 파악하였음.

- Schematic Diagram



- P&ID


N-100
K-130
D-110
D-140
P-110
천연가스해상전처리기술개발
LNG Plant R&D Center
KOREA GAS CORPORATION
GS Engineering & Construction
SEOUL MACHINERY CO., LTD.
PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM (ABSORPTION)
DWG. NO. 90236P-DWG-AMINE-P&ID-D01


N-200
D-220
E-240
P-240
D-230B
D-230A
P-230B
P-230A
P-230C
D-210
E-250
P-210
천연가스해상전처리기술개발
LNG Plant R&D Center
KOREA GAS CORPORATION
GS Engineering & Construction
SEOUL MACHINERY CO., LTD.
PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM (FEEDING SECTION)
DWG. NO. 90236P-DWG-AMINE-P&ID-D02

- 구축 사진



▣ Sloshing System

- 해상 환경 하에서는 선박이 해상 파에 의하여 진동 운동을 하게 되며, 이로 인하여 분리탑의 효율이 저하 됨.

- 해상파에 의한 진동 운동은 6자유도 운동으로 3개의 직선 운동(Surge: 선박의 종 방향, Sway: 선박의 좌현과 우현, Heave: 선박의 상하)과 3개의 회전 운동(Roll: 선박의 길이 방향 축 기준 , Pitch: 선박의 폭 방향 축 기준, Yaw: 선박의 수직 방향 축 기준)으로 구분됨.

- LNG-FPSO용 분리탑 설계를 수행하기 위해서 해상에서의 선체 운동을 구현할 수 있는 장치(Sloshing Machine)를 제작하고 그 위에 분리탑을 설치 및 테스트함으로써 분리탑의 성능 저하를 확인하였음.

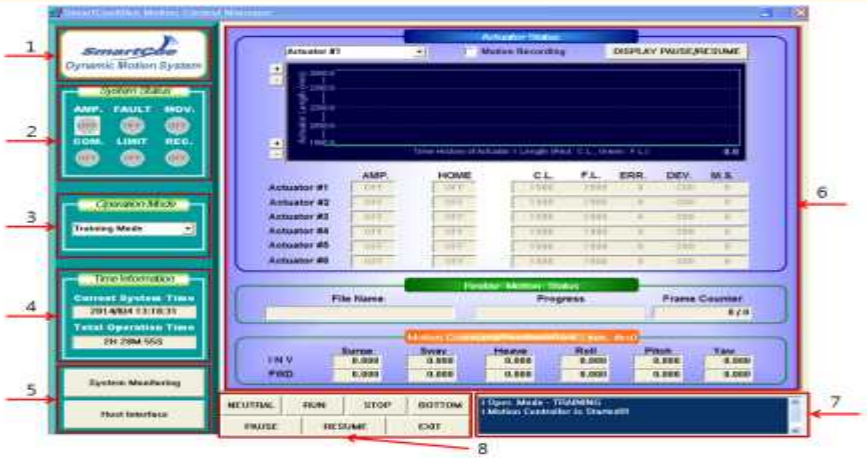
- **구축 사진**



Sloshing Machine & Control Panel

- GUI

❑ User Interface GUI



번호	명 칭
1	Sunaerosys Motion System Brand Symbol
2	상태정보 램프
3	운영모드 선택 버튼
4	시스템 시간 정보
5	하위 메뉴창 활성화 버튼
6	시스템 모니터링 하위 메뉴창
7	시스템 조작 정보
8	시스템 조작 버튼

☞ User Interface GUI는 버전에 따라 변경 될 수 있음

다. 해상용 분리탑 성능 예측 모델

- 해상 환경 하에서는 선박의 움직임으로 인해 분리탑 내부에서 액체의 불균형 분포 현상이 발생하며, 이 현상으로 인해 기체와 액체의 접촉이 균일하지 않게 되고 분리 효율이 저하됨.

- Permanent Tilt 및 Dynamic Motion을 포함하는 임의의 해상환경 하에서 분리탑의 목표 성능을 유지할 수 있도록 하는 LNG-FPSO 전처리 공정설계 기술이 요구되기 때문에 상용 시뮬레이터 기반의 Rate-based 공정 모델 개발 및 Design Guide를 정립하였음.

- Rate-based 모델은 평형 모델에 비해 복잡하고 해를 구하는 과정에서 수렴하기 어렵다는 단점을 갖지만 CO2와 같이 흡수속도가 낮은 기체분리의 경우 흡수속도가 반영된 모사를 통해서만 정확한 성능 예측이 가능함.

- 흡수탑 내부의 수력학적 현상과 물질전달 현상을 규명한 후, 이를 모델화하고 관련 파라미터를 결정하는 연구가 수행되었으며, 해당 개발 모델을 통하여 주요한 해상 환경변수에 대한 분리탑 설계인자를 도출하여 공정설계 기술을 확보하였음.

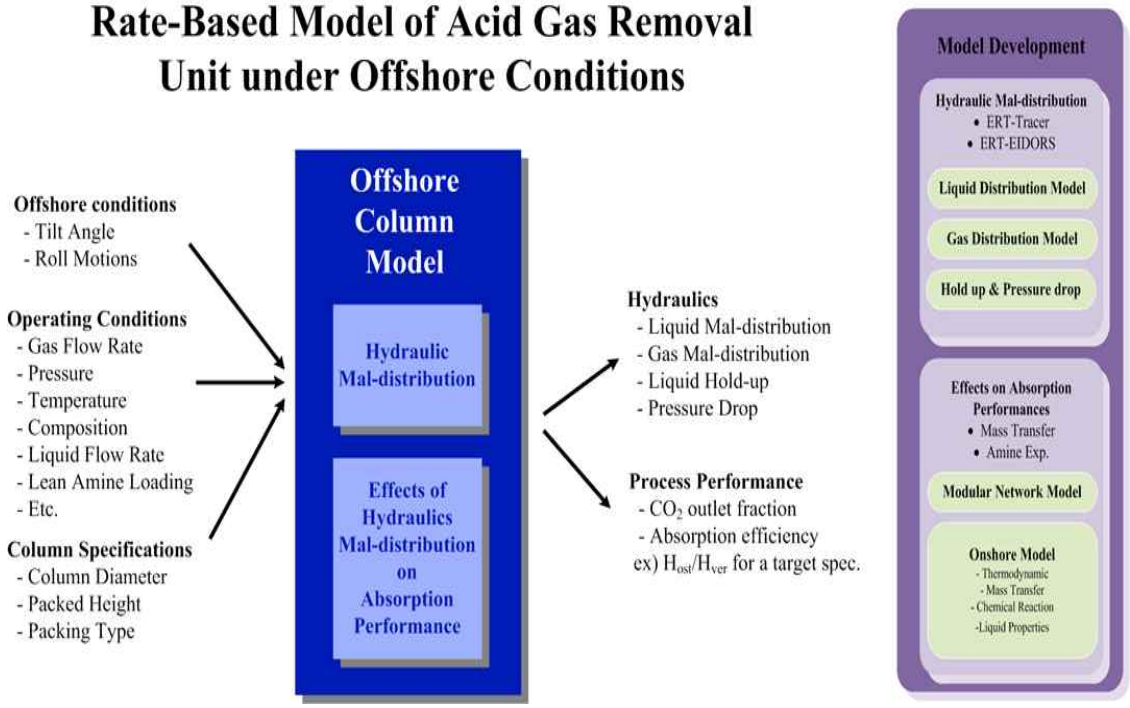


그림 8. 해상용 분리탑 성능 예측 모델 개발 수행 전략

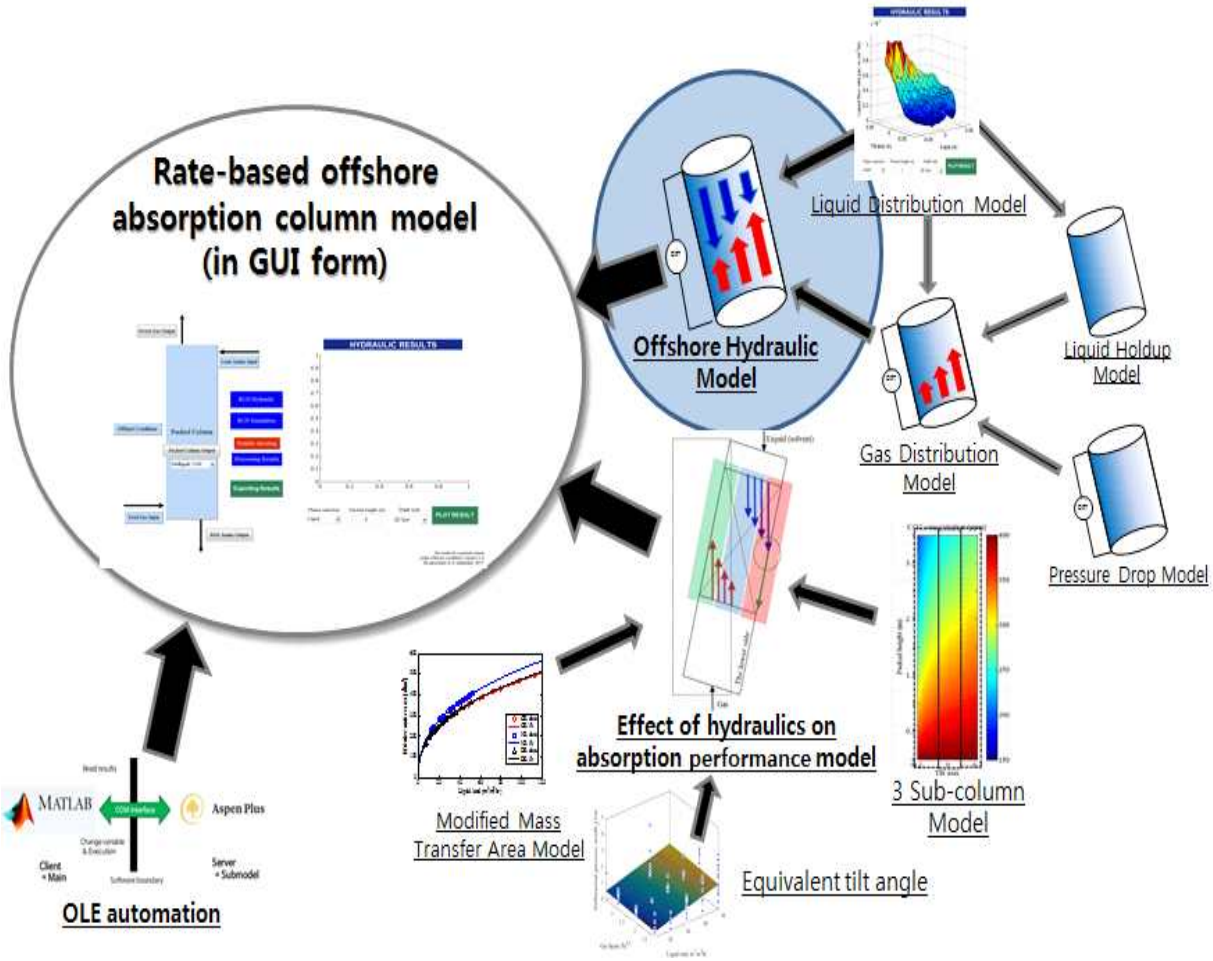


그림 9. 해상용 분리탑 성능 예측 모델 원리 및 구현 방법

- 그림 10은 액체분포모델(LDMcv)에 있는 매개변수를 추정하여 얻은 모델결과와 실험결과를 비교한 것이다. 이렇게 얻어진 매개변수를 이용하여 LDMcv가 액체분포 결과를 계산하고 이 결과를 기반으로 액체 홀드업 모델이 얻어짐.

- 추정된 매개변수를 이용하면 tilt angle에 따라서 3차원의 control volume에서의 액체유량을 구할 수 가 있는데 이 값을 토대로 액체 홀드업을 계산하고 이 값이 실험으로 측정한 홀드업과 같아지도록 홀드업 모델의 매개변수를 추정하였음. 이렇게 해서 얻어진 tilt angle과 liquid load 변화에 따른 홀드업 모델과 실험결과는 그림 과 같음.

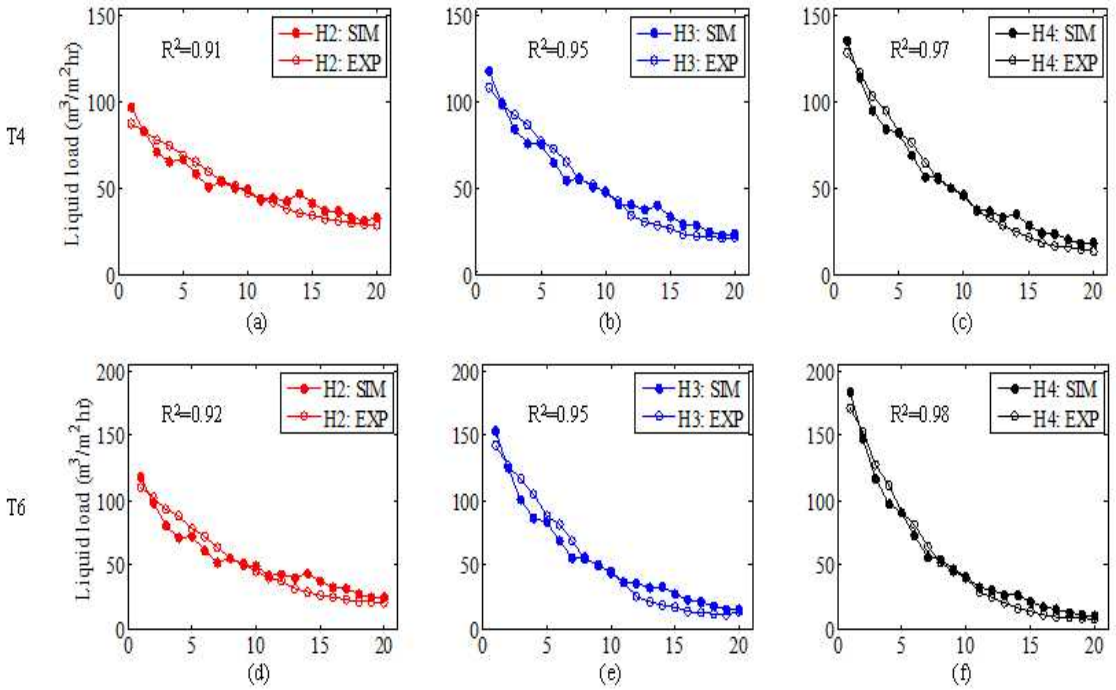


그림 10. 400mm ID Column(L=50 m^3/m^2hr, G=0 $Pa^{0.5}$)에서 얻은 ERT-EIDORS 데이터를 이용하여 LDMcv를 Parameter Estimation한 결과. (a)~(c): tilt angle 4°조건에서 Packed Height의 높이가 H2(=2.7m), H3(=1.5m), H4(0.25m),. (d)~(f) tilt angle 6°조건에서 Packed Height의 높이가 H2(=2.7m), H3(=1.5m), H4(0.25m)

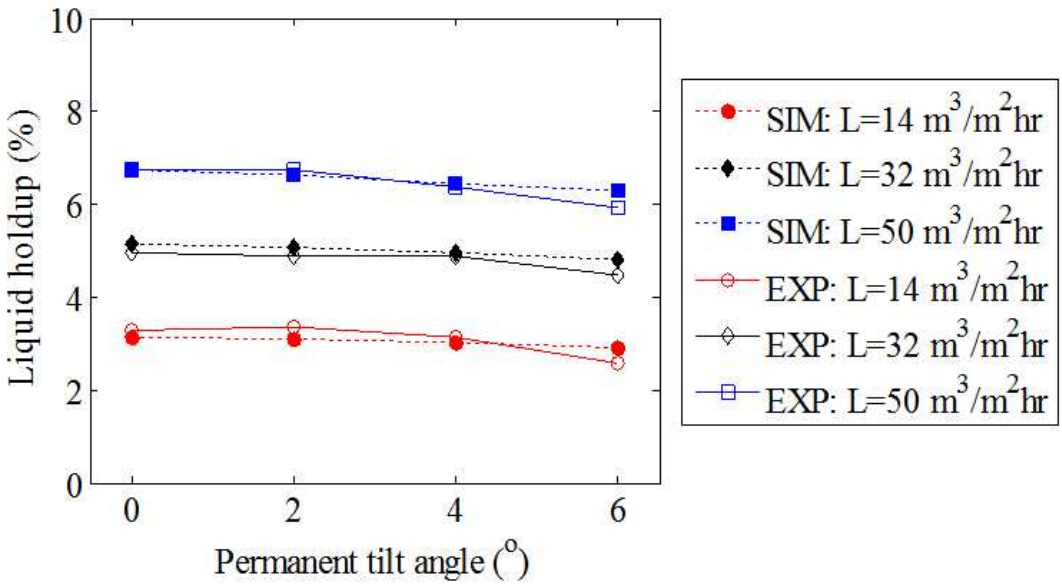


그림 11. Permanent Tilt Angle과 Liquid Load에 따른 액체 홀드업

- 측정 홀드업의 가장 중요한 경향은 tilt angle이 증가함에 따라서 홀드업이 감소하는 것임. 이 홀드업 감소 경향은 크게 2가지 원인으로 분석할 수 있는데 첫 번째는 액체가 tilt된 쪽으로 더 많은 유량이 흐르면서 생기는 액체 홀드업의 증가가 tilt 반대편으로 흐르지 않으면서 감소하는 액체 홀드업의 감소에 상쇄되기 때문임.

- 액체 유량에 따른 액체 홀드업의 변화 그래프를 보면 액체 유량이 증가 할수록 단위 액체 유량 증가에 따른 홀드업의 증가 정도가 감소하게 되므로 감소된 액체유량에 따른 홀드업 감소량이 증가된 액체유량에 따른 홀드업 증가량보다 더 크다는 것을 알 수 있음.

- 두 번째 원인은 벽면흐름(wall flow)의 증가로 인한 홀드업의 감소임. tilt된 쪽으로 많은 양의 액체가 흐르게 되면 이쪽의 wall flow는 더 증가하게 되는데 벽면에서의 액체 홀드업은 패킹 내부에서 형성하는 홀드업보다 더 낮으므로 이러한 wall flow의 증가가 홀드업을 감소시킬 수 있음.

- 홀드업 모델의 매개변수를 추정한 후에 기체분포 최적화 문제를 통하여 기체분포를 계산하였으며, 내경 0.4m인 컬럼에 대하여 초기 기체의 속도 (superficial velocity)가 1 m/sec (약 G=1 Pa0.5)일 때, liquid load = 50 m3/m2hr, tilt angle 6도에서 컬럼의 최하단(H=0m)에서의 결과를 그림 에 나타내었음.

- 2차원 액체유량분포는 tilt axis +0.2 방향으로 불균형 분포되어 있고 액체 홀드업 분포는 마찬가지로 tilt axis +0.2 근처에서 더 큰 값을 가지는 것을 확인할 수 있음. 이때 계산되는 기체 속도 분포를 확인해보면 액체유량분포와 액체 홀드업 분포와는 다르게 tilt-axis -0.2 근처에서 더 큰 속도를 가지는 것을 확인할 수 있음.

- radial 방향으로의 압력 강하 값이 일정해지기 위해서는 액체 홀드업이 더 적은 쪽으로 많은 양의 기체가 흘러가야 하기 때문임. 기체가 흘러 갈 수 있는 void fraction이 낮은 곳(=액체 홀드업이 큰 부분)으로 다른 곳과 동일한 공탑 속도(superficial velocity)가 흘러가게 되면 이 부분에서의 gas interstitial velocity가 커지고 이로 인하여 friction loss가 증가하게 되어 압력강하 값이 크게 되기 때문임.

- 따라서 radial 방향으로의 압력강하 값이 일정해 지려면 기체는 액체 홀드업이 더 작은 쪽으로 흐르게 되며(channeling 현상), 이러한 현상이 기체분포모델에 잘 반영되어 있음.

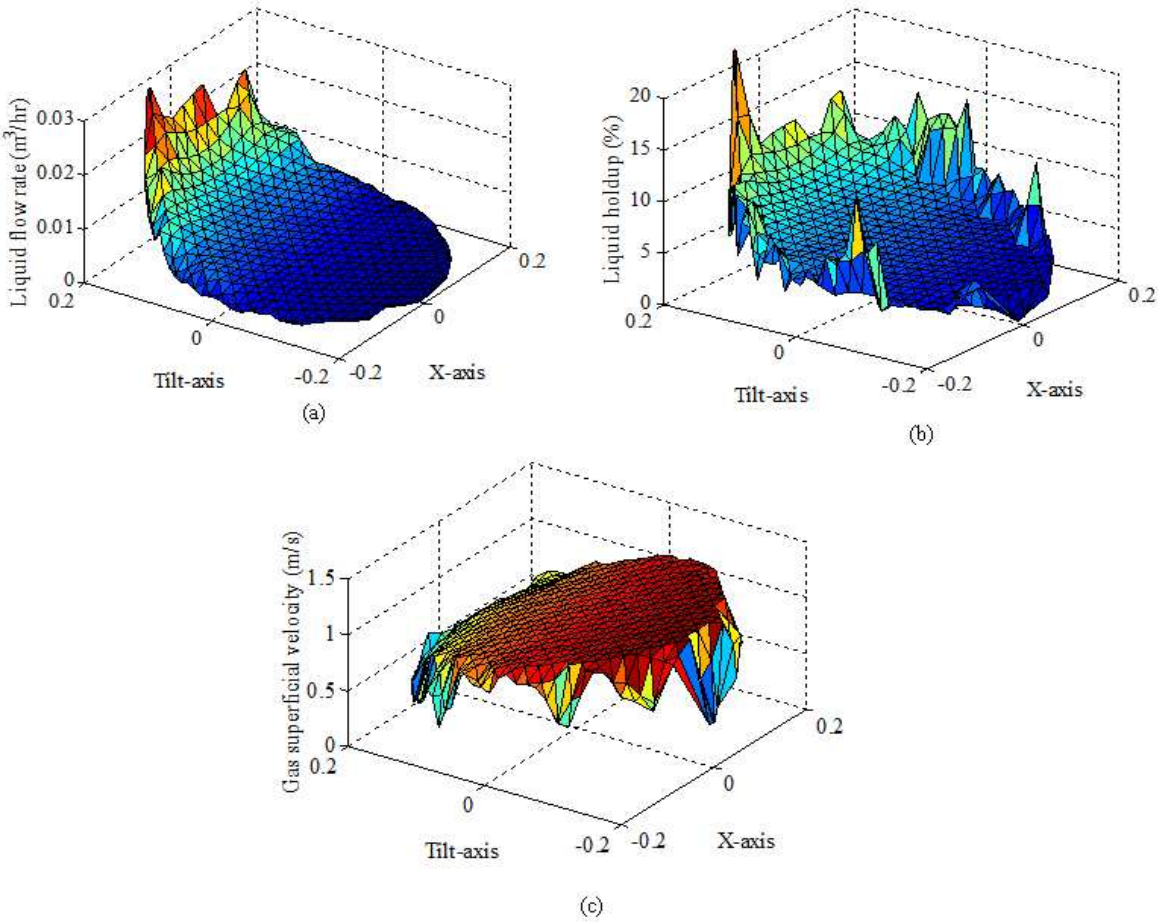


그림 12. L=50 m^3/m^2hr,G=1$Pa^{0.5}$,Tilt angle 6°, D=0.4m 에서의 (a) 2차원 액체유량분포, (b) 액체 홀드업 분포, (c) 기체 속도 분포 그래프

- 아민 실험의 경우 3개의 베드를 사용하였고 베드 간 측정된 실험데이터가 존재하기 때문에 베드 간 측정 데이터들을 통하여 시뮬레이션에 필요한 값들을 계산하였으며, 이 값들을 통해 각 베드별 분석을 수행하였음.

- 아민 실험데이터와 hydraulic model 결과를 그림 13에서 비교한 결과, 모든 조건에서 hydraulic model로 계산한 결과는 해당 조건에서의 실험결과를 잘 표현하는 것을 확인할 수 있음.

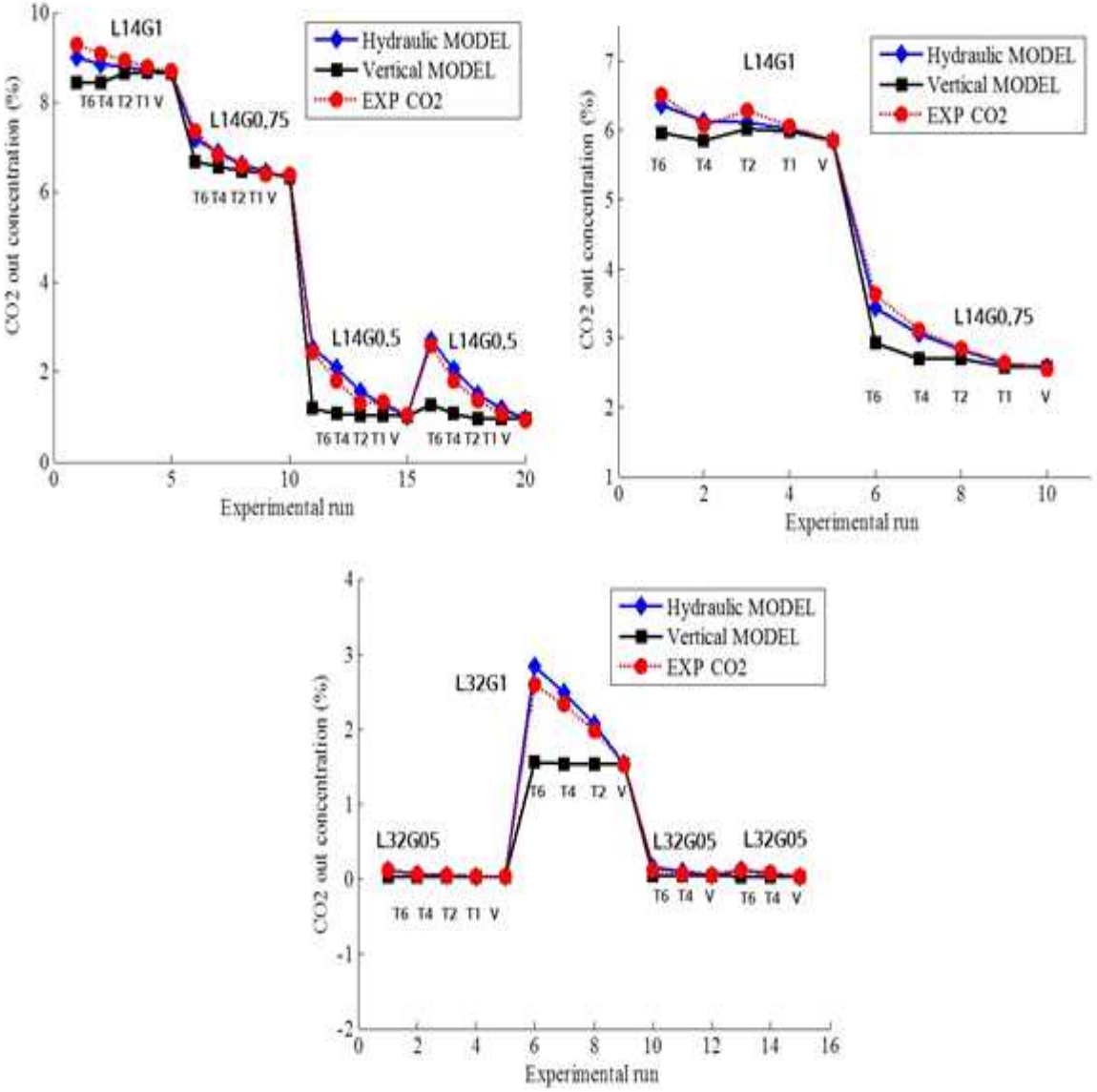


그림 13. 아민 실험결과와 Hydraulic model로 계산한 결과들의 비교 그래프

라. 해상용 분리탑 Design Guide

(1) 해상 환경에서 Tray Column의 제약

- Tray 사용에 대한 가장 현저한 한계는 모션과 정지하지 않은 Column을 처리하는 능력이다. Tray는 각 Tray에서 특정 액체 레벨을 위한 요구사항에 대해 Downcomer 와 Overflow Weir 사이에서 유지되면서 직교 흐름을 갖기 때문에 Tray는 모션에 대하여 몇 가지 문제를 갖는다.

* 판(plate)의 액체레벨의 불안정과 흔들림
* 벽을 통한 불안정한 흐름이 유발
* Downcomer의 불안정한 레벨 (Downcomer Backup 유발)

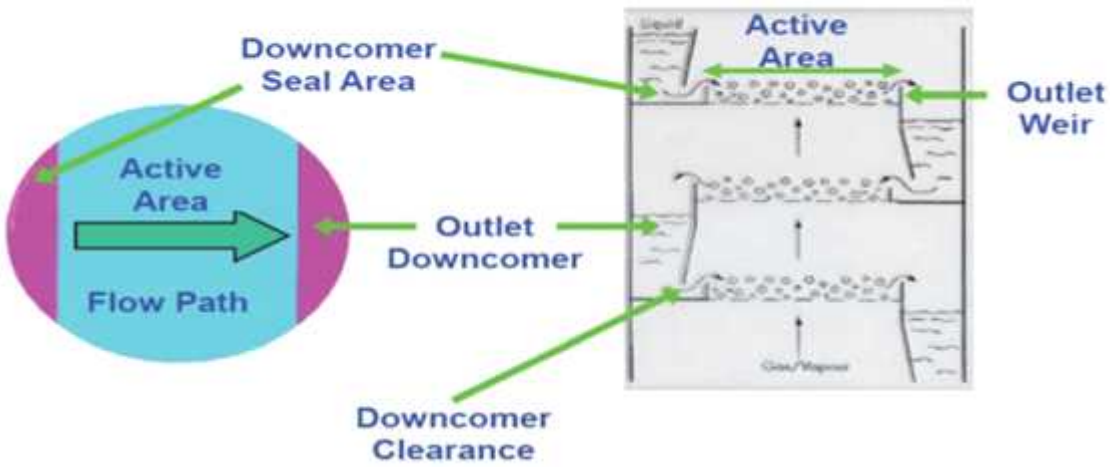


그림 14. Tray의 흐름 패턴

- Downcomer의 Flooding은 종종 Tray의 가장 중요한 문제 중에 하나로 고려된다. Internal 업체들이 Tray를 모션의 영향 하에서 테스트를 한 후에 3m의 Downcomer 높이가 전형적인 모션을 상쇄하기 위해서 필요하다고 결론 내렸다. 이것은 각각의 Tray 사이의 간격이 0.6m에서 3m로 증가할 필요가 있다는 것을 의미한다. 그러므로 LNG FPSO와 같은 비정지상태의 Column에 대해서 Tray는 일반적으로 실현 가능하지 않다.

(2) 해상 환경에서의 Packed Column 적용

- 해상환경 Column Design 시 산업계에서 Standard로 알려져 있는 packing type 과 Size는 corrugated sheets 형태의 structured packing 250Y m2/m3 이다. High-capacity versions(Mellapak 252Y, Flexipac 250HC) 이 종종 Vendor에 의해 추천되어 사용되기도 한다. 몇몇 라이센서는 Less Efficient 하지만 Higher Capacity 가 가능한 250X or 2X 의 Packing을 Amine 공정에 적용한다.

- 해상환경에서 Column Design에 적용되는 Standard Packing을 규정하는 것은 어렵지만 규정한다면, typical 하게 아래의 두 type의 packing이라고 말할 수 있다.

    * Melapak / Flexipac 250Y structured packing, or
      1/2" or 1" Pall rings random packing

- 위 두 Packing Type 은 Packing 단위 부피당 250m2 Area를 가지며 주로 Amine Process 에 적용된다. 위의 Standard Type의 Packing으로 Design을 시작하여 초기 Column Diameter와 Packing Height 를 구한다. 만약, Column Diameter가 너무 크거나, Height가 너무 높으면 Packing Type 의 선정을 재 고려해야 한다.

(3) 해상 환경에서의 Packing Performance

- Packed Column의 Flooding 이나 Pressure Drop, 그리고 Efficiency (HETP)를 얻는 가장 확실한 방법은 Pilot Plant를 통한 Data, 혹은 동일한 운전 조건하의 동일한 Packing Type 에서의 실제 운전 Data로부터 얻는 것이다.

- 그리고 Packing Supplier로부터 Packing Type과 각 System에 대한 Data를 얻을 수도 있다. 최근 몇몇 Process (Amine 공정)에 최적화 된 Rate Based 프로그램 Tools (Aspen Plus, HYSYS, ProMax, Protreat) 이 출시가 되었으며 관련하여 Hydraulic 및 Mass transfer관련 여러 가지 Correlation을 적용하여 Column Performance를 예측할 수 있게 되었다.

- 특히, Amine 흡수탑의 해상환경의 Column Performance를 정확히 예측하기 위해서는 Liquid 및 Vapor의 정확한 Distribution 예측과 더불어 이러한 Rate Based 프로그램 Tool을 적용해야 만 정확한 Column Performance 모사가 가능할 것이다.

- 본 연구과제에서는 수행한 실험 Data를 기반으로 만들어진 Liquid & Vapor mal

distribution 모델을 상용 Rate Based 프로그램에 적용하여 Offshore Column Simulator Tool을 완성하였으며, 이 프로그램 Tool을 이용하여 Column Performance를 예측하고 적절한 Packing Height, Diameter를 결정할 것이다.

(4) 해상 환경에서의 Packing Performance

- Packed Tower의 성능은 Packing Type의 선택이 가장 중요하지만 Liquid Distributor의 선택 및 Design 역시 이에 못지 않게 중요하다. Distributor의 선택은 Column의 Efficiency 뿐만 아니라 Capacity에도 영향을 주는데, 이는 Vapor/liquid의 적절한 Distribution은 최대한의 Packing Efficiency를 얻기 위한 Vapor/liquid Contact을 이루어지게 해주기 때문이다.

- 특히 기울어짐과 동적 모션이 있는 해상환경에서는 Liquid Distributor의 중요성이 더 커지게 된다. 해상환경에서의 Distribution의 경우 첨벙거림이나 넘침을 방지하기 위해 closed type or tube type (pressurized) 이여야 하며, Re-distribution 경우는 동적 모션 과 기울어짐을 극복할 수 있는 충분한 Static Height를 제공할 수 있는 Design 이 되어야 한다. 대략 Re-distribution arrangement가 3~4 meter까지 길어져야 한다.

(5) Offshore Column 설계 방법

- 해상환경(Offshore) Column 설계, 특히 Amine Absorber Column에서는 국책과제로 수행한 실험 Data 를 기반으로 만들어진 Liquid & Vapor mal distribution 모델(Matlap GUI 기반)을 이용한 Rate Based 프로그램 Tool(Aspen Plus), 이하 Offshore Column Simulator Tool을 활용하여야 한다. Offshore Column Simulator Tool을 이용한 Column Design 절차는 아래와 같다.

<Offshore Absorber Column (Amine 흡수탑) Design 경우>

1. Acid Gas Feed Condition 접수
 - Feed 성분, 온도, 압력, 유량

2. Lean Amine Condition 접수
 - Lean Amine 성분, 온도, 압력, 유량

3. 처리된 Gas Specification접수
 - 처리된 CO2 농도(ppmv) 요구사항, 온도, 압력, 유량

4. Matlap GUI 및 Aspen Plus Files 준비
- 제공받은 Aspen Plus Files Template을 사용해야 하며 파일 저장위치도 임의로 변경하면 안됨 (파일 저장 위치 등 상세 사항은 FLNG-MAN-002, 'Offshore Column Simulator 사용설명서' 참조)

5. Matlap GUI 실행 시켜 Acid Gas Feed 및 Lean Amine Condition 입력

6. Matlap GUI에 Packed Column Data 입력
- Vertical (onshore) 에서의 CO2 Specification에 맞추기 위한 Packing Height (single bed 적용 기준) 및 Column ID 입력
- Vertical Packing Height 결정은 Offshore Absorber Column Reference를 이용 (대략 3 bed x 5m = 15m 정도) 하여 Aspen Plus를 구동하고 그 결과가 CO2 Specification기준에 맞게 Packing Height를 변경하면서 최종 결정
- Vertical Column ID 결정은 Aspen Plus의 Column Internals 기능을 이용하며 그 결과 Flooding이 80% 이내로 들어 오는 Column ID를 찾아 그 값을 선택
- Packing Type 선택 (현재 Mellapak 250X, 250Y, 500X, 500Y 선택가능)

7. Vertical Conditions 지정
- Vertical 에서의 Column Performance 확인을 위해 Tilt angle '0', Period '0" 입력

8. Vertical 에서의 Performance 확인을 위해 GUI 상에서 Aspen Plus 를 구동
- Vertical 에서의 CO2 Specification 및 Column Pressure Drop 확인을 목적으로 함

9. Offshore Condition 을 지정 후 Aspen Plus 구동
- 프로젝트에서 요구하는 Maximum Tilt Angle 와 Period 를 적용하여 Offshore Condition 에서의 Column Performance 변화를 확인한다.
- CO2 Specification 이 기준치를 벗어나면 Packing Height를 증가시켜 CO2 Spec. 를 맞추고 Column Pressure Drop이 기준치를 벗어나면 Column ID를 증가시켜 Pressure Drop 을 맞추면 된다.
- Packing Height를 결정 시 Performance 및 Capital Cost 측면에서 2 bed 혹은 3 bed 가 적절한 지 Case Study를 통해 확인을 해야 한다. (예를 들면, 6m x 2 bed 혹은 4m x 3 bed)

10. Column Data Sheet 작성
- Tilt 및 Motion 에서의 최대 Hydraulic을 반영한 Column Diameter 및 Packing Height를 Datasheet에 명시하고 이를 Vendor에 제공해야 하여 Vendor는 그 외 Detail한 Column Design을 수행하면 된다.

- 해상 환경에서의 Liquid Distributors의 Height를 고려하여 최종 Column Height를 산정한다.
- 해상환경에 Specialized 된 Vendor/Licensor가 제공하는 Column Design 이 있다면 Offshore Colum Simulator Tool을 이용하여 Hydraulic 및 Process Performance Guarantee 를 확인한다.

<Offshore Distillation Column(Hydrocarbon) Design 경우>

- 해상환경(Offshore)의 Distillation Hydrocarbon Column Design은 Absorber Column 처럼 개발된 Offshore Column Simulator Tool를 사용하여 Direct로 Column Design을 할 수는 없다. 개발 된 Tool은 Amine Absorber 실험 Data를 이용하여 개발되었기 때문이다. 하지만 Offshore 환경이 Vertical 대비 얼만큼 Hydraulic 에 영향을 미치는지 Tool을 통해 확인이 가능하기 때문에 이를 활용하여 Distillation Column Design을 할 수 있다.

- Tool에서 얻은 Tilt 및 Motion 에서의 최대 Hydraulic 결과를 Correction Factor (design margin) 형태로 반영하여 Column의 Diameter를 결정할 수 있다. 이를 반영한 Loading Data를 Vendor로 제공해야 하며, 이를 이용하여 최종 Column 설계를 하여야 한다. 이때는 Packing Efficiency (HETP)에 Motion Effect를 고려하여 적절한 Packing Height를 결정해야 할 것이다.

- 해상환경에 Specialized 된 Vendor와 협의하여 최종 결정을 해야 한다. 몇몇 Vendor는 HETP에 대한 Motion Effect로써 추가 50% margin 이면 해상환경에서의 모든 operation을 cover 할 수 있다고 보고 있음.

- 일반적으로 HETP는 300mm에서 900mm까지 다양할 수 있고 공정특성에 따라서 2000mm까지 클 수도 있다. 대략적인 Guideline은 아래 표 6과 같다.

표 6. Packing Type별 HETP

Packing type Y-types	HETP (m)	Packing type X-types	HETP (m)
Mellapak 125Y	0.7 - 0.9	Mellapak 125X	1.2 - 1.3
Mellapak 2Y	0.4 - 0.5	Mellapak 2X	0.6 - 0.7
Mellapak 250Y/252Y Flexipac 250HC	0.3 - 0.4	Mellapak 250X	0.5 - 0.6
Mellapak 350Y	0.25 - 0.3		
Mellapak 425Y	0.25 - 0.3		

- 특히, 아래와 같은 경우, HETP는 위 표6 에 나와 있는 값보다 훨씬 크게 적용이 된다.
  * 낮은 온도, 높은 압력의 Fractionation (낮은 표면장력과 작은 gas / liquid ratio 때문)
  * Absorption

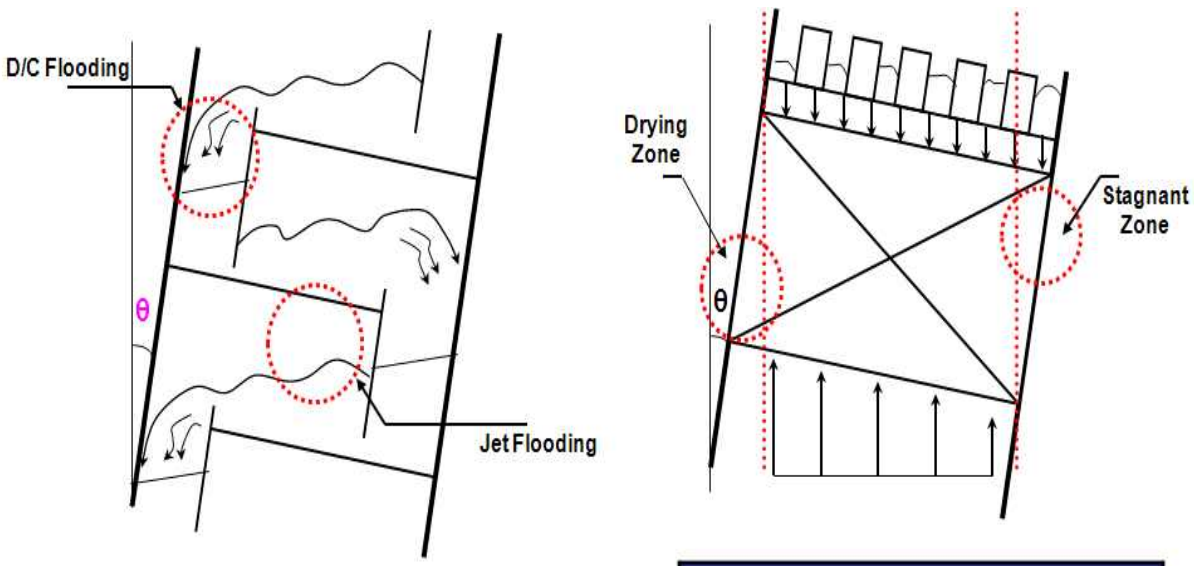
마. 해상 전처리 공정 모사 및 장치 사이징 기술

(1) 원료조성 정립 및 전처리 공정 조사 분석

▣ 증류탑에서 Ship Motion의 영향

- 육상 플랜트와 해상 플랜트의 가장 중요한 차이점은 해상 플랜트의 경우 파랑에 의한 영향을 받는다는 것이다. 모션으로 인한 분리탑(Separation Column) 설계에서의 중요한 결과는 액체와 기체의 접촉면과 관련이 있다.

- Ship Motion에 따른 고려해야 되는 Consideration Factor와 그로 인한 결과를 그림 에 나타내었다. Ship Motion 각도에 따라서 internal내부의 D/C Fooding, Jet Flooding, Stagnant Zone 발생 등이 발생되고 이로 인해 Treated gas중에 산성가스 농도에 영향을 준다.



Design Point & Options	
Column diameter	Multi-pass tray
Tray spacing	Splash baffles
Valve slot area	Adjustable weir

Design Point & Options	
Column diameter	Multi-level orifice distributor
HETP	Re-distributor
Max. bed height	

그림 15. Motion Effect and Design Consideration

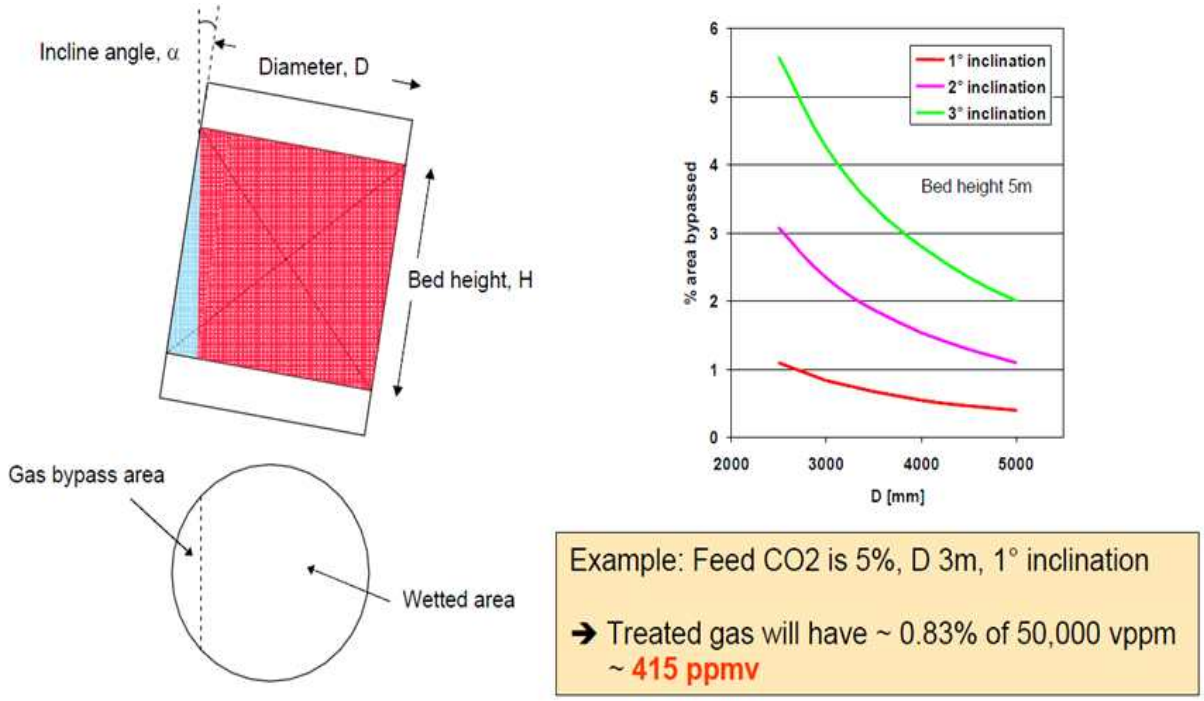


그림 16. Simplified Calculation Result

▣ Acid Gas Removal Process

- 그림 은 일반적으로 많이 사용되고 있는 Acid Gas Removal Process의 공정 개략도를 나타내었다.

- 알카놀아민 흡수제를 이용한 일반적인 흡수공정은 크게 흡수 유닛과 재생 유닛으로 구분된다. 아민공정으로 유입되는 원료 가스는 흡수탑의 하부로 주입되며, 흡수탑 상부로 주입된 lean amine 용액과 향류로 접촉하게 됨으로써 원료가스 중에 포함된 이산화탄소를 선택적으로 제거하게 된다. 이렇게 이산화탄소가 제거되어 흡수탑 상부로 나가는 가스를 sweet gas라 한다.

- 한편, 흡수탑 하부로 나오는 이산화탄소를 흡수한 아민 용액을 rich amine 용액이라 하며, 이러한 rich amine용액은 lean/rich 아민 열교환기를 거쳐 예열된 후 아민 재생탑으로 공급된다. 아민 재생탑은 아민 흡수탑으로부터 유입되는 rich amine용액의 재비기의 스팀을 사용하여 이산화탄소를 제거해 줌으로써 lean amine으로 재생시켜 주는 역할을 한다. 재생탑 재비기로부터 이소오디는 lean amine 용액은 lean/rich 아민 열교환기를 거쳐 아민 순환펌프를 통하여 흡수탑 상부로 이송된다. 이때 공정상에서 손실되는 아민용액은 Make-up 설비를 통해 보충되어 진다.

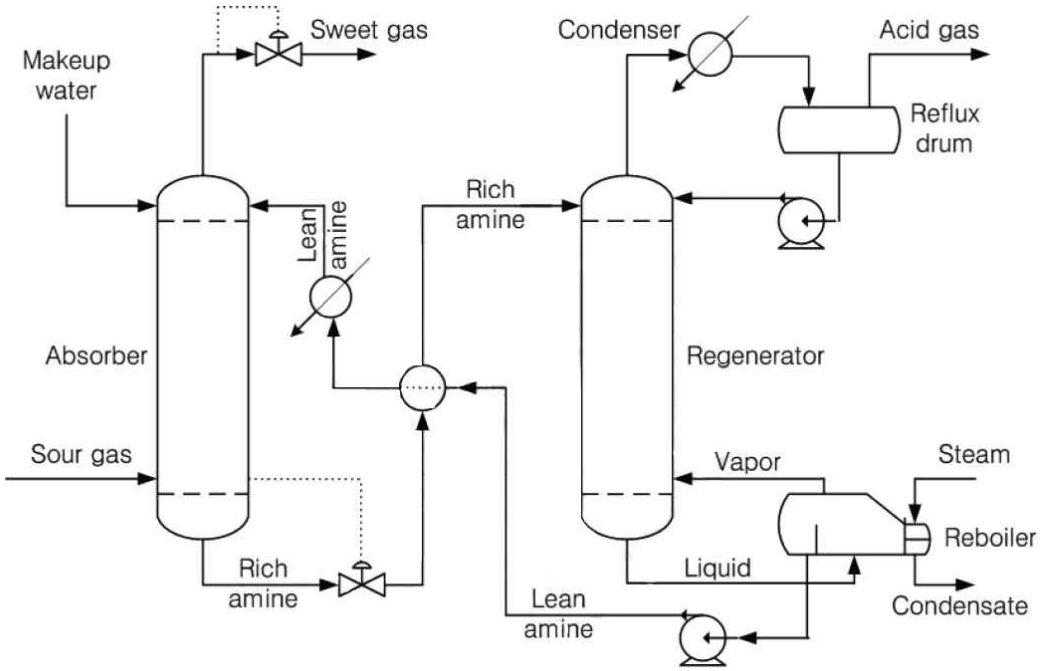


그림 17. Acid Gas Removal Process 개략도

▣ The Process Flow Diagram of a typical Amine Treating Process

○ Low temperature section으로 들어가는 gas에서 CO2를 제거하여 Demethanizer에서 CO2의 freezing을 방지한다.

○ Secondary purposes Process gas stream으로부터 H2S를 absorb한다.

○ 아민흡수제 중에 포함된 CO2와 H2S를 제거하기 위하여 regeneration시킨다.

○ 보통의 천연가스에는 CO2, H2S 양이 많지 않기 때문에 MEA, DEA 면 되는데 가급적이면 DEA 30wt%나 aMDEA 50wt%를 사용한다. 이때 DEA 30wt%이면 conservative한 design이며 35wt%까지도 가능하며, DEA의 경우 declaimer가 필요없다.

○현제는 DEA 대신에 BASF의 aMDEA 30wt%를 많이 사용하는 경향이 있다.

○ Feed stream에 CO2양이 많을 경우에는 Benfield process를 사용한다.

▣ 일반적인 아민흡수제 사용범위

○ 아래 그림은 일반적인 아민흡수제의 사용범위를 나타낸다.

	MEA	DEA	DGA	MDEA
Acid gas loading, mol/mol amine, normal range	0.33-0.4	0.2-0.8	0.25-0.38	0.2-0.8
Acid gas loading in lean amine, mol/mol amine, normal range	0.12	0.01	0.06	0.005-0.01
Acid gas loading in rich amine, mol/mol amine, normal range	0.45-0.52	0.21-0.81	0.35-0.44	0.2-0.81
Solution concentration, wt%, normal range	15-25	30-40	50-60	40-50
Reboiler temperature, normal operating range, °C	107-127	110-127	121-132	110-132

▣ AGRU 흡수평형실험

○ 아래 그림은 MDEA를 사용한 CO2흡수공정에 대한 추산결과와 실제 실험 결과와의 비교를 나타내었다. 실험 Data와의 비교를 통해 모사결과에 대한 정확성을 확인하고, 만약 허용 오차율을 넘어 간다면 정확한 모사결과를 도출하기 위해서 Thermodynamic Data Regression 작업을 수행하여 Binary Interaction Parameter를 새로 결정 할 필요가 있다.

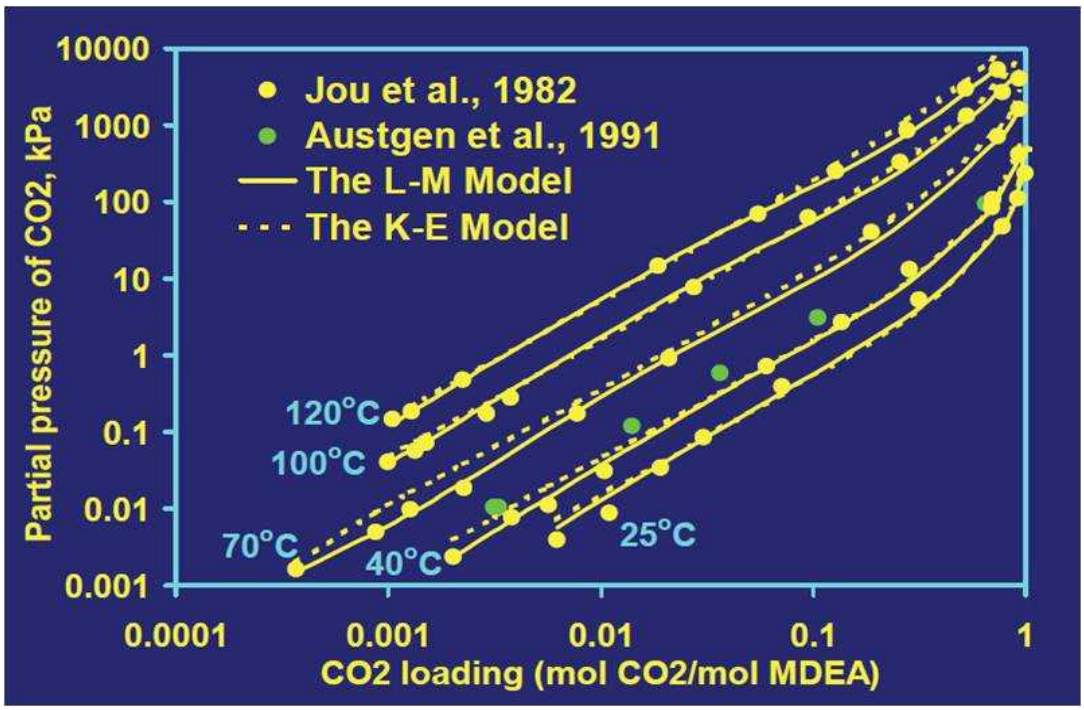


그림 18. CO2흡수공정에 대한 전산모사 결과와 실험 결과 비교

▣ AGRU 공정모델링

○ 아래 그림에는 산성가스 제거공정을 위해 특화되어 있는 상용 화학공정모사기인 ProMax를 사용하여 CO2 흡수공정에 대해 모사한 그래픽을 나타내었다.

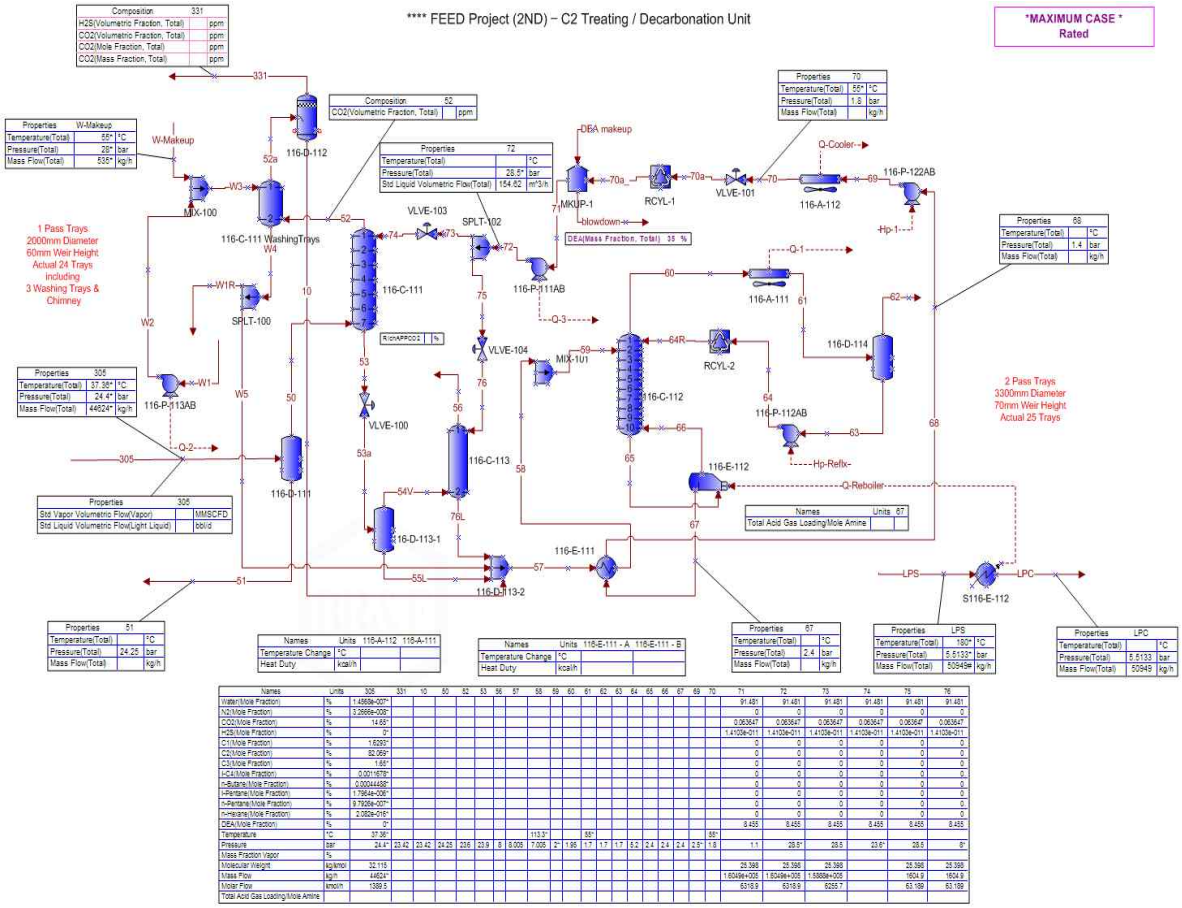


그림 19. Simulation of CO2 Removal Section Using MDEA usig PROMAX

▣ 산지별 천연가스 조성 확보

○ 아래 그림에는 산지별 천연가스 조성을 나타내었다. 전처리 공정은 수많은 공정이 개발되어 있으며, 각 공정들은 처리하고자 하는 가스의 조성에 따라 경제성이 달라지므로 각 산지별 조성과 상용화 공정에 대한 장단점 파악하였다.

	Cleveland	Lac 1Profo	Groningen	West Sole	Alberta	HassiR'Mel	Afan	Murban	Chivo
	USA	France	Netherland	UK	Canada	Algeria	Nigeria	Abdabi	Russia
CH4	93.3	69.0	81.3	94.0	91.9	83.7	81.0	76.4	92.8
C2H6	3.5	3.0	2.9	3.3	2.0	6.8	6.5	8.1	3.9
C3H8	0.7	0.9	0.4	0.6	0.6	2.1	5.9	4.7	1.7
C4H10	0.2	0.5	0.1	0.2	0.2	0.8	3.3	2.7	0.8
C5+	0.0	0.5	0.1	0.2	0.2	0.4	1.4	1.8	0.3
CO2	1.8	9.3	0.9	0.5	0.5	0.2	1.7	4.4	0.3
N2	1.5	14.3	1.2	0.4	0.4	5.8	0.2	0.2	0.0
O2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.3	0.2
OTHERS	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2(He)	0.0	1.7	0.0

그림 20. 산지별 천연가스 조성

(3) AGRU 공정모사 및 선체유동이 고려된 증류탑 hydraulic 계산

▣ 알카놀아민 흡수제를 이용한 산성가스 제거 공정모사

○ 천연가스로부터 LNG를 생산해내기 위해서는 반드시 천연가스 내에 포함된 산성가스를 제거해야 한다. 천연가스 중에 이산화탄소가 포함되어 있게 되면 액화 과정에서 freezing 문제를 일으킬 수 있으며, 파이프라인에서 수증기와 반응하여 carvonic acid 형태로 존재하기에 부식을 발생시킨다. 따라서, LNG 생산 공정 중에서는 천연가스 중에 포함되어 있는 산성가스를 제거하기 위해 AGRU(Acid gas removal unit)공정이 존재한다. 이러한 AGRU에서는 알카놀아민류의 수용액을 사용하여 이산화탄소는 50ppm 이내로 제거하고 황화수소는 4ppm 이내로 제거하게 된다.

○ 본 연구에서는 잘 알려져 있는 몇 가지 아민용매를 사용하여 천연가스 중에 포함되어있는 산성가스 (이산화탄소와 황화수소) 제거 공정을 PROMAX ver.3.2를 사용하여 전산모사를 수행하고 용매에 따른 흡수 특성과 재생에너지를 비교하였다. 사용한 아민용매로는 30wt% MEA수용액, 30wt% DEA수용액, 30wt% TEA수용액, 50wt% aMDEA수용액 (47wt% MDEA + 3wt% Piperazine) 흡수제를 사용하여 천연가스 중의 산성가스 제거 공정모사를 수행하였으며 비교를 위한 On-Spec 기준은 이산화탄소 함량은 50ppm 이하, 황화수소 함량은 4ppm이하로 하였다. 한편, 표 7에는 전사모사를 위한 천연가스 원료에 대한 온도, 압력, 유량 및 각 성분의 조성을 나타내었다.

표 7. Feed Stream Information provided

	Sour(Basic)
	Composition (mol%)
C_1	79.793%
C_2	5.380%
C_3	2.177%
iC4	0.425%
C4	0.641%
iC5	0.220%
C5	0.189%
C6	0.091%
C7	0.093%
C8	0.043%
C9	0.011%
C10+	0.016%
N_2	0.661%
CO_2	10.165%
H20	0.091%
Pressure [bar,a]	64.70
Temperature [℃]	29.68
Mass flow rate [tonne/h]	620.18 (@AT)

○ 알카놀아민 흡수제를 사용한 이산화탄소 제거공정에서 흡수탑은 이론단수를 6단으로 하였으며 이 때의 운전압력은 원료의 압력인 64.7bar를 고려하여 근처의 압력으로 하였고 압력강하는 0.3bar로 하였으며, 흡수제의 공급온도는 원료가스의 온도보다 10℃이상이 되면서 냉각수로 냉각 가능한 온도인 40℃로 하였다. 흡수제의 종류와 농도는 30wt% MEA수용액, 30wt% DEA수용액, 30wt% TEA수용액, 50wt% aMDEA수용액(47wt% MDEA + 3wt% Piperazine)으로 하였다.

○ 흡수탑 하부에서 나오는 rich amine은 lean/rich 열교환기를 거친 후 재생탑으로 주입된다. 재생탑에서는 재비기를 통해 rich amine용액의 이산화탄소를 제거해 줌으로써 lean amine으로 재생시켜 주는 역할을 하며 재생된 아민은 다시 아민 흡수부로 재순환된다.

○ 한편 아민 재생탑의 이론 단수는 12단으로 하였으며, 운전압력은 상압보다 약간 높은 1.05bar로 하였다. 그림 21에는 PROMAX 전산모사기를 활용한 산성가스 제거공정을 모사한 공정도를 나타내었다.

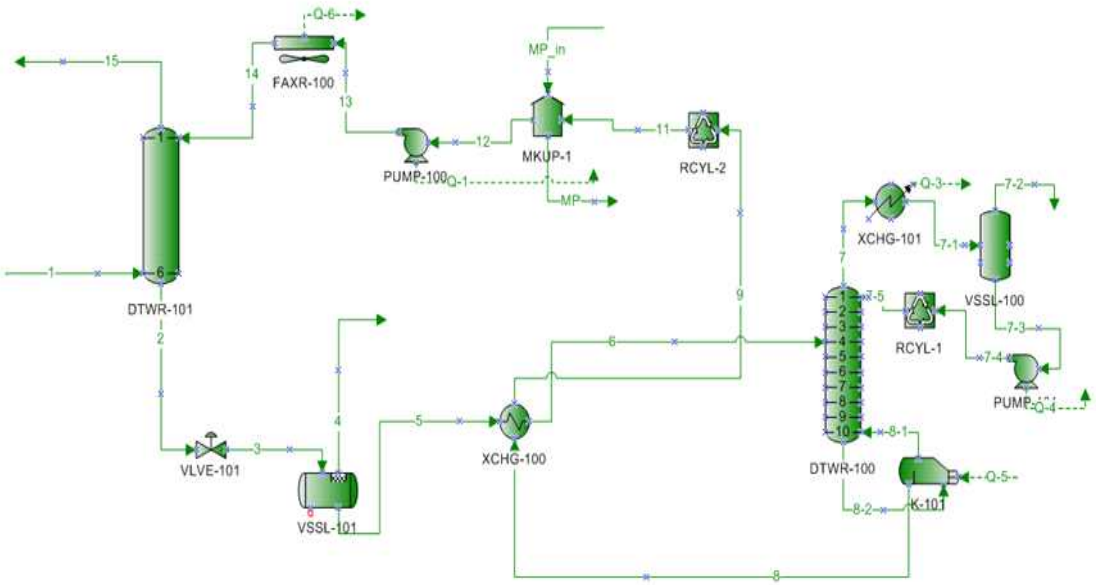


그림 21. PROMAX를 활용한 산성가스 제거공정

▣ Case 1 : Feed - Sour(이산화탄소 10.159mol%)

▶ MEA 30wt% 수용액을 이용한 산성가스 제거공정의 전산모사

○ Feed가 Sour(CO2 : 10.159mol%)인 천연가스로부터 산성가스를 제거해주기 위하여 30wt% MEA 수용액을 사용하였다. 1차로 배출되는 Sweet gas에서는 이산화탄소 50ppm 이하, 황화수소 4ppm 이하로 제한한다. 연구 조건에 도달하기 위하여 사용된 Solvent의 유량은 Lean Amine인 14번 Stream을 통해 알 수 있으며 Total Flow는 365.587kg/s가 소모된다는 것을 알 수 있다. 많은 산성가스가 배출되는 Sour gas인 7-2번 Stream은 29.296kg/s가 나가는 것을 알 수 있다. 다음 표 8에는 Stream별로 Material Balance 결과를 나타내었다.

▶ DEA 30wt% 수용액을 이용한 산성가스 제거공정의 전산모사

○ Feed가 Sour(CO2 : 10.159mol%)인 천연가스로부터 산성가스를 제거해주기 위하여 30wt% DEA 수용액을 사용하였다. 1차로 배출되는 Sweet gas에서는 이산화탄소 50ppm 이하, 황화수소 4ppm 이하로 제한한다. 연구 조건에 도달하기 위하여 사용된 Solvent의 유량은 Lean Amine인 14번 Stream을 통해 알 수 있으며 Total Flow는 804.660kg/s가 소모된다는 것을 알 수 있다. 많은 산성가스가 배출되는 Sour gas인 7-2번 Stream은 37.628kg/s가 나가는 것을 알 수 있다. 다음 표 9에는 Stream별로 Material Balance 결과

를 나타내었다.

▶ TEA 30wt% 수용액을 이용한 산성가스 제거공정의 전산모사

○ Feed가 Sour(CO2 : 10.159mol%)인 천연가스로부터 산성가스를 제거해주기 위하여 30wt% TEA 수용액을 사용하였다. 1차로 배출되는 Sweet gas에서는 이산화탄소 50ppm 이하, 황화수소 4ppm 이하로 제한한다. 연구 조건에 도달하기 위하여 사용된 Solvent의 유량은 Lean Amine인 14번 Stream을 통해 알 수 있으며 Total Flow는 7,791.186kg/s가 소모된다는 것을 알 수 있다. 많은 산성가스가 배출되는 Sour gas인 7-2번 Stream은 37.697kg/s가 나가는 것을 알 수 있다. 다음 표 10에는 Stream별로 Material Balance 결과를 나타내었다.

▶ aMDEA 50wt%(MDEA 47wt% + Pz 3wt%) 수용액을 이용한 산성가스 제거공정의 전산모사

○ Feed가 Sour(CO2 : 10.159mol%)인 천연가스로부터 산성가스를 제거해주기 위하여 50wt% aMDEA (MDEA 47wt% + pz 3wt%) 수용액을 사용하였다. 1차로 배출되는 Sweet gas에서는 이산화탄소 50ppm이하, 황화수소 4ppm 이하로 제한한다. 연구 조건에 도달하기 위하여 사용된 Solvent의 유량은 Lean Amine인 14번 Stream을 통해 알 수 있으며 Total Flow는 415.000kg/s가 소모된다는 것을 알 수 있다. 많은 산성가스가 배출되는 Sour gas인 7-2번 Stream은 29.634kg/s가 나가는 것을 알 수 있다. 다음 표 11에는 Stream별로 Material Balance 결과를 나타내었다.

표 8. The result obtained using 30wt% MEA : Feed-Sour(Basic)

Stream NO.	1		14		15		2		7-2	
Stream Name	Feed		Lean Amine		Sweet Gas		Rich amine		Sour Gas	
Component	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%
C_1	23,311.462	79.791%	0.000	0.000%	23,257.533	88.781%	53.929	0.092%	0.078	0.003%
C_2	1,571.763	5.380%	0.000	0.000%	1,568.303	5.987%	3.459	0.006%	0.006	0.000%
C_3	636.009	2.177%	0.000	0.000%	635.117	2.424%	0.892	0.002%	0.001	0.000%
IC_4	124.163	0.425%	0.000	0.000%	124.037	0.473%	0.126	0.000%	0.000	0.000%
NC_4	187.268	0.641%	0.000	0.000%	187.013	0.714%	0.254	0.000%	0.000	0.000%
IC_5	64.273	0.220%	0.000	0.000%	64.221	0.245%	0.052	0.000%	0.000	0.000%
NC_5	55.216	0.189%	0.000	0.000%	55.158	0.211%	0.058	0.000%	0.000	0.000%
NC_6+	74.206	0.254%	0.000	0.000%	74.166	0.283%	0.040	0.000%	0.000	0.000%
N_2	193.111	0.661%	0.000	0.000%	192.934	0.736%	0.177	0.000%	0.000	0.000%
CO_2	2,969.697	10.165%	1,288.894	2.312%	1.310	0.005%	4,257.281	7.245%	2,299.878	90.736%
H_2S	2.023	0.007%	0.000	0.000%	0.000	0.000%	2.023	0.003%	1.264	0.050%
Water	26.586	0.091%	47,990.111	86.092%	36.687	0.140%	47,980.009	81.651%	233.452	9.210%
MEA	0.000	0.000%	6,463.882	11.596%	0.144	0.001%	6,463.738	11.000%	0.000	0.000%
Total	29,215.775	100.000%	55,742.888	100.000%	26,196.623	100.000%	58,762.039	100.000%	2,534.679	100.000%
Mass Flow(Kg/s)	172.272		365.587		135.727		402.132		29.296	
Temperature(℃)	29.680		40.000		41.890		72.594		45.000	
Pressure(bar,a)	64.700		64.400		64.400		64.700		1.050	

표 9. The result obtained using 30wt% DEA : Feed-Sour(Basic)

Stream NO.	1		14		15		2		7-2	
Stream Name	Feed		Lean Amine		Sweet Gas		Rich amine		Sour Gas	
Component	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%
C_1	23,311.462	79.791%	0.000	0.000%	23,183.669	88.785%	127.793	0.103%	1.995	0.061%
C_2	1,571.763	5.380%	0.000	0.000%	1,562.576	5.984%	9.187	0.007%	0.194	0.006%
C_3	636.009	2.177%	0.000	0.000%	633.494	2.426%	2.514	0.002%	0.044	0.001%
IC_4	124.163	0.425%	0.000	0.000%	123.879	0.474%	0.284	0.000%	0.003	0.000%
NC_4	187.268	0.641%	0.000	0.000%	186.666	0.715%	0.601	0.000%	0.011	0.000%
IC_5	64.273	0.220%	0.000	0.000%	64.177	0.246%	0.096	0.000%	0.001	0.000%
NC_5	55.216	0.189%	0.000	0.000%	55.114	0.211%	0.102	0.000%	0.001	0.000%
NC_6+	74.206	0.254%	0.000	0.000%	74.139	0.284%	0.067	0.000%	0.001	0.000%
N_2	193.111	0.661%	0.000	0.000%	192.629	0.738%	0.481	0.000%	0.003	0.000%
CO_2	2,969.697	10.165%	193.262	0.160%	1.306	0.005%	3,161.653	2.557%	2,952.690	90.659%
H_2S	2.023	0.007%	0.007	0.000%	0.000	0.000%	2.029	0.002%	1.994	0.061%
Water	26.586	0.091%	112,084.704	92.983%	34.448	0.132%	112,076.842	90.642%	299.970	9.210%
DEA	0.000	0.000%	8,265.824	6.857%	0.001	0.000%	8,265.823	6.685%	0.000	0.000%
Total	29,215.775	100.000%	120,543.797	100.000%	26,112.098	100.000%	123,647.473	100.000%	3,256.907	100.000%
Mass Flow(Kg/s)	172.272		804.660		135.303		841.629		37.628	
Temperature(℃)	29.680		40.000		40.110		57.293		45.000	
Pressure(bar,a)	64.700		64.400		64.400		64.700		1.050	

표 10. The result obtained using 30wt% TEA : Feed-Sour(Basic)

Stream NO.	1		14		15		2		7-2	
Stream Name	Feed		Lean Amine		Sweet Gas		Rich amine		Sour Gas	
Component	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%
C_1	23,311.462	79.791%	0.000	0.000%	21,936.269	88.706%	1,375.193	0.120%	26.265	0.801%
C_2	1,571.763	5.380%	0.000	0.000%	1,472.059	5.953%	99.704	0.009%	2.698	0.082%
C_3	636.009	2.177%	0.000	0.000%	606.714	2.453%	29.294	0.003%	0.727	0.022%
IC_4	124.163	0.425%	0.000	0.000%	120.811	0.489%	3.352	0.000%	0.059	0.002%
NC_4	187.268	0.641%	0.000	0.000%	180.247	0.729%	7.021	0.001%	0.182	0.006%
IC_5	64.273	0.220%	0.000	0.000%	63.064	0.255%	1.209	0.000%	0.019	0.001%
NC_5	55.216	0.189%	0.000	0.000%	53.985	0.218%	1.231	0.000%	0.024	0.001%
NC_6+	74.206	0.254%	0.000	0.000%	73.575	0.298%	0.631	0.000%	0.008	0.000%
N_2	193.111	0.661%	0.000	0.000%	188.057	0.760%	5.053	0.000%	0.038	0.001%
CO_2	2,969.697	10.165%	102.923	0.009%	1.236	0.005%	3,071.383	0.267%	2,945.824	89.813%
H_2S	2.023	0.007%	0.009	0.000%	0.000	0.000%	2.031	0.000%	2.014	0.061%
Water	26.586	0.091%	1,089,589.42	95.070%	33.286	0.135%	1,089,582.72	94.699%	302.083	9.210%
TEA	0.000	0.000%	56,401.785	4.900%	0.000	0.000%	56,401.785	4.900%	0.000	0.000%
Total	29,215.775	100.000%	1,146,094.14	100.000%	24,729.305	100.000%	1,150,580.61	100.000%	3,279.940	100.000%
Mass Flow(Kg/s)	172.272		7,791.186		128.405		7,835.053		37.697	
Temperature(℃)	29.680		40.000		40.102		41.268		45.000	
Pressure(bar,a)	64.700		64.400		64.400		64.700		1.050	

표 11. The result obtained using 50wt% aMDEA (47wt% MDEA + 3wt% Piperazine) : Feed-Sour(Basic)

Stream NO.	1		14		15		2		7-2	
Stream Name	Feed		Lean Amine		Sweet Gas		Rich amine		Sour Gas	
Component	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%	Mole	Mole%
C_1	23,311.462	79.791%	0.000	0.000%	23,229.165	88.811%	82.297	0.162%	0.181	0.007%
C_2	1,571.763	5.380%	0.000	0.000%	1,563.205	5.977%	8.558	0.017%	0.038	0.001%
C_3	636.009	2.177%	0.000	0.000%	633.445	2.422%	2.564	0.005%	0.010	0.000%
IC_4	124.163	0.425%	0.000	0.000%	123.791	0.473%	0.372	0.001%	0.001	0.000%
NC_4	187.268	0.641%	0.000	0.000%	186.508	0.713%	0.759	0.001%	0.004	0.000%
IC_5	64.273	0.220%	0.000	0.000%	64.160	0.245%	0.112	0.000%	0.000	0.000%
NC_5	55.216	0.189%	0.000	0.000%	55.092	0.211%	0.124	0.000%	0.000	0.000%
NC_6+	74.206	0.254%	0.000	0.000%	74.104	0.283%	0.101	0.000%	0.000	0.000%
N_2	193.111	0.661%	0.000	0.000%	192.939	0.738%	0.171	0.000%	0.000	0.000%
CO_2	2,969.697	10.165%	46.080	0.096%	1.251	0.005%	3,014.527	5.926%	2,325.958	90.713%
H_2S	2.023	0.007%	0.028	0.000%	0.000	0.000%	2.051	0.004%	1.734	0.068%
Water	26.586	0.091%	41,352.177	86.490%	32.028	0.122%	41,346.735	81.277%	236.160	9.210%
MDEA	0.000	0.000%	5,892.639	12.300%	0.018	0.000%	5,892.622	11.600%	0.000	0.000%
Piperazine	0.000	0.000%	520.342	1.088%	0.045	0.000%	520.298	1.023%	0.000	0.000%
Total	29,215.775	100.000%	47,811.268	100.000%	26,155.752	100.000%	50,871.291	100.000%	2,564.088	100.000%
Mass Flow(Kg/s)	172.272		415.000		135.496		451.776		29.634	
Temperature(℃)	29.680		40.000		40.168		69.730		45.000	
Pressure(bar,a)	64.700		64.400		64.400		64.700		1.050	

▣ 용매별 전산모사 결과의 비교

○ 표 12에는 Feed가 Sour(CO2 : 10.159mol%)인 천연가스로부터 산성가스를 제거하기 위하여 사용된 각 용매에 대한 전산모사 결과를 비교하여 나타내었다. 이산화탄소를 흡수하는데 필요한 Solvent의 유량은 MEA 30wt%일 경우가 365.587kg/s로 가장 적은 값을 나타냈으며, MEA 30wt% < aMDEA 50wt% < DEA 30wt% < TEA 30wt% 순으로 나타났다. Amine의 재생에너지를 비교하기 위한 재생탑에서의 Reboiler Heat Duty는 aMDEA 50wt%일 경우가 139.287M*kcal/hr로 가장 적은 값을 나타냈으며, aMDEA 50wt% < MEA 30wt% < DEA 30wt% < TEA 30wt% 순으로 나타났다.

표 12. Simulation result summary of Sour(Basic) feed gas

Solvent	MEA	DEA	TEA	aMDEA
Solvent Concentration (wt%)	MEA 30wt%	DEA 30wt%	TEA 30wt%	MDEA 47wt%, piperazine 3wt%
Lean amine CO_2 loading	0.2336	0.0383	0.0081	0.0147
Rich amine CO_2 loading	0.6589	0.3827	0.0545	0.4704
CO_2 Ratio at Absorber Top(ppm)	50	50	50	50
H_2S Ratio at Absorber Top(ppm)	$1.31X10^{-4}$	$2.65X10^{-4}$	$4.17X10^{-5}$	$1.69X10^{-3}$
Solvent circulation rate (kg/s)	365.587	804.659	7791.186	415.112
Reboiler Heat duty(M*Kcal/hr)	163.745	350.532	3326.551	139.287
Regenerator bottom temperature (℃)	107.525	106.987	106.444	109.225
Regenerator top pressure (barA)	1.05	1.05	1.05	1.05
Regenerator heat (kcal/kg CO_2)	1,617.773	2,697.512	25,659.07	1,360.701

▣ 선체유동을 고려한 주요 장치의 Sizing

○ 선체유동을 고려하여 천연가스로부터 산성가스를 흡수하기 위한 아민 흡수 공정에서 가장 주요한 장치인 흡수탑(DTWR-100 column)과 탈거탑(DTWR-101 column)에 대하여 Sizing을 실시하였다. 원료인 천연가스에 대한 조성 및 온도, 압력은 Basic Case인 Sour에 대하여 계산하였다. 각 column에 대하여 Design Case를 Packing Column과 Tray column 두가지 Case로 진행하였으며, Packing Column Case의 hydraulic Design Criteria는 Efficient Cs 80%로 하였다. Tray Column Case의 Hydraulic Design Criteria는 Jet Flood 80%, D/C Backup Flood 80%, D/C Load Percent Safe Design 100%, Weep Point Percent of Design 100%로 하였다. 각 Case에 대한 Hydraulic Design에 대한 Calculation Result는 다음 표 13과 같다. Sizing Data는 전산모사된 공정을 기준으로 HANBAL MASSTECH LIMITED로부터 얻은 자료로 Sizing에 대한 Spec은 업체마다 다르고 기후 및 지형에 따라 변할 수 있기 때문에 결과가 달라질 수 있다.

표 13. Hydraulic Calculation Result

Column Case	Item	DTWR-100(흡수탑)	DTWR-101(탈거탑)	
Packing Column	Section	-	TOP	BOTTOM
	Packing Type	NSP 2Y	NSP 2Y	NSP 2Y
	Column ID(mm)	4,900	6,000	7,800
	Bed Height(mm)	5,058 × 5,339	2,248	3,934
Tray Column	Section	#1 ~ #40	#1 ~ #14	#15 ~ #34
	Column ID(mm)	5,200	6,100	8,000
	Tray Spacing(mm)	610	610	610
	Number of Passes	4	2	4

(4) 흡수제 종류에 따른 성능 및 장치 사이징 비교

▣ 알카놀아민 흡수제 및 원료조건

본 연구에서는 잘 알려져 있는 몇 가지 아민용매를 사용하여 천연가스 중에 포함되어있는 산성가스 (이산화탄소와 황화수소) 제거 공정을 PROMAX ver.3.2를 사용하여 전산모사를 수행하고 용매에 따른 흡수 특성과 재생에너지를 비교하였다. 사용한 아민용매로는 30wt% MEA수용액, 30wt% DEA수용액, 30wt% TEA수용액, 50wt% aMDEA수용액 (47wt% MDEA + 3wt% Piperazine) 흡수제를 사용하여 천연가스 중의 산성가스 제거 공정 모사를 수행하였으며 비교를 위한 On-Spec 기준은 이산화탄소 함량은 50ppm 이하, 황화수소 함량은 4ppm이하로 하였다. Feed의 조성은 Basic Case인 Sour를 기준으로 총 3개의 Case가 제공되었으며 표 14를 참조하면 이산화탄소의 조성은 각각 10.159mol%(Sour), 3.055mol%(Rich). 2.997mol%(Lean)이다.

표 14. Feed Stream Information provided

	Rich	Lean	Sour(Basic)
	Composition (mol%)		
C_1	86.176%	92.828%	79.793%
C_2	5.809%	2.407%	5.380%
C_3	2.357%	0.479%	2.177%
iC_4	0.455%	0.110%	0.425%
C_4	0.679%	0.120%	0.641%
iC_5	0.224%	0.070%	0.220%
C_5	0.192%	0.040%	0.189%
C_6	0.095%	0.020%	0.091%
C_7	0.090%	0.140%	0.093%
C_8	0.042%	0.000%	0.043%
C_9	0.010%	0.000%	0.011%
C_{10}+	0.016%	0.000%	0.016%
N_2	0.713%	0.699%	0.661%
CO_2	**3.055%**	**2.997%**	**10.165%**
H_2O	0.085%	0.085%	0.091%
Pressure [bar,a]	64.70		
Temperature [℃]	29.64	29.88	29.68
Mass flow rate [tonne/h]	522.43 (@AT)	477.78 (@LT)	620.18 (@AT)

3.4.2. Feed가 Sour(CO_2 : 10.159mol%):용매별 전산모사 결과의 비교

표 15에는 Feed가 Sour(CO_2 : 10.159mol%)인 천연가스로부터 산성가스를 제거하기 위하여 사용된

각 용매에 대한 전산모사 결과를 비교하여 나타내었다. 이산화탄소를 흡수하는데 필요한 Solvent의 유량은 MEA 30wt%일 경우가 365.587kg/s로 가장 적은 값을 나타냈으며, MEA 30wt% < aMDEA 50wt% < DEA 30wt% < TEA 30wt% 순으로 나타났다. Amine의 재생에너지를 비교하기 위한 재생탑에서의 Reboiler Heat Duty는 aMDEA 50wt%일 경우가 139.287M*kcal/hr로 가장 적은 값을 나타냈으며, aMDEA 50wt% < MEA 30wt% < DEA 30wt% < TEA 30wt% 순으로 나타났다.

표 15. Simulation result summary of Sour(Basic) feed gas

Solvent	MEA	DEA	TEA	aMDEA
Solvent Concentration (wt%)	MEA 30wt%	DEA 30wt%	TEA 30wt%	MDEA 47wt%, piperazine 3wt%
Lean amine CO_2 loading	0.2336	0.0383	0.0081	0.0147
Rich amine CO_2 loading	0.6589	0.3827	0.0545	0.4704
CO_2 Ratio at Absorber Top(ppm)	50	50	50	50
H_2S Ratio at Absorber Top(ppm)	$1.31X10^{-4}$	$2.65X10^{-4}$	$4.17X10^{-5}$	$1.69X10^{-3}$
Solvent circulation rate (kg/s)	365.587	804.659	7791.186	415.112
Reboiler Heat duty(M*Kcal/hr)	163.745	350.532	3326.551	139.287
Regenerator bottom temperature (℃)	107.525	106.987	106.444	109.225
Regenerator top pressure (barA)	1.05	1.05	1.05	1.05
Regenerator heat (kcal/kg CO_2)	1,617.773	2,697.512	25,659.07	1,360.701

▣ 용매별 전산모사 결과의 비교

표 16에는 Feed가 Lean(CO_2 : 2.997mol%)인 천연가스로부터 산성가스를 제거하기 위하여 사용된 각 용매에 대한 전산모사 결과를 비교하여 나타내었다. 이산화탄소를 흡수하는데 필요한 Solvent의 유량은 MEA 30wt%일 경우가 91.057kg/s로 가장 적은 값을 나타냈으며, MEA 30wt% < aMDEA 50wt% < DEA 30wt% < TEA 30wt% 순으로 나타났다. Amine의 재생에너지를 비교하기 위한 재생탑에서의 Reboiler Heat Duty는 aMDEA 50wt%일 경우가 74.6075M*kcal/hr로 가장 적은 값을 나타냈으며, aMDEA 50wt% < MEA 30wt% < DEA 30wt% < TEA 30wt% 순으로 나타났다.

표 16. Simulation result summary of Lean feed gas

Solvent	MEA	DEA	TEA	aMDEA
Solvent Concentration (wt%)	MEA 30wt%	DEA 30wt%	TEA 30wt%	MDEA 47wt%, piperazine 3wt%
Lean amine CO_2 loading	0.1709	0.0309	0.0081	0.0161
Rich amine CO_2 loading	0.6459	0.1546	0.0543	0.1671
CO_2 Ratio at Absorber Top(ppm)	50	50	50	50
H_2S Ratio at Absorber Top(ppm)	3.48	$1.53X10^{-2}$	$1.38X10^{-4}$	$2.82X10^{-2}$
Solvent circulation rate (kg/s)	91.057	583.839	2,129.099	330.588
Reboiler Heat duty(M*Kcal/hr)	81.2517	254.5556	909.0256	74.6075
Regenerator bottom temperature (℃)	107.886	107.009	106.444	109.155
Regenerator top pressure (barA)	1.05	1.05	1.05	1.05
Regenerator heat (kcal/kg CO_2)	2,431.812	7,175.2	25,814.02	2,113.788

▣ 용매별 전산모사 결과의 비교

표 17에는 Feed가 Rich(CO_2 : 3.055mol%)인 천연가스로부터 산성가스를 제거하기 위하여 사용된 각 용매에 대한 전산모사 결과를 비교하여 나타내었다. 이산화탄소를 흡수하는데 필요한 Solvent의 유량은 MEA 30wt%일 경우가 90.545kg/s로 가장 적은 값을 나타냈으며, MEA 30wt% < aMDEA 50wt% < DEA 30wt% < TEA 30wt% 순으로 나타났다. Amine의 재생에너지를 비교하기 위한 재생탑에서의 Reboiler Heat Duty는 aMDEA 50wt%일 경우가 75.428M*kcal/hr로 가장 적은 값을 나타냈으며, aMDEA 50wt% < MEA 30wt% < DEA 30wt% < TEA 30wt% 순으로 나타났다.

표 17. Simulation result summary of Rich feed gas

Solvent	MEA	DEA	TEA	aMDEA
Solvent Concentration (wt%)	MEA 30wt%	DEA 30wt%	TEA 30wt%	MDEA 47wt%, piperazine 3wt%
Lean amine CO_2 loading	0.1709	0.0309	0.0081	0.0161
Rich amine CO_2 loading	0.6459	0.1546	0.0543	0.1671
CO_2 Ratio at Absorber Top(ppm)	49.612	50	50	50
H_2S Ratio at Absorber Top(ppm)	4.00	$1.57X10^{-2}$	$1.39X10^{-4}$	$2.88X10^{-2}$
Solvent circulation rate (kg/s)	90.545	598.111	2,152.877	334.223
Reboiler Heat duty(M*Kcal/hr)	80.788	260.781	919.181	75.428
Regenerator bottom temperature (℃)	107.886	107.009	106.444	109.155
Regenerator top pressure (barA)	1.05	1.05	1.05	1.05
Regenerator heat (kcal/kg CO_2)	2,368.472	7,210.811	25,602.35	2,096.647

바. LNG-FPSO 전처리 공정 통합 에너지 시스템 최적설계 기술

(1) 에너지시스템 이론 검토

- 선진 LNG-FPSO 전처리 공정에 대한 에너지 합성 및 최적화 선행 연구 관련 자료를 수집하고, 연구 방법론에 대한 이해와 상호 분석을 실시하여, 향후 연구 개발을 성공적으로 수행하기 위한 기반 지식을 습득하고, 이를 통해 선진 업체들의 경험 지식(Know-Hows)의 습득에 노력함.

  - LNG-FPSO 전처리공정에 대한 에너지 시스템 통합 분석 및 최적화 기법 자료 수집
  - 기존 전처리공정 설계에 적용되는 열통합 공정 합성 방법론 비교분석
  - 에너지 공정 최적화 합성 기술의 국외 선진 사례 분석 및 핵심 관련 기술 벤치마킹

- 전통적인 핀치 해석 등을 사용한 도식적 기법

  - 공정의 에너지 사용을 분석하고 평가하는 핀치 해석 기법은 일개 공정을 분석하는 process composite curve와 공정에서 사용하는 유틸리티의 양과 질을 결정하는데 사용하는 grand composite curve 그리고 하부 공정들을 종합하여 전 공정에서 사용하는 유틸리티의 최적 생산을 위해 사용하는 total site profiles등이 있으며, 이러한 온도와 에너지양(엔탈피, 열량 등)의 관계를 그래프에 나타내어 표현하는 도식적 방법은 석유, 정유, 제지, 금속, 식품 등의 여러 산업 분야에서 폭넓게 응용되었음.
  - 온도와 엔탈피로 에너지 시스템을 표현하여 에너지 사용량 감소를 위한 방법에는 적합하나, LNG 공정과 같은 저온 공정에서 중요한 요소인 축일과 압력변화 고려에 취약한 점이 있음.
  - 기존의 연구 방법론 및 적용 사례들은 주로 수증기의 생산, 분배 그리고 이와 관련된 열병합 발전에 초점이 맞추어짐.

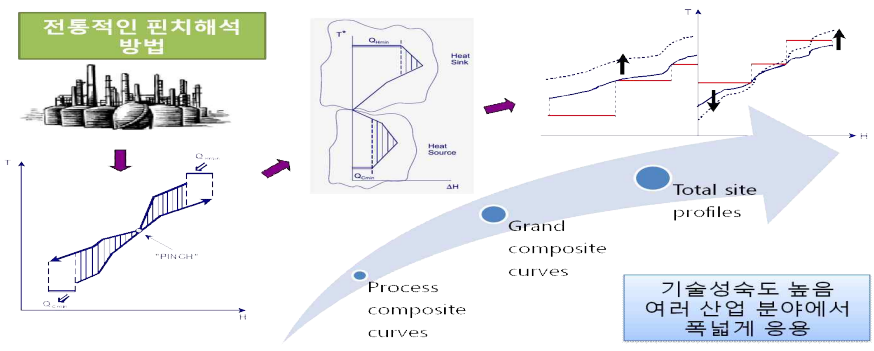


그림 22. 전통적인 핀치 해석 기법

- 최적화 기법 등을 활용한 에너지 교환 시스템의 합성

- 열 교환 및 에너지 회수 관련 문제들을 수학적 모델링을 통하여 최적화 문제(LP, NLP, MILP, MINLP등)로 구성하고, deterministic 최적화 기법 혹은 stochastic 최적화 기법을 활용하여 최적 설계치를 구현하는 방법이 폭넓게 연구됨.
- Superstructure 구성을 통해 열 교환망의 모든 실현 가능한 열 교환 방식을 포함하게 하고, 최적화기법을 통해 최적의 조합과 유체흐름만을 선택하도록 하는 방식이 주로 사용되어 왔음.
- 새로운 열 회수 시스템 설계와는 달리, 기존 열 교환망의 개선을 위한 변경은 기존 열 교환 시스템의 열 교환 형태와 유체흐름간의 조합을 고려해야 함에 따라 복잡한 최적화 문제로 귀착됨. 이러한 기존 열 교환 시스템 개선을 위한 방법은 네트워크 핀치라고 알려진 기법을 활용하여, 열 교환을 제한시키는 구조적인 형태를 파악하고, 열교환기 조합 순서의 변경 등을 통해, 다른 열 교환 조합의 구성을 실현하도록 함

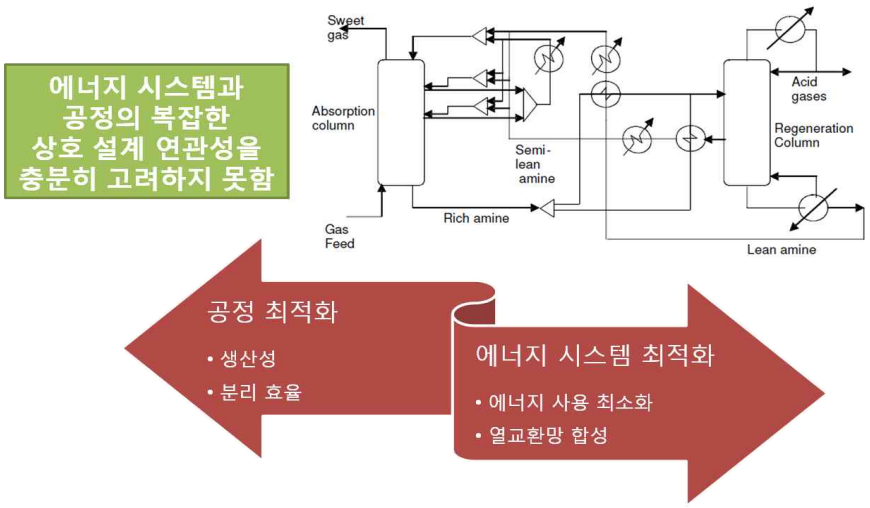


그림 23. 공정과 열교환망의 통합 설계 필요성

- 저온 공정의 특수성 고려 강화 필요

- LNG 공정은 다른 산업 공정과 달리, 저온에서의 열 교환 및 극저온 유틸리티 공급이 많아서, 이러한 저온 공정의 특수성을 고려해야함. 특히, 온도와 열량에 의한 에너지 분석 기법에서, 압력과 축일소모량을 고려하여 공정을 분석하고, 이를 통해 에너지 소모량을 절감시키는 연구 노력이 필요함.
- LNG 공정은 저온 냉동 사이클을 중심으로 하여 에너지 시스템이 설계 운용되므로, 냉동 사이클과 관련한 drivers selection과 power systems의 설계를 근간으로 다른 에너지 공정 시스템을 효과적으로 연계 시키는 통합 설계의 노력이 필요함.

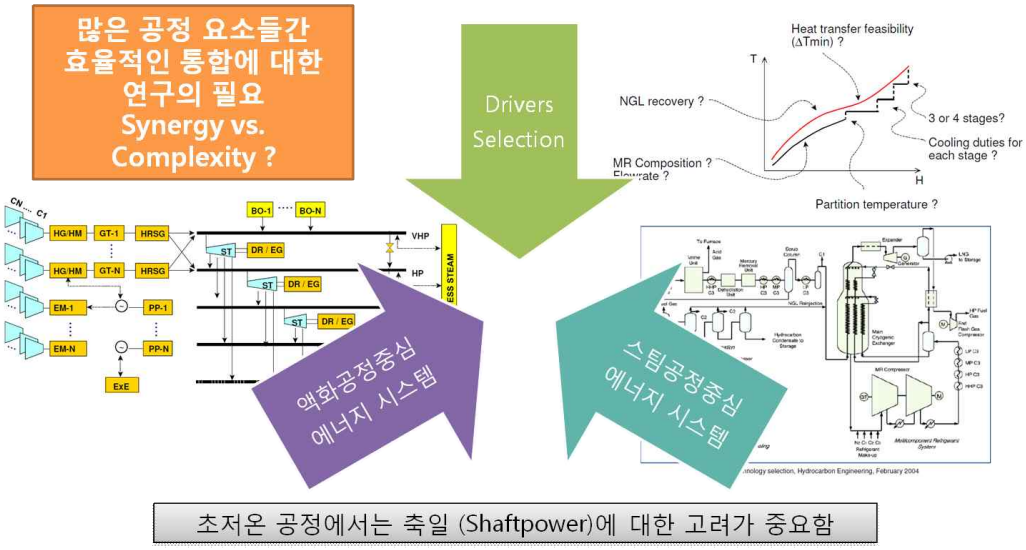


그림 24. 저온 공정의 에너지 시스템에서 압력과 축일 고려

- 해상 선박에서 운용되는 특수성을 반영한 열교환망 시스템 설계 필요

- LNG-FPSO의 해상 선박에서 운용됨에 따른 선체유동을 고려한 열 교환망 설계가 필요하며, 보다 우수한 운전성(operability)과 설계의 flexibility를 확보하기 위해, 선체 유동에 따른 유체 운전 조건의 불확실성반영이 필요함.
- 공정 컴팩트화를 얻기 위한 노력은 공정의 보다 유기적인 통합이 요구되며, 이러한 공정의 설계가 에너지 시스템 설계에 미치는 영향을 분석하고 이를 고려한 설계 방법론 연구가 필요함.

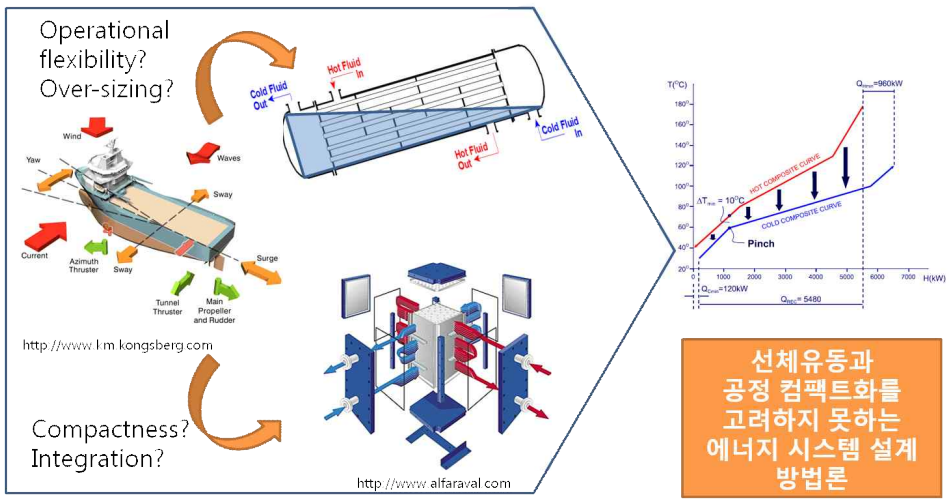


그림 25. 선체 유동을 고려한 열교환망 시스템 설계 필요

- 선행 연구 방법론 조사를 통한 검토 및 분석결과 요약

에너지 합성 및 최적화 연구 방법론과 이러한 시스템 분석 기법을 통한 산업 현장에서의 사례 연구를 수집하였으며, 수집된 연구 내용들과 조사 및 분석을 통해 도출된 주요 문제점은 다음과 같음

- 에너지 공정 시스템 분석 및 최적화 연구 일반 현황을 분석한 결과, 현재 시스템을 구성하는 요소들을 부분적으로 분석하는 것이 아닌 전체 구성요소들을 체계적인 방법으로 조사하여 에너지 시스템의 최대 효율을 도출할 수 있는 공정합성(Process Integration) 기법이 다양한 산업분야에서 성공적으로 적용되고 있음
- 석유화학, 정유, 제지, 금속, 식품 등 다양한 산업에 적용되었으나, 액화 공정을 제외한 천연가스 공정으로의 적용은 상대적으로 적음
- 공정합성 기법은 경험적으로 선호되었던 디자인에 제한받지 않고 오직 열역학적으로 시스템의 에너지 사용 효율을 최적화 하고 폐열을 최소화 하며, 부분이 아닌 공정 전체의 가장 적절한 에너지 생산, 분배 및 방출에 대한 융합된(integrated) 해를 제공함으로써, 많은 성공 실증 사례를 갖고 있음
- 다수의 구성요소를 고려하기 위해 공정의 특성들을 간략히 하여 문제를 해결하는 경향이 있으며, 하향식(top-down) 문제 해결 구조를 갖추고 있는데, 이러한 문제해결 방식은 복잡하고 거대한 공정 문제를 해결하는데 유익하지만 공정구성요소들의 세부 특징을 고려하기에는 제한이 됨
- LNG 전처리 공정은 공정에 적용되는 선체 유동과 육상보다 엄격하게 요구되는 공정의 컴팩트화 등 새로운 제한 조건들이 있기 때문에 이런 조건들의 경제적 영향이 내재된 정보들을 산출하고 이를 고려한 에너지 시스템 분석이 이루어져야함
- 이를 위해 열(heat)과 일(work)을 함께 고려한 에너지 절감 방안 연구의 확대가 필요하며, 운전 불확실성(uncertainty)을 설계에 반영하는 방법에 대한 추가 연구가 필요함
- 이는 기존의 하향식 공정 합성 기법을 적용하는 과정에서 LNG 전처리 공정의 특성을 접목하는 단계를 포함하여 상향식(bottom-up) 방법으로 공정합성 방법론을 보완하는 형태로 연구 적용이 이루어질 예정임
- (추가적으로) 최신 Intensified Heat Transfer Device를 고려한 열 교환망 모사 및 설계 방법이 필요함

(2) 공정 통합 모델링 기법 설명 및 적용 결과 확인 연구

- 에너지시스템 설계를 위한 LNG-FPSO 전처리 공정의 주요 요소들을 분석하고 시스템적 영향을 이해한 뒤 에너지 시스템 설계 및 최적화를 위한 공정 합성 모델을 연구

  - LNG-FPSO 전처리 공정과 관련한 에너지 시스템 설계와 최적화시 고려해야 하는 주요 시스템적 영향 요소 이해 및 분석
  - 에너지 시스템 평가 분석 인자의 도출 및 수학적 정의
  - 전처리 공정 시스템의 열역학적 해석을 통한 고효율의 집적화된 설계 및 운전 조건 하에서의 에너지/물질 수지 분석 연구
  - 에너지 시스템 설계 및 최적화를 위한 공정 합성 모델 연구

- 천연가스 전처리 공정 중 산성가스 제거공정을 선행연구를 참고하여 설계하고 민감도 분석 등을 통해 분석한 결과 다음과 같은 공정요소에 관한 이해를 얻고 공정과 요소의 관계를 분석하였음

  - 아민 흡수제를 통한 가스흡수공정의 경우 스팀을 만들기 위한 재생탑의 가열기에 들어가는 저압수증기의 비용이 전체 에너지 비용의 61%정도를 차지하는 것으로 나타남.
  - 때문에 가스흡수공정의 에너지비용을 감소하기 위해서 재생탑의 저압수증기 사용량을 줄여주는 것이 가장 효과적일 것으로 예상됨.
  - 대체로 재생탑의 경우 저압·고온이, 흡수탑의 경우 고압·저온이 각각 재생과 흡수에 유리하지만 다른 공정 요소들(공정부식에 의한 흡수제 리치 로딩 제한, 흡수제 분해를 막기 위한 재비기 온도 제한 등)로 제한받는 경우가 많아서 대체로 운전조건이 결정되어 있음(*참고, 로딩은 흡수제에 흡수된 산성가스의 몰수를 흡수제 아민의 몰수로 나눈 값).
  - 기체흡수는 흡수제와 산성가스의 반응과 산성가스의 물질전달 등 여러 가지 요소들이 복잡하기 얽혀있기 때문에 흡수제의 유량과 분리탑의 구조에 큰 영향을 받으며 (그림 26와 그림 27), 이들에 영향 받는 공정의 에너지 효율성과 장치들의 경제성은 서로 trade-off 관계가 있어서 최적의 운전조건과 설계조건을 찾아야함.

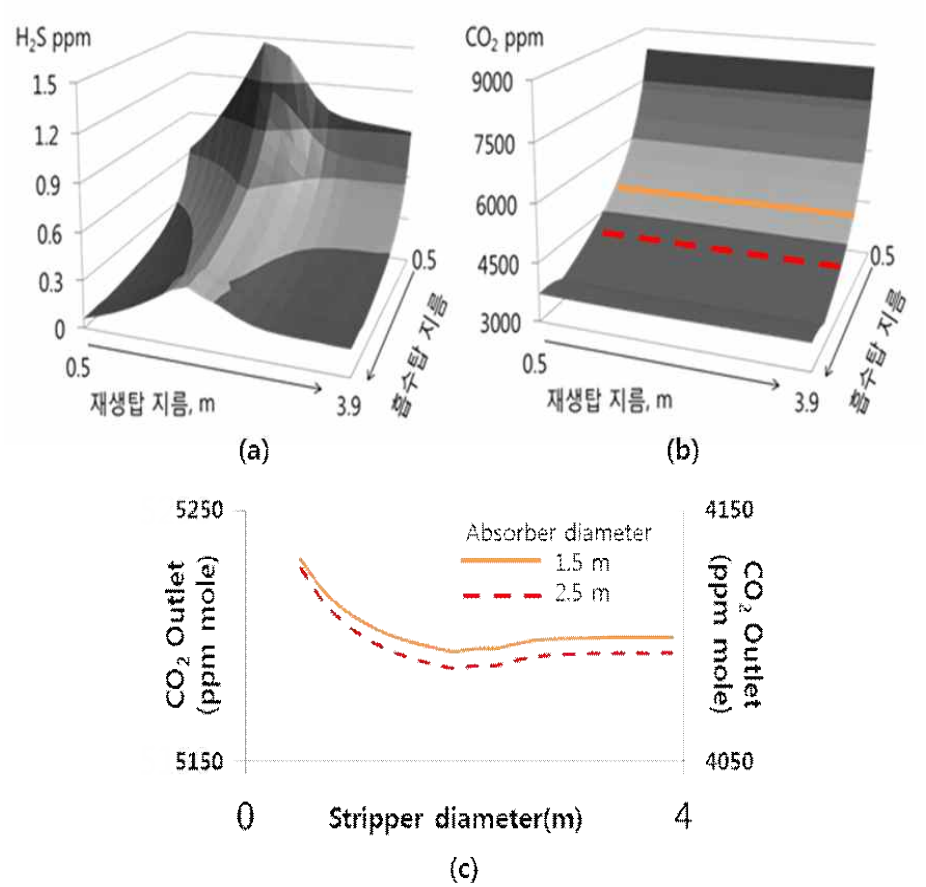


그림 26. MDEA공정의 재생탑 및 흡수탑 지름변화에 따른 (a)황화수소 및 (b)(c)이산화탄소 배출농도 변화

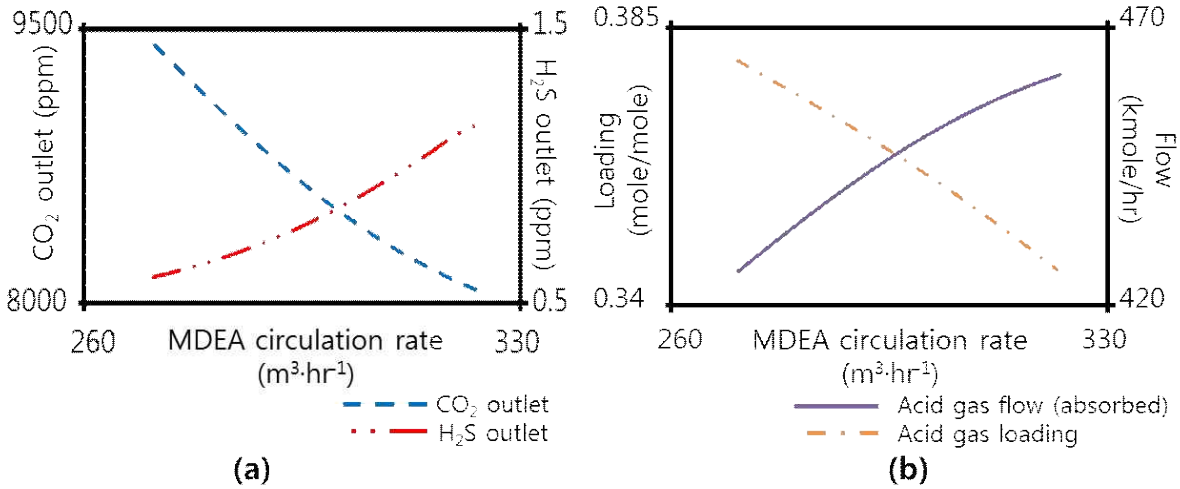


그림 27. MDEA공정의 흡수제 유량 변화에 따른 산성가스 제거 변화

- 공정 구조에 관한 설계 요소들은 이런 최적화 과정에서 발생하는 병목현상(효율과 경제성이 상충하는 부분)을 탈피하기 위해 사용되기도 하는데, 이는 공정구조 변화가 분리탑의 내부조건들(profile)을 변화시켜 공정효율을 변경하기 때문임.
  - 주로 사용되는 공정 구조 변경 요소는 아래와 같음
  - Multiple feeding(그림 28)
  - Semi-lean solvents(그림 29)
  - Pump around(그림 30) 등

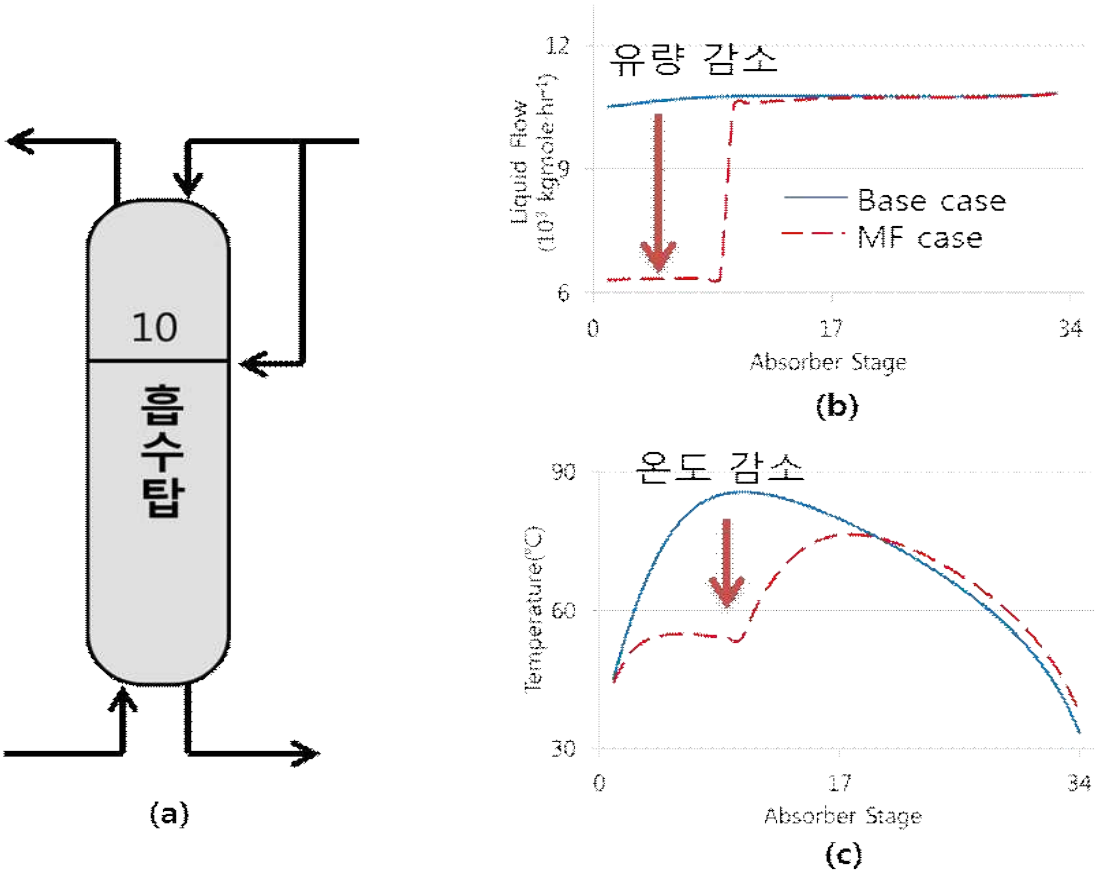


그림 28. Multiple feed 설치 (a)예시와 흡수탑 내부 (b)유량과 (c)온도의 분포 변화

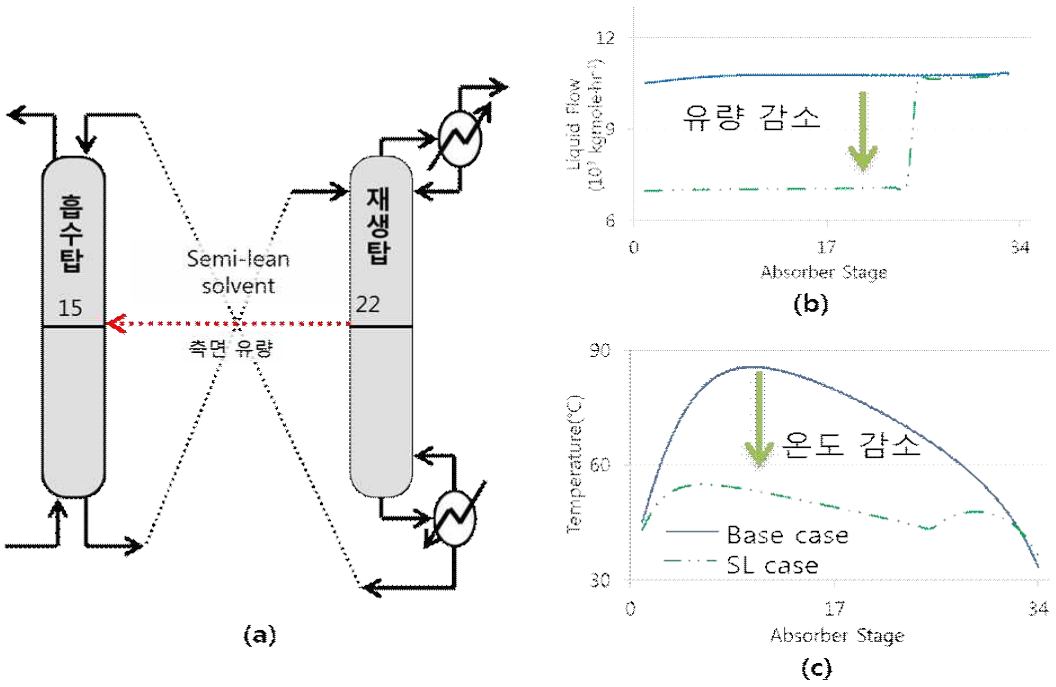


그림 29. Semi-lean solvent 설치 (a)예시와 흡수탑 내부 (b)유량과 (c)온도의 분포 변화

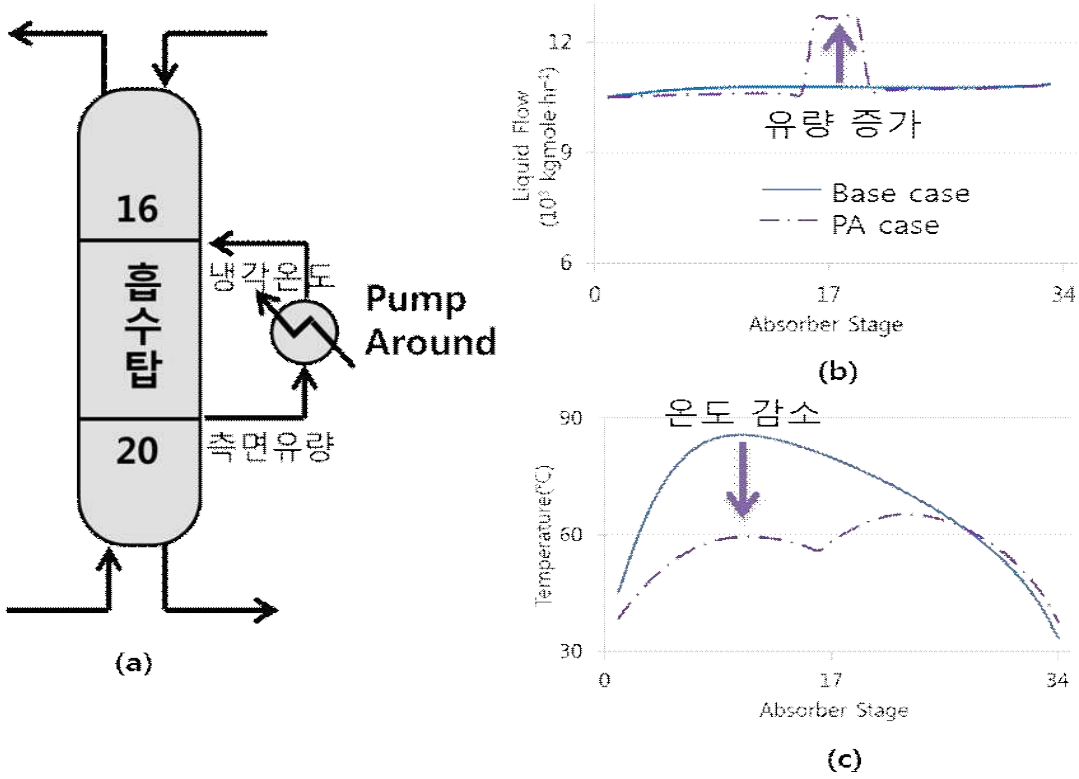


그림 30. Pump around (a)예시와 흡수탑 내부 (b)유량과 (c)온도의 분포 변화

- 시스템 설계 및 최적화를 진행하기 위하여 에너지 시스템 평가 분석 인자를 도출하여 수학적으로 묘사 및 제어함.

  - 공정 모사 진행을 통해 유틸리티 사용량을 분석하고 비용을 계산
  - 리치 아민의 재생탑 유입온도와 열 교환기 최소온도차가 변화함에 따라 전체 열 교환양과 유틸리티 사용량에 변화가 생김을 관찰
  - 연간 에너지 비용을 목적함수로 산출하여 공정 요소 및 운전 요소 최적화 방안 기초 수립

- 에너지 및 물질 수지 분석 연구를 통해 다양한 공정 제어 방안을 모색하고 공정 효율을 높이며 설계 요소들을 집적화 하는 연구를 진행함

  - 흡수제는 흡수탑과 재생탑을 계속 순환하며 이는 흡수제가 발산할 수도 있음을 의미함
  - 온도 발산은 각 흐름의 열 교환기들을 통해서 유량 발산은 make-up을 통하여 제어함
  - 물질 수지 제어가 정확하게 이루어지고 있다고 가정할 경우 공정을 제어하거나 다양한 설계 요소들을 설치하기 편리해짐

- 다양한 공정 합성 요소를 고려하고 모델 방안에 대해 연구

  - 이를 위해 여러 설치요소를 고려하였으며 설치요소 및 운전요소들을 계산기의 최적화 기법을 통해 최적화하는 방안을 연구하였고 공정모사와 공정합성에 최적화 기법을 적용하는 방법에 대한 기초를 수립할 수 있었으며 특히 상부구조를 모사기에 표하는 방법에 대한 기초적인 기법을 정립함
  - 설치요소 중 재생탑의 중간부분에서 재생이 완벽하지 않은 아민흡수제를 추출하여 흡수탑 하단에서 흡수제로 사용할 경우 재생탑의 재생에너지가 감소하는 것으로 나타남
  - 본 연구에서 공정 모사와 공정 합성을 통해 공정의 운전비용 감소효과를 얻을 수 있었지만 그 폭이 선행 연구들에서 알려진 것보다 최대 2배 정도 큰 수치이기 때문에 해당 공정에 대한 검증이 필요함
  - 비약적인 감소를 오류로 간주한다면 그 원인을 두 가지 경우에서 찾을 수 있는데, 초기 공정 데이터가 에너지를 과하게 사용하고 있었거나 혹은 공정모사가 정확하지 않은 것이기 때문에 추가적인 기초 공정 확보와 공정모사 방법에 대한 연구를 함께 진행하고 있음

- 기초 공정 자료는 주관 연구기관의 자료를 통해 확보할 예정이고 모사 방법은 MATLAB을 통해 보안할 계획

(3) 최적화 기법 설명 및 적용 결과 확인 연구

- 공정 합성 모델을 기반으로 기존 onshore LNG 플랜트 에너지 효율대비 10%이상 향상된 플랜트 설계를 도출하기 위한 전처리공정의 에너지 시스템 최적화 방법을 연구

  - 시스템 효율을 평가하는 분석 인자들 과 고려해야 하는 목적 함수들과의 상관관계를 기반으로 하여, 도식적 혹은 열역학적 분석을 통해, 선택된 목적 함수를 최소/최대화 하는 방법론 연구
  - 에너지 시스템 설계 방법론을 활용하여 주어진 에너지 공정 운전 조건과 경제성 분석 시나리오 하에서, 선택된 목적 함수의 최소치 혹은 최대치를 예측하는 기법(targeting method)에 대한 연구 개발
  - 예측된 최적값을 공정 설계 및 공정 통합을 단계를 통해 성취하는 설계 과정 도출과 적용 방법 개발

- 천연가스 전처리 공정 중 산성가스 제거공정들(DEA, MDEA)의 모델을 설계하고 민감도 분석 등을 통해 분석한 결과 다음과 같은 설계영향요소와 평가인자를 도출하였음

  - 알카놀아민계의 흡수제가 사용된 공정들의 에너지 및 물질 수지를 살펴보면, 공정의 주요 에너지 소비처가 재생탑의 재비기인 것을 확인 할 수 있었음
  - 재생탑의 에너지 사용량은 흡수제의 흡수성능(로딩*)과 밀접한 관계가 있으며, 흡수제의 흡수성능은 흡수탑의 hydraulics와 밀접한 관계가 있는 것을 확인하였음
  - 흡수탑의 hydraulics를 변경하는 주요 요소 중 하나는 흡수탑의 구조이며, 이에 대한 최적화는 필연적으로 superstructure 모델을 필요로 함

- Superstructure의 에너지 시스템을 공정모사하기 위한 열통합 기법 적용과 superstructure에 고려할 필요 없는 실행 불가능한 모델이 포함되지 않기 위해 사례연구를 진행하였으며, 에너지 효율을 파악하기 위한 인자로 연간 유틸리티 소모비용을 선정하여 비용을 최소화 할 수 있는 공정을 고려하였음

  - Superstructure의 수많은 유체들의 열교환 결과를 도출하기 위해 에너지 총괄 곡선(energy composite curves) 등을 활용한 열통합 기법을 적용하였음
  - 흡수탑의 성능개선을 위한 공정합성모델링요소로 pump around, semi-lean solvent,

그리고 multiple feed를 고려하고 각가의 사례조사를 실시하였음

- 사례조사를 통해 최적화 변수들과 변수들의 범위(bound)를 도출하였음

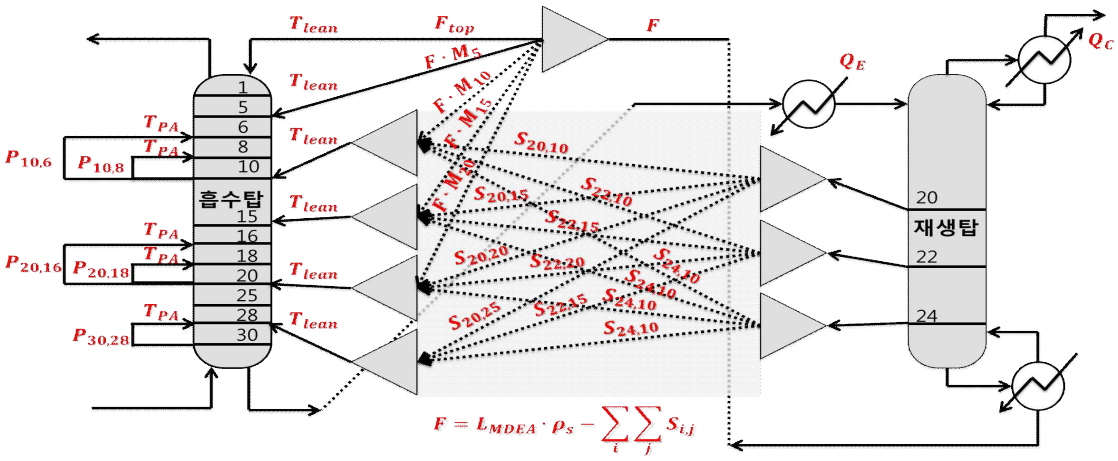


그림 31. MDEA 공정 superstructure 모식도

- 공정모사 프로그램(AspenHYSYS®)과 최적화 프로그램(MATLAB®의 global optimaztion toolbox)을 연동하여 superstructure 모델을 강화하고 공정모사 프로그램의 자체적인 최적화 solver로는 풀기 어려운 복잡한 비선형정수문제(MINLP, mixed-integer non-linear programming)를 풀기 적합한 추측통계학적(stochastic) 방법인 유전형 알고리즘(GA, genetic algorithm) 최적화를 통해 알맞은 최적 해를 도출함

- Base case와 동일한 운전조건 적용을 통한 superstructure 모델의 결과 값 확인을 통해 모델을 검증함
- Pump around 설치 등 공정구조 변화를 통하여 연간 유틸리티 소모비용을 base case 대비 15.9% 감소하였음(목표인 기존 onshore LNG 플랜트 에너지 효율대비 10% 제고 만족)

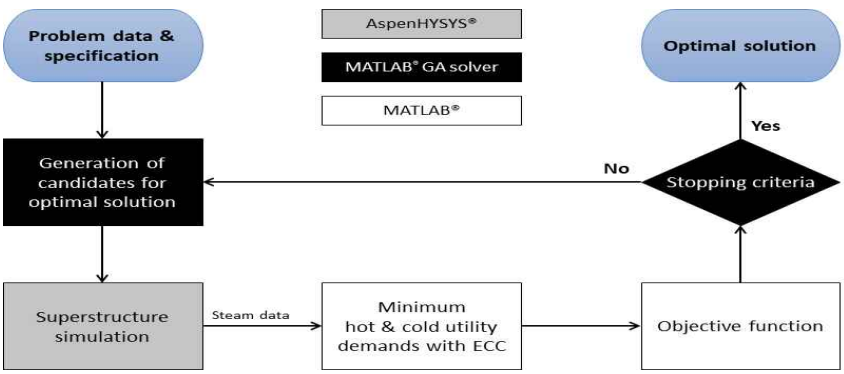


그림 32. 산성가스 제거공정을 위한 최적화 알고리즘

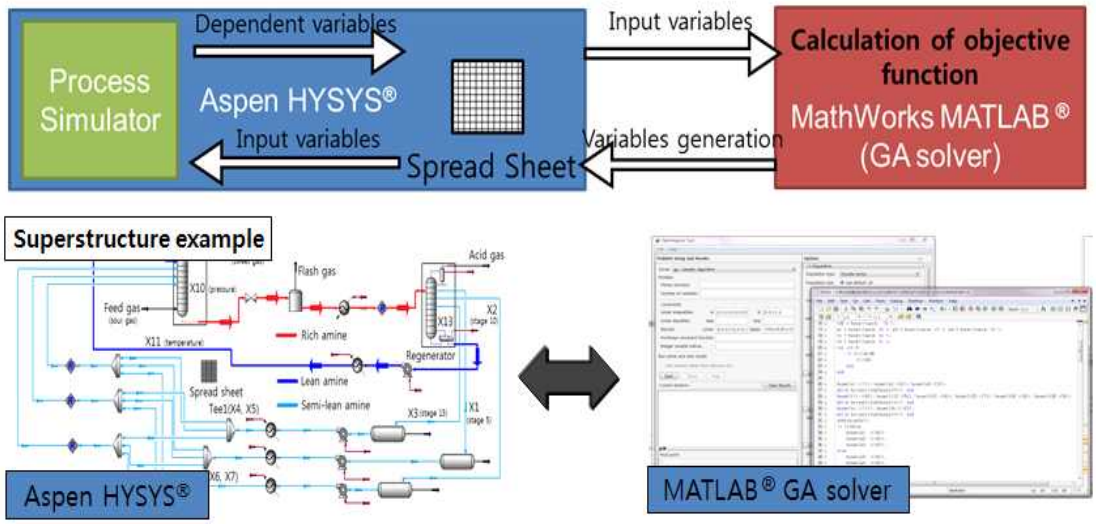


그림 33. 공정모사기와 최적화 solver 연동

표 18. 최적 설계 후보 결과 비교

		Base case	Optimal cases			
			Multiple feed	Semi-lean solvent	Pump around	All
Multiple feed	Location	-	10	-	-	-
	Flowrate, ton·hr^{-1}	-	27.2	-	-	-
Semi-lean solvent	Location	-	-	20→10	-	20→10
	Flowrate, ton·hr^{-1}	-	-	42.4	-	17.3
	Temperature, °C	-	-	34.3	-	45.6
Pump around	Location	-	-	-	10→6	10→6
	Flowrate, ton·hr^{-1}	-	-	-	69.0	63.4
	Temperature, °C	-	-	-	33.2	30.8
Total circulation flow, ton·hr^{-1}		316	329	330	334	342
Lean amine inlet temperature, °C		33.5	33.58	48.7	59.3	54.2
Condenser duty, MW		10.6	8.9	10.2	9.6	8.9
Heat Recovery, MW		26.4	27.2	28.3	29.0	29.6
Acid gases outlet (ppm)	H_2S	0.99	1.00	1.00	0.98	1.00
	CO_2	8,349	8,350	8,350	8,349	8,349
Thermal Utility demands (MW)	LP steam	22.8	21.4	21.7	20.7	19.9
	CW	16.6	15.6	11.7	9.5	10.4
Electric Power (MW_e)		0.8	0.8	0.8	0.8	0.9
Objective function (k$·y^{-1})		3,193	3,035 (-5.0%)	2,888 (-9.6%)	2,701 (-15.4%)	2,686 (-15.9%)

(4) LNG-FPSO 에너지 시스템 활용성 및 실용성 증대 방안 연구

- 천연가스 feed에 알맞은 산성가스 제거공정(aMDEA: MDEA+PZ)을 선정하였으며, 기울어진 상태의 분리탑을 공정모사할 수 있는 기법들을 연구하는 것을 통하여 LNG-FPSO의 특징인 해상환경이 고려된 에너지 시스템 최적화 방법을 연구

  - 선체유동으로 발생하는 분리탑 내부의 hyraulics 변화를 고려한 공정모사 기법 연구
  - 위의 공정모사 기법이 고려된 에너지 시스템 최적화 방법 연구
  - 활용성 및 실용성 증대 방안 도출을 위한 다양한 사례연구 진행

- 선체유동이 플랜트에 미치는 영향에 대한 자료조사 및 검토를 통하여 선체유동 효과를 나타내는 핵심인자를 도출하고, 선체유동 효과를 반영하는 공정모사 기법들을 제안하고 사례조사를 통해 분석하였음

  - 선체유동으로 인해 발생할 수 있는 분리탑 내부에 유체(액체 혹은 기체)가 존재하지 않는 영역(dead zone)을 고려할 수 있는 방안을 연구하였음
  - 방안 1: (분리탑을 수직으로 분할한) 다중 분리탑 고려
    - 분리탑이 기울어질 때 액체가 편향되는 현상을 기울어진 영역(공정모사 상에 존재하는 여러 분리탑 중 가장 외곽에 해당)에 액체를 과하게 주입하고, 반대 영역(반대편 외곽)에는 액체를 소량만 주입하는 방법
    - 분할하는 개수에 모델 결과가 영향을 받으며, 탑을 진행하는 도중 기체는 고르게 움직일 수 있는 점이 고려되지 못함

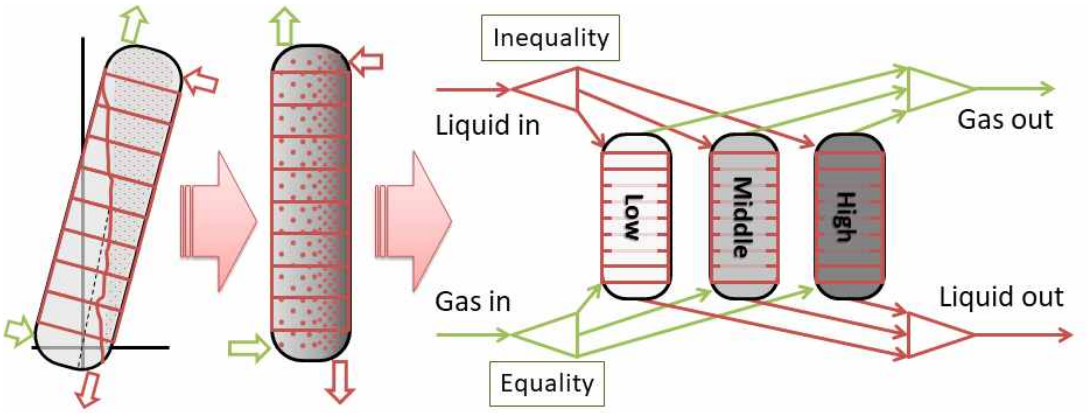


그림 34. 기울어진 충전탑의 액상편재와 분리탑 분할 공정모사 기법

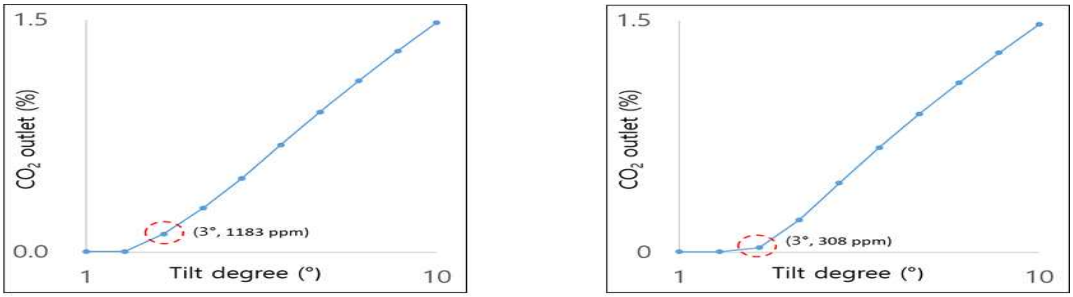


그림 35. 산성가스 배출농도 변화 (a) 8개분할 (b) 4개분할

- 방안 2: 분리탑 내부 액체의 체류시간 조절
  - 데드존만큼 액체가 분리탑을 빠르게 통과하는 것을 반영한 모델
  - 액체가 편향된 것과 기체가 우회(bypass)하는 부분을 반영하지 못함
- 두 방안 모두 한계가 존재하였으나, 방안 2의 경우 실험 결과값을 반영한 factor 도입을 통해 모델의 정확성을 향상시킬 수 있을 것으로 기대됨

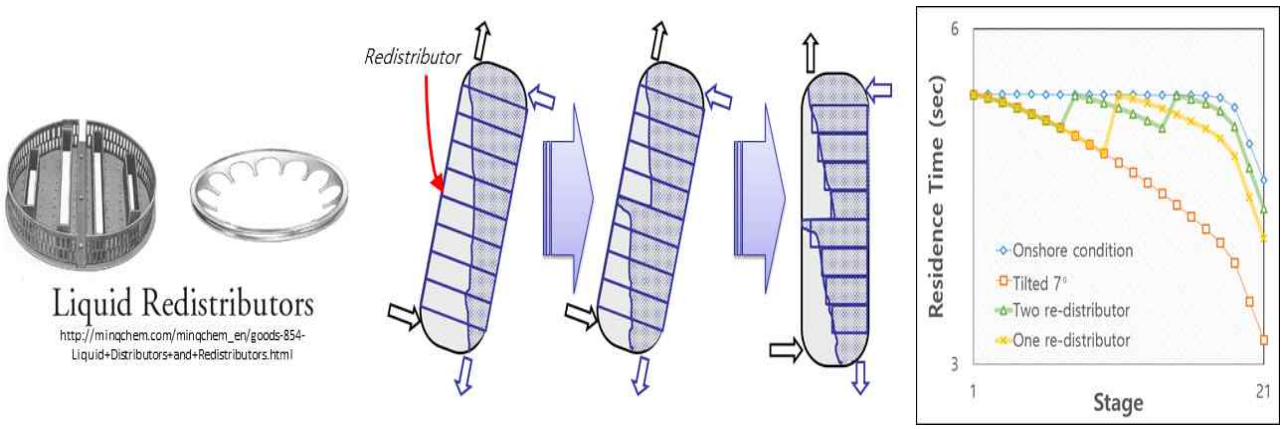


그림 36. 액체 재분포장치와 분리탑에 장치 설치 결과

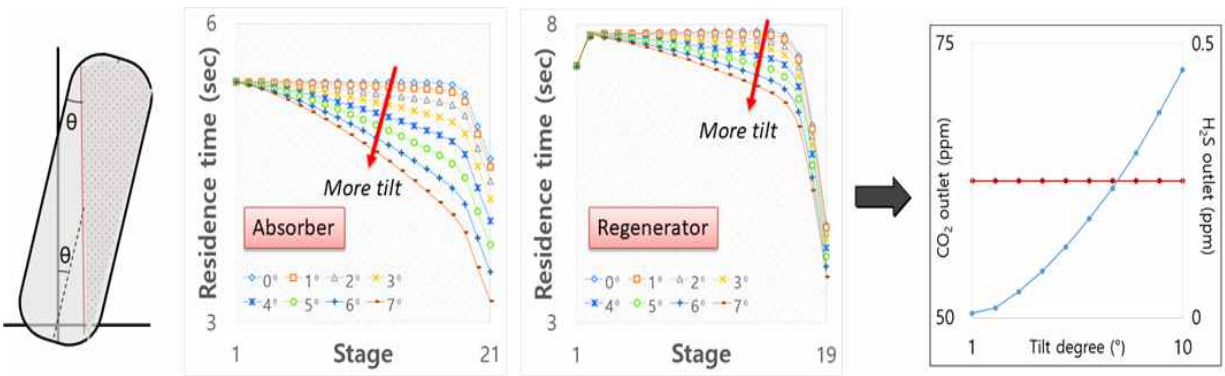


그림 37. 기울어진 충전탑의 액상편재와 액체 체류시간 감소 공정모사 기법

- 공정모사 기법(방안 2)을 에너지시스템 최적화 기법에 적용하였으며, 본 연구에서 고려한 aMDEA공정의 경우에는 onshore 환경과 offshore 환경의 최적해가 동일하였지만, 분리탑의 단들의 개별 효율이 변화되었기 때문에 최적화 결과 값도 변화될 수 있는 가능성을 확인하였음

  - 선체유동으로 발생하는 분리탑의 기울어진 현상을 표현하기 위해, 기울어진 분리탑의 체류시간 그래프를 도출하였음(해당 그래프는 추후 실험값 적용을 통해 보완 예정)
  - 7도 기울어진 상황에서 base case 대비 15.5% 에너지 비용을 감소하였으며, 3도 기울어진 경우에는 14.6%가 감소하는 것을 확인하였음(목표인 기존 On-shore LNG플랜트에 Off-shore 고려 시의 에너지효율 대비 8% 제고 만족)

- 다양한 천연가스 조성에 따른 공정 변화를 관찰하여, 활용성 및 실용성 증대 방안 도출에 대한 연구를 진행하였음.

  - 이산화탄소 농도 기준으로 2~43%까지 다양한 농도의 천연가스를 기준으로 해당공정에 해상환경을 적용하였음
  - 공통적으로 황화수소보다 이산화탄소의 흡수성능 변화가 먼저 나타나는 것을 확인하였으며, 해상환경에서 환경 변화에 따른 공정의 활용성을 높이기 위해서는 이산화탄소 흡수를 잘 제어하는 것이 중요하다고 판단됨

(5) LNG-FPSO 전처리 공정 통합 에너지 시스템 최적설계

- 산성가스 제거공정 외에 분리탑이 적용된 전처리공정(ex. NGL 회수 및 분리공정)의 통합 에너지 시스템 설계 방안을 연구함

- NGL 회수 및 분리공정은 냉각공정이 포함되어 있기 때문에, 천연가스 액화공정과 연계하여 시너지 효과의 가능성이 존재하지만 NGL의 양이 비교적 풍부한 경우로 한정되기 때문에 본 연구에서는 기존의 lean feed(메탄 90%) 대신 rich feed(메탄 70%)를 가정하여 연구를 진행하였음

  - NGL 분리탑 응축기에서 사용되는 냉각공정과 천연가스 액화공정의 통합가능성은 열통합 기법을 사용하였으며, 약 20%의 열 회수 가능성을 확인함
  - 분리탑의 중간 생산물들의 재순환을 통해 분리성능을 향상하는 방안을 고려하였으며, 이는 NGL공정과 LNG공정의 물질 수지가 상호 복합적으로 작용하는 공정합성으로써 superstructure모델을 활용한 최적화가 요구됨

- NGL+LNG 통합 모델의 최적화를 수행하고, 산성가스 제거공정과 총괄적으로 장치비용에 대한 경제성 분석을 수행하였음

  - 열 통합을 위한 공정 구조(열교환망) 변경을 통해 에너지 소모비용을 최종적으로 base case 대비 15.3% 감소함(목표인 기존 On-shore LNG플랜트에 Off-shore 고려 시의 에너지효율 대비 12% 제고 만족)

  - 장치비용의 경우 optimal case가 base case보다 감소하는 것으로 나타나는 데, 이는 산성가스 제거공정의 경우에는 장치의 수가 1개 증가(semi-lean solvent를 위한 열교환기)하지만 재비기 에너지 감소로 재비기 면적감소로 인한 장치비용 감소효과가 더 크게 나타났으며, NGL+LNG 통합 공정의 경우 NGL 공정에서 사용되던 프로판 냉각 공정이 통합을 통해 사라지면서 오히려 장치수가 감소하여 장치비용이 감소하는 것으로 나타남(목표인 기존 On-shore LNG플랜트에 Off-shore 고려 시의 장치비까지 고려한 에너지효율 대비 8% 제고 만족)

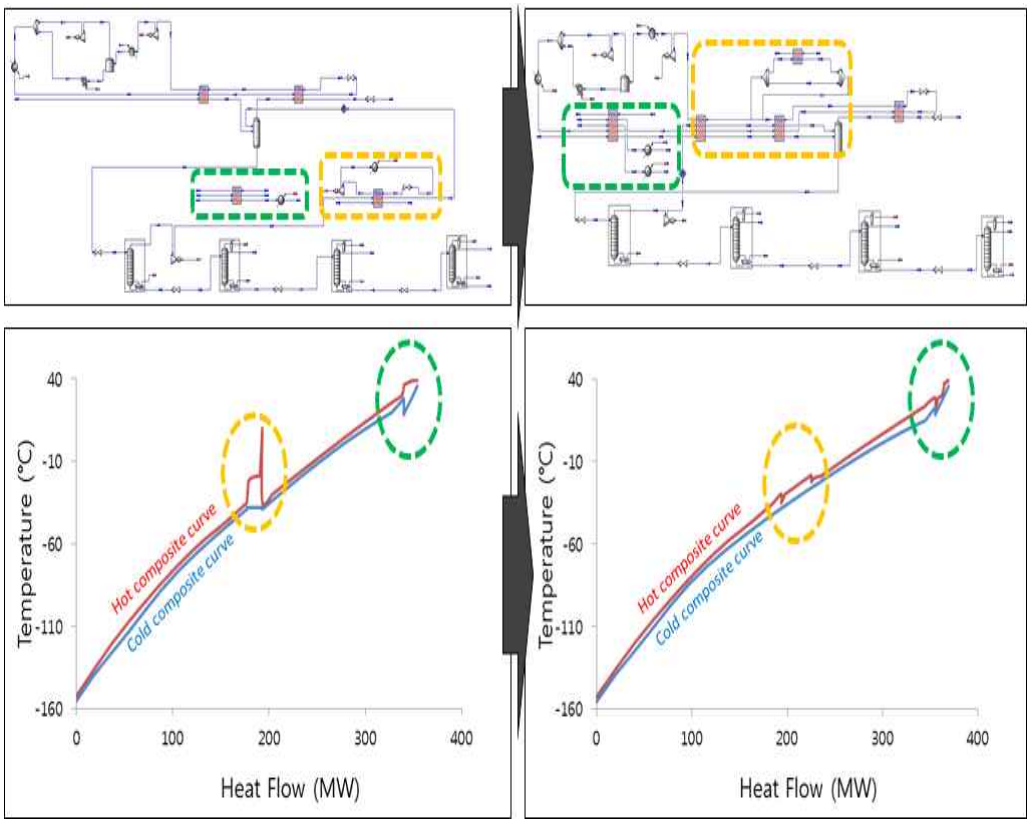


그림 38. 통합 시스템적 공정합성 및 열 회수 결과

표 19. 천연가스 NGL - LNG 통합 공정 최적화 결과

Equipment			Base case		Opt. case (wo int.)		Opt. case (w int)	
			Energy (MW)	Type	Energy (MW)	Type	Energy (MW)	Type
NGL Fractionation	C_1 Compressor		3.4	Elec.	3.4	Elec.	3.4	Elec.
	C_2 Cooler		4.3	C3	4.3	C3	4.3	SMR
	Condenser	Deethanizer	10.9	C3	11.6	C3	11.6	SMR
		Depropanizer	11.0	CW(3.7) + HX	9.5	CW(1.8) + HX	9.5	CW
		Debutanizer	6.7	HX	6.3	HX	6.3	CW
	Reboiler	Demethanizer	14.0	HX	14.0	HX	14.0	SMR
		Deethanizer	16.1	LP	11.4	LP	11.4	LP
		Depropanizer	9.9	LP	10.8	LP	10.8	LP
		Debutanizer	4.5	LP	4.2	LP	4.2	LP
	C_3 Compressor		8.4	Elec.	8.8	Elec.	-	-
	C_3 Cooler		2.4	CW	24.8	CW	-	-
SMR	Total Compressor		88.5	Elec.	76.3	Elec.	80.8	Elec.
	Total Cooler		169.1	CW	156.9	CW	168.0	CW
Total Energy Cost(MMUSD/year)			50.9		45.0 (-11.5%)		43.1 (-15.3%)	

제4장 목표 달성도 및 관련 분야 기여도

1. 목표 달성도

가. 양적 연구성과

성과지표		계획	실적	달성도	비고
논문	SCI	5	10	200 %	
	비SCI	10	7	70 %	
특허	출원	7	7	100 %	
	등록	1	3	300 %	
전문 인력 양성		2	2	100 %	
시제품		1	2	200 %	
학술회의 / 발표	국내	15	32	213 %	
	국외	1	6	600 %	
시험조사 / 관측		1	2	200 %	
해외진출을 위한 현장조사 실적		1	3	300 %	
산학연간 기술 지원		7	7	100 %	
기술확산 교류		7	7	100 %	
산학연 협력 활동		10	12	120 %	
연구 관련 홍보		5	3	60 %	

나. 질적 연구성과

연구목표	성과내용	목표치	측정방법	가중치 (%)	달성도 (%)
1) LNG-FPSO 전처리 공정 기술 정립	전처리 공정 기술자료 수집 및 분석	전처리 공정 기술검토 보고서 1건	보고서 검토	15	15
	단위공정의 최적 조합 정립	특허등록	특허등록 여부	15	15
2) 선체 운동 실험에 의한 분리탑 설계인자 도출	선체 운동을 반영한 실험 장치 구축	실험장치(Liquid Mal-distribution Test Unit, Amine Absorption Unit) 구축	보고서 검토	20	20
	선체 운동 실험에 의한 분리탑 설계인자 도출	레퍼런스 설계치(Packing 용량) 대비 90~110%	보고서 검토	20	20
3) 2.5 MTPA급 해상 전처리 공정설계 기술 개발	상용급 LNG-FPSO 전처리 공정 Column Design Guide 정립	Design Guide1건 (해상 분리탑 설계 방법 제시)	관련 전문가 보고서 검토	30	30
4) 해상 전처리 공정 모사 및 주요 장치사이징 연구	AGRU 및 NGL 회수공정 모사 연구	공정별 최적 조건 결정 (이론 단수, 원료주입단, 운전 압력)	전문기관 검토	7	7
	매개변수 개선 및 주요 장치(증류탑 및 열교환기)에 대한 Compact Sizing 결과 도출	AGRU 및 NGL 회수공정에 포함된 주요 장치들(증류탑, 흡수탑, 열교환기)에 대한 compact sizing	보고서 검토	8	8
5) LNG-FPSO 전처리 공정을 위한 에너지 시스템 최적화 기법 개발	최적화 기법 적용을 통한 에너지시스템 최적 설계와 경제성 분석	기존 On-shore LNG 플랜트 에너지 효율 대비 10% 제고 (사례 연구 결과 대비 상용 시뮬레이터 활용 에너지 효율)	보고서 검토	7	7
	장치비를 고려한 통합 에너지시스템 최적화 (AGRU+NGL)	기존 On-shore LNG 플랜트에 Off-shore 고려시의 에너지 효율 대비 8% 제 고(장치비 고려) (사례 연구 결과 대비 상용 시뮬레이터 활용 에너지효율)	보고서 검토	8	8
합계				100	100

2. 관련분야 기여도

- LNG-FPSO Topside에 대한 자체 엔지니어링 능력을 확보할 수 있으며, 주요 핵심 공정개발을 통해 상당 수준의 기술적 노하우 보유가 가능함.

- 외국 선진 기술과의 격차를 최소화 할 수 있는 계기를 마련할 수 있으며, 발주처의 요구에 능동적으로 대응할 수 있는 설계 유연성이 증가하고 다른 해양플랜트의 설계 기술 개발에도 활용할 수 있음.

- 국내 자체 설계 능력의 확보는 발주처의 요구에 능동적으로 대응할 수 있는 설계 유연성을 증가하시고 다른 해양플랜트의 설계 기술 개발에도 활용할 수 있음.

- LNG-FPSO Topside 엔지니어링 기술을 통해 고부가가치 분야인 해외 LNG 플랜트 시장 진입을 포함해서 국내 기업들이 해외 가스플랜트 건설 사업에 참여할 기회를 확장시키고 또한, 발주처의 신뢰도를 높여 플랜트 건설업의 영업 경쟁력을 높일 수 있음.

- LNG-FPSO는 향후 20년간 생산유발효과 49조원, 부가가치유발효과 13조원, 수입대체효과 13조원, 고용창출효과 30만명 등의 경제적인 효과가 기대되는 상당히 큰 프로젝트임.

- LNG플랜트 경험 축적과 전문 인력 양성, 국내 부품·소재산업 부흥 등의 파급효과를 발생시킬 수 있을 것으로 예상되며, 더 나아가 해외 가스전에 진출하여 국가적 에너지원인 LNG를 안정적으로 확보하고 국내 기업의 해외 자원개발을 촉진하는 효과를 얻을 수 있을 것으로 예상됨.

- 건조기술 실증을 위한 실험시설, 인력 및 연구결과를 대학 및 산업체 교육과정에 활용함으로써 엔지니어들의 LNG 플랜트 설계 능력을 함양

제5장 연구개발성과의 활용계획

1. 활용가능성

- 선체운동을 반영한 전처리 공정 실험 장치를 구축하고 실험 데이터를 축적을 통해 해상용 분리탑 설계 기술 확보 및 해외 선진사와의 기술 격차가 해소됨.

- 선체 운동 실험 결과에 근거한 전처리 공정 설계기술을 통해 원가를 절감 및 사업주의 신뢰를 제고할 수 있기 때문에 프로젝트 수주 경쟁력이 강화되었음.

- 공정 및 에너지시스템 최적화를 통해 운전비용 절감 및 운전 환경 변화에 유연한 대처가 가능함.

2. 활용계획

- 지적재산권, 프로그램 등록을 통한 권리 확보
  * 특허기술 등록
  * 개발된 Model의 설계 프로그램 개발 (Aspen Simulator와 연계)

- 전문인력 양성 및 국내 산업체 보급
  * 개발 기술을 활용한 해상 전처리 기술에 대한 전문 엔지니어를 양성함으로써 국가 경쟁력 향상에 기여
  * Pilot Test 결과를 기반으로 개발된 설계 프로그램과 Column Design Manual의 업그레이드 및 산업체(해양 플랜트 Contractor) 보급

- 향후 건조될 LNG-FPSO 선에 활용
  * 개발된 설계 프로그램과 Column Design Manual을 LNG-FPSO Topside Column 설계에 활용하여 해상 고부가가치 기술(개념/기본설계 등) 자립 실현

제6장 연구과정에서 수집한 해외 과학기술 정보

1. 전처리 공정 설계

▣ APCI (Air Products and Chemicals, Inc.)

- 해상에서의 선체 유동에 의한 Column의 Motion이 가능하도록 Mal-distribution 장치를 제작하여 Packing 하부에서 Liquid가 축적되는 양을 측정함으로써 Mal-distribution에 의한 Flow Pattern 변화를 실험을 통해 규명함.

- Gas Flow 없이 Liquid Flow 조건에서의 Column의 Motion Test(Permanent Tilt 및 Dynamic Motion)를 수행하였음.

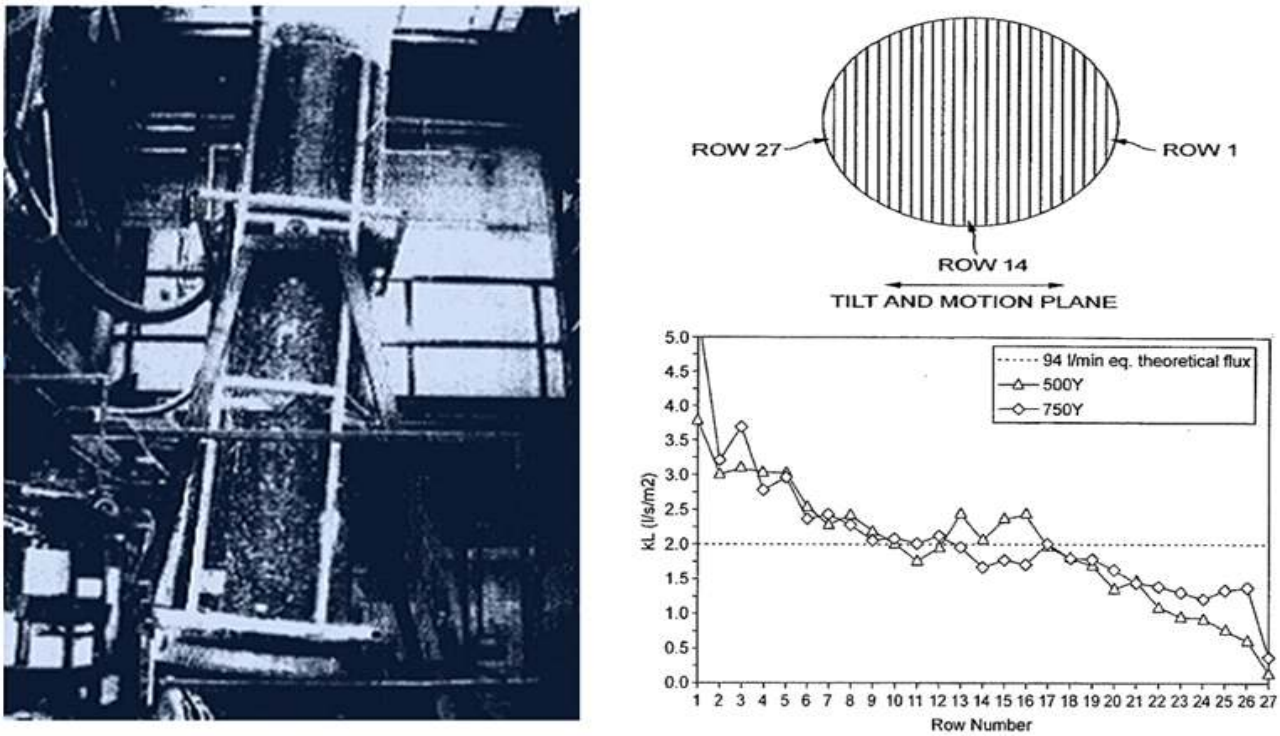


그림 39. Mal-distribution Test 장치 및 Tilt 조건에서의 테스트 결과

▣ Sulzer Chemtech

- Liquid Mal-distribution Test 결과를 활용한 Offshore Column에 대한 Design Procedure를 제시하였음.

*** Design Procedure for Moving Column**

1. Design a non-moving column with estimated reserve in HETP
2. Sizing of column (diameter and height)
3. Determine overall mal-distribution coefficient for different packed sections (using in-house design tool)
4. Set up rigorous model for column design in step 1
5. Perform simulation with maldistribution
6. If necessary, repeat step 2-5

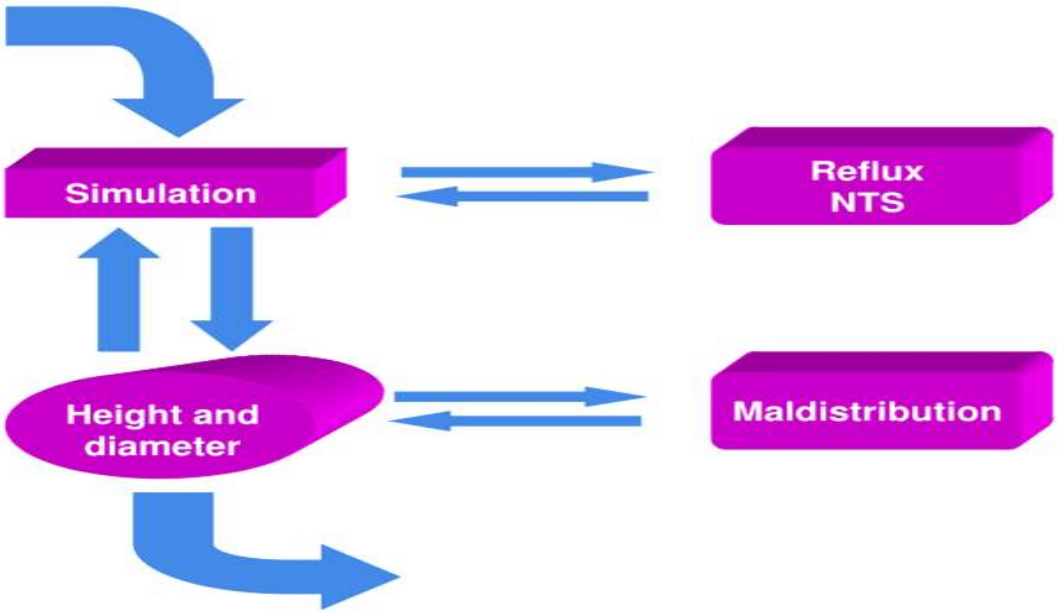


그림 40. 전형적인 설계 절차

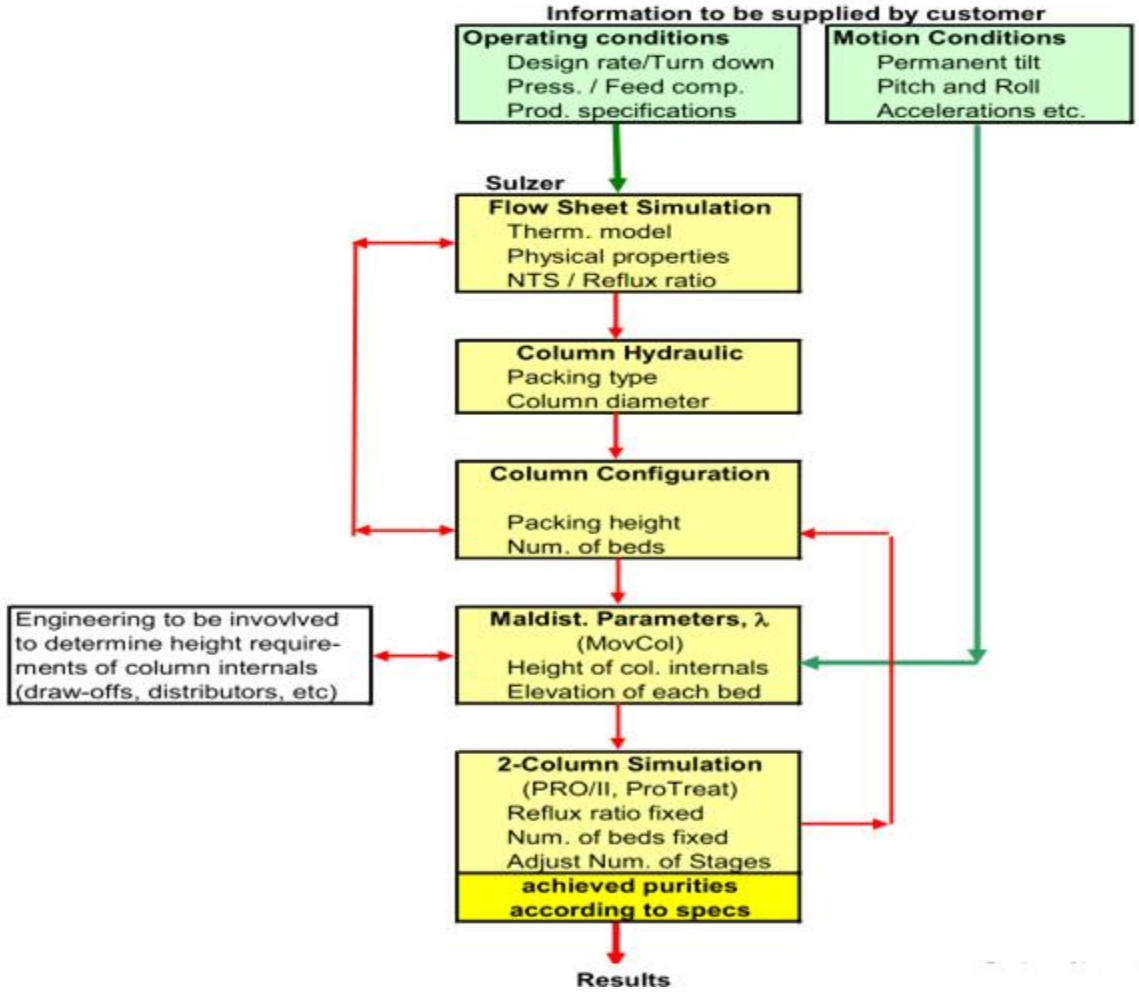


그림 41. Moving Column에 대한 시뮬레이션 절차

▣ UOP

- 상용급 설계를 위한 CFD 해석 방법 제시하였음.

- 일반적인 CFD Codes는 absorption packing column model에 부합되지 않아 FLNG Case을 위한 보완적인 model 및 codes가 추가됨.

- 파일롯 실험 결과에 대한 벤치마킹 수행

- 상업용 스케일 아민 컬럼에 대한 모델링 및 Permanent Tilt 및 Dynamic Motion에 대한 해석 수행

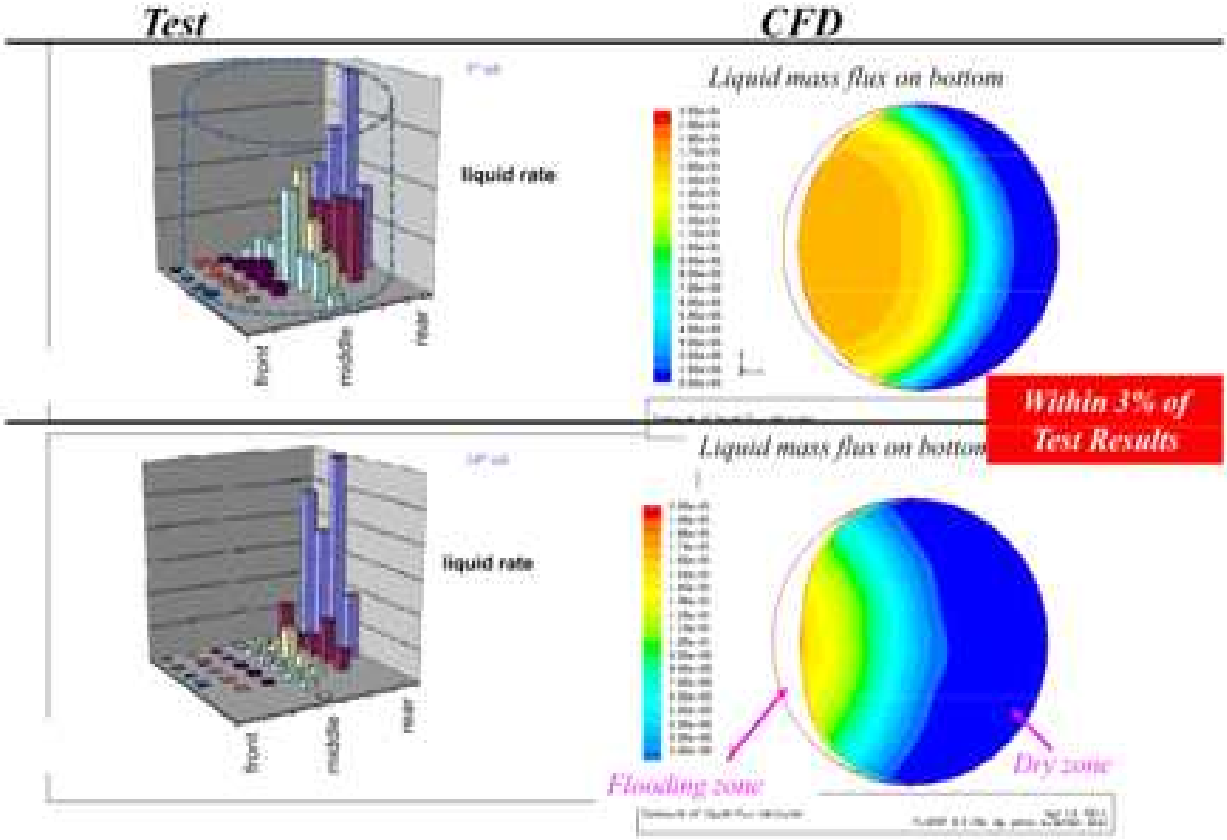


그림 42. CFD 해석 결과

▣ BASF

- CFD와 In-house Heat and Mass Transfer Simulation Tool을 활용하여 LNG-FPSO AGRU 설계 수행.

- CFD 모델은 Mal-distribution Flow 측정 실험을 통해 검증하였음.

- Packing Bed에서의 Mal-distribution 줄이기 위한 Redistribution System에 대한 연구를 수행함.

- LNG플랜트 시장 점유율이 가장 큰 흡수제인 OASE®(aMDEA로 알려진 아민 흡수제)를 제조 및 공급하고 있음.

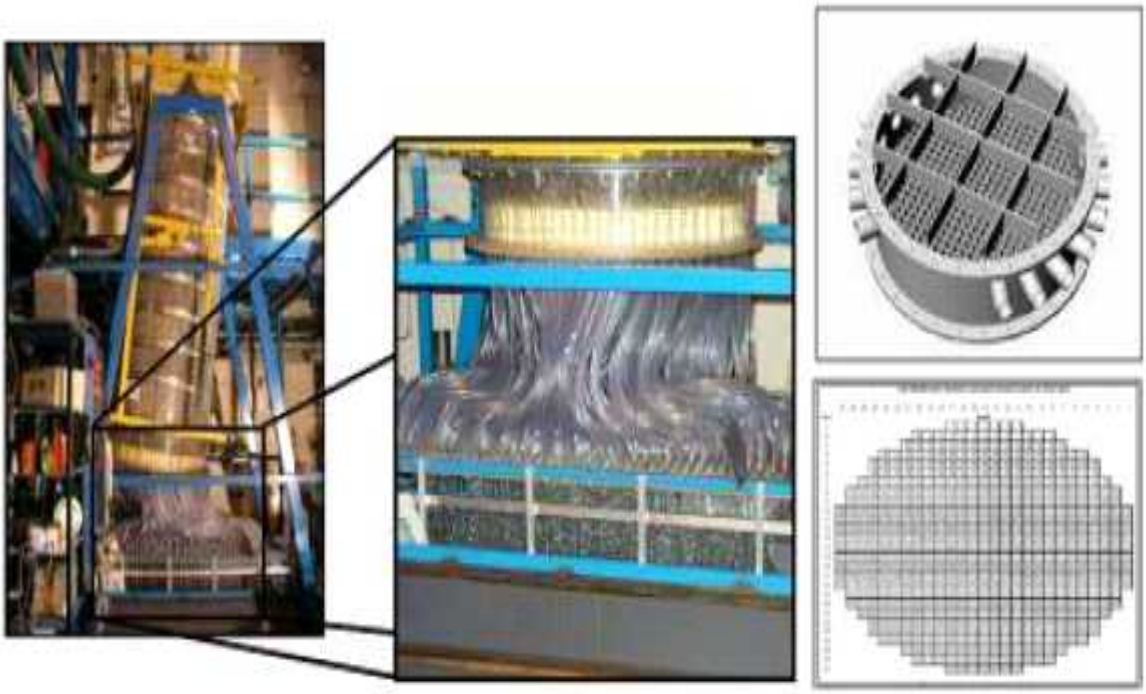


그림 43. Test rig and sample grid on collector tray

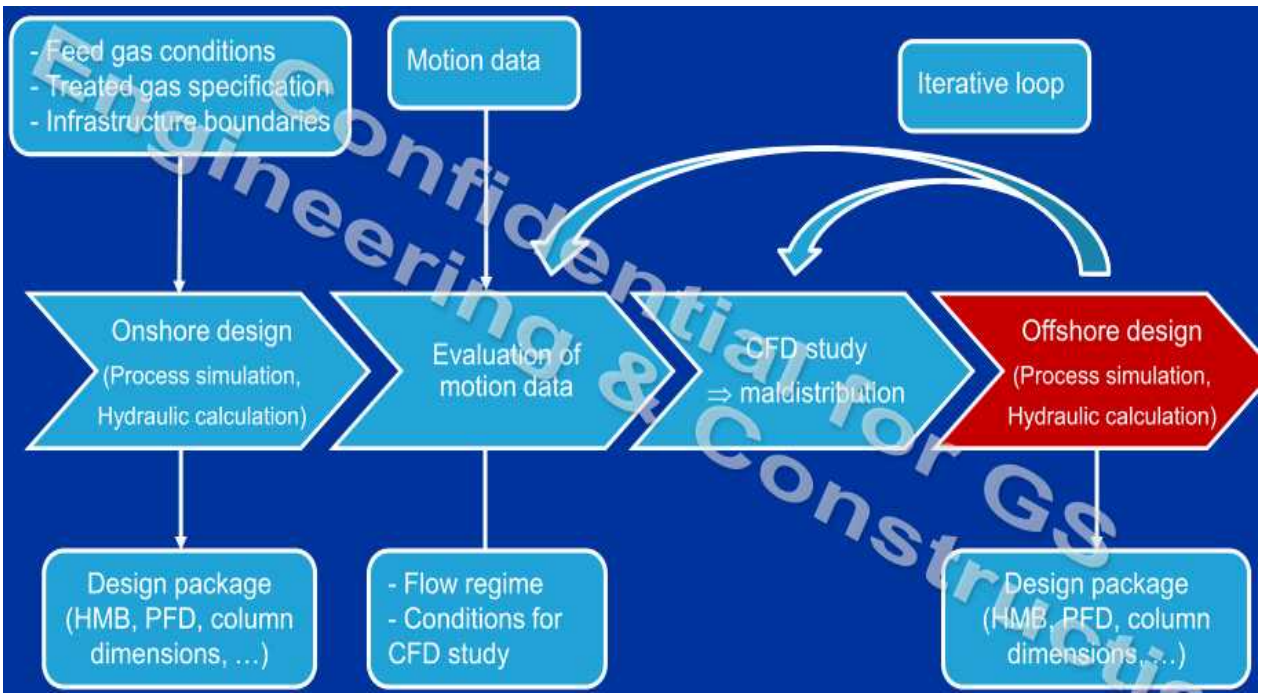


그림 44. Design of AGRU for LNG Production Onshore VS. Offshore

2. 에너지 시스템 분석

- 플랜트 설계 혹은 기존 운전되고 있는 공정의 개선을 할 때, 공정에서 사용되는 에너지 생산, 분배 및 소비 현황을 모델링하고 전산모사하며, 보다 경제적인 설계 및 운전 조건을 얻기 위해 최적화 기법을 적용하는 소프트웨어들이 산업 현장에서 사용되고 있음.

- 개발된 에너지 최적화 관련 프로그램은 크게 두 가지로 나뉠 수 있는데 프로세스 내에서의 열 교환망을 모사하고 최적화 하는 프로그램과 전공장 유틸리티 시스템을 설계하고 최적화하는 프로그램임.

▣ AspenTech

- AspenTech 제품군의 특징은 다양한 일반 공정 모사 S/W이외에도 다양한 공정 합성 최적화 S/W와 단위 공정 장치 설계 S/W 있다는 것임. 예를 들면, 열교환기 설계용 S/W 들이 세분화 되어서 개발됨. 또한, 공정장치 프로그램들을 aspenPLUS, aspenHYSYS와 같은 공정 모사 프로그램과 연동하여 유기적으로 사용 가능함.

- Aspen Energy AnalyzerTM: Aspen사에서 만든 열 교환망 시뮬레이션 프로그램. energy & capital cost와 에너지 시스템과 관련되어 배출되는 환경오염물질을 계산하고 최적화할 수 있음. 핀치 해석 기법에 의존한 도식적 방법과 최적화 알고리즘을 이용하는 방식 모두 사용 가능함

- Aspen Utilities OperationsTM: 유틸리티 시스템 모사 프로그램. non-linear programming 기법을 활용한 유틸리티 시스템 모사. 에너지 사용 비용 계산 및 관련 설계 자료 도출에 활용

- Aspen Utilities PlannerTM: 유틸리티 시뮬레이션 프로그램이지만 Aspen Utilities OperationsTM 과는 달리, 단/장기 향후 운전 계획에 따른 시스템 분석과 오염물질 관련 배출량 계산 기능 갖춤. 현재의 생산량과 미래의 예측 생산량을 통해 에너지 소모량 변화 예측, 이산화탄소 배출권 거래, 에너지 거래, 관리 스케줄 등을 통해 에너지 사용량 최적화하는데 활용.

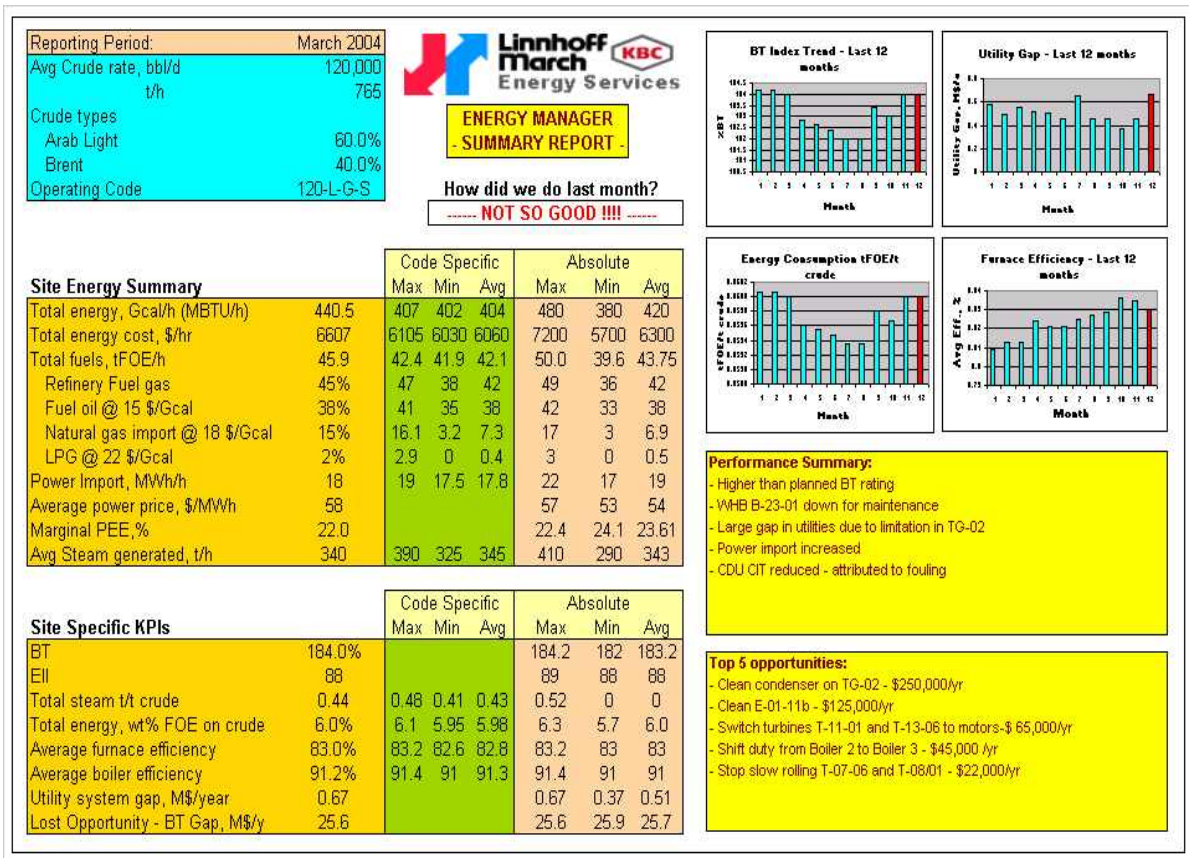
▣ KBC

- SuperTarget: 에너지 핀치분석을 통해 에너지 소비를 최적화하고 열통합 합성 (heat

integration)을 하는 프로그램. 새로운 공정의 에너지 시스템 설계 및 기존 공정의 열교환망 개선에 모두 사용가능. 최적 열회수 방법 구현을 통해, 최적의 열교환망 구성 방법 제안함

- ProSteam: 수증기 생산, 분배 및 회수의 유틸리티 및 공장의 자체 전기 생산 시스템을 설계, 운영, 관리, 최적화하는 프로그램. 하부공전의 에너지 수요량과 경제적 파라미터(예, 전기값) 변화를 고려한 시스템 설계 및 최소비용 운전 조건 제시

- KBC의 에너지 분석 및 관리 프로그램: KBC에서 에너지사용량을 줄이기 위해 처음 하는 것은 에너지가 공정 내의 여러 단계 중에서 어느 곳에서 에너지 소비량이 많은 지에 대해 분석하고, 에너지 소비량을 통해 에너지 감소가능성을 조사함. 에너지를 감소시켜서 생긴 이득을 직접적인 가격으로 계산하기 위해 steam costing을 실시함. 에너지를 감소시킬 수 있는 모든 방안을 사용한 후에는 공정의 흐름을 지속적으로 분석하고 계산 값과 맞지 않는 경우 조절을 해 줄 필요가 있고 이때 KBC의 에너지 관리 프로그램을 사용하면 편리함



Site Energy Summary		Code Specific Max	Min	Avg	Absolute Max	Min	Avg
Total energy, Gcal/h (MBTU/h)	440.5	407	402	404	480	380	420
Total energy cost, $/hr	6607	6105	6030	6060	7200	5700	6300
Total fuels, tFOE/h	45.9	42.4	41.9	42.1	50.0	39.6	43.75
Refinery Fuel gas	45%	47	38	42	49	36	42
Fuel oil @ 15 $/Gcal	38%	41	35	38	42	33	38
Natural gas import @ 18 $/Gcal	15%	16.1	3.2	7.3	17	3	6.9
LPG @ 22 $/Gcal	2%	2.9	0	0.4	3	0	0.5
Power Import, MWh/h	18	19	17.5	17.8	22	17	19
Average power price, $/MWh	58				57	53	54
Marginal PEE,%	22.0				22.4	24.1	23.61
Avg Steam generated, t/h	340	390	325	345	410	290	343

Site Specific KPIs		Code Specific Max	Min	Avg	Absolute Max	Min	Avg
BT	184.0%				184.2	182	183.2
EII	88				89	88	88
Total steam t/t crude	0.44	0.48	0.41	0.43	0.52	0	0
Total energy, wt% FOE on crude	6.0%	6.1	5.95	5.98	6.3	5.7	6.0
Average furnace efficiency	83.0%	83.2	82.6	82.8	83.2	83	83
Average boiler efficiency	91.2%	91.4	91	91.3	91.4	91	91
Utility system gap, M$/year	0.67				0.67	0.37	0.51
Lost Opportunity - BT Gap, M$/y	25.6				25.6	25.9	25.7

그림 45. KBC 에너지 관리 프로그램

▣ Process Integration Limited (PIL)

- HEAT-int: 에너지 최적화 시스템 설계 프로그램. 에너지 총괄 곡선 (energy composite curve)를 활용한 도식적 방법의 에너지 소모량 예측 가능. 최대 열교환 (maximum energy recovery) 시스템을 위한 열교환망과 network pnch 기법을 활용한 기존 열교환망 교체를 검토할 수 있는 설계 시스템 제공, deterministic 최적화 방법과 stochastic 최적화 방법을 활용한 열교환망 합성기능 제공

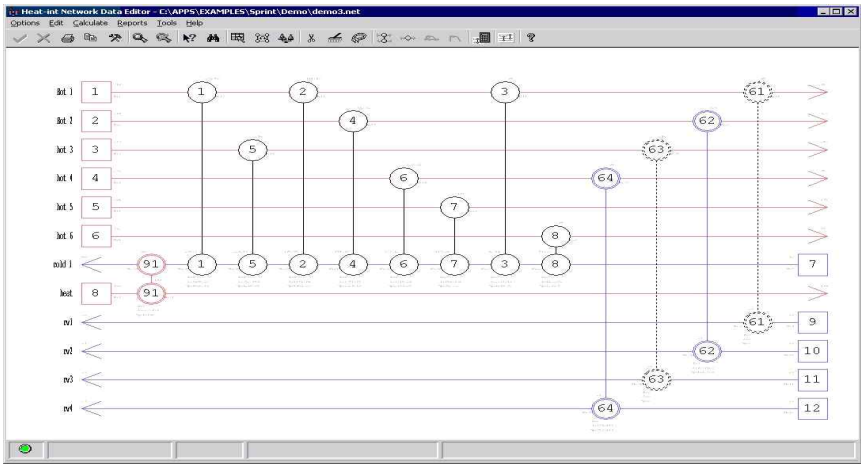


그림 46. HEAT-int를 사용한 열교환망 합성도

- SITE-int: 유틸리티 시스템 최적화 프로그램. 유틸리티 시스템을 구성하는 보일러, 가스터빈, 스팀 터빈 등의 단위 장치 모델링 제공, 유틸리티 시스템 설계, 모사 및 최적화 수행. 열병합 발전과 스팀 회수와의 상관관계 분석 가능, 에너지 비용과 온실가스 배출량을 고려한 최적화 및 경제성 평가

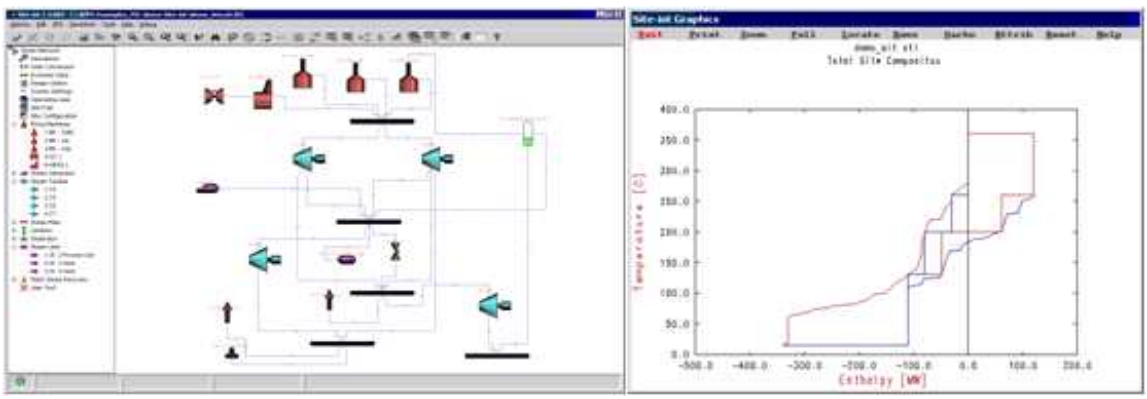


그림 47. SITE-int를 사용한 유틸리티 시스템 최적화 및 Site energy profile 생성

▣ Honeywell

- PKS R300 자동 제어 장치: 에너지 시스템의 설계가 동일해도, 조건을 어떻게 해서 운전을 하는가에 따라서 에너지 소모량을 줄일 수 있고, 시간마다 최적의 조건이 달라지기 때문에 사람이 일일이 체크해 고치는 것보다 자동제어장치를 이용하는 것이 편리함. 이런 자동제어장치를 이용하면 실시간으로 상태를 점검하며 최적 상태 운영을 가능하게 함. Honeywell의 대표적인 제품 중 하나인 PKS R300은 프로세스, 비즈니스, 자산관리를 통합 운영할 수 있는 제어시스템으로 C300 컨트롤러와 C-IO는 획기적인 디자인 변화가 핵심적인 특징이다. 열악한 환경 하에서도 컨트롤러의 열 발산이 용이하도록 유선형 구조로 디자인 되어있고, 기존 대부분의 컨트롤러와 달리 모든 기능을 하나의 모듈로 통합시켜 그 모듈을 판넬에 부착하는 형태로 디자인하여 컨트롤 룸 공간을 30% 절감하는 효과를 가져왔음.

- Visual MESA: 정유와 석유화학 분야등에 많이 사용되는 실시간 에너지 최적화 시스템. 하부 공정운전 조건 변화에 따른 유틸리티 스팀 생산과 분배 방법 최적화를 통해 운전비 절감 방법 제공.

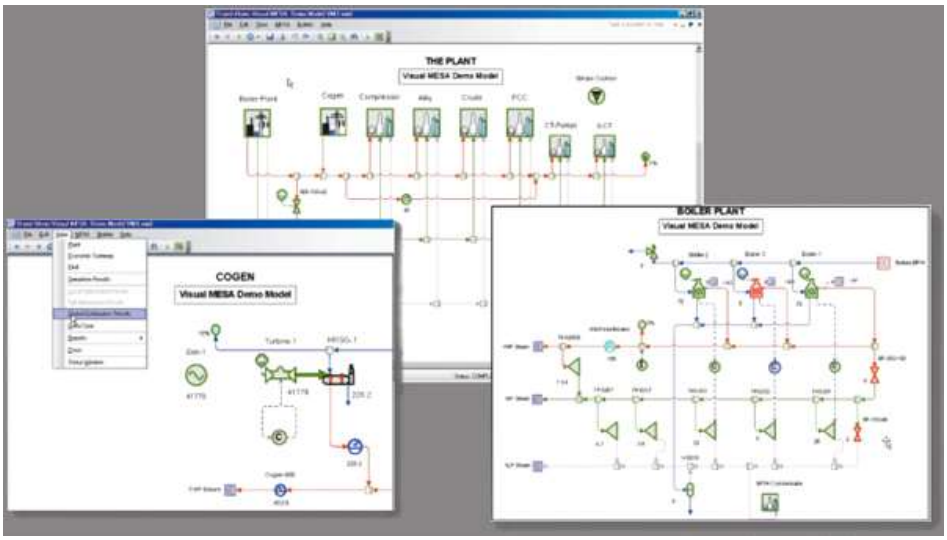


그림 48. Visual MESA를 활용한 유틸리티 시스템 모사 및 운용

▣ Soteica

- Visual MESA: 정유와 석유화학 분야등에 많이 사용되는 실시간 에너지 최적화 시스템. 하부 공정 운전 조건 변화에 따른 유틸리티 스팀 생산과 분배 방법 최적화를 통해 운전비 절감 방법 제공

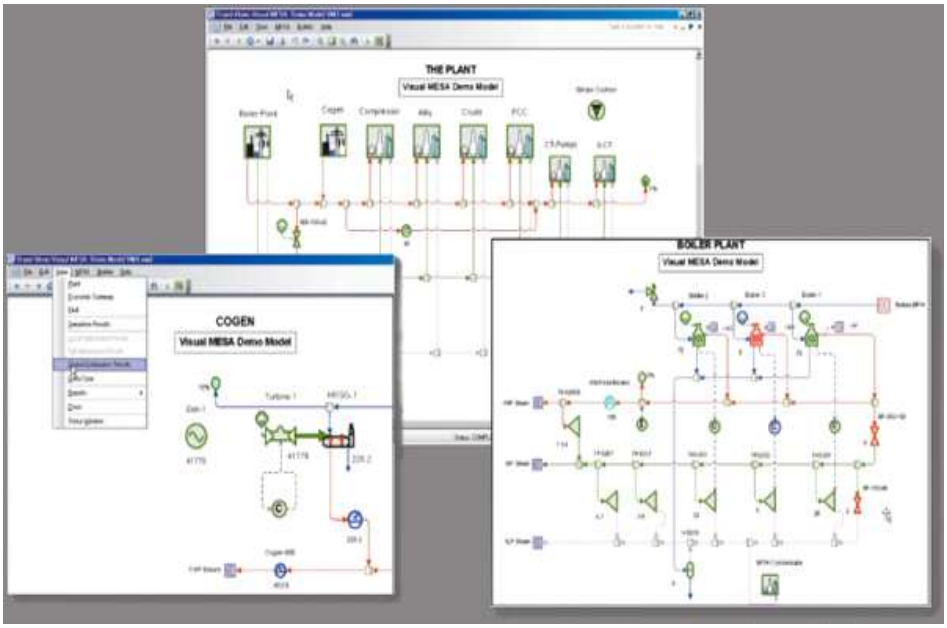


그림 49. Visual MESA를 활용한 유틸리티 시스템 모사 및 운용

▣ Soteica

- 열, 전기 생산, 보일러, 소각로 등에서 열 생산과 분배를 최적화하여 에너지 효율을 높이는 공정 최적화 및 자동화 기술 보유. ILOG MILP 및 intouch 시스템을 이용해 에너지 네트워크 최적화, 보일러의 에너지 효율 최적화(Header 압력 조절, 산소량 조절, 각 기기의 efficiency에 맞는 최적 분배), 안전조건 감시(Drum level, 긴급 상황 자동대처) 등의 기술을 제공함.

- Integrated Sequence Automation(ISA): 공정 운전 자동화 프로그램으로써, 공정 운전의 표준화, 전문가 수준의 일정한 조업을 통한 생산성 향상에 기여를 함. Batch 운전의 원료 투입에서 이송의 전 과정을 자동화하고, NCC 공장의 Heater Change 자동운전, HDPE Grade Change 자동화 프로젝트 등에 적용됨.

- HIECON-Infotrol:연속공정 자동제어 및 최적화 분야는 프랑스 Sherpa Engineering과 기술 이전 협약을 통하여 연속공정 Multi-variable Predictive Controller인 HIECON을 도입하여 국내 유틸리티 및 정밀화학의 자동화 및 최적화에 적용함

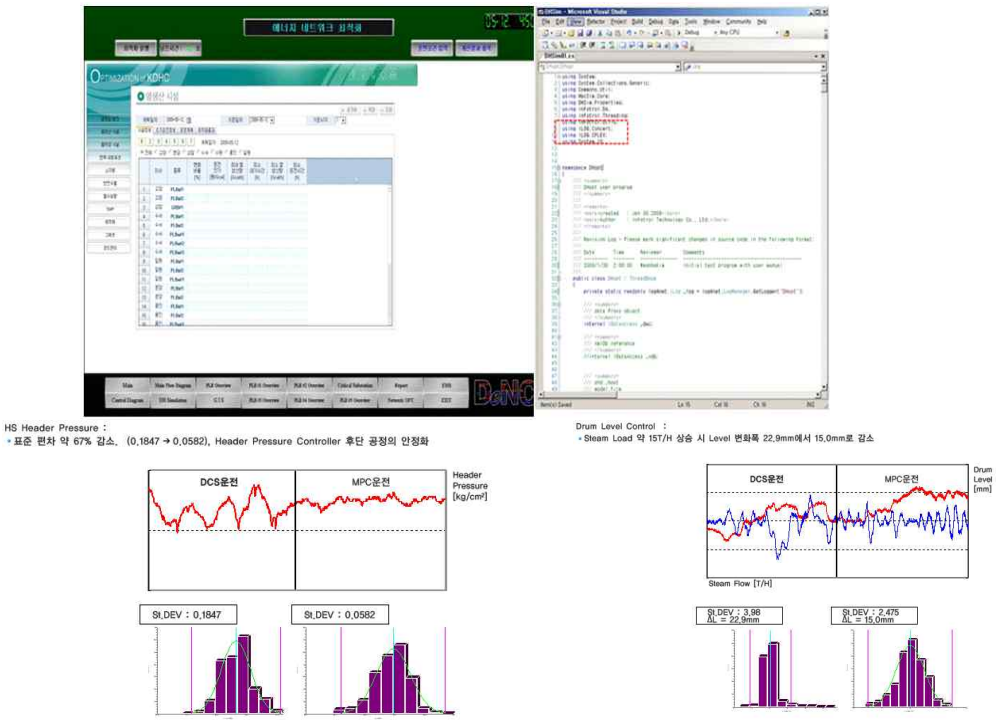


그림 50. Infotrol 공정 최적화 운용 프로그램

제7장 연구개발성과의 보안등급

가. 보안등급의 분류

보안	일반
	○

나. 결정사유

본 과제의 주요 기술 개발 내용은 해상 환경하의 전처리 공정 설계 기술 개발을 위한 것으로 보안 관리 대상이 아닌 순수 R&D 과제임.

제8장 국가과학기술종합정보시스템에 등록한 연구시설·장비 현황

구입 기관	연구시설/ 연구장비명	규격 (모델명)	수량	구입 연월일	구입 가격 (천원)	구입처 (전화번호)	비고 (설치 장소)	NTIS장비 등록 번호
GS건설	슬로싱머신	Smartcue6070	1식	2015.05.11	224,000	043-268-2177	전북 군산	NFEC-2016-03-208580
GS건설	아민흡수 실험장치	개발장비	1식	2016.04.30	638,000	041-360-7703	전북 군산	NFEC-2017-03-236636
GS건설	불균일 분배 측정 장비	개발장비	1식	2017.03.03	1,307,000	02-2683-0987	전북 군산	NFEC-2017-03-236634

제9장 연구개발과제 수행에 따른 연구실 등의 안전 조치 이행 실적

▣ 연구실 안전점검

*** 연구실 일상 점검**

- 실험동에 안전수칙 부착
- 실험동에서 모든 연구원 안전화, 안전모 항시 착용.
- 실험 수행 전 파일롯 실험 장치의 모든 유닛(펌프, 밸브, 냉각수, 계장 에어 등)의 정상 작동 확인
- 안전 관리자 실험 장치 이상 유무 및 연구원 안전 수칙 준수 여부 매일 확인

*** 연구실 정기 점검**

- 고압가스안전관리법, 산업안전보건법, 소방안전법 등의 전문분야 점검.
- 분기별 안전 교육 실시 (신규 연구원의 경우 안전 교육 이수 후 실험 참여)

제10장 연구개발과제의 대표적 연구 실적

번호	구분 (논문/ 특허/ 기타)	논문명/특허명/기타	소속 기관명	역할	논문 게재지/ 특허 등록 국가	영향력 지수	논문 게재일 /특허 등록일	사사 여부 (단독 사사 또는 중복 사사)	특기 사항 (SCI 여부/인용 횟수 등)
1	논문	A Liquid Distribution model for a column with structured packing under offshore conditions	GS건설	협동	Chemical Engineering Science	2.895	2016.10	중복 사사 (2개)	SCI/4회 인용
2	논문	Optimization study of pressure-swing distillation for the separation process of a maximum-boiling azeotropic system of water-ethylenediamine	공주대	위탁	Korean Journal of Chemical Engineering	2.007	2016.01	중복 사사 (2개)	SCI/13회 인용
3	논문	Automated process design of acid gas removal units in natural gas processing	한양대	위탁	Computers & Chemical Engineering	3.024	2015.12	단독 사사	SCI/8회 인용
4	논문	A design procedure for heat-integrated distillation column sequencing of natural gas liquid fractionation processes	한양대	위탁	Korean Journal of Chemical Engineering	2.007	2016.02	단독 사사	SCI/1회 인용
5	특허	컬럼용 액체 분배기	GS건설	협동	대한민국	-	2017.10	-	-

제11장 기타 사항

제12장 참고 문헌

1. Ramshaw, I. and Wilkes, M., 'The Layout Challenges of Large Scale Floating LNG', GASTECH, (2009).
2. L. Spiegel. et al.,' 'Hold-up of Mellapak structured packings', (1992), Chemical Engineering and Processing, 31 (1992) pp 119-124.
3. Finn, A.J. et al., 'Are Floating LNG Facilities Viable Options', Hydrocarbon Processing, (2009).
4. Harrold, D. 'Design a Turnkey Floating LNG Facility', Hydrocarbon Processing, (2004).
5. Durr, C. et al., 'LNG Technology', Hydrocarbon Processing, (2008).
6. Huang, S. et al., 'Improve Recovery of Intermediate Components with LNG', Hydrocarbon Processing, (2007).
7. Aggarwal, V. et al., 'Improve NGL Recovery', Hydrocarbon Processing, (2001).
8. Mokhatab, S. et al., 'Natural Gas and LNG Trade Global Perspective', Hydrocarbon Processing, (2006).
9. Kanfa A., 'The World's First LNG-FPSO'.
10. Waldmann, I.B., 'Evaluation of Process Systems for Floating LNG Production Units', Kanfa Aragon AS, Tekna conference 18-19th, (2008).
11. LNG 플랜트 사업단 상세기획 연구보고서.
12. Cornitus, T., 'Medium-scale Liquefaction Technology, Global forum - Flaring Reduction Gas Utilization Small-scale Liquefaction Taps into Niche Markets for LNG', (2007).
13. Vink, K.J. et al., 'Baseload Liquefaction Processes', Hydrocarbon Engineering, (1998).
14. Jolinde M. et al., 'Large-capacity LNG Trains - The Shell Parallel Mixed Refrigerant Process', Business Briefing : LNG Review, (2005) pp 41-44.
15. Doug, P.E., 'Thermal Efficiency - Design, Lifecycle, and Environmental Considerations in LNG Plant Design', GASTECH, (2002).
16. Hammerdinger, M. et al., 'Helium Leak Detection in the Supply Chain for Liquefied Natural Gas (LNG)', ECNDT, (2006).
17. Wesley R.Q. et al., 'Liquid Expanders in the Phillips Optimized Cascade LNG Process', GASTECH, (2002).
18. Christian D.T. et al., 'Small-scale LNG Plant Technologies', Hydrocarbon World, (2007).
19. Simon, N., 'FLNG Liquefaction and Regasification Technologies', FLNG Project

advancement, (2009).
20. Khalid, N., 'The ABC of FLNG: Altering Mindset to Maximize Potential', FLNG Project advancement, (2009).
21. Gourdet, G., 'Unveiling New Set of Rules For LNG-FPSO', FLNG Project Advancement, (2009).
22. Wouter, P., 'Developing LNG Producer Projects', GASTECH, (2009).
23. Ramshaw, I. and Wilkes, M., 'The Layout Challenges of Large Scale Floating LNG', GASTECH, (2009).
24. Kemp I. (2007) Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy, 2nd Edition, IChemE, UK
25. Kim J., and Robin S. (2005) Pinch Design and Analysis: a chapter in Encyclopedia of Chemical Processing. 2165 - 2180, Marcel Dekker
26. Klemes J., Friedler F., Bulatov I., and Varbanov P. Sustainability in the Process Industry: Integration and Optimization. New York: McGraw-Hill 2010
27. Klemes, V. R. Dhole, K. Raissi, S. Perry, L. Puigjaner (1997) Targeting and design methodology for reduction of fuel, power and CO2 on total sites, Applied Thermal Engineering. 17(8-10), 993-1003
28. Linnhoff B., Townsend D., Boland D., Hewitt G., Thomas B., Guy, A. and Marsland R. (1982) User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy. IChemE, Rugby, England Sorin M., Hammache A. and Diallo O. (2000) Exergy based approach for process synthesis, Energy, 25, 105-129
29. Smith R. (2005) Chemical Process Design and Integration, John Wiley, UK
Varbanov P., Perry S., Klemes J. and Smith R. (2005) Synthesis of industrial utility systems: cost-effective de-carbonisation, Applied Thermal Engineering, 25, 985-1001
30. Razib MS, Hasan MMF, Karimi IA (2011) Preliminary synthesis of work exchange networks, Computers and Chemical Engineering, 37, 262-277
31. Wechsung A, Aspelund A, Gundersen T, Barton PI (2011) Synthesis of Heat Exchanger Networks at Subambient Conditions with Compression and Expansion of Process Streams, AIChe Journal, 57(8), 2090-2108

보고서 요약서

<table>
<tr><td>과제 고유 번호</td><td>08가스플랜트
E04</td><td>해당 단계
연구 기간</td><td colspan="2">3년 3개월</td><td>단계구분</td><td>(4단계)/
(4단계)</td></tr>
<tr><td rowspan="2">연구사업명</td><td>중사업명</td><td colspan="5">플랜트연구사업</td></tr>
<tr><td>세부사업명</td><td colspan="5">-</td></tr>
<tr><td rowspan="2">연구과제명</td><td>대과제명</td><td colspan="5">LNG-FPSO 공정 응용기술 개발</td></tr>
<tr><td>세부과제명</td><td colspan="5">LNG-FPSO 안전설계 및 신뢰성 공학기술 개발</td></tr>
<tr><td rowspan="2">연구책임자</td><td rowspan="2">송 강 현</td><td>해당단계
참여
연구원 수</td><td>총: 64명
내부: 50명
외부: 14명</td><td>해당단계
연구개발비</td><td colspan="2">정부: 611,000천원
기업: 622,490천원
정부 외: 천원
계: 1,233,490천원</td></tr>
<tr><td>총 연구기간
참여
연구원 수</td><td>총: 152명
내부: 118명
외부: 34명</td><td>총 연구개발비</td><td colspan="2">정부: 1,841,000천원
기업: 1,861,490천원
정부 외: 천원
계: 3,702,490천원</td></tr>
<tr><td>연구기관명 및
소속 부서명</td><td colspan="3">(사)한국선급
선박해양기술센터</td><td colspan="3">참여기업명
현대중공업(주)
한국선급엔지니어링(주)</td></tr>
<tr><td>국제공동연구</td><td colspan="3">상대국명: 없음</td><td colspan="3">상대국 연구기관명: 없음</td></tr>
<tr><td>위탁연구</td><td colspan="3">연구기관명: 한국과학기술원</td><td colspan="3">연구책임자: 장대준</td></tr>
</table>

요약

"LNG-FPSO 안전설계 및 신뢰성 공학기술 개발" 과제는 LNG-FPSO의 기본설계 개발에 필수인 안전설계 기술을 적용가능한 수준으로 개발하고, 이를 이용하여 LNG-FPSO FEED 패키지의 안전성을 분석 및 검증하는 목적으로 수행되었다. 본 연구개발 과제를 수행한 결과 아래와 같이 두 가지의 연구 성과를 달성하였다.

○ LNG-FPSO 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈 개발

1) 생산가용도 기반 공정설계 분석 지침서 및 보조 S/W 개발
2) 안전무결도 기반 안전시스템 분석 지침서 및 보조 S/W 개발
3) 화재/폭발 위험도 분석 지침서 및 보조 S/W 개발
4) 비공정(Non-process) 위험도 분석 지침서 개발
5) RAM 분석 지침서 개발

○ LNG-FPSO FEED 패키지 위험도 및 신뢰도 평가

1) LNG-FPSO 개념설계 초기위험분석 및 보고서 작성
2) LNG-FPSO FEED 패키지 신뢰도 평가 및 보고서 작성
3) LNG-FPSO FEED 패키지 위험도 평가 및 보고서 작성

개발된 안전설계 모듈은 안전성 검증의 핵심이 되는 위험도 및 신뢰도의 분석에 활용될 수 있으며, 국내 조선소에서 개발한 LNG-FPSO FEED 패키지에 직접 적용하여 완성도와 실용성을 확인할 수 있었다. 본 과제 연구 성과인 안전설계 기술을 통해 LNG-FPSO를 포함한 해양플랜트 시장에서 국내 중공업사의 기술 경쟁력을 향상 시킬 수 있을 것이다.

보고서 면수

566쪽

< RFP 연구내용과 최종연구결과 대비표 >

RFP 연구내용	최종 연구수행 결과
○ LNG-FPSO 플랜트 위해도 평가/안전설계 기법 정립 - 기존 FPSO 위험도 평가 이론 검토/ 분석/ 평가 - LNG-FPSO 단위공정 위험요소 및 정성적 사건 수 분석 - LNG-FPSO 위험도 평가 이론 및 범위 결정	○ Oil-FPSO 등의 기존 해양플랜트에서 사용되고 있는 신뢰성 및 위험도 평가 이론을 조사, 분석하고 그 결과를 바탕으로 LNG-FPSO 설계에 적용 가능한 이론과 방법론을 재정리하였음. 또한, LNG-FPSO 설계개념의 주요 위험요소들을 식별하는 연구를 수행하여 적용 가능한 이론과 방법론 연구의 기반으로 활용하였음. ○ 최종연구보고서 : 제3장 2절, 3절, 4절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 1, 2, 3
○ LNG-FPSO 플랜트 위해도 기반 안전설계 프로그램용 DB 구축 - 주요 공정 기기 신뢰도 정보 DB 구축 - 주요 안전시스템 신뢰도 정보 DB 구축 - 화재/폭발 위해도 분석 DB 구축	○ 기존 해양 플랜트 내에 포함되는 공정의 안전도 평가를 위해 주로 사용되는 노르웨이의 Norwegian Petroleum Directorate 사의 OREDA handbook 데이터를 중심으로 LNG-FPSO Topside 공정시스템의 주요 공정기기 및 안전시스템 그리고 누출 및 점화 관련 발생확률 관련 데이터를 추출 정리하여 DB를 구축하였음. ○ 최종연구보고서 : 제3장 5절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 4
○ LNG-FPSO 플랜트 위해도 기반 안전설계 프로그램용 기반 구축 - 생산가용도 기반 공정 설계 모듈의 프레임 구축 - 안전무결도 기반 안전시스템 설계 모듈의 프레임 구축 - 화재/폭발 위해도 평가 모듈의 프레임 구축	○ 생산가용도 분석에 사용되는 Monte-Carlo 시뮬레이션 수행 알고리즘을 개발하고, 이를 구현 가능한 코드를 작성하였음. 또한 앞서 정립한 LNG-FPSO 위험도 및 신뢰성 분석 이론과 방법론을 구체화하여 테스트베드 기본설계에 시범 적용하여 생산가용도/안전 무결도/화재폭발 위험도를 실제 분석 및 평가하고, 이를 바탕으로 구체적인 안전설계 모듈을 개발하는 기반을 완성하였음. ○ 최종연구보고서 : 제3장 6절, 7절, 8절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13
○ LNG-FPSO 플랜트 위해도 기반 안전설계 프로그램용 DB 확장 및 정확도 추산 - 주요 공정 기기 신뢰도 정보 DB 확장 및 정확도 추산 - 주요 안전시스템 신뢰도 정보 DB 확장 및 정확도 추산 - 화재/폭발 위해도 정보 DB 확장 및 정확도 추산	○ OREDA handbook의 경우 실제 운용 데이터가 제공된 경우에 국한하여 신뢰도 데이터를 제공하고 있으며 일부 데이터는 존재하지 않음. 이에 OREDA handbook에 국한하지 않고 NPRD (Non-electronic Parts Reliability Data), EiReDA (European industry reliability data bank), CCPS (Center for Chemical Process Safety), IEEE std. (The Institute of Electrical and Electronics Engineers Standard), PDS data handbook (Reliability data for control and safety systems)에서 제공하는 장비의 신뢰성 데이터를 검토하여 LNG-FPSO 에 적용가능한 모든 신뢰도 데이터를 수집하고, 기존 OREDA handbook보다 확장된 LNG-FPSO 특화 신뢰도 정보 DB를 구축하였으며, 중복 장비의 경우 각 DB 끼리의 비교 및 차이를 정리하여 DB에 반영하였음. ○ 최종연구보고서 : 제3장 5절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 4

○ LNG-FPSO 플랜트 위해도 기반 안전설계 프로그램 개발 - 생산가용도 기반 공정 설계 모듈의 완료 - 안전무결도 기반 안전시스템 설계 모듈의 완료 - 화재/폭발 위해도 평가 모듈의 완료	○ 앞서 정립한 LNG-FPSO 위험도 및 신뢰성 분석 이론과 방법론을 정리하고, 실제 분석 수행에 필요한 세부 절차와 요건들을 구체적인 지침서를 작성하여 해당 안전설계 모듈을 개발하였음. 또한 생산가용도/안전무결도/화재폭발 위험도의 실제 분석 작업을 신속하고 효과적으로 지원할 수 있는 소프트웨어를 각각 개발하였음. ○ 최종연구보고서 : 제3장 9절, 10절, 11절, 12절, 13절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 9, 10, 11, 12, 13, 28, 29
○ LNG-FPSO 정량적 위해도 평가 - 단위공정별 정량적 사건수 분석 - LNG 및 NG 누출 위해도 분석 기술 확보 - 정량적 화재 및 폭발 위해도 분석 기술 확보 - 인명손실/재산손실/환경피해 정량화 중점 기술 확보	○ LNG-FPSO 설계의 정량적 위험도 분석을 수행할 수 있도록 안전설계 모듈 3 및 4를 개발하였음. 안전설계 모듈 3 및 4는 화재/폭발 위험도 분석 및 비공정 위험도 분석 기술을 구체화한 지침서 또는 소프트웨어로써, 단위 공정에서 발생 가능한 누출 사고/선박 충돌 사고/낙하물 사고등의 전개 시나리오를 사건수목분석을 통해 식별하고, 각 사고결과의 정량화를 통해 정량적 위험도 추산을 가능케하는 기술임. ○ 최종연구보고서 : 제3장 14절, 16절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 15, 20, 21, 23, 24, 25, 27, 29
○ LNG-FPSO RAM분석(RAM: Reliability, Availability and Maintainability) - 일반 단위공정/ 유틸리티/ 전체공정 생산가용도 추산 및 민감도 추산 - 안전시스템의 신뢰도 추산 및 안전무결도(SIL) 추산 및 민감도 분석 - 시스템 수준에서 고장모드영향분석 수행 및 이에 바탕을 둔 유지보수 전략 도출	○ LNG-FPSO 공정설계의 RAM 분석 및 SIL 분석을 수행할 수 있도록 안전설계 모듈 1, 4, 5를 개발하였음. 안전설계 모듈 1과 5는 공정설계의 생산가용도와 민감도를 추산하는 RAM 분석 및 SIL 분석 기술을 구체화한 지침서 또는 소프트웨어로써, 전체 공정시스템 설계의 신뢰성을 분석 및 평가하는데 있어 핵심 기술임. 또한 LNG-FPSO 초기위험분석의 일환으로 고장모드영향분석을 수행하였고, 그 결과와 안전설계 모듈 1의 기술을 바탕으로 유지보수 최적화가 가능한 기술을 개발 및 포함하였음. ○ 최종연구보고서 : 제3장 14절, 15절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 14, 17, 18, 19, 26, 29
○ 생산가용도 기반 공정 설계 매뉴얼 - 생산가용도 기반 비용/편익 분석 기법 - 개발된 프로그램에 대한 설명 및 적용 방법 - 검증: FEED 패키지(세부5-1과제)에 적용 및 검증	○ LNG-FPSO 안전설계 모듈 1 및 5를 개발하였음. 이는 Topside 공정설계의 RAM 분석 및 생산가용도 분석을 수행하는 구체적 기술로써, 입력된 공정설계 정보에 따른 가용도 분석 및 비용/편익 분석 결과를 기반으로 최적의 예방 유지보수 기간을 탐색하여 제안하는 기능을 가지고 있음. 또한 세부5-1과제에서 개발한 LNG-FPSO FEED 패키지에 본 연구의 안전설계 모듈 1 및 5를 실제 적용하여 FEED 패키지의 신뢰성 및 안전설계 모듈의 성능을 상호 검증하였음. 마지막으로, 개발된 안전설계 모듈 1의 현장 적용을 지원하기 위하여 관련 안전설계 모듈 매뉴얼을 개발하였음. ○ 최종연구보고서 : 제3장 9절, 15절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 14, 18, 26, 30

○ 안전무결도 기반 안전시스템 설계 매뉴얼 - 안전무결도 기반 안전시스템 설계 - 개발된 프로그램에 대한 설명 및 적용 방법 - 검증: FEED 패키지(세부과제 5-1)에 적용 및 검증	○ LNG-FPSO 안전설계 모듈 2를 개발하였음. 이는 Topside 공정설계의 안전시스템에 대한 합리적 안전요건, 즉 SIL을 분석하는 구체적 기술로써, 방호계층분석(LOPA) 기법을 바탕으로 입력된 공정설계와 안전목표 정보에 따라 추가적으로 필요한 안전기능 및 관련 안전무결도 요구 수준을 산출하는 기능을 가지고 있음. 또한 세부5-1과제에서 개발한 LNG-FPSO FEED 패키지에 본 연구의 안전설계 모듈 2를 실제 적용하여 FEED 패키지의 신뢰성 및 안전설계 모듈의 성능을 상호 검증하였음. 마지막으로, 개발된 안전설계 모듈 2의 현장 적용을 지원하기 위하여 관련 안전설계 모듈 매뉴얼을 개발하였음. ○ 최종연구보고서 : 제3장 10절, 15절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 14, 16, 19, 26, 30
○ 화재/폭발 위해도 평가 매뉴얼 - 허용위해도 산출 및 적용 기술 확보 - 안전설계 비용/편익 분석 기법 확보 - 위해도기반 설계 지침서 작성 - 개발된 프로그램에 대한 설명 및 적용 방법 - 검증: FEED 패키지(세부5-1과제)에 적용 및 검증	○ LNG-FPSO 안전설계 모듈 3를 개발하였음. 이는 Topside 공정시스템에서 발생 가능한 화재 및 폭발 사고의 위험도를 정량적으로 계산하는 구체적 기술로써, 사건수목분석에 의한 사고 시나리오 정의 및 시나리오별 확률 분석, 그리고 사고결과 분석 결과와의 조합으로 정량적 위험도를 추산하는 기능을 가지고 있음. 또한 세부5-1과제에서 개발한 LNG-FPSO FEED 패키지에 본 연구의 안전설계 모듈 3를 실제 적용하여 FEED 패키지의 위험도 및 안전설계 모듈의 성능을 상호 검증하였음. 마지막으로, 개발된 안전설계 모듈 3의 현장 적용을 지원하기 위하여 관련 안전설계 모듈 매뉴얼을 개발하였음. ○ 최종연구보고서 : 제3장 11절, 16절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 14, 20, 21, 23, 27, 30
○ LNG-FPSO 정량적 위해도 평가/RAM분석 매뉴얼 - 허용위해도 산출 및 적용 기술 - 안전설계 비용/편익 분석 기법 - 시스템 고장모드영향분석 방법론 확장 - 검증: FEED 패키지(세부5-1과제)에 적용 및 검증	○ LNG-FPSO 안전설계 모듈 4를 개발하였음. 이는 LNG-FPSO 비공정 위험도를 정량적으로 분석하는 구체적 기술로써, 선박충돌 위험도, 낙하물 위험도 및 대피탈출 위험도를 사고 시나리오 기반으로 확률과 피해 정도를 정량화하여 분석하며 그 결과들을 통합하여 해당 시스템의 개인 위험도 및 사회 위험도를 최종적으로 정량화 및 평가할 수 있는 기능을 가지고 있음. 또한 세부5-1과제에서 개발한 LNG-FPSO FEED 패키지에 본 연구의 안전설계 모듈 4를 실제 적용하여 FEED 패키지의 위험도 및 안전설계 모듈의 성능을 상호 검증하였음. 마지막으로, 개발된 안전설계 모듈 4의 현장 적용을 지원하기 위하여 관련 안전설계 모듈 매뉴얼을 개발하였음. ○ 최종연구보고서 : 제3장 12절, 14절, 16절 ○ 성과증빙자료 : 질적성과물 14, 17, 22, 23, 27, 30

< 국문 요약문 >

연구의 목적 및 내용	○ LNG-FPSO 플랜트 위험도 분석 및 안전설계 기법 정립 - 기존 FPSO 위험도 분석(정량적/정성적) 이론 조사/분석 및 검토 - LNG-FPSO 위험도 및 신뢰도 분석 이론 정리/안전설계 방법론 구축 ○ LNG-FPSO 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈 개발 - 모듈 1. 생산가용도 기반 공정설계 분석 모듈 개발 - 모듈 2. 안전무결도 기반 안전시스템 분석 모듈 개발 - 모듈 3. 화재/폭발 위험도 분석 모듈 개발 - 모듈 4. 비공정(Non-process) 위험도 분석 모듈 개발 - 모듈 5. RAM 분석 지침서 개발 ○ LNG-FPSO 플랜트 안전설계 모듈용 DB 구축 및 알고리즘 개발 ○ LNG-FPSO 플랜트 FEED 패키지 실적용 및 검증 - 핵심5과제 개발 결과물 대상, LNG-FPSO FEED 패키지 설계 검토 - 개발된 FEED 패키지의 생산가용도 분석 및 평가 (93% 이상) - 개발된 FEED 패키지의 인명위험도 분석 및 평가 (10^{-4} 명/년 이하) - LNG-FPSO 플랜트 안전설계 모듈의 정확성, 활용성, 완성도 등 검증
연구개발성과	○ LNG-FPSO 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈 - 모듈 1. 생산가용도 기반 공정설계 분석 지침서 및 보조 S/W - 모듈 2. 안전무결도 기반 안전시스템 분석 지침서 및 보조 S/W - 모듈 3. 화재/폭발 위험도 분석 지침서 및 보조 S/W - 모듈 4. 비공정(Non-process) 위험도 분석 지침서 - 모듈 5. RAM 분석 지침서 ○ LNG-FPSO 개념설계 초기위험분석 보고서 ○ LNG-FPSO FEED 패키지 신뢰도 평가 보고서 ○ LNG-FPSO FEED 패키지 위험도 평가 보고서
연구개발성과의 활용계획 (기대효과)	○ 기술적 기대성과 - 국내 중공업사가 전 세계 해양플랜트 공사를 대부분 독점적으로 수행하고 있으나 설계 개발은 거의 해외 업체에 의존하고 있는 실정에서, 본 연구결과를 통해 기술적 해외 의존 및 종속을 타파하고 기술적 자립을 이룩함. - 본 연구결과로 국내 중공업사는 LNG-FPSO에 관한 세계 최고의 엔지니어링 기술 확보가 가능하며 더 나아가 국내 조선/해양 산업 경쟁력 강화에 기여함. - 새로운 LNG-FPSO 시장을 선점하고, 국내 업체 자체적으로 해양플랜트 관련 위험도 분석 및 신뢰성 분석 엔지니어링 업무를 수행 가능. ○ 사회, 경제적 파급효과 - 본 연구결과를 통해 한국선급을 비롯한 국내 업체가 LNG-FPSO를 포함하는 해양플랜트 시장에서 안전성 및 신뢰성 평가 엔지니어링 분야로 업무 영역 확장. - 본 연구결과를 통해 LNG-FPSO 시장에서 우리나라가 세계 시장의 80% 이상을 석권할 수 있는 기회 확보 가능. 또한 LNG-FPSO 플랜트 공사수행에 있어 국내 중공업사 경쟁력 향상을 통해 건조 비용의 절감 및 외화 유출의 방지가 기대됨. ○ 활용방안 - 국내 중공업사가 확보하고 있는 해양플랜트 선체 설계기술과 본 연구과제에서 개발되는 Topside 안전설계 기술을 함께 활용하면 LNG-FPSO 전체의 기본설계를 국내 독자적으로 수행할 수 있음. 따라서 해외 업체 의존없이 국내 업체만으로 LNG-FPSO 전반의 기본설계가 수행 가능. - 국내 공기업, 민간 주도의 해외 가스전 사업권과 연계하여 본 연구과제에서 개발된 기술을 적용 가능. - 테스트베드 운전 실적과 LNG-FPSO Topside 공정의 기본설계 패키지 개발을 토대로 원격지 중소 가스전을 대상으로 기획, 개발형 건설사업의 모델을 개발·적용하여 시장 경쟁력 강화.

핵심어 (5개 이내)	부유식 원유생산 저장창고 및 하역설비	액화천연가스	위험도 기반 설계	생산가용도	안전무결도

〈 SUMMARY 〉

Purpose & Contents	○ Establishment of safety engineering methods for LNG-FPSO design - Investigation on the current risk/reliability analysis methods on the FPSOs - Establishment of risk/reliability analysis methods for LNG-FPSO design ○ Development of safety engineering modules for LNG-FPSO general design - Safety module for analyzing production availability of LNG-FPSO - Safety module for analyzing safety integrity level of LNG-FPSO - Safety module for analyzing fire/explosion risk of LNG-FPSO - Safety module for analyzing non-process hazards risk of LNG-FPSO - Safety module for conducting RAM study on LNG-FPSO ○ Establishment of safety engineering DB and development of related algorithm ○ Application of safety engineering modules to LNG-FPSO FEED package - Reliability and risk assessment on LNG-FPSO FEED package : production availability for lifetime is to be equal or larger than 93%. : individual risk is to be equal or less than 10^{-4} per year. - Verification of LNG-FPSO safety engineering modules
Results	○ Safety engineering modules for LNG-FPSO FEED development - Module 1. Guidelines for production availability analysis & software tool - Module 2. Guidelines for safety integrity level assessment & software tool - Module 3. Guidelines for fire/explosion risk analysis & software tool - Module 4. Guidelines for non-process hazards risk analysis - Module 5. Guidelines for RAM study ○ Preliminary risk analysis reports on LNG-FPSO conceptual design ○ Reliability assessment report on LNG-FPSO FEED package ○ Risk assessment report on LNG-FPSO FEED package
Expected Contribution	○ Technical expectation - At present, design and engineering of offshore installation projects are dependent on overseas engineering companies, even though Korean heavy industry companies are mainly engaged in the projects around the world. The results of this study can help to reduce technological dependence on foreign companies and to achieve technological self-reliance. - From the results of this study, Korean heavy industry companies can secure the world's top-level engineering technology for LNG-FPSO so that the competitiveness of Korean shipbuilding and offshore industry is strengthened. ○ Economic and social effects - From the results of this study, Korean companies can expand their work area into the safety engineering of offshore installations. Furthermore, domestic companies can dominate the new world market for LNG-FPSO. - It is expected that Korean heavy industry companies can reduce the construction cost of LNG-FPSO projects by means of improved technological competitiveness of them, and then prevent the drain of foreign currency. ○ Utilization - Through combining the offshore plant construction capability of Korean heavy industry companies with the safety engineering technology developed from this study, the basic design (FEED) of the entire LNG-FPSO can be carried out by domestic companies without relying on foreign companies. - It is possible to improve the market competitiveness of Korean companies in shipbuilding and offshore industry by using the LNG-FPSO FEED package originally developed with the safety engineering technology of this study.

Keywords	FPSO	LNG	Risk-Based Design	Production Availability	Safety Integrity Level

〈 Contents 〉

Chapter 1. Introduction ····· 12
Section 1. Purposes ····· 12
Section 2. Needs of Development ····· 13
Section 3. Scope of Development ····· 15

Chapter 2. State of Domestic & International Technology Development ····· 19
Section 1. Research Trends and Technical Achievements ····· 19
Section 2. Patent Trend ····· 22
Section 3. Market Analysis and Industry Trend ····· 26
Section 4. Conclusion ····· 27

Chapter 3. Contents and Results of Study ····· 28
Section 1. Research Contents by Year ····· 28
Section 2. Study on Hazards of LNG-FPSO Design Concept ····· 29
Section 3. Study on Safety Engineering of Oil-FPSO ····· 38
Section 4. Study on Safety Engineering Methods of LNG-FPSO ····· 66
Section 5. Study on Safety Engineering DB for LNG-FPSO ····· 168
Section 6. Study on Production Availability Simulation Algorithm ····· 207
Section 7. Reliability Analysis on Test-Bed Train-2 FEED ····· 228
Section 8. Risk Analysis on Test-Bed Train-2 FEED ····· 244
Section 9. LNG-FPSO Safety Design Module 1. Production Availability Analysis ····· 268
Section 10. LNG-FPSO Safety Design Module 2. SIL Analysis ····· 295
Section 11. LNG-FPSO Safety Design Module 3. Fire/Explosion Risk Analysis ····· 326
Section 12. LNG-FPSO Safety Design Module 4. Non-Process Risk Analysis ····· 358
Section 13. LNG-FPSO Safety Design Module 5. RAM Analysis ····· 406
Section 14. Preliminary Hazard Analysis on LNG-FPSO Design Concept ··· 426
Section 15. Reliability Analysis on LNG-FPSO FEED Package ····· 495
Section 16. Risk Analysis on LNG-FPSO FEED Package ····· 515

Chapter 4. Achievement and Effect of Study ····· 540
Section 1. Target Achievement Rate ····· 540
Section 2. Contribution ····· 550

Chapter 5. Application of Study ····· 552
Section 1. Research Application ····· 552
Section 2. Expected Outcome and Effects ····· 554

Chapter 6. Security Level of Study ····· 556

Chapter 7. Safety Actions for Study ····· 557

Chapter 8. Representative Research Results ····· 558
Section 1. Qualitative Research Results ····· 558
Section 2. Quantitative Research Results ····· 561

Chapter 9. References ····· 563

〈 목 차 〉

제1장 연구개발과제의 개요 ····· 12

1절 연구개발 목적 ····· 12

2절 연구개발의 필요성 ····· 13

3절 연구개발 범위 ····· 15

제2장 국내외 기술 개발 현황 ····· 19

1절 관련 분야의 국내외 연구동향 및 학술적 성과 ····· 19

2절 국내외 관련 기술 특허 동향 ····· 22

3절 국내외 시장분석 및 산업동향 ····· 26

4절 종합 ····· 27

제3장 연구 수행 내용 및 성과 ····· 28

1절 연차별 주요 연구 내용 ····· 28

2절 LNG-FPSO 개념설계 주요 위험요소 연구 ····· 29

3절 기존 FPSO 위험도 분석 및 안전설계 기술 연구 ····· 38

4절 LNG-FPSO 위험도 및 신뢰도 분석 방법론 연구 ····· 66

5절 LNG-FPSO 플랜트 안전설계 DB 구축 연구 ····· 168

6절 공정시스템 생산가용도 분석 알고리즘 연구 ····· 207

7절 테스트베드 신뢰도 분석 ····· 228

8절 테스트베드 위험도 분석 ····· 244

9절 LNG-FPSO 안전설계 모듈 1 생산가용도 분석 ····· 268

10절 LNG-FPSO 안전설계 모듈 2 안전무결도 분석 ····· 295

11절 LNG-FPSO 안전설계 모듈 3 화재/폭발 위험도 분석 ····· 326

12절 LNG-FPSO 안전설계 모듈 4 비공정 위험도 분석 ····· 358

13절 LNG-FPSO 안전설계 모듈 5 RAM 분석 ····· 406

14절 LNG-FPSO 개념설계 초기위험분석 ····· 426

15절 LNG-FPSO FEED 패키지 신뢰도 분석 ····· 495

16절 LNG-FPSO FEED 패키지 위험도 분석 ····· 515

제4장 목표 달성도 및 관련 분야 기여도 ····· 540
1절 연구목표 달성도 ····· 540
2절 관련 분야 기여도 ····· 550

제5장 연구개발성과의 활용 계획 ····· 552
1절 연구결과의 활용방안 ····· 552
2절 기대성과 및 파급효과 ····· 554

제6장 연구개발성과의 보안등급 ····· 556

제7장 연구개발과제 수행에 따른 연구실 등의 안전 조치 이행 실적 ····· 557

제8장 연구개발과제의 대표적 연구 실적 ····· 558
1절 질적 연구개발 핵심성과 ····· 558
2절 양적 연구개발 핵심성과 ····· 561

제9장 참고 문헌 ····· 563

제1장 연구개발과제의 개요

1절 연구개발 목적



그림 1-1 연구개발 최종목표

본 연구과제의의 최종목표는 LNG-FPSO 플랜트 시스템의 FEED 설계에 적용 가능한 안전설계 모듈 개발이다. 이를 성공적으로 달성하기 위해 LNG-FPSO 플랜트 시스템의 위험도 분석 및 신뢰성 분석 관련 기술 확보, LNG-FPSO 플랜트 시스템에 특화된 위험도 및 신뢰성 기반 안전설계 기법 정립, 그리고 LNG-FPSO 플랜트 시스템 안전설계 모듈 작성을 주요 목표로 연구개발을 추진하였다. 목표로 하는 LNG-FPSO 안전설계 모듈은 다음과 같다.

○ 모듈 1. LNG-FPSO Topside 공정설계 생산가용도 분석 기술
○ 모듈 2. LNG-FPSO Topside 공정 안전시스템 안전무결도 분석 기술
○ 모듈 3. LNG-FPSO Topside 공정 화재/폭발 위험도 분석 기술
○ 모듈 4. LNG-FPSO 비공정 위험도 분석 기술
○ 모듈 5. LNG-FPSO Topside 공정설계 RAM 분석 기술

마지막으로, 개발된 안전설계 모듈을 5핵심과제에서 개발한 LNG-FPSO FEED 패키지에 실적용할 것이며, 이를 통해 안전설계 모듈의 완성도와 유용성을 검증하였다. 또한 개발된 LNG-FPSO FEED 패키지 자체의 생산가용도와 인명위험도가 적절한 수준인지 여부도 검증하였다.

○ LNG-FPSO FEED 패키지 목표 생산가용도 : 93% 이상
○ LNG-FPSO FEED 패키지 목표 인명위험도 : 10^{-4}/년 이하

세계 주요 오일메이저사는 연간 3백만 톤 이상의 LNG 생산이 가능한 대형설비에 관심이 많고 자체적으로 안전설계 엔지니어링 기술을 보유하고 있는 반면, LNG 시장에 관심이 많은 선사 및 투자회사는 연간 1~2백만 톤 생산 규모의 LNG-FPSO에 주목하고 있으며 중공업사에 엔지니어링을 포함한 설계/건조/설치의

일괄 계약 방식으로 해양플랜트를 발주하는 것을 선호하고 있다.. 따라서 이에 관한 기술 개발을 즉시 착수해야 하기에 LNG-FPSO Topside FEED의 핵심기술인 안전설계 및 신뢰성 공학 기술 정립, 그리고 직접적으로 적용 가능한 관련 안전설계 모듈의 개발을 최종목표로 설정하였다.

현재 국내 대형 조선업체들은 전세계적으로 거의 모든 해양플랜트 공사의 주계약자이며 건조 시장 분야에서 독점적인 위치를 점하고 있다. 이러한 강점에도 불구하고, 국내 중공업사는 해양플랜트 FEED 설계 능력 부족이라는 치명적 단점을 안고 있으며, 대부분 해외 선진 엔지니어링 업체에 FEED 설계를 의존하고 있는 실정이다. 이로 인해 상당한 액수의 엔지니어링 비용이 국외로 유출될 뿐만 아니라, 더 나아가 설계 기술의 향상과 기자재 국산화에 결정적인 걸림돌로 작용하고 있다.

본 연구개발 과제인 'LNG-FPSO 안전설계 및 신뢰성 공학 기술 개발'은 LNG-FPSO Topside 플랜트의 FEED 설계 기술을 완성하기 위해 반드시 필요한 핵심 엔지니어링 기술 관련 연구이다. 해양플랜트 공정설계를 위한 핵심 기술인 안전설계 및 신뢰성 공학 기술을 확보함으로써 향후 해양설비의 수주에 따른 경제적 이윤 증대 및 자체기술개발을 통한 국부 유출 방지, 그리고 관련 라이선스 보유를 통한 기술상품 가치 증대에 기여할 수 있을 것이다. 더 나아가 LNG-FPSO Topside 안전설계 엔지니어링 기술 확보는 향후 확대가 기대되는 LNG-FPSO 시장의 선점을 가능케 하며, 대외적으로 중국 조선사와의 기술적 격차를 크게 하여 국내 조선해양 경쟁력 강화에 기여할 수 있으리라 기대된다.

본 연구개발 과제는 가스플랜트 사업단을 통해 2011년부터 2017년까지 약 6년여간 3단계로 수행되는 장기 프로젝트이며, 총 투자비는 약 39억원(정부 출연금 및 기업 출연금) 규모이다. 과제 수행을 위한 소속기관의 연구팀 인력은 최소 24명에서 최대 40명으로 석, 박사급 및 현장실무자들을 중심으로 구성되어 있으며, 조선 및 해양공학에서부터 기계, 화학공학까지 다양한 분야를 전공한 연구 인력이 참여하고 있다. 또한 해양플랜트 공사 경력 및 연구 경력도 다수 보유한 참여기업체 인력이 다수 참여하고 있다.

2절 연구개발의 필요성

○ 최근 대규모 LNG 액화플랜트 건설에 대한 투자비의 증가로 LNG 가격이 상승하였고 오일 에너지 가격의 상승 가능성으로 인하여 가스전 개발에 대한 경제성이 향상됨에 따라 LNG-FPSO의 경쟁력이 확보된 상태이다. 또한 자원보유국들의 환경보호 규제 강화로 육상 LNG 액화플랜트 건설이 어려워짐에 따라 LNG-FPSO 시장성이 크게 증가되고 있다.

○ 해상에 위치한 중규모 가스전 개발의 필요성이 부각됨에 따라 해상 플랜트 설비를 이용한 자원개발 수단으로 LNG-FPSO 기술의 확보가 필요하게 되었다. 대규모 가스전들은 이미 에너지 메이저가 대부분 점유하였고 최근 경제성이 나타나는 중규모 가스전은 절반 이상이 해상에 위치하고 있는데, 일반적으로 해양에 있는 가스전은 해저배관을 통하여 육상으로 천연가스를 가져와 전처리 후 액화플랜트에서 LNG로 액화시키고 있는데, LNG-FPSO는 원거리 해양에 있는 가스전을 개발하여 해상에서 LNG를 생산, 저장 및 출하할 수 있는 플랜트이다.

○ LNG-FPSO는 조선소에서 건조 후 현지로 이동 설치하고, 가스전의 생산이 끝나면 다른 가스전으로 이동하여 재사용할 수 있는 기술로 육상 LNG 액화플랜트로 개발해온 대형 가스전 보다는 중소규모의 해상 가스전 개발에 적합한 기술이다.

○ 우리나라는 5대 대형 조선소 기준으로 연간 20여척의 LNG-FPSO를 건조할 수 있는 시설을 갖추고 있으나 선상부(Topside) 플랜트에 대한 엔지니어링 및 설계 능력을 갖추지 못하여 해외 기술에 의존할 수밖에 없는 실정이다. 육상플랜트와의 비교에 따른 해양플랜트의 가장 큰 특징으로는 플랜트의 건설 및 운영이 해상에서 수행함에 따른 안전성 확보가 중요하다는 점을 들 수 있다. 사면이 바다로 둘러싸인 해상에서 공정 이상 혹은 사고는 해결하기 힘든 많은 문제를 제시할 수 있으며, 이에 따라 안전설계 기술의 연구개발이 LNG-FPSO에 있어서 필수적이다.

○ 해양플랜트는 육지와는 멀리 떨어진 해상에서 운영되는 상황으로 설비의 안전성이 가장 중요하며, LNG-FPSO의 안전성을 중심으로 하는 설계가 기본이 되어야 한다. 또한, LNG-FPSO Topside 공정 설비 이상에 대한 유지보수에 대비한 설비의 신뢰도 역시 매우 중요하다.

○ 종합적으로, 향후 시장성의 가파른 성장세가 예측되는 LNG-FPSO 시장에서 국내 산업체들이 기술적 우위를 바탕으로 시장 점유율을 지속적으로 확보 및 유지하기 위해서는 개념설계 및 기본설계를 독자적으로 수행할 수 있는 기술의 연구개발이 필수 불가결하다.

○ LNG-FPSO 기본설계의 자체 개발을 위하여 관련 안전설계 기술의 획득이 무엇보다도 중요한 요건임을 고려할 때, 국내 산업체의 장기적인 성장과 지속적인 국부 창출을 위하여 본 연구과제 수행을 통해 확보 가능한 LNG-FPSO 안전설계 기술은 충분한 필요성과 타당성을 가지고 있다고 판단된다.

3절 연구개발 범위

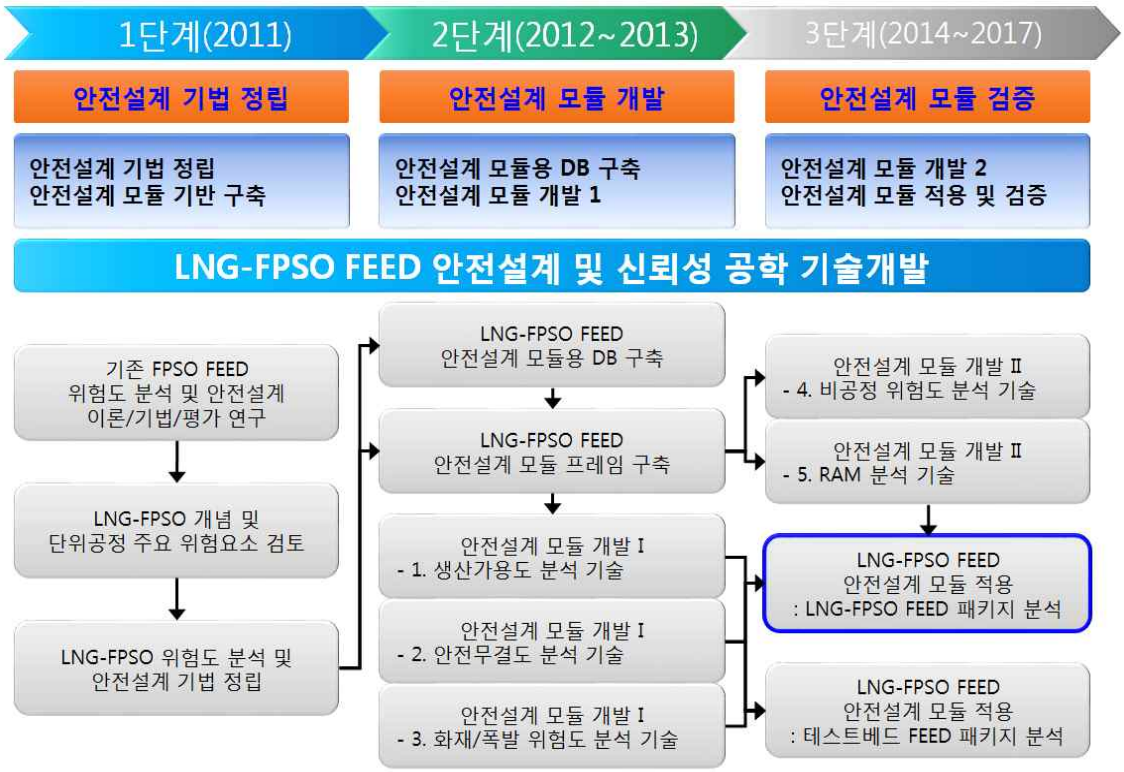


그림 1-2 단계별 연구개발 로드맵

본 연구과제의 전체 연구개발 로드맵을 요약 정리하면 상기의 그림과 같다. 전체적으로 3단계에 걸쳐 연구가 진행되었으며, 주요 세부 연구목표를 정리하면 다음의 4가지와 같이 요약할 수 있다.

○ LNG-FPSO Topside 플랜트 위험도/신뢰도 분석 기반 이론 정립
○ LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 적용 가능한 안전설계 기법 구축
○ LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈 개발
○ LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 패키지 위험도/신뢰도 분석 및 검증

1. LNG-FPSO Topside 플랜트 위험도/신뢰도 분석 기반 이론 정립

○ 본 연구과제의 첫 번째 세부 연구목표는 LNG-FPSO 안전설계의 핵심이 되는 위험도 및 신뢰도 분석 기술의 방법론 구축을 위하여 관련 이론의 기반을 정립하는 것이다. 구체적인 해당 연구 범위 및 세부 연구내용은 다음의 표와 같다.

표 1-1 세부 연구목표 1의 연구범위 및 연구내용

연구범위	세부 연구내용
1) 위험도 분석 및 신뢰도 분석 관련, 현존 기술 분석	■ 기존 FPSO 적용 신뢰도 분석 방법론 조사 및 분석 ■ 기존 FPSO 적용 위험도 분석 방법론 조사 및 분석 ■ LNG-FPSO 설계개념의 주요 위험요소식별 연구
2) LNG-FPSO 신뢰도 분석 방법론 정립	■ 공정 시스템의 생산가용도 분석 방법론 정립 ■ 공정 안전시스템의 안전무결도 분석 방법론 정립
3) LNG-FPSO 위험도 분석 방법론 정립	■ 공정 시스템의 화재/폭발 위험도 분석 방법론 정립 ■ 비공정 위험도 분석 방법론 정립

2. LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 적용 가능한 안전설계 기법 구축

○ 본 연구과제의 두 번째 세부 연구목표는 앞서 정립한 위험도 및 신뢰도 분석 기술의 이론을 바탕으로 LNG-FPSO 안전설계 방법론 및 기법을 구체적으로 구축하는 것이다. 구체적인 해당 연구 범위 및 세부 연구내용은 다음의 표와 같다.

표 1-2 세부 연구목표 2의 연구범위 및 연구내용

연구범위	세부 연구내용
1) 안전설계 모듈 기법 구축 - 1. 생산가용도 분석	■ 공정설계 생산가용도 분석 절차 작성 ■ 분석 절차별 세부 작업 내용 작성 및 관련 데이터 식별 ■ 생산가용도 기반 공정설계 분석 지침 초안 작성
2) 안전설계 모듈 기법 구축 - 2. 안전무결도 분석	■ 공정 안전시스템 안전무결도 분석 절차 작성 ■ 분석 절차별 세부 작업 내용 작성 및 관련 데이터 식별 ■ 안전무결도 기반 공정 안전시스템 분석 지침 초안 작성
3) 안전설계 모듈 기법 구축 - 3. 화재/폭발 위험도 분석	■ 공정설계 화재/폭발 위험도 분석 절차 작성 ■ 분석 절차별 세부 작업 내용 작성 및 관련 데이터 식별 ■ 공정설계 화재/폭발 위험도 분석 지침 초안 작성
4) LNG-FPSO 안전설계 모듈 적용 데이터베이스 구축	■ 해양플랜트 관련 기존 위험도/신뢰도 DB 조사 및 분석 ■ 주요 액화공정 기기 신뢰도 데이터 식별 및 구축 ■ 주요 공정 안전시스템 신뢰도 데이터 식별 및 구축 ■ 공정 화재/폭발 관련, 누출/점화 데이터 식별 및 구축
5) 테스트베드 기본설계 패키지 신뢰도 분석	■ 액화공정 중심 설계 내용 검토 ■ 기본설계의 생산가용도 분석 수행 ■ 기본설계의 안전무결도 분석 수행
6) 테스트베드 기본설계 패키지 화재/폭발 위험도 분석	■ 액화공정 중심 설계 내용 검토 ■ 기본설계의 화재 위험도 분석 수행 ■ 기본설계의 폭발 위험도 분석 수행

3. LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈 개발

○ 본 연구과제의 세 번째 세부 연구목표는 앞서 구축한 안전설계 방법론 및 기법을 이용하여 구체적인 LNG-FPSO 안전설계 모듈을 개발하는 것이다. 구체적인 해당 연구 범위 및 세부 연구내용은 다음의 표와 같다.

표 1-3 세부 연구목표 3의 연구범위 및 연구내용

연구범위	세부 연구내용
1) 안전설계 모듈 1 개발 - 생산가용도 분석 기술	■ 생산가용도 기반 공정설계 분석 지침 작성 ■ 생산가용도 분석 지원 소프트웨어 개발 ※ 테스트베드 신뢰도 분석 사례 고려
2) 안전설계 모듈 2 개발 - 안전무결도 분석 기술	■ 안전무결도 기반 공정 안전시스템 분석 지침 작성 ■ 안전무결도 분석 지원 소프트웨어 개발 ※ 테스트베드 신뢰도 분석 사례 고려
3) 안전설계 모듈 3 개발 - 화재/폭발 위험도 분석 기술	■ 공정설계 화재/폭발 위험도 분석 지침 작성 ■ 화재/폭발 위험도 분석 지원 소프트웨어 개발 ※ 테스트베드 화재/폭발 위험도 분석 사례 고려
4) 안전설계 모듈 4 개발 - 비공정 위험도 분석 기술	■ 비공정 위험도 분석 절차 작성 ■ 분석 절차별 세부 작업 내용 작성 및 관련 데이터 식별 ■ 비공정 위험도 분석 지침 작성
5) 안전설계 모듈 5 개발 - RAM 분석 기술	■ 공정설계 RAM 분석 절차 작성 ■ 분석 절차별 세부 작업 내용 작성 및 관련 데이터 식별 ■ 공정설계 RAM 분석 지침 작성
6) LNG-FPSO 안전설계 모듈 적용 데이터베이스 확장 및 분석 알고리즘 개발	■ 주요 액화공정 기기 신뢰도 데이터 확장 및 전산화 ■ 주요 공정 안전시스템 신뢰도 데이터 확장 및 전산화 ■ 공정 화재/폭발 관련, 누출/점화 데이터 확장 및 전산화 ■ 신뢰도 계산을 위한 Monte-Carlo 알고리즘 개발
7) LNG-FPSO FEED 패키지 초기위험분석	■ 안전설계개념 (Safety concept) 구축 ■ 운전위험분석 (HAZOP) 연구 수행 ■ 고장모드영향분석 (FMEA) 연구 수행

4. LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 패키지 위험도/신뢰도 분석 및 검증

○ 본 연구과제의 네 번째 세부 연구목표는 앞서 개발한 LNG-FPSO 안전설계 모듈을 타 세부과제에서 개발한 LNG-FPSO FEED 패키지에 실적용하여 정량적인 신뢰도 및 위험도 수준을 분석 및 검증하는 것이다. 구체적인 해당 연구 범위 및 세부 연구내용은 다음의 표와 같다.

표 1-4 세부 연구목표 4의 연구범위 및 연구내용

연구범위	세부 연구내용
1) LNG-FPSO FEED 패키지 신뢰도 수준 분석 및 평가	■ LNG-FPSO FEED 패키지 생산가용도 분석 수행 ■ LNG-FPSO FEED 패키지 안전무결도 분석 수행 ■ LNG-FPSO FEED 패키지의 신뢰도 검증 ■ LNG-FPSO FEED 패키지 신뢰도 평가 보고서 작성
2) LNG-FPSO FEED 패키지 위험도 수준 분석 및 평가	■ LNG-FPSO FEED 패키지 화재/폭발 위험도 분석 수행 ■ LNG-FPSO FEED 패키지 비공정 위험도 분석 수행 ■ LNG-FPSO FEED 패키지의 위험도 검증 ■ LNG-FPSO FEED 패키지 위험도 평가 보고서 작성
3) LNG-FPSO 안전설계 모듈 매뉴얼 작성	■ 안전설계 모듈 적용 상세 매뉴얼 작성

제2장 국내외 기술 개발 현황

1절 관련 분야의 국내외 연구동향 및 학술적 성과

1. 국가 연구개발사업 유사연구 실적

가. 연구개발과제의 중복방지를 위한 조사 및 검토결과

○ LNG 플랜트 사업단 과제의 협동과제로써, LNG-FPSO 사업의 경우에 조사된 모든 과제에 있어서 중복성이 없는 것으로 판단된다.

표 2-1 타부처 사업과의 중복성 검토

부처명	과제명	수행기관	연구기간	중복성 검토
지식경제부	천연가스로부터 FT 합성유의 제조 기술 개발	석유공사	2006~2009	GTL 관련 촉매 및 반응기에 관한 기술개발로 본 사업의 연구와 중복성이 없음
지식경제부	DME 생산기술 국산화 및 신제조공정 실증연구	가스공사	2004~2009	DME 제조공정에 관한 기술개발로 본 사업의 연구와 중복성이 없음
지식경제부	BOG 재액화장치 국산화 개발	신영중공업	2005~2008	본 사업의 연구와 연계성이 있으나 수행기관의 파산으로 연구 중단되어 중복성 없음
지식경제부	극저온 액체수소 저장, 운송설비의 밸브류 기술	(주)에이스브이	2005	본 사업의 연구와 중복성이 없음
중기청	액화가스용 극저온 Metal Seat Butterfly Valve 개발	(주)범한금속공업	2003~2004	본 사업의 연구와 중복성이 없음
지식경제부	LNG선용 글로브 밸브 기술 개발	(주)에이스브이	2006~2009	본 사업의 연구와 중복성이 없음

○ 지식경제부의 과제로 선정된 CO2 액화플랜트는 본 가스플랜트사업단에서 진행 중인 LNG 플랜트와 부분 중복되며 기본기술을 지원할 수 있다.

표 2-2 지식경제부 Eco-Ener 미래유망 플랜트 사업과의 중복성 검토

후보 번호	후보플랜트 제목	선정결과	LNG FPSO 중복성 검토
1	CO_2 액화플랜트	과제 선정	△
2	GTL 및 GTH 플랜트	과제 선정	×
3	수소액화 플랜트	과제 선정	×
4	조류 발전 플랜트	과제 선정	-
5	정삼투식 해수담수화 플랜트	과제 선정	-

● : 중복성 있음 △ : 부분 중복 연계 가능 × : 부분중복 및 지경부 선점

○ 2009년부터 지식경제부와 한국산업기술진흥원(전담 기관)에서 주관하고 있는 “광역경제권 선도 산업”의 일환으로 “동남광역경제권 선도산업지원단”에서 추진 중인 FPSO 관련 기술개발 사업은 본 가스플랜트사업단에서 진행 중인 LNG 플랜트와는 별개의 사업이다.

○ “동남광역경제권 선도산업지원단”사업은 국내 중공업사에서 이미 수주한 LNG-FPSO 기본 기자재인 해수펌프, 가스터빈에 연료인 천연가스를 공급하는 장비(압축기 및 선상 갑판)를 국산화하는 사업으로, LNG플랜트사업단의 안전설계를 바탕으로 해상전처리, 해상액화공정 중심의 상용 LNG-FPSO 플랜트 개발 사업과는 차원이 다른 별개의 사업이다.

표 2-3 지식경제부 동남광역경제권 선도산업지원단 사업과의 중복성 검토

FPSO 관련 기술개발 (기자재 국산화)	주요내용	예산 (정출금)	기간
FPSO Seawater Pump 패키지 개발	심해수 펌프 개발	64억	2009~2011
FPSO Fuel Gas compressor 패키지 개발	가스터빈 천연가스공급 압축기 개발	81억	2009~2011
FPSO Deck Machinery 개발 - FPSO Pedestal Crane - FPSO Anchoring	선상 갑판 장비 개발	50억	2009~2011
합계		195억	

나. 연구개발과제의 차별화 방안

○ 지식경제부 Eco-Ener 미래유망 플랜트 사업에서 CO2 액화플랜트 과제와 부분적으로 중복될 수 있다.

○ CO2 액화플랜트와 LNG-FPSO는 액화가 포함된다는 점에서는 유사할 수 있으나, CO2와 천연가스는 액화되는 온도 구간 등의 물성치가 근본적으로 다른 상황이다. 이러한 물성치의 차이는 액화공정의 구성에 있어서 큰 차이가 있으며, 규모도 천연가스 액화가 훨씬 크며 에너지 소모도 높다.

○ 육상플랜트 (CO2 액화플랜트)보다 해양플랜트(LNG-FPSO)는 공간적 제약이 있으며, 이는 FEED 설계의 가장 큰 제약이자 설계의 중요 요소이다. 또한, 근본적으로 천연가스는 화재·폭발의 위험이 높음에 따라, 효율적 측면 뿐 만 아니라 안전설계 측면에서도 신중히 고려하였다.

2. 관련분야의 국내외 연구동향 및 학술적 흐름 분석

○ 해양플랜트에 대한 국내 기술 및 산업 현황은 크게 다음과 같이 요약된다.

- 대형 해양 플랜트의 주계약자
- 건조 분야에서 독점적 시장 지배력
- FEED 설계 능력 부족으로 인한 엔지니어링 외국 의존성
- 공사 수행에 따른 손실 가능성 상존
- 신개념 해양플랜트의 R&D에 대한 역량 부족

○ 대형 프로젝트 발주처는 수 천 억원에서 수 조 원이 투입되는 대형 해양플랜트 프로젝트에 건조 기술력과 자금력이 인정되는 업체를 주계약자로 선정하려고 하는 경향이 있다. 그러나 국내 조선사는 건조 시장 분야에서 해외 어느 업체보다도 독점적 우위를 점하고 있으나 FEED 설계 능력 부족이라는 치명적 단점을 안고 있다.

○ 현재 대부분 국내 조선사는 외국 엔지니어링 업체에 FEED 설계를 의존하고 있으며, 외국 업체에 대한 의존성은 단순히 엔지니어링 비용 유출 이외에도 FEED 설계 단계에서 공정의 골격과 주요 기자재가 결정되기 때문에 설계 기술 향상과 기자재 국산화에 결정적인 걸림돌이 되고 있다. 또한 국내 조선사는 FEED 설계를 외부 의존함에 따라 공사 수행에 따른 손실 가능성을 항상 품고 있다. 국내 조선사가 공사 수행과 결과에 대해 책임져야 하는 주계약자로서 설계를 자체 해결하지 못함으로 인해 발생하는 공사 수행에 따른 손실 가능성을 떠안게 된다.

○ FEED 설계 외부 의존의 다른 병폐는 신개념 해양 플랜트 R&D 역량 부족이라는 고질병이다. 모든 해양 플랜트의 개념 설계는 외국 업체에 의해 제시됨에 따라 기술적 선점 및 기자재 개발 선도도 외국 업체의 몫이 되고 있다.

○ 해양플랜트의 개념 설계 및 FEED 설계는 외국 오일 메이저(Exxon Mobil,

Shell, Shevron, TOTAL 등)와 선진 엔지니어링 업체(Technip, Doris 등)가 독점하고 있다. 통상적으로 발주처인 오일 메이저가 특정 엔지니어링사를 선정하면, 특정 엔지니어링사는 FEED 패키지에 주요 기자재가 선정되어 포함시킴으로써 해양플랜트의 기자재 산업을 독점하고 있다. 즉, 외국 업체는 건조 측면의 약점을 설계와 기자재 독점으로 상쇄시키고 있는 실정이다.

○ 중요한 점은 국외 업체는 기술 독점을 이용한 새로운 해양플랜트 및 기자재 개발이라는 선순환을 이끌어 내는 반면, 국내 업체는 엄청난 높이의 기술적 장벽으로 인하여 악순환이 진행되고 있다는 것이다.

○ 해양플랜트 분야의 국내 연구개발 인프라는 극히 열악하고 균형 잡혀 있지 않은 실정이다. 국내 산업계의 연구개발 인프라는 기업 부설 연구소에서 해양플랜트 연구를 수행하고 있으나 연구원 수와 기술개발 투자를 보면 거의 미미한 수준에 불과하다. 국내 대형 조선3사의 해양플랜트 전문 연구원은 30인 이하로 파악되며 업무의 상당 부분이 조선 분야에 편중되어 있다. 주요 연구 분야도 구조와 부유체 해석에 치중되어 있어 FEED 설계 전체를 다루지 못하고 있다. 국내 연구계의 연구개발 인프라는 해양연구원과 조선기자재연구원이 있으나 이 연구원의 연구 분야 역시 조선사와 마찬가지로 구조와 부유체 해석에 기울어져 있다.

2절 국내외 관련 기술 특허 동향

1. 해외 기술 현황

업체명(국적)	업체별 기술 현황
■ Kanfa Aragon (노르웨이) ■ Shell (네덜란드) ■ FLEX (영국) ■ DNV (노르웨이)	■ LNG-FPSO 관련기술은 선진국에서도 기술축적이 많지 않으나, 기존의 해양공사 경험을 통한 안전설계 기법과 신뢰성 평가 기술을 확보하고 있음. ■ LNG-FPSO에 특화된 안전설계 기법 및 신뢰성 평가 프로그램이 정착되지 않은 실정임. ■ 선진국은 LNG-FPSO 전체 전처리 공정의 FEED 및 EPC 수행 단계이나 아직 실제로 운영 중인 예는 없음. ■ 기존의 LNG-FPSO 프로젝트 역시 그 기술 수요에 비해 Topside 플랜트에 대한 엔지니어링 기술은 아직 완전하게 정립되지 않음.

2. 해외 기술 예측

○ LNG-FPSO는 Drilling ship, Fixed platform, FPSO 등 다양한 해양플랜트에서 에너지 핵심기술이 적용되는 최고의 기술력이 필요한 복합시스템으로, 심해유전 개발을 위한 플랜트에서 발전하여 새로운 고부가가치로 떠오르는 사업이며, 해외 선진국에서는 10년 전부터 기술개발의 기초를 마련하고 있으며, 현재 전 세계적으로 소수의 LNG-FPSO에 대한 건조 실적이 출현하고 있는 상태이다.

○ LNG-FPSO Topside 공정의 inventory는 가연성 물질로써, 시스템은 근본적으로 화재 및 폭발의 위험성이 상존하기 때문에 위급상황에 대비하여 인명과 재산 손실을 최소화할 수 있도록 하는 안전설계 기법과 가용도 기반 생산성 확보 기술이 유망하다.

3. 국내 기술 현황

○ 국내 대형 조선사는 최고 수준의 선체구조 설계 능력을 보유하고 있으며 건조 시장분야에서 생산 및 기술적으로 우수하고 높은 신뢰성을 확보하여 독보적인 우위를 차지하고 있으나, 해양플랜트 및 LNG-FPSO의 Topside 공정에 대한 FEED 설계 능력 부족이라는 치명적 단점을 안고 있다.

- FEED는 단순한 설계가 아닌, 극한 환경에서 운전되는 해양플랜트의 생산성, 안전성 및 신뢰성을 확보하는 중요한 과정으로써, 한 프로젝트의 계약 당사자들 간에서도 FEED 설계자의 지위가 상대적으로 우위에 있음.
- 현재 대부분 FEED 설계는 외국 엔지니어링업체나 승인기관에서 수행됨.
- 국내 조선사가 공사수행과 결과에 대해 책임져야하는 주계약자로서 구조설계 및 공정시스템 설계 등을 자체 해결하지 못함으로써, 공사수행 시 추가적으로 발생되는 손실을 감당하여야 하는 경우가 빈번함.
- 외국 업체에 대한 의존성은 단순히 엔지니어링 비용 유출뿐만 아니라, FEED 설계단계에서 공정의 골격과 주요 기자재가 결정되기 때문에 설계기술 향상과 기자재 국산화에 결정적인 걸림돌이 되고 있음. 이로 인하여 해양기자재의 대부분을 외국 업체들로부터 수입하므로 국부의 유출이 상당함.

○ 해양플랜트 및 LNG-FPSO의 FEED 설계능력이 외국 선진업체들에 비해 부족하나, 다양한 해양공사 경험을 축적한 소수의 전문가들이 해양플랜트의 안전설계와 신뢰성 공학 기술 개발에 관하여 지속적으로 연구하여 실적을 쌓아가는 실정이나, 현재 해외 엔지니어링 업체를 대체하기에는 미흡한 상황이다.

4. 세부기술별 국내 전문가 및 연구기관 현황

세부기술	전문가	소속기관	기술개발현황	해외의 최고 기술보유기관	비고
위험도 및 가용도 분석 기술	장대준	한국과학 기술원	위험도 및 가용도 기반 설계기술 확보	DNV	
화재 및 폭발 위험도 해석 기술	장대준	한국과학 기술원	해양플랜트 화재 및 폭발 해석 기술 확보	Gexcon, DNV	
안전무결도(SIL) 분석 기술	장광필	현대 중공업(주)	안전무결도 기반 시스템 분석 기술 확보	DNV	

5. 국내 기술개발 수준

○ 천연가스의 생산이 미미한 우리나라는 LNG 생산설비보다 이송 및 저장설비에 대하여 기술 개발 및 연구가 집중되어 있어 현재까지 생산설비에 관한 연구 실적이 부족하다.

○ 다수의 해양플랜트 프로젝트 건조 경험을 갖고 있으나, 상세설계와 생산에만 그 역량이 집중돼 있는 반면에 FEED 설계 능력은 상당히 부족하며, 결과적으로 독자적인 안전설계 기법을 확보하지 못하고 있는 상황이다.

○ 2017년 현재, 국내 중공업사가 세계 최초로 LNG-FPSO를 수주하고 건조 중이나, 이의 설계와 직접적으로 연결되는 안전설계 기법은 전 세계적으로 확립되지 않은 상태이다.

○ LNG-FPSO와 관련하여 국내의 조선사가 FLEX-LNG 프로젝트를 진행 중에 있으나, 핵심 설계기술 부족으로 해외 엔지니어링 업체에 의존하고 있는 실정이다.

○ 국내 중공업사의 선박건조 경험은 대다수 규칙기반설계(Rule-based design)에 대한 것이다. 하지만, 해양플랜트와 같이 화재·폭발의 위험성이 큰 복합시스템의 경우에는 위험도가 중요한 설계 요소가 된다. 모든 위험요소를 평가하여 설계에 반영하는 위험도기반설계(Risk-based design)가 필요하나, 국내 자체적인 기술력이 확보되지 않은 실정이다.

○ 해양플랜트 안전설계 관련 해외 선진업체(예를 들어, DNV-GL, ABS, Technip, TUV 등)의 기술과 비교하여 국내 기술 수준은 70%~80% 수준에 그쳤던 상황이었는데, 본 연구과제를 통해 95% 이상의 대등한 기술수준까지 확보되었다고 판단된다. 해양플랜트의 신뢰성과 위험도 분석관련하여, 기반 이론과 주요 기법은 국내에서도 학문적으로 많이

보급되어 있었지만, 실제 설계에 대해 적용 가능한 세부 절차의 확보와 응용 노하우 측면에서 해외 업체와 기술 격차가 있었는데, 본 연구과제에서는 실용적 측면에서 이를 보완하는 성과를 달성하였다. 본 연구성과를 통해 해외 업체에의 의존을 타파하고, 해양플랜트의 독자 설계 개발을 수행하여 외환 유출 방지 및 안정적 수익 확보가 가능할 것이다.

표 2-4 해양플랜트 위험도 및 신뢰도 분석 국내 기술개발 수준 검토

세부기술	현재 기술수준			기술개발 완료시 국내 기술수준		
	기술 수준 (%)	기술 격차 (년)	비고	기술 수준 (%)	기술 격차 (년)	비고
생산가용도 분석	80	4	도입단계	100	0	경쟁 단계
안전무결도 분석	80	3	도입단계	100	0	경쟁 단계
화재/폭발 위험도 해석	70	5	도입단계	95	2	경쟁 단계
비공정 위험도 분석	90	2	도입단계	95	1	경쟁 단계

6. 국내연구 인프라 수준

기술분야	인프라 항목	선진국 대비 인프라 수준				
		부족	다소부족	동등	우월	보다우월
LNG-FPSO 플랜트 FEED 안전설계	전문인력 보유정도		O			
	인프라 구축정도	O				
	기술이전 및 거래		O			
	국제기술협력 기반	O				

3절 국내외 시장분석 및 산업동향

1. 해외 시장 현황

○ 국제에너지기구(IEA)에 따르면 2030년까지 세계 천연가스 수요는 4,663 BCM (3,869)에 달하여 전체 1차 에너지 수요 가운데 약 23%를 차지할 것으로 전망되고 있다. 또한, 중국의 천연가스 수요는 폭발적으로 증가하여 2030년에는 2004년 기준으로 약 2.6배까지 성장하고, 인도와 아프리카 지역도 거의 2배에 가까운 성장세를 보일 것으로 전망된다.

○ 전 세계적으로 2030년까지 지역 간 가스 거래량의 절반이 LNG 형태로 거래될 것으로 전망됨에 따라 LNG 액화 기지와 인수기지의 건설이 활발하게 이루어지고 LNG 운반선의 수도 급격히 증가할 것으로 보인다. LNG 관련기술의 진보에 따라 전통적인 LNG Chain에서 여러 가지 대안기술들이 등장함에 따라 육상용 LNG 액화기지나 인수기지 대신 해상에서 이 기능을 대신해 주는 부유식 LNG 터미널인 LNG-FSRU와 LNG-FPSO 기술이 등장하였다.

○ 최근 대규모 LNG 액화플랜트 건설에 대한 투자비가 크게 증가함에 따라 LNG 가격 상승을 유발하였고, 이로 인하여 중규모 가스전 개발에 대한 경제성이 향상됨에 따라 LNG-FPSO의 경쟁력이 확보된 상태이다.

○ 또한, 자원보유국들의 환경보호 및 규제 강화로 육상 액화플랜트 건설이 어려워짐에 따라 LNG-FPSO 시장성이 크게 증가되고 있다.

○ 따라서, 대규모 가스전들은 메이저들이 이미 대부분 점유하고 있어 가스전 확보가 어려우나 최근 경제성이 나타나기 시작하는 중규모 가스전의 경우 70% 정도가 해상에 위치하고 있어 자원개발을 위한 수단으로 LNG-FPSO 기술 확보가 시급한 실정이다.

2. 해외 시장 예측

○ LNG-FPSO는 영국의 FLEX, 네덜란드의 SHELL, 프랑스의 TECHNIP, 미국의 SBM 등과 같은 선진업체들에 의해 기획 및 발주되고 관련 설계와 시공이 진행 중이며, 노르웨이 DNV와 같은 인증업체들이 승인하는 실정이다.

○ 천연가스의 공급가격이 상승하고 청정연료의 수요가 증가함에 따라, 경제성이 저평가되던 해양의 Stranded gas field들이 새롭게 가치를 인정받게 되어 LNG-FPSO (Floating LNG)의 수요 역시 늘어날 전망이다.

○ 해양에서 운영되는 LNG-FPSO는 대량의 가연성 물질을 취급함으로, 사고가 발생하게 되면 대형사고로 이어지게 된다. 이는 막대한 인명 및 재산 피해로 직결되고, 해양환경을 위협할 수 있기 때문에 FEED (기본설계) 단계에서의 안전설계 기법이 매우 중요시 된다.

○ LNG-FPSO의 증가는 Topside FEED의 안전설계 기법과 가용도 기반 신뢰성 확보 기술의 수요를 기하급수적으로 증가시킬 것이다. 이와 관련된 기술 인프라의 구축과 인력 양성의 수요 또한 급격히 증가할 것이다.

○ Oil-FPSO에 적용된 안전설계 기법과 신뢰성 기술들이 LNG-FPSO에 특화되어 새롭게 개선 및 정립될 것이며, 이와 관련된 절차와 기법들이 구체화되고 체계적으로 될 것이다.

3. 국내 시장 현황

○ 국내에는 소규모 가스전인 동해가스전을 제외하고는 가스전이 없어 LNG-FPSO 플랜트와 관련된 국내 시장은 없다.

4. 국내 시장 예측

○ 향후에도 국내에서 상업적으로 개발 가능한 가스전의 발견은 어려울 것으로 예상되므로, LNG-FPSO 플랜트와 관련된 국내 시장은 없을 것으로 전망된다.

4절 종합

○ 종합적으로, 향후 시장성의 가파른 성장세가 예측되는 LNG-FPSO 시장에서 국내 산업체들이 기술적 우위를 바탕으로 시장 점유율을 지속적으로 확보 및 유지하기 위해서는 개념설계 및 기본설계를 독자적으로 수행할 수 있는 기술의 연구개발이 필수 불가결하다.

○ LNG-FPSO 기본설계의 자체 개발을 위하여는 관련 안전설계 기술의 획득이 무엇보다도 중요한 요건임을 고려할 때, 국내 산업체의 장기적인 성장과 지속적인 국부 창출을 위하여 본 연구과제 수행으로 확보될 수 있는 LNG-FPSO 안전설계 기술은 충분한 타당성과 가치를 가지고 있다.

제3장 연구 수행 내용 및 성과

1절 연차별 주요 연구 내용

앞의 제1장에 설명되어 있는 연구 목적과 연구개발 범위 및 연구내용을 각 연차별로 분류하여 세부 연구목표와 연구내용을 정리하면 다음 표와 같다. 각 세부 연구목표 및 연구내용에 해당하는 성과는 본 장의 2절부터 수록되어 있다.

표 3-1 연차별 세부 연구목표 및 연구내용 요약

연차	연구목표	연구개발 내용 및 방법
4차 년도	LNG-FPSO 플랜트 위험도 분석 및 안전설계 기법 정립	■ Oil-FPSO 위험도 분석 이론 조사/분석 및 검토 ■ LNG-FPSO 설계개념에 대한 HAZID 및 주요 위험요소 분석 ■ LNG-FPSO 플랜트 위험도 분석 및 신뢰성 분석 이론 정리 ■ LNG-FPSO 플랜트 안전설계 기술 방법론 정립
5차 년도	LNG-FPSO 플랜트 FEED 적용 안전설계 기법 개선 및 구축	■ 생산가용도 기반 공정설계 분석 기법 개선 및 구축 ■ 안전무결도 기반 안전시스템 분석 기법 개선 및 구축 ■ 공정시스템 화재/폭발 위험도 분석 기법 개선 및 구축 ■ 테스트베드 기본설계 신뢰도 분석 수행 ■ LNG-FPSO 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈용 DB 구축 • 주요 공정 기기 및 안전시스템의 신뢰도 정보 • 화재/폭발 위험도 분석 관련 정보 (누출 및 점화)
6차 년도	LNG-FPSO 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈 개발 - 1	■ 모듈 1. 생산가용도 분석 지침서 및 보조 S/W 개발 ■ 모듈 2. 안전무결도 분석 지침서 및 보조 S/W 개발 ■ 모듈 3. 화재/폭발 위험도 분석 지침서 및 보조 S/W 개발 ■ 테스트베드 기본설계 위험도 분석 (화재/폭발 위험도) ■ LNG-FPSO 플랜트 안전설계 모듈용 DB 확장 및 알고리즘 개발 • 안전설계 모듈용 DB 확장 및 개선 • 생산가용도 분석 Monte-Carlo 시뮬레이션 기법 구축
7차 년도	LNG-FPSO 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈 개발 - 2	■ 모듈 4. 비공정 위험도 분석 지침서 개발 ■ 모듈 5. RAM 분석 지침서 개발 ■ LNG-FPSO 플랜트 개념설계 초기위험분석 수행 • 운전위험분석 수행 (HAZOP) • 고장모드영향분석 수행 (FMEA) • 안전개념 문서 작성 (Safety concept)
8차 년도	LNG-FPSO 플랜트 FEED 패키지 분석 및 검증	■ LNG-FPSO 플랜트 FEED 패키지의 공정 안전성(신뢰성) 평가 • Topside 공정시스템 생산가용도 분석 • Topside 공정 안전시스템 안전무결도 분석 ■ LNG-FPSO 플랜트 FEED 패키지의 인명 안전성(위험도) 평가 • Topside 공정시스템 화재/폭발 위험도 분석 • LNG-FPSO 플랜트 비공정 위험도 분석 ■ LNG-FPSO 플랜트 안전설계 모듈 적용 매뉴얼 작성

2절 LNG-FPSO 개념설계 주요 위험요소 연구

1. 서론

LNG 플랜트 사업 핵심4 세부4-3 과제의 최종 목표는 위험도와 신뢰성을 합리적으로 분석하고 평가하고 이를 통해 LNG-FPSO 기본설계의 안전 및 신뢰성을 적절히 확보할 수 있도록 하는 관련 안전 이론 및 기술을 정립하는 것이다. 또한 정립된 이론과 기술을 실제 설계자가 효율적으로 설계 개발에 활용할 수 있도록 해당 안전설계 모듈을 개발하는 것이다. 본 과제의 최종 목표를 달성하기 위한 첫 단계로써, 4차년도에는 LNG-FPSO 기본설계의 위험도와 신뢰성을 분석할 수 있는 합리적이고 실용적인 방법론 개발에 초점을 맞추어 연구개발을 수행하였으며, 이와 동시에 LNG-FPSO라는 새로운 시스템에서 우려되는 잠재적인 위험요소 및 영향, 그리고 관련 대응 방안을 탐색하는 연구를 수행하였다.

심해원유 채굴을 위해 사용되고 있는 기존의 FPSO (Floating, Production, Storage and Offloading) 개념을 차용하여 심해천연가스 채굴이라는 특화된 목적으로 개발된 새로운 개념의 해양플랫폼이 LNG-FPSO 이다. 새로운 LNG-FPSO 시스템에 대한 지식과 이해를 증진시키고, 시스템의 안전에 중대한 영향을 미칠 수 있는 주요 위험요소 및 관련 사항들을 식별하기 위하여 본 연구에서는 위험요소식별(이하 HAZID, Hazard Identification) 연구가 수행되었다. 이를 위해, 현대중공업으로부터 FLNG 개념설계(Pre-FEED) 자료를 제공받아 연구에 활용하였으며, 현대중공업 및 한국과학기술원 소속 전문가들의 도움을 받아 위험요소 발굴을 위한 논의를 진행하였다. 본 보고서의 목적은 LNG-FPSO 개념에 대하여 수행된 HAZID의 내용과 결과를 정리하여 소개하는 데 있다.

2. HAZID 소개

위험요소식별(HAZID, Hazard Identification)은 특정 시스템의 운용과 사용에 있어서 발생 가능한 위험요소를 식별하기 위하여 수행되는 구조화된 브레인스토밍(Brainstorming) 연구 작업이라 정의할 수 있다. 일반적으로 대상 시스템의 개념설계 개발 또는 초기설계 개발 단계에서 주로 수행되며, 대상 시스템과 주변 환경조건과의 상호 작용과 영향 그리고 시스템 내부의 각종 시설과 장비들간의 간섭 및 영향들을 체계적으로 파악하기 위한 목적을 가지고 있다. HAZID를 수행함으로써 개발자들은 대상 시스템에 잠재된 그리고 발생 가능한 위험요소 및 그 원인과 결과를 체계적으로 빠짐없이 식별할 수 있으며, 대상 시스템의 전반적인 안전 수준을 정성적(Qualitative) 또는 준정량적(Semi-quantitative)으로 확인할 수 있다. 식별된 위험요소들의 원인과 결과를 적절히 제어하여 해당 위험도를 감소시키기 위한 대응 방안, 즉 안전시스템을 합리적이고 효과적으로 도출해 냄으로써 대상 시스템을 보

다 안전하고 신뢰할 수 있는 수준으로 개발할 수 있게 하는 것 또한 HAZID의 중요한 역할이자 목적이라 할 수 있다.

HAZID를 수행하기 위하여 HAZID 팀이 구성된다. HAZID 작업을 전체적으로 계획하고 결과를 정리하며 HAZID 회의를 주관하는 HAZID 진행자(Facilitator)는 팀의 리더로써 각 분야 별 전문가들을 선별하여 HAZID 팀을 구성한다. HAZID 팀에 참여하는 전문가들은 대상 시스템의 내용과 관련된 충분한 경험과 지식을 보유하고 있어야 한다. 필요한 경우, HAZID 진행자는 HAZID 회의 기록 및 각종 문서 작업을 위하여 별도의 기록자(Recorder)를 HAZID 팀에 포함시킬 수 있다. HAZID 팀의 구성에 있어서 중요한 것은 HAZID 회의를 원활히 진행하기 위하여 적절한 인원수로 제한하는 것이다. 보통 한 번의 HAZID 회의 참석자가 10명을 넘지 않도록 권고하고 있다.

대상 시스템 개발에 관련 있는 다음의 사람들이 HAZID 팀에 전문가로써 참여하는 것이 바람직하다.

- 해당 프로젝트 책임자 (Representative of the project)
- 해당 프로젝트 기술 관리자 (Technical secretary of the project)
- 공정/장비/안전 담당 기술자 (Safety/process/facility engineers)
- 제작/건조/운용 담당 기술자 (Construction/operation engineers)

HAZID 연구는 보통 HAZID 회의를 통해 실제적으로 수행된다. HAZID 회의는 일반적으로 2일에서 5일 정도의 기간 동안은 특정 장소에 HAZID 팀이 모여 진행될 수 있고, 경우에 따라 이메일 등을 이용한 원격 방식으로 진행될 수 있다. 이는 대상 시스템의 복잡성과 개발 수준, 그리고 주변 여건을 고려하여 HAZID 진행자가 탄력적으로 결정한다.

기본적으로 HAZID 회의는 팀 단위의 브레인스토밍(Brainstorming) 방식으로 진행되는데, 많은 경우 팀원들의 논의를 보다 촉진시키고 수월하게 이끌기 위하여 특정한 기법들을 추가적으로 활용하고 있다. HAZID Checklist, What-If, SWIFT, FMECA 등이 여러 HAZID 회의에서 자주 사용되는 기법이다. HAZID 진행자는 이 기법들 중 가장 적절하다고 판단되는 것을 선택하여 회의 시작 전 팀원들에게 간단히 소개하여야 한다.

HAZID 회의 중에 식별된 위험요소들의 중요성 또는 우선순위(Priority)를 판단할 필요성이 있는 경우, 보통 각 위험요소에 위험도를 부여하게 된다. HAZID 진행자는 적절한 위험도 부여 방법과 위험도 평가기준을 준비하여 회의 시작 전에 팀원들에게 설명하고 동의를 얻어야 한다. 대부분의 HAZID 작업에서는 정성적 또는 준정량적 위험도 부여 및 평가기준을 적용하고 있다. 위험도 부여를 통한 위험요소의 중요성 또는 우선순위 판단은 대상 시스템의 안전 및 신뢰성을 향상시키기 위해 개발자들이 어떤 요소에 보다 집중하고 주의해야 하는 지를 알려 주는 역할을 한다.

HAZID 수행 결과는 진행자에 의해 정리되고 문서로 작성되는데, 이는 HAZID

보고서이다. HAZID 팀원들은 HAZID 진행자가 작성한 HAZID 보고서 초안을 검토하고 수정 의견을 제시하며, 진행자는 팀원들의 의견을 반영하여 최종적으로 HAZID 보고서를 발행하게 된다. HAZID 보고서는 대상 시스템 및 수행된 HAZID 작업에 대한 요약, 사용된 여러 배경 자료의 설명, HAZID 수행을 통해 식별된 각종 사항 및 권고안을 포함하여야 한다. HAZID 진행자는 HAZID 결과를 종합하여 대상 시스템의 안전 확보 및 향상을 위해 요구되는 사항들을 기록하고, 시스템 개발자들은 이에 대한 후속 조치 내용을 문서로 작성하여 유지할 의무가 있다.

3. HAZID 수행 개요

가. 목적

LNG-FPSO는 현재 상용화되어 있지 안전 새로운 개념의 해양플랫폼으로써, 기존하는 원유 채굴을 위한 FPSO (Floating, production, storage and offloading)의 사례를 응용한 구체적인 설계 개발이 국내외에서 활발히 진행되고 있다. LNG-FPSO 기본설계의 안전 신뢰성을 성공적으로 확보하기 위하여는, LNG-FPSO에 포함되어 있는 새로운 특성들을 이해하고 이로 인해 발생 가능한 위험요소들을 식별하는 것이 중요하다.

본 과제에서 HAZID 연구 수행의 주목적은 LNG-FPSO 운용과 관련하여 발생 가능한 주요 위험요소들을 식별하고 그에 대한 적절한 대응 방안전 기록하는 것이다. LNG-FPSO의 건조, 이동, 설치, 해체 등은 본 연구에서 고려하지 않았다. LNG-FPSO라는 새로운 시스템의 설계를 구체적으로 개발할 때, HAZID 결과를 통해 설계자가 주의해야 할 사항들을 체계적으로 제시하고, LNG-FPSO 기본설계를 위한 위험도 및 신뢰성 분석 기술 정립과 안전 모듈 개발을 위한 기본 정보들을 확보하고자 한다.

나. 대상 범위

HAZID 연구 수행을 위한 구체적인 대상 시스템으로는, 현대중공업에서 현재 개발 중인 LNG-FPSO 개념설계(Pre-FEED)를 선정하였으며, 전체적인 형상은 아래 그림과 같다. 일반배치도, 공정흐름도, 설계기준 및 각종 도면과 설계문서들을 현대중공업의 협조로 제공받아 HAZID 연구에서 실제적으로 활용하였다. 본 연구에서는 Topside 플랜트의 공정을 주로 다루었으며, 심해저 시스템 및 선체구조강도에 대한 사항들은 논의에서 제외하였다.



그림 3-2-1 LNG-FPSO 예상 조감도

HAZID 연구에서의 논의를 체계화하고 불필요한 중복을 피하기 위하여, LNG-FPSO Topside 개념설계를 서로 독립된 다수의 영역으로 분리한 후, 각 영역에 대하여 순차적으로 검토 작업을 수행하였다. 본 연구에서는 총 33개의 영역으로 LNG-FPSO Topside 설계를 구분하였는데, 구체적인 내용은 아래의 표와 같다.

표 3-2-1 LNG-FPSO Topside 공정설계 구분

Area Classification for Discussion during the HAZID Study	
1. Subsea (not considered)	18. Nitrogen system
2. Turret	19. ESD system
3. Inlet facilities	20. Pipe-rack
4. Feed gas compression	21. Cargo storage
5. CO2 removal	22. Ballast system
6. Mercury removal	23. LNG/LPG/Condensate offloading area
7. Gas dehydration	24. Shuttle tanker/supply boat
8. Liquefaction	25. Power generation
9. Refrigeration	26. Fwd machinery space No.1
10. Fractionation	27. Fwd machinery space No.2
11. Tank return gas compression	28. Aft machinery space
12. Condensate stabilization	29. Laydown areas
13. Stabilizer overhead compression	30. Accommodation
14. Refrigerant make-up system	31. Helicopter operations
15. Fuel gas system	32. Future MEG unit
16. Methanol distribution	33. Area below process Modules
17. Warm, cold and LP flare	34. Area above main deck

다. 수행 방법

본 HAZID 연구를 위한 workshop은 참여 전문가들의 개별 업무 상황이 여의치 않아 생략하였다. 대신하여 LNG-FPSO 과제 관련 정기적 회의를 이용하여 마지막 시간에 필요한 논의를 추가적으로 가졌으며, 주로 이메일을 통한 원격 회의를 통해 HAZID 연구를 수행하였다. 참여 전문가로는 현대중공업 소속의 LNG-FPSO 프로젝트 관련자들과 함께 한국선급 및 한국과학기술원의 해양시스템 위험도 분석 전문가들을 선정하였다. 또한, 본 연구에서는 현대중공업에서 LNG-FPSO 개발 과정에서 기 수행한 바 있는 HAZID 결과를 중요한 참고 자료로써 활용하였다.

HAZID 참여 전문가들의 의견을 효과적으로 유도하기 위하여, 생각의 단초가 될 수 있는 지시어들을 체크리스트 형태로 작성하여 본 연구에서 활용하였으며, 이는 아래의 표와 같이 내부적 요인, 외부적 요인, 그리고 작업자 관련 요인들로 구분될 수 있다. 본 HAZID 연구에서는 대상 시스템 개발이 초기 개념설계 단계임을 고려하여 각 위험요소에 대한 위험도 정량화 및 우선순위 부여 작업은 생략하였는데, 이들은 기본설계가 구체적으로 결정되는 시점에서 HAZID 연구를 재수행할 때 반드시 반영되어야 할 것이다.

표 3-2-2 위험요소식별 체크리스트

Hazard Checklist (Guidewords)		
1. Internal Elements (Items mainly related to Process were considered. Other items associated with process operation were not considered. Those are to be discussed through HAZOP study in detail.)	1) Hydrocarbons 2) Refined hydrocarbons 3) Other flammable materials 4) Open flame 5) Hot/cold surfaces 6) Hot/cold liquid 7) Corrosive substances 8) Toxic gas/fluid/solid	9) Explosives pressure hazards 10) Electricity 11) Electromagnetic radiation 12) Ionizing radiation (open/closed source)
2. External Elements (Items mainly related to environmental situation, such as traffic, weather, wave, work condition etc., were considered.)	1) Dropped/impacting loads 2) Ship impact 3) Hazards associated with differences in height 4) Buoyancy/stability 5) Natural environmental hazards 6) Objects under induced stress 7) Dynamic situation hazards	
3. Human Elements (Items that could cause fatality and injury to persons on board were mainly considered.)	1) Asphyxiates 2) Ergonomic hazards 3) Psychological hazards 4) Biological hazards 5) Security-related hazards	6) Use of natural resources 7) Medical 8) Noise 9) Escape and evacuation

본 연구에서 위험요소 식별을 위해 진행된 논의 과정의 절차를 간단히 요약하면 다음과 같다.

① 정의된 각 영역의 특징과 시스템에 대해 이해
② 체크리스트를 이용하여 잠재적인 위험요소 도출
③ 도출된 위험요소를 야기하는 가능성 높은 원인 제시
④ 도출된 위험요소가 초래할 수 있는 사고와 영향 제시
⑤ 현재 고려 가능한 위험도 저감 방법 제시
⑥ 추후 안전 향상을 위한 제안전 사항 제시

4. 위험요소식별 결과 분석

본 연구를 통해 총 140여개의 위험요소들이 논의되었으며, 그 중 40개의 위험요소들에 대해서는 보다 상세한 추가 검토 및 연구, 그리고 안전 향상 방안전 필요함을 식별하였다. 이들 주요 위험요소를 적절히 제어하기 위한 구체적인 사항들은 향후 기본설계 작성 시 충분히 반영되어야 하며, 또한 해당 사항을 합리적으로 판단할 수 있도록 적절한 위험도 분석 또는 신뢰성 분석을 수행해야 할 것이다.

식별된 주요 위험요소들은 주로 가연성 또는 초저온 물질의 누출과 관련되어 있다. 이 누출은 화재/폭발과 같은 치명적인 사고로 파급될 수 있는 위험성이 높은 요소라 할 수 있으므로, HAZID 연구에서 가장 많이 토의되었던 것은 합리적인 결과라 할 수 있다. 그 외, 화재/폭발 사고를 하나의 위험요소로 상정하고 그로 인한 상황 전개에 대해서도 다수 논의가 되었으며, 폐가스 배출, 선박 충돌, 낙하물, 헬리콥터 운항, 주요 장비 파손 등의 위험요소들도 주요하게 검토되었다. LNG-FPSO Topside 공정에 관련 있는 주요 위험요소들의 특징과 고려사항을 간단히 정리하면 다음과 같다.

가. 주요 위험요소 - 누출(Leak)

LNG-FPSO에는 대량의 천연가스와 이를 처리하기 위한 여러 가연성 화합물들이 존재한다. 이러한 특성으로 인해 각종 가연성 물질의 누출과 관련된 위험요소들이 본 연구에서 가장 많이 식별되었다. Topside 공정에 관계되는 위험물질의 누출에 대하여는 후속 설계단계에서 HAZOP 연구를 통해 보다 정밀한 검토와 설계 개선이 필요하다.

- 천연가스(LNG, NG) 누출 : 유정으로부터 LNG-FPSO Topside로 유입되는 터렛 부근에서 천연가스가 누출될 수 있고, 이는 대형 화재/폭발 사고를 야기할 수 있다. 이에 대하여 화재/폭발 위험도 분석이 필요하며, 터렛 주변에 방화벽(Fire Wall) 설치 필요성을 검토하여야 한다. 또한 비상상황에 대비하여 대피/탈출/구조 위험도 분석(Escape, Evacuation and Rescue Analysis)의 수행도 필요하리라 여겨진다. 또한, Topside 액화공정 및 냉각공정에서 액화천연가스가 누출될 수 있음을 고려하여, 화재/폭발 위험도 분석을 수행할 필요가 있고, 극저온 누출의 영향을 상세히 검토하여 각종 보호장치(cryogenic protection) 및 배출장치(cryogenic spill containment, treatment and drain system)를 설계에 반영하여야 한다. 또한, 극저온 누출의 선외 배출이 LNG-FPSO에 접근하는 보급선에 접촉하지 않도록 경로 및 위치를 신중히 결정해야 한다.
- 탄화수소/황화수소/아민/질소/냉매/응축수 등의 누출 : 관련 누출로부터 주요 장비 및 선체를 보호하기 위한 장치(drip pan 등) 및

배출시설(drainage route 등)가 기본적으로 필요하며, 누출 예상 위치(이산화탄소 제거공정, 액화공정, 냉각공정, 연료가스 공급장치, 기계실 등)에 감지기 설치를 고려하여야 한다.

- 상기한 바와 같은 누출이 발생할 때 주변에 미치는 영향을 최소화할 수 있도록 주요 장비들의 위치를 신중히 결정하여야 한다. (연쇄 작용, 구명정 운용, 대피로 파손 등)
- 상기한 누출이 화물탱크 지붕(dome)에 미치는 영향을 고려하여 적절한 보호장치 및 배출장치를 설치할 필요성이 있다.

나. 주요 위험요소 - 화재/폭발 사고

LNG-FPSO Topside 공정에서의 화재/폭발 사고와 관련된 위험요소들도 아래와 같이 논의되었다.

- 거주구(Accommodation) 내부에서의 화재/폭발 시나리오를 고려하여 대피/탈출/구조 위험도 분석(Escape, Evacuation and Rescue Analysis)을 수행할 필요성이 있다. 이때, 중요한 것은 비상상황에서도 거주구의 기밀(Air-tightness)이 유지되어야 하고, 적절한 시간 동안은 거주구 내에 호흡 가능한 공기가 충분히 유지될 수 있도록 하는 것이다.
- 배기가스 처리장치(Thermal Oxidizer 등) 및 가스터빈 등에 의한 점화 가능성을 차단할 수 있도록 적절한 방안전 마련되어야 한다. (공기 흡입구에 보호장치 설치 등)
- LNG-FPSO 설치 해역의 기상조건이 플레어(Flare)에 미치는 영향을 분석하여 과도한 열복사 방출이 발생하지 않도록 하여야 한다.

다. 주요 위험요소 - 폐가스 방출

LNG-FPSO Topside 공정에서의 폐가스(Waste Gas)의 대기 방출 관련 위험요소들도 아래와 같이 논의되었다.

- 냉각공정(Refrigeration) 및 발전장치의 가스터빈(Gas Turbines on Deck)으로부터 폐가스가 대기 중으로 방출될 수 있으므로, 배기 가스 스텍의 높이를 충분히 확보할 필요가 있다.
- 배기가스 처리장치(Thermal Oxidizer 등)로부터 폐가스가 대기 중으로 방출될 수 있으므로, 배기가스 스텍의 높이를 적절히 결정하여야 하고, 또한 황화수소 농도를 고려하여 감지기 설치 필요성도 검토하여야 한다.
- 위의 사항들과 관련하여, 기본적으로 환기 및 확산 분석(Vent and Dispersion Analysis)을 수행하고 그 결과를 근거로 적절한 의사결정을 하여야 한다.

라. 주요 위험요소 - 충돌/낙하물/거주구/헬리콥터

LNG-FPSO Topside 공정과 직접적인 연관성이 적은, 비공정 위험도 관련 위험요소(충돌, 낙하물, 거주구 및 헬리콥터 운항 등)도 일부 논의되었다.

- 터렛 부근의 작업 크레인으로부터 중량물이 추락하는 사고 관련하여, 작업반경의 외부에 주요 장비 및 파이프를 설치하여야 하고, 또한 작업제한구역을 적절히 설정하여야 한다. 이를 위하여, 낙하물 위험도 분석 수행이 필요하다.
- 보급선 또는 셔틀탱커는 하역작업을 위해 높은 빈도로 LNG-FPSO에 접근하게 된다. 따라서 이들과의 충돌 가능성을 고려한 하역작업 절차 수립 및 신뢰성 있는 가스회수시스템(Vapor Return System) 설치가 필요하다. 또한, 보급선 등이 구명정 운용을 방해할 수 있음을 감안전 구명정 설치 위치를 결정하여야 한다.
- 헬리콥터 운항 절차 수립 시 여러 가지 사항을 고려하여 신중히 결정하여야 한다. 즉, 운항 가능 기상조건, 비행 경로 제한, 통신 마스트 및 플레어 위치, 배기가스 및 가연성 가스에의 노출 등을 고려하여야 한다.

마. 주요 위험요소 - 기타

기타 아래의 사항들도 일부 논의되었다.

- 냉각공정 및 발전장치의 가스터빈 날개가 파손되어 날아가 화물탱크 및 주요 장비에 충격을 주는 경우(Projectile), 해당 위험도가 허용 가능한 수준인지 검토해야 한다.
- 향후 기본설계에 대한 HAZOP 연구 수행 시, 가열기(Heater) 튜브의 파손(Rupture) 관련 위험요소와 대처 방안전 상세히 검토해야 한다.
- 화물저장구역(Cargo Storage Area) 및 발라스트 시스템(Ballast System)에 대하여는, 향후 기본설계 개발 시 보다 정밀한 HAZID 연구를 통해 상세히 재검토 되어야 한다.

5. 결론

LNG-FPSO 안전 및 신뢰성 공학기술 개발 과제(세부4-3과제)의 4차년도 연구활동 중 하나로, LNG-FPSO 개념설계에서 발생 가능한 각종 위험요소 및 관련 고려사항들을 HAZID 작업을 통하여 식별해 보았다. 주요 위험요소들은 주로 LNG-FPSO가 가지는 고유의 특성에 기인하여 도출되었으며, 일부의 위험요소는 기

존의 FPSO에서도 고려되었던 사항과 유사하였다. 식별된 주요 위험요소와 관련된 고려사항들은 향후 LNG-FPSO 기본설계 개발에 있어서 반드시 검토되어야 하고, 관련 위험도 및 신뢰도 분석 연구 또한 수행되어야 할 것이다. 또한 본 연구에서 식별된 주요 위험요소 각각에 대하여는 원칙적으로 적절한 담당자를 지정하고, 그 수행 및 완료 여부를 기록해야 한다.

본 연구를 통해 LNG-FPSO 기본설계의 안전 충분히 확보하기 위하여 요구되는 위험도 분석 작업들이 아래와 같이 식별되었는데, 이들은 본 과제의 최종 목표인 LNG-FPSO 안전 모듈 개발과 직접적으로 관련되어 있음을 확인할 수 있다.

- 화재/폭발 위험도 분석 (환기/확산 분석 및 안전 분석 포함)
- 선박 충돌 위험도 분석 (비공정 위험도)
- 낙하물 위험도 분석 (비공정 위험도)
- 대피/탈출/구조 위험도 분석 (비공정 위험도)

3절 기존 FPSO 위험도 분석 및 안전설계 기술 연구

1. Introduction

This document defines the risk assessment and safety design for conventional FPSO. It is intended to provide guidance to manage risk, to evaluate risk, and to design safety systems for the LNG FPSO whose safety design and risk assessment will be performed in the next stage. It should be noted that the safety design is hard to generalize with universal application to all the offshore installation kept in mind. Moreover, the safety design should be changed in accordance with the specifics of the target installation.In conseqyence, this document should be regarded as an exemplary guidline to risk assessment and safety design for offshore installation.

The scope of this philosophy includes:

- Regulations, Codes, and Standards
- Risk-Based Design
- Safety Design Philosophy
- Exemplary Safety Design
- Safety Design Document List

2. Regulations, Codes & Standards

A. General Safety Design Codes & Standards

In conjunction with the risk-based approach to the safety design, the following codes, and standards and guidance shall be utilized as applicable. These provisions are not intended to prevent the need for applying other codes and standards as identified or sound judgment as to when and where they should be implemented, or to preclude the application of more extensive practices such as the safety critical and performance standards design approach. Additionally all sections of these documents may not necessarily be applicable.

(1) Certifying Authority

- Classification society rules for building and classing steel vessels or equivalent.
- Classification society rules for building and classing floating storage

installations, or equivalent.

(2) IMO

- International Convention for the Safety of Life at Sea (SOLAS)
- International Code for the Construction and Equipment of Ships Carrying Liquefied Gases in Bulk (IGC) Code
- International Convention for the Prevention of Pollution from Ships (MARPOL)
- International Safety Management (ISM) Code

(3) SIGTTO Publications

- All relevant publications

(4) OCIMF Publications

- All relevant publications

(5) American Petroleum Institute (API) Recommended Practices

- API RP 14C Recommended Practice for Analysis, Design, Installation and Testing of Basic Surface Safety Systems for Offshore Production Platforms
- API RP 14G Recommended Practice for Fire Protection and Control of Open Type Offshore Production Platforms.
- API RP 14J Recommended Practice for Design and Hazard Analysis for Offshore Production Facilities
- API RP 521 Guide for Pressure Relieving and Depressurising Systems

B. Fire Detection/Protection, Alarms & Control Codes & Standards

Fire detection and protection equipment shall generally be designed to the code of the National Fire Protection Associations National Fire Code, or equivalent IMO and Class requirements with individual equipment, where appropriate, approved by an acceptable International Testing Authority.

(1) National Fire Protection Association

- NFPA 10 Standard for Portable Fire Extinguishers
- NFPA 11 Standard for Low Expansion Foam
- NFPA 12 Standard on Carbon Dioxide Extinguishing Systems

- NFPA 13 Standard for the Installation of Sprinkler Systems
- NFPA 15 Standard for Water Spray Fixed Systems for Fire Protection
- NFPA 16 Standard on the Installation of Deluge Foam - Water Sprinkler and Foam Water Spray Systems
- NFPA 17 Standard for Dry Chemical Extinguishing Systems
- NFPA 20 Standard for the Installation of Stationary Pumps for Fire Protection
- NFPA 30 Flammable and Combustible Liquids Code
- NFPA 37 Standard for the Installation and Use of Stationary Combustion Engines and Gas Turbines
- NFPA 72 National Fire Alarm Code
- NFPA 101 Life Safety Code
- NFPA 750 Standard on Water Mist Fire Protection Systems
- NFPA 2001 Standard on Clean Agent Fire Extinguishing Systems

C. Electrical Systems Codes & Standards

(1) National Fire Protection Association

- NFPA 70 National Electrical Code.
- American Petroleum Institute (API) RP 505 Recommended Practice for Classification of Locations for Electrical Installations at Petroleum Facilities Classified as Class 1, Zone 0, Zone 1 and Zone 2.
- IP 15 Area Classification Code for Installations Handling Flammable Fluids - Part 15. Model Code for Safe Practice in the Petroleum Industry

D. Navigation Aids Codes & Standards

(1) Domestic Authorities

- Standard of the domestic authorities where the LNG FPSO is installed

E. Helidecks Codes and Standards

- UK Civil Aviation Authority (CAA) CAP 437 Offshore Helicopter Landing Areas - Guidance on Standards
- ICAO International Civil Aviation Organisation, Aerodromes Annex 14-Volume II Heliports

F. Project Reference Documents and Engineering Design Data

The safety design should be consistent, if any, with following project documents and engineering data.

- Design Basis
- Field Layout
- Equipment Layout
- Units of Measurement
- Metocean Design Data
- Geotechnical Design Data
- Process Design Data
- Design Life
- Operations Design Data

3. Risk-Based Design

A. Risk-Based Design Philosophy

The risk-based approach to design is that the LNG FPSO should be designed in such a way that risks to personnel health and safety, risks to the environment and risks to asset are within tolerable limits and are mitigated to As Low As Reasonably Practicable (ALARP). The design philosophy requires all the major accident hazard events to be defined and appropriate high level goals developed in order to manage these hazards. Based on these high level goals, the safety critical elements within the design shall be identified and appropriate performance standards developed.

Under the philosophy the broad approach to the management of risks will be as follows:

① Hazard Identification: Hazards to personnel health and safety and hazards to the environment will be identified through the formal and information hazard reviews (HAZID, HAZOP, Electrical SAFOP, SIL Workshop, and Environmental Hazard Identification, etc.) Identified hazards will be recorded in a hazard register.

② Hazard Evaluation: Hazards will be evaluated on the basis of frequency of occurrence and consequence and the associated risks will be

categorized (high, medium or low risk). After the initial qualitative screening, „high“ and „medium“ risk safety hazards will be carried forward to the FSA for further evaluation.

③ Risk Screening: „Low risk“ hazards may be acceptable without further action. „Medium risk“ hazards must be mitigated to ALARP. „High risk“ hazards are intolerable and must be eliminated or reduced to a tolerable level.

④ Risk Reduction: Risk reduction measures will be identified in the formal and information hazard reviews. The practicability of identified risk reduction measures will be assessed through quantitative or qualitative review. Practicable design related risk reduction measures will be implemented into the LNG FPSO facilities design. Measures for hazard elimination will take priority over measures for hazard reduction.

Risk-based design shall be done within a systematic framework including

- Performance Criteria
- Hazard Management Plan
- Formal Safety Assessment
- Project Improvement

B. Performance Criteria

A set of performance criteria should be given

- HSE Performance Goals
- Emergency Response Goals
- Safety-Critical Element Goals
- Environmental Goals

Especially, safety-critical elements, which represent those elements of the design which perform a critical role in the prevention, detection, and control and / or mitigation of hazardous events, shall be identified. The full list of safety-critical elements shall be recorded in the Safety Critical Element and Performance Standard Register. For each safety critical system, a series of performance standards shall be developed. These shall represent the minimum design requirements, which are necessary for the relevant safety critical element to be capable of performing its intended role. Conformance of the design with these performance standards shall be monitored during and verified at the end of

detailed design phase.

Supporting documents shall be selected

- Owner's HSE Standards, Policies, and Practices
- Domestic Standard
- Industry Standards

The acceptance criteria shall be specifically fixed to each of the following levels.

- Individual Risk to Workforce
- Individual Risk to Public
- Societal Risk
- Smoke and Gas Ingress
- Emergency System Performance
- Safety Equipment Performance
- Others

These are examples for the acceptance criteria.

Individual Risk - It is the goal that risks to personnel are reduced to As Low As Reasonably Practicable (ALARP) on the basis that the average individual risk of fatality of personnel operating, maintaining or attending the facilities shall not exceed 1x10-3 per year (one in one thousand years). This corresponds to the accepted threshold value utilised for the offshore oil and gas industry in many areas worldwide. In assessing ALARP, a nominal value of US$ 5 million per person shall be assumed.

Environmental - It is the goal that the incidence of spurious discharge of liquid hydrocarbons to sea or air exceeding 100 bbls (16 m3) volume, shall not exceed 1x10-1 per year (once in ten years).

Business Interruption - It is the goal that the risk of loss of production through downtime resulting from major hazard events shall not exceed 0.1% of the time over the operating life of the facilities.

Capital Assets - It is the goal that the risk of loss of capital asset exceeding the value of US$ 25 million shall not exceed 1x10-2 per year (one in one hundred years).

These risk acceptance criteria are risk based which recognises that the achievement of guaranteed absolute zero risk is not possible but that risks require to be reduced to levels that are tolerable and as low as reasonably practicable (ALARP). The basic concept of ALARP is that all "reasonably practicable" risk reduction measures must be implemented to allow the conclusion that risks have been reduced to the ALARP level.

Unless the risk acceptance criteria are satisfied, corrective measures shall be taken.

- Prevent / Eliminate Hazards
- Improve Performance Standards
- Improve Performance Measures
- Add More Systems
- Procedural Controls
- Others

C. Risk Management Plan

Risk management shall be done through the four-stage process

① Elimination of hazard or minimization of risk by design (inerent safey design).
② Prevention of accidents that cannot be designed out.
③ Early detection and control of accidents
④ Mitigation of accident consequences

(1) Elimination of hazard or minimization of risk by design.

Elimination of hazards or minimization of risk by design an approach that is broadly termed inherently safety design. This may involve the following:

- Segregating non-hazardous activities from hazardous ones.
- Assigning sufficient distance between fuel storages and ignition sources.
- Designing pressurized equipment to withstand the maximum pressure in addition to pressure protection systems (e.g. relief valves and blowdown systems).
- Minimizing the inventory of hazardous substances.
- Minimizing the severity of the operating conditions.

- Eliminating unnecessary instrumentation and equipment
- Simplifying control arrangements (increase reliability, avoid frequent shutdowns).
- Reducing people on board.

(2) Prevention of accidents that cannot be designed out.

Once every effort has been made to eliminate the hazards or minimize the extent of risk inherent in a design, attention is focused on means of preventing the remaining risk. This may involve the following:

- Plant and equipment layout to promote easy access and efficient maintenance
- Selection of materials of construction to minimize risk of loss of containment by corrosion, erosion or other material failures.
- Use of double mechanical seals on rotating equipment, spiral wound gaskets etc. to minimize potential for loss of containment.
- Use of impact protection to avoid loss of containment of hazardous inventories due to, for example, dropped or swinging loads.
- Plant and equipment layout to allow effective dispersion of toxic gases or venting of explosions should loss of containment occur despite efforts made to avoid such events.
- Effective control of ignition sources in areas where loss of containment of flammable inventories may occur.
- Use of reliable and effective process control systems to maintain the process parameters within the design envelope (Integrated Control and Safety System for example).
- Use of systems and procedures for manual operations (permit to work etc).
- Selection and training of personnel with appropriate skills and personal qualities

(3) Early detection and control of accidents

Once every effort has been made to eliminate, minimize or prevent hazards, attention is focused on means of detecting incipient accidents as early and as reliably as possible and of taking appropriate action to control the consequences of the accidents. This may involve:

- The use of flammable and toxic gas detectors
- The use of isolation and emergency depressurization

- The use of instrumented protective systems to shut down or isolate processes
- The use of pressure relieving devices to control pressure excursions (low or high).
- The use of blast walls to limit the extent of explosion damage and to prevent or limit escalation.
- The use of active and passive fire protection measures to extinguish or control the consequences of fires.
- The use of personal protective equipment (e.g. portable gas detectors and breathing apparatus).

(4) Mitigation of accident consequences

- Despite every effort to eliminate, minimize, prevent and limit the consequences of hazards, a situation may develops where there is a significant threat to life safety. Then mitigation will be required in order to provide:
- Immediate means of escaping from the hazard.
- A safe place to muster whilst the extent of the hazardous situation is being assessed (a temporary refuge where appropriate).
- Robust communications both within the facility (PAGA) and with external parties e.g. coastguard, support vessels, other manned facilities in the vicinity of the installation.
- A means of putting the installation into a safe state for abandonment.
- Diverse means of evacuating the facility safely.
- Diverse means of rescuing personnel from the sea to a place of safety.

These elements are generally grouped together as a emergency plan.

D. Risk Matrix

A semi-quantititative risk matrix is necessary for hazard identification or safety system design. The following criteria is an example.

- Neglisible risk: The current risk level is acceptable without further action.
- Medium risk (ALARP): The current risk level is acceptable but must be managend at ALARP.
- Unacceptable risk: The current risk level is not acceptable and should

be reduced to tolerable levels with further action.

E. Formal Safety Assessment

This shall initially comprise a structured review aimed at identifying and documenting all hazards relevant to the installation (e.g. HAZID, Hazard Register). This shall be followed by a series of safety studies, which shall demonstrate the integrity of the design with respect to all identified hazards. These shall contribute to a quantitative analysis of the overall risks to personnel safety, the environment and the asset.

The studies that are to be carried out under the FSA programme include but are not limited to the following:

- Field Layout Risk Assessment Study Report
- Hydrocarbon and Toxic Gas Dispersion Study Report
- Dropped Objects and Mechanical Handling Study Report
- Emergency System Survivability (ESSA) Study Report
- Ship Collision Risk Assessment Study Report
- Helicopter Operations Risk Assessment Study Report
- Escape, Evacuation and Rescue Analysis (EERA) Study Report
- Smoke and Gas Ingress Analysis Study Report (Temporary Refuge Integrity Analysis)
- Pipeline and Riser Risk Assessment Study Report
- Quantitative Risk Analysis (QRA) Study Report
- Fire Risk Analysis Study Report
- Explosion Analysis Study Report (Blast Overpressure Study Report)
- Emission Dispersion Analysis Study Report
- Noise Study

4. Safety Design Philosophy

A. Layout

Layout is a key to elimination of hazards and reduction of risk, and can exert a major influence on the safety of an oil and gas production facility by:

- Providing sufficient distance between hazard sources and vulnerable receptors

- Promoting natural ventilation to disperse releases of flammable and toxic gases
- Limiting explosion overpressures due to minimization of the degree of congestion and blockage of vent paths.
- Providing protection of vulnerable inventories and safety critical systems from flame impingement, dropped or swinging loads.
- Providing rapid and efficient means of escape from hazards.

B. Fire and Explosion Protection

The majority of the processing areas of the LNG FPSO facilities contain hydrocarbon products that would produce jet fires, spray fires, vapour cloud explosions (that may precede jet or spray fires) and possible pool fires from low-pressure hydrocarbon inventories (pool fires are possible below these pressures, condensate 2 barg, light oil 4 barg and heavy oil 7barg). The fire and explosion protection measures in hydrocarbon processing areas will be aimed at protecting personnel and equipment to prevent escalation of the fire and explosion event.

The fire and explosion hazard management strategy shall be based on a range of measures designed to prevent, control and mitigate against the predicted fire and explosion scenarios.

This will be achieved by:

- Prevention measures before fire and explosion
- Control measures in the early stage (in case of fire and gas detection or small fires)
- Mitigation measures

The aim of these fire and explosion protection measures shall be to mitigate the consequences of a fire or explosion in order to, as far as is practicable, prevent further critical escalation and protect structures and systems which are essential to the preservation of life for the duration of their emergency system function.

Explosion protection requirements shall be established for those areas of the installation, which are vulnerable to explosion hazards. The design explosion loads in each case shall be based on a probabilistic assessment of the predicted

explosion scenarios for that area. Identified critical equipment and structure within the area shall be designed to survive / withstand the relevant explosion load.

C. Emegency Shutdown

The Emergency Shut Down (ESD) system, in an emergency situation, reduces the potential consequences of the situation by, for example, isolating flammable inventories and shutting down electrical equipment that could represent sources of ignition or releases of hydrocarbons.

Remotely closeable isolation valves shall be provided at strategic locations in the process system in order to limit the hydrocarbon inventory that can be released from a leak in any single section following a loss of containment. The specific process isolation arrangements shall be identified on a risk-based assessment based on the following strategy:

The installation shall be provided with a high integrity failsafe Process Shutdown System (PSD), which comprises a sub-system of the Safety Instrumented System (SIS). The PSD monitors and controls all equipment required achieving a process shutdown.

The PSD shall be configured to generate a hierarchy of discrete shutdown levels. This shutdown hierarchy shall be based upon an evaluation of the possible consequences of hazardous events and shall be configured to keep emergency systems operational for as long as is practicable. Activation of any higher level shutdown shall automatically activate the lower levels in the shutdown hierarchy. The PSD shall be designed such that no trips, temporary bypasses, or faults introduced at any level influence system activation at higher levels.

D. Emergency Power System

The installation shall be provided with facilities capable of generating emergency power during periods when the normal primary and secondary power generation sources are unavailable or impaired. These facilities shall have sufficient generating capacity and be configured to provide power for the following

systems as a minimum:

- Emergency lighting
- Helideck perimeter and obstacle lighting
- Telecommunications systems required for emergency response
- PA/GA system
- Safety Instrumented System (SIS) comprising:
- Cargo Control System (CCS)
- AC systems for the temporary refuge in the Living Quarters
- Active fire protection systems
- Evacuation / escape systems
- Navigation aids

The emergency power shall also be capable of supporting the starting loads associated with one

onboard power generation unit. The emergency power generator shall be configured to automatically start on loss of normal power and shall be provided with a local fuel supply sized for 18 hours of continuous operation without any requirement for intervention.

E. HVAC System Safety

All enclosures which are expected to be occupied by personnel for a significant proportion of the time shall be provided with an HVAC system in order to maintain an appropriate working environment. HVAC systems are also provided for enclosures where necessary to accommodate area classification requirements. HVAC systems shall generally be designed to maintain a positive pressure differential across the enclosure boundary in order to prevent the ingress of smoke or gas from surrounding areas.

HVAC intake duct openings shall be located:

- In a non-hazardous area as defined by the hazardous area classification drawings and schedule.
- As far as practicable from any combustion exhaust outlets or hazardous vents.
- A minimum of 4.5m from any HVAC outlet duct opening in order to prevent recirculation.

Any enclosure served by an HVAC system shall be capable of being isolated by appropriately rated fire dampers installed in the ducts where these penetrate A or H rated fire walls. Motorized type fire dampers shall have a means of remote and local manual closing. Fusible link type dampers shall have a means of local manual closing. Fire damper open / closed status shall be annunciated at the MCR. Local manual means shall be provided to open fire dampers from outside the area from a position located close to the fire damper in order to vent smoke, fumes or gases after a fire.

F. Escape & Evacuation

The escape and evacuation shall be done as follows:

① Detecting the Incident and Raising the Alarm : All personnel in any area of the installation will be made promptly aware that an incident has occurred, the area in which it has occurred and the appropriate emergency actions to take.

② Escape and Reach the Temporary Refuge or Muster Areas : Sufficient alternative means of escape will be available to ensure that personnel can, without sustaining injury, retreat from any area of the installation and reach the TR or a MA in all Major Accident Events. Escape routes shall always lead personnel to a lower grade of risk.

③ Provision of Temporary Refuge : A TR will be provided that will remain habitable in all Major Accident Events for sufficient time for personnel to muster and for the incident to be brought under control or for a controlled evacuation to take place.

④ Provision of Muster Areas : Sufficient MA(s) will be provided for the use by personnel who are unable to reach the TR in any Major Accident Event. These MA(s) will remain habitable for sufficient time for personnel to muster, account for all personnel, and perform a controlled evacuation.

⑤ Incident Management : Sufficient facilities will be made available for the Site Manager and the Offshore Emergency Response Team (ERT) to monitor any Major Accident Event and bring it under control from within the TR.

⑥ Evacuation Facilities : Sufficient means of evacuation will remain available in all Major Accident Events to enable all personnel to be

able to evacuate from the TR or MA and abandon the facility should it become necessary.

⑦ Contingency Against Unforeseen Incidents : Alternative means of abandonment and escape to sea will be provided at various locations around the facility to provide adequate alternative means of evacuation for use by personnel unable to reach the TR or MA.

⑧ Abandonment : All personnel will be made promptly aware of the decision to abandon the facility.

⑨ Rescue : Sufficient means should be available to rescue all personnel abandoning the facility and transport them to a place of safety with adequate medical facilities.

G. Navigational Aids and Radar System

The marine navigational aids shall conform to the requirements of the domestic Authorities, the Classification Society and SOLAS. The navigational aids, audible and visual, shall be powered from the emergency power system with integral battery backup for 96 hours. The navigation lights and foghorns shall be certified for use in a Zone 1 hazardous area as defined by API RP 505.

The objective of helideck lighting, floodlights and obstruction lighting is to enable helicopters to identify and use the area by day or night without interfering with the pilot"s vision. The visual aids for helicopter operations shall conform to the requirements of UK Civil Aviation Authority (CAA) CAP 437.
The LNG FPSO shall be provided with a marine RADAR system capable of detecting approaching vessels. The system shall feature ARPA (Automatic Radar Plotting Aid) function, which is capable of identifying whether a vessel is approaching the LNG FPSO facility on a collision course and alerting the operators accordingly.

H. Alarm & Communication System

An installation internal communication system (telephones) shall be designed so that a telephone is readily accessible in any area. Radios shall be provided for operational and maintenance personnel working on the LNG FPSO. Radio communications between the installation, nautical vessels, loading gas carriers and helicopters shall also be provided.

The main alarm tones shall be transmitted via the combined Public Address / General Alarm system (PA/GA). The PA/GA system shall be a fully duplicated system such that each system is capable of providing loudspeaker coverage for the entire installation. Facilities shall include microphone access points with emergency priority messaging, automatic triggering of alarm generation and muting of alarm signals for voice announcements. In normal operation, the public address system is used for general announcements.

I. Mechanical Handling Facilities

All lifting devices shall be designed, installed, tested and certified as being constructed with sound material and suitable for the purpose intended. All cranes shall be designed and constructed to the American Petroleum Institute Specification for Offshore Cranes API Spec. 2C. The following minimum design features shall be incorporated on all mechanical handling facilities:

- Every lifting appliance including davits, runway beams, hooks, etc. shall be clearly marked with its safe working load and an identifying number for record purposes.
- Hooks shall be provided with an efficient device to prevent the accidental displacement of the load from the hook or to be of such shape as to minimize the risk of such displacement.
- Safety stops shall be incorporated on all cranes, winches, air hoists and lifting equipment. Limit switches shall be provided where there are limitations of movement of the crane, of any part of the crane or of the hooks.
- All navigation and lights and other electrical equipment mounted on pedestal crane booms shall be suitable for use in any hazardous area that the crane may traverse through during normal operation
- A table showing the Safe Working Load and the operational limits of the pedestal cranes for various sea states shall be permanently displayed in each crane cabin.
- The pedestal deck cranes shall be fitted with effective automatic safe load and load moment indicators, provided with appropriate visual and audible signals.
- The design of the crane cab shall be such that the operator shall have direct line of sight of the load from the point from which the load is

lifted to the point at which the load is set down, wherever possible.

J. Exhaust & Vent Locations

The location and height of all combustion exhausts shall take into account the potential dispersion of the exhaust plume in all foreseeable weather conditions and shall be determined based on the impact of elevated temperature and combustion products (including toxic effects) as follows.

- Temperature gradients over the helideck in excess of the limits specified in UK Civil Aviation Authority (CAA) CAP 437.
- Temperature gradients over any cranes, particularly the cab and the effect of heating the boom if exposed to hot gasses for an appreciable time.
- The potential for exhaust fumes to be drawn into HVAC system air intakes.
- The potential effect of elevated temperatures and toxic fumes for personnel work locations. If this is not feasible for some locations under all foreseeable weather conditions, then restricting access to these locations to specified weather conditions is acceptable.
- Where considered necessary, the acceptability of exhaust locations shall be confirmed by CFD modeling of the relevant exhaust plumes for the worst case credible weather conditions.

Any vent that may discharge flammable, toxic or otherwise harmful vapors should be „routed to a safe location“ and these vents should have an appropriate note appended to them on the relevant P&ID. In this context a „safe location“ is defined as a location in an open air situation where vapors will be readily dispersed and where vapors are not likely to come into contact with operating personnel. Where considered necessary, the acceptability of the proposed vent locations shall be confirmed by CFD modeling of the relevant emission plumes for the worst case credible weather conditions.

K. Peronnel Protection

All parts of moving machinery which pose a potential hazard to personnel shall be effectively guarded.

The control of noise levels throughout the installation is necessary to prevent damage to the hearing of personnel. All equipment shall be specified to limit the noise level at a distance 1m from the equipment boundary to less than 85dB. Noise attenuation via acoustic insulation or enclosures shall be considered for any equipment for which this criteria cannot be met. Any locations for which noise levels are predicted to exceed 85dB (e.g. due to the additive effect of multiple noise sources) shall be designated as high noise areas and shall be provided with suitable signage indicating that wearing ear protection is mandatory.

Thermal insulation is provided for reasons of personnel protection or for surface insulation where necessary for satisfactory operation of equipment according to design requirements. For personnel protection, insulation or other physical barrier with warning signs shall be installed to prevent skin contact with hot equipment or piping located in areas where access by personnel for the purposes of operation and / or maintenance is possible.

In general, surfaces with temperatures over 150°F (65°C) or cold piping or equipment operating at 14°F (- 10°C) or less that are accessible to personnel are to be insulated or guarded.

Insulation shall be so designed that its thermal resistance, surface emittance and jacket conductivity together create a condition that shall not produce skin burns when its outer surface is touched. All hot and cold insulation systems shall be of nonpermeable materials.

L. Hazardous Substances

Facilities shall be provided for the safe storage of all hazardous substances. These facilities shall be designed to provide protection to personnel on the facility from the effects of the substances. Where necessary, these facilities shall also be designed to provide protection, as far as is practicable, to their contents from the effects of relevant design accident events.

M. Operational Safety Management

In order to ensure that the design of the LNG FPSO continues to be operated

and maintained safely in accordance with design limitations and assumptions, appropriate manuals and procedures shall be produced. These manuals and procedures shall form part of the EPC Contractor"s Safety Management System for the installation.

5. Exemplary Safety Design

A. Layout

(1) General

- Provide sufficient separation and segregation of hazards in the layout design. Thereby reducing the possibility of escalation during an incident.
- Efficient use of the space provided for daily operational activities of equipment inspection & maintenance.
- Efficient use of lifting systems for the removal of equipment, transport to laydown and lifting off the platform to support vessel.
- Location of hot surfaces away from normal access and egress areas.
- Provide adequate levels of natural ventilation to assist with gas dispersion in the event of a release.
- Provide adequate containment for liquid spills and releases.
- Provide adequate separation of chemicals, paints and thinners from sources of ignition or reaction etc.
- Design the structural steel truss framing, where failure of one single member does not directly cause the critical failure of the entire truss frame.

(2) Hydrocarbon Containment

- To ensure the continuous system of pipework, vessels, machinery and other equipment is suitable for the maximum operating conditions to prevent the egress of hydrocarbon material or the ingress of air into the system.

(3) Location and Protection of Equipment and Piping

- Pressure vessels, pipework, flanges, instrument bridles, valves and other equipment containing hydrocarbons shall have minimum exposure to damage from dropped objects, particularly during simultaneous

operations.

- The structural supports for safety critical facilities (LQ, escape routes, evacuation facilities, helideck, emergency shutdown valves), and large items of equipment, have to ensure that they will not fail due to blast overpressure caused by the largest credible (design) explosion or fail due to the most serious credible fire.
- Structural supports exposed to the potential for damage from impact from an incident are adequately protected to ensure that structural failure will not occur.

(4) Location and Protection of Risers and Pipleines

- Risers and emergency shutdown valves are to be located where they will be protected as far as is reasonably practicable, from impact damage from boats, dropped objects etc.
- Where risers and ESDVs may possibly be affected by fire, appropriate passive and/or active protection will been provided to ensure their integrity for the specified endurance period.
- Flowlines and pipelines are located so that they will be protected as far as is reasonably practicable, from impact damage from anchors, dropped objects, fishing nets, etc. Pipelines will be located where they will be best protected from potential damage arising from the movement of infield vessels and barges.

(5) Hazardous Area Classification

- To ensure that electrical apparatus has an adequate rating
- To ensure that sources of ignition are segregated from sources of flammable gas
- To assist in locating air inlets and outlets for ventilation systems and internal combustion equipment
- To locate vent discharge points
- To locate life saving appliances and emergency control points in non-hazardous areas
- To help determine the location of flammable gas detectors
- To help determine the maximum allowable surface temperature for particular areas
- To assist in the location of escape routes
- As far as is reasonably practicable, the design has no potential ignition

sources present in areas designated as hazardous.

B. Fire and Explosion Protection

(1) Fire & Gas Detection

- To detect hazardous accumulations of flammable or toxic gas where these may occur.
- To detect all fires on the platform at an incipient stage.
- To alert personnel and initiate automatically appropriate executive actions on detection of flammable gas accumulations or fire.

(2) Active Fire Protection

- To control fires by reliable, timely and effective application of firewater and other extinguishing media to limit escalation, provide cooling of topsides equipment and structures and protect personnel.
- To protect all structures and plant essential to the preservation of life for the duration of their emergency function.
- Fire fighting teams will be provided with control stations for critical fire fighting equipment located outside of the main fire area and where possible sited behind a protective barrier.
- The system of fire pumps and firewater mains has to provide a reliable and secure supply of firewater to the firewater main at the required pressures and flows for all firewater dependent systems on the installation.
- To prevent and/or extinguish helicopter/aviation fuel fires that may occur on a helideck by rapidly applying a reliable, secure and effective distribution of foam to all areas of the helideck.

(3) Passive Fire Protection

- To prevent fire spread across boundaries for defined periods or increase the inherent fire resistance of structural members or specific items of equipment by the application of coating, claddings or enclosures.
- To protect all structures and plant essential to the preservation of life for the duration of their emergency function.

(4) Explosion Protection

- To limit damage and blast effects to structures and equipment, and

prevent critical escalation, structural collapse or loss of emergency systems.

(5) Thermal Insulation

- In order to protect personnel, pipework and equipment that may have external surfaces higher than 65 oC or lower than 0 oC, the surface shall have lagging and cladding, or have other suitable means provided for preventing personnel making contact with the surface.
- Where hot or cold surface are adjacent to ladders or handrails and escape routes, protective screening will be reviewed.
- A review of hot surfaces should be undertaken with a remit of minimising the likelihood of ignition given accidental releases of hydrocarbon gas or liquid that may have the potential to come into contact with the hot surfaces.

C. Emergency Shutdown

(1) Mechanical Isolation and Provision for Venting, Purging, and Draining

- To ensure adequate isolation for purging of vessels and flowlines during inspection and maintenance.
- To allow operators to depressure process equipment safely by venting hydrocarbon gas to a safe location.
- To enable the safe disposal of small quantities of continuous streams of gas containing low concentrations of hydrocarbons.

(2) Emergency Shutdown (ESD) System Initiation and Logic

- To detect and respond rapidly to process upset conditions, initiating executive action to set the plant to the appropriate shutdown condition without external intervention.
- When initiated by the ESD system, to close reliably and securely to isolate hydrocarbon inventories.
- To initiate the rapid removal of pressured gaseous hydrocarbon inventories from isolatable sections when there is the potential for loss of containment, overpressure or for the inventory feeding an existing fire.
- To prevent failure of pressure systems due to overpressure as a result of exposure to fire, blocked outlet, control valve failure, and other

credible process failure causes.

(3) Flares and Vents

- The flare and vent system provides a means of controlled disposal of hydrocarbon gas in upset conditions, thereby preventing a hazardous loss of containment, and ensuring that the upset condition does not escalate to increase hazard to personnel.
- A vent and flare plume studies will be undertaken to confirm design safety.

D. Emergency Electrical Power & Lighting

- To maintain power to all safety critical/emergency response systems required to function in the event of an emergency.
- Reliable provision of emergency power supply is critical to the successful function of particular safety critical/emergency response equipment. Power supply to these items needs to be maintained during foreseeable emergencies.
- It is independent of the main electrical power supply from USSC, so that main power supply failure does not cause the safety critical/emergency response equipment to fail.
- The system is capable of surviving hazards, including fire and explosion, for the duration of the emergency system function it powers.
- Emergency communications equipment should be used for fire and incident control and that required to safely muster and evacuate personnel during an emergency.
- Emergency communications equipment includes PA systems, general alarms, radio link equipment and hotline telephone units, VHF marine and VHF aeronautical radio equipment.
- A four-hour autonomy period shold be requested for emergency communications equipment during evacuation and after final shutdown.
- An emergency generator will provide the source of emergency electrical power. Additionally, all critical loads will be supplied via 2 x 100% capacity Uninterruptible Power Supply (UPS) systems.
- If on loss of mains power supply the emergency generator cannot be started, all critical loads will be maintained for 1 hour by the UPS. The shutdown philosophy states that loss of main power causes ESD1. If

the emergency generator is unable to be started within one hour of loss of main power, ESD2 will be initiated before UPS loads such as ESD/DCS are load shed by the F&G systems to preserve battery capacity.

- Emergency communications equipment and the F&G System will be maintained by the UPS system for a further 4 hours (i.e. total of 5 hours) after which the F&G System will isolate UPS batteries unless main or emergency power supplies are restored.

E. HVAC

- HVAC systems shall be required to operate continuously 24 hours per day and will incorporate 100% duty and 100% stand-by main plant equipment to maximise reliability and system uptime.
- Duty equipment shall be powered from a non-essential power supply while standby equipment shall be powered from an essential power supply.
- All HVAC fresh air intakes shall be located in a non-hazardous area at not less than 3 metres distance from any hazardous area boundary.
- Smoke and gas detectors shall monitor HVAC fresh air intakes for the presence of smoke or gas.
- Upon confirmed smoke or gas detection the HVAC system shall be completely shutdown.

F. Escape & Evacuation

(1) Escape

- The escape routes and access ways are clearly marked, provided with a non-slip surface.
- That laydown and removal space do not encroach into the escape route.
- Adequate handrails or other barriers are provided where personnel using escape routes would be at risk of falling or being swept or blown off the escape route.
- Escape routes should be as direct as possible with the minimum number of changes in direction.
- Escape routes will be clearly illuminated at all times. In the event of power loss, emergency power supplies will be provided to the lighting

systems to ensure the continued illumination of the routes.

- Escape routes will normally be routes used as main access routes and maintenance access.
- Two means of egress from each deck on all platforms.
- In switchrooms dead ends shall be no greater than 3 metres.
- No hatches will be located on primary or secondary escape routes.
- All main escape routes, including stairways, will be capable of permitting the passage of a stretcher team.
- 30% of all lights illuminating escape routes will be supplied from emergency power.
- 10% of all lights illuminating escape routes will be battery backed duration of battery 1.5 hrs minimum.
- A lighting level of 20 lux will be provided at all junctions of escape routes, and at points of egress from an area.
- All areas, other than switchrooms, will be provided with sufficient escape routes to ensure that there are no 'dead-legs' of 5 m or over.
- The number of escape routes from the helideck shall be a minimum of two.
- To provide means for personnel on the platform to escape to the sea safely, should the means of evacuation be unavailable.

(2) Evacuation

- The combined capacity of the survival craft (lifeboats and liferafts) for the AUP will be at least equal to 200% of the maximum number of personnel on the facility at any time, including those additional personnel present during shift changes (100% redundancy).
- Survival craft will be easily accessible, on primary platform escape routes and adjacent to embarkation area.
- The davit launched survival craft will generally be orientated so that craft are launched, downwind of the normally prevailing wind and current.

(3) Life Saving

- To provide lifesaving appliances in sufficient type and quantity to assist personnel in their escape and rescue during an emergency in accordance with the emergency response plan.
- The maximum distance between lifebuoys on any level will be 20m.

- To enable all personnel evacuating the installation to reach a place of safety.

G. Safety Equipment

(1) Protective Clothing and Safety Equipment

- To provide equipment to protect personnel from foreseeable hazards where it is identified that injuries to personnel could occur.
- Sufficient sets of fireman's equipment for the fire fighting teams, including clothing and BA sets, are to be provided at each fire-fighting team"s emergency muster point.

H. Exhuast & Vent Locations

(1) Ventilation

- To minimise the potential hazards arising from the collection of flammable or toxic gases or smoke in designated enclosed areas.
- The ventilation design contributes significantly to achieving the goal of ignition prevention:
- To prevent the ignition of flammable gas or vapours by the provision of adequate ventilation, equipment designed to limit energy releases, shutdown response on detection of loss of hydrocarbon containment and by control of hot work.
- The design provides natural ventilation to areas where flammable gases may build-up. Open areas containing sources of flammable vapour are well ventilated, and eliminate or minimise any possible dead spaces.

(2) Drains

- To prevent the accumulation of hydrocarbons or other hazardous fluids and to direct such fluids to a safe disposal point.
- All plant and platform areas have hazardous or non-hazardous open drains as appropriate to their hazardous area classification.
- The hazardous and non-hazardous drain systems are independent of one another, and independent of the closed drain system, such that there is no risk of hydrocarbons being introduced to non-hazardous areas.
- Plated decks in open areas are sloped to allow rainwater to drain direct

to sea or fitted with suitable gullies.

- Oil, methanol, corrosion inhibitor and other noxious substances will be prevented from being discharged to the sea.
- Both hazardous and non-hazardous waste materials are disposed of in a manner, which does not cause environmental damage.
- The closed drain system provides for all intermittent hazardous drain requirements, and those hazardous liquids that cannot be recovered in the process.

6. Safety Design Document List

In addition to the resports of formal safety assessment in Section 3.4, there are many safety design documents. The detail list can be changed on the project basis.

A. Registers

- HSE Review Close Out Register
- HAZID Close Out Register
- Risk Register

B. Fire and Explosion Protection

- Fire Protection by Fire Zone - General Specification
- Passive Fire Protection General Specification
- Fire Protection and Fire Fighting Equipment Layout
- Fire Zone and Enclosure Rating Layout
- Blast Design General Specification
- Firewater Demand Calculations
- Firewater Pump Packages Equipment Specification
- Emergency Generator Packages Equipment Specification
- Fire Pump Rooms Ventilation Fans Data Sheet
- Typical Deluge System with Foam Tank
- Fire Fighting Equipment Specification

C. LNG Spill and Containment Protection

- Layout of LNG drain system

D. HVAC

- HVAC Fire Dampers Equipment Specification
- HVAC Emergency Generator Room Ventilation Fans Data Sheet
- HVAC Fire Pump Room Ventilation Fans Data Sheet

E. Escape & Evacuation

- Escape Route and Safety Equipment Layout
- Survival Craft Equipment Specification
- Totally Enclosed Motor Propelled Survival Craft Data Sheet

F. Safety Equipment

- Safety Equipment Equipment List
- Safety Equipment General Specification
- Safety Equipment Locations General Specification

G. Installation Acess Facility

- HeliDeck Escape Route and Safety Equipment Layout

H. Mechanical Handling & Drooped Obejct Potection

- Platforms Material Handling Engineering Report

I. Hazardous Substances

- Waste and Chemicals Management Register
- Sewage Treatment Package Equipment Specification
- Electrochlorination Package Equipment Specification
- Chemical Injection Packages Equipment Specification

4절 LNG-FPSO 위험도 및 신뢰도 분석 방법론 연구

1. LNG-FPSO 생산가용도 분석 방법론

가. 서론

(1) 생산가용도 분석 개요

생산가용도 분석은 신뢰성 공학 기술을 바탕으로 한 생산 설비 가용도 및 생산 효율 분석을 위한 방법론으로, 신뢰도 기반 최적 설계 및 효율적인 유지 보수 적용을 위하여 항공, 철도 등 여러 산업을 비롯한 육•해상 플랜트의 생산 공정 설계에 널리 사용되고 있다. 특히, 초기 설계 단계에서부터, 생산가용도 분석을 수행하고 그 결과를 설계에 적용함으로써 생산공정 설계를 최적화하여 인명, 재산 및 환경에 대한 안전 확보함과 동시에 생산설비의 효율을 최대화하고, 또한, 생산 설비 공정의 가상 운용 시뮬레이션을 통하여 유지 보수 절차 등 생산설비 운용 절차를 최적화함으로써 설비 운용을 위한 비용의 최소화를 기대할 수 있다.

본 과제의 연구내용 중 첫 번째 모듈인 LNG-FPSO 공정의 생산가용도 분석 기술 개발은, LNG-FPSO Topside 공정 설계를 위한 '생산가용도 기반 공정설계 프로그램(DOP: Design of Process, Based on Production Availability)' 개발을 목표로 하고 있으며, LNG-FPSO 생산가용도 기반 공정설계 프로그램 개발을 위하여 크게 '1단계: 생산가용도 분석 방법론 정립', '2단계: 생산가용도 기반 공정설계 프로그램(DOP) 개발' 및 '3단계: FEED 패키지 실 적용을 통한 프로그램 검증' 단계로 나누어 연구를 진행하고 있다. 본 장에서는, 생산가용도 분석 기술 개발의 제1단계 '생산가용도 분석 방법론 정립' 연구의 결과로, LNG-FPSO Topside 공정에 대한 생산가용도 기반 공정설계 프로그램 개발을 위하여 필요한 생산가용도 분석 방법론 및 관련 이론들을 조사하고 분석한 내용을 기술하였다.

(2) 생산가용도 분석 목적

해양플랜트의 경우, 자본 및 기술집약적인 복잡한 공정으로 이루어져 있으며 육상으로부터 멀리 떨어진 열악한 해상조건하에서 작업이 이루어진다는 특징을 가지고 있기 때문에, 혹여 발생할 수 있는 장비의 심각한 고장으로 인한 수리 작업과 플랜트 운용 중 발생 가능한 사고에 대한 처리작업이 막대한 비용손실로 이어지게 될 것이라는 것은, 굳이 기존에 발생한 크고 작은 해양 플랜트 사고의 결과를 분석하지 않더라도, 자명한 사실이다. 이러한, 해양 플랜트 운용 중 발생 할 수 있는 인명 및 재산상의 손실을 최소화고 생산 효율을 극대화하기 위하여, 해양 산업에서는 생산 설비에 대한, 효과적인 생산가용도 분석 방법론 적용의 중요성이 부각되고 있다. LNG-FPSO Topside 공정의 설계 단계에서 생산가용도 분석은, 공정 설계의 생산성능을 예측하고, 생산량 감소에 양향을 미치는 시스템들을 분석함으로써

Topside 공정설계를 개선(장치 및 시스템 성능 개선, 공정의 구성 개선, 새로운 공정의 적용 등)하며, 또한, LNG-FPSO 전 생애주기 동안은 요구되는 생산 공정의 유지 및 보수비용 절감과 예비 부품 최적화를 위하여 반드시 필요하다.

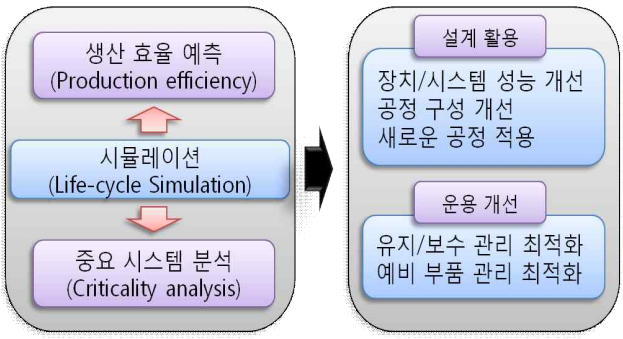


그림 3-4-1 생산가용도 분석 목적 및 활용

(3) 생산가용도 분석 절차

아래 그림에서 보는 바와 같이, 생산가용도 기반 공정설계 프로그램은 '신뢰도 분석(Reliability analysis)', '정비도(유지/보수) 분석(Maintainability analysis)', '가용도 분석(Availability analysis)', '생산 공정의 운용 분석(Operability analysis)' 및 Lifecycle 시뮬레이션을 통한 '생산 효율 분석(Production efficiency analysis)' 단계로 구성되어 있으며, 각 단계 분석 과정 수행을 위하여 필요한 이론과 분석 기법들을LNG-FPSO Topside 공정에 효과적으로 적용하기 위하여 기존에 알려진 생산가용도 분석 방법론 및 이론들을 조사/분석하고 LNG-FPSO Topside 공정의 생산가용도 분석을 통하여 얻고자 하는 결과들을 검토하였다.

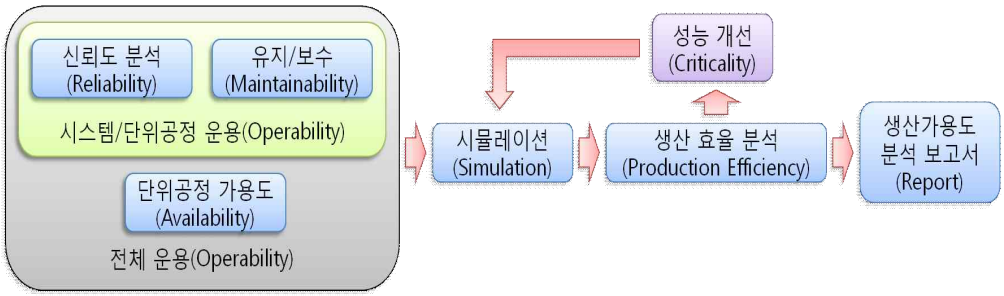


그림 3-4-2 생산가용도 분석 흐름도

본 보고서에서는, 생산가용도 기반 공정설계 프로그램 개발에 사용될 분석 방법론들에 대한 설명과 생산가용도 분석 절차 개발 연구 진행의 편의를 위하여 가용도 분석(RAM Analysis: Reliability, Availability and Maintainability Analysis) 단계와 생산효율 분석(Production Efficiency Analysis) 단계를 분리하여 설명하였다. 보고서에서 설명하게 될 주요 내용은 다음과 같다.

- 신뢰도 분석(Reliability analysis) : 신뢰도는 하나의 시스템 또는 부품이, 주어진 환경과 사용 조건에서 정해진 기간 동안은 요구되는 기능을 수행할 수 있는 능력을 나타낸다. 신뢰도 분석 단계의 이론 및 방법론 정립을 위하여, Topside 공정 시스템들의 신뢰도 분석을 위한 이론과 신뢰도 분석을 위하여 널리 사용되고 있는RBD(Reliability Block Diagram), FTA(Fault Tree Analysis), FMECA(Failure Mode and Effect Analysis) 등 기법들을 검토하였다.
- 유지/보수 분석(Maintainability analysis) : 전통적인 관점에서 유지보수는 고장 난 부품이나 장비를 고치거나 새로운 것으로 교체하는 활동, 즉, 고장에 대한 반응이었으며, 현대적인 관점에서 유지보수는 보다 적극적인 개념으로 기능을 유지하기 위하여 행해지는 모든 활동들을 포함한다. 유지보수 활동의 개념 및 생산가용도 분석 작업에의 적용 기법들이 본 연구를 통하여 정립되었다. 유지보수 활동들은 여러 가지 조건으로 세분화 될 수 있으며, 본 과제에서 주로 사용 될 유지보수 활동은 크게 사후 유지보수(CM: Corrective maintenance)와 예방적 유지보수(PM: Preventive maintenance)로 나눌 수 있다.
- 가용도 분석(Availability analysis) : 시스템 가용도는 시스템이 정상 운전 상태에 있을 확률을 나타내며, 가용도 추산을 위한 신뢰성 이론들 본 연구에서 조사하였다. LNG-FPSO와 같은 복잡한 시스템의 가용도 해석을 위하여Markov 해석기법을 검토하였다.
- 생산공정의 운용분석(Operability analysis) : 생산공정의 운용분석은 Topside 공정의 시스템/장비/탱크 용량 및 성능, Flaring 운용 등, 시스템 및 생산 공정의 운용 방식에 대한 분석으로, 생산효율 분석에 필요한 사항들을 검토하였다.
- 생산효율분석(Production efficiency analysis) : 생산가용도는 LNG-FPSO Topside 생산 공정 설비의 시뮬레이션을 수행함으로써 실제적으로 가능한 생산량을 추산하기 위한 분석 방법론으로 생산효율 분석을 위한 이론과 정의를 비롯한 Lifecycle 시뮬레이션(Monte Carlo 해석) 방법론을 검토하였다.

나. 신뢰도 분석

(1) 신뢰도 개요

신뢰성 공학의 필요성

시스템 신뢰성 공학(System Reliability Analysis)의 필요성은 다음과 같은 질문으로 표현될 수 있다. 다시 말해서 시스템 신뢰성 공학을 통해 다음과 같은 질문에

대답할 수 있다.

- 다양한 설계 대안 (Alternative)중에서 초기 투자비, 운전비용, 고장에 의한 생산 손실과 유지보수비용 모두를 고려하였을 경우 어떤 방안이 최적인가?
- 설계된 해양플랜트는 설치 운전 시 잠재적인 고장이나 사고, 유지보수 활동으로 상당 기간 정상 적인 운전이 어렵게 된다. 이 경우1년에 몇 시간이나 운전을 중지해야 할까? 설계된 해양플랜트가 연간 몇 일이나 가동이 가능하며, 얼마나 많은 원유/가스를 생산할 수 있을까?
- 해양플랜트에는 그 특성상 많은 안전시스템이 설치되어 있는데, 과연 이들을 얼마나 믿을 수 있는가?
- 어떤 장치는 고장이 잘 일어나지 않고, 어떤 장치는 자주 고장 난다. 어떤 장치는 전체 시스템에 중요하고 어떤 장치는 그렇지 않다. 해양플랜트를 구성하는 다양한 시스템 또는 장치들에 대한 체계적인 고장 분석과 고장으로 인한 피해를 최대한 줄이기 위한 전략적인 유지보수 방법에 대한 결정과 이를 정량적으로 분석할 수 있는가?

개념설계 단계라면 첫 번째 질문이 가장 궁금할 것이고, 기본설계가 완료된 단계라면 두 번째 질문이 궁금할 것이다. 안전 담당자라면 세 번째 질문이, 유지보수 전문가라면 네 번째 질문이 궁금할 것이다. 신뢰성 공학은 이러한 질문에 대한 답변을 가능하게 한다. 예를 들어, 첫 번째 질문은 신뢰성 공학과 전 과정 비용평가(Life-Cycle Cost Analysis)를 결합하면 된다. 생산가용도(Production Reliability)를 해석하면 두 번째 질문에, 안전무결도(Safety Integrity Level)를 해석하면 세 번째 질문에, 신뢰도 기반 유지보수(Reliability-Centered Maintenance)를 결정하면 마지막 질문에 답변할 수 있다.

신뢰성 공학의 분류 및 고장

신뢰성 공학은 대상에 따라 다음과 같이 크게 3개 분야로 나눈다.

- 하드웨어 신뢰도 (Hardware reliability) : 물리적 접근법(Physical approach) 및 통계적 접근법(Actuarial approach)
- 소프트웨어 신뢰도 (Software reliability)
- 인간 신뢰도 (Human reliability)

하드웨어 신뢰도는 다시 물리적 접근법과 통계적 접근법으로 나누게 되는데, 물리적 접근법의 가장 대표적인 예가 구조 신뢰성 해석이다. 즉, 시스템에 가해지는 하중(Load)과 시스템이 견디는 강도(Strength)를 3차원적으로 시간적으로 고려하는 방식이다. 이에 비하여 시스템 신뢰성 공학은 통계적 접근법에 속한다. 통계적 접근에 기반을 둔 시스템 신뢰성 공학은 전혀 다른 방식으로 접근하는데, 특징을 정리하면 다음과 같다.

- 하중과 강도를 구체적으로 모델링 하지 않는다.
- 고장 시간의 분포를 시간의 함수로 구한다. 따라서, 고장률(Failure Rate), 평균고장시간(MTTF: Mean-Time-To-Failure) 등이 신뢰도를 나타내는 지표가 된다.
- 시스템을 다수의 부품(Component)로 나누고, 각 부품의 신뢰도와 부품들의 기능적 연결(Functional Configuration)을 통해 시스템의 신뢰도를 예측하고 분석한다.

이러한 통계적 및 구성적 접근은 유연한 접근을 가능하게 한다. 다양한 방법론들(FMECA, ETA, FTA 등등)이 개발되어 있다.

해양플랜트에서 장치나 계장의 고장은 크게 2가지 문제를 일으킨다.

- 안전 문제: 화재/가스 감지 시스템이 고장 난 경우, 발생한 위험 요소가 알려지지 않아 사고로 이어질 수 있다. 운전자나 제어 시스템의 명령에도 불구하고 비상 정지 시스템이나 화재 보호 시스템이 작동하지 않으면 대형 사고로 이어질 수 있다.
- 생산 차질로 인한 손해: 압축기나 펌프 또는 단위 장치들의 고장은 생산에 차질을 빚게 만들며, 결국은 금전적인 손해로 이어진다.

고장은 발생하기 마련이므로, 다음과 같은 대처 방안이 필요하다.

- 고장 빈도에 대한 예측
- 고장이 시스템(특히 신뢰도 및 가용도)에 미치는 영향
- 고장 감지 방안
- 요구되는 신뢰도 결정
- 신뢰도 추산 방법
- 요구되는 신뢰도를 달성하기 위한 설계 방안
- 신뢰도를 지속적으로 유지하는 방안

(2) 신뢰도와 가용도

새 제품이 작동을 시작하여 고장 날 때까지의 시간을 고장도달시간(Time-To-Failure)이라고 한다. 같은 제품이라도 각기 고장 도달 시간이 다르므로, 다수 제품의 고장 도달 시간을 평균 고장 도달 시간(Mean Time To Failure, MTTF)이라 한다. 고장을 고치는 시간이 무한이 짧다라고 하면, MTTF는 고장 주기라고 여길 수 있다. 주기와 횟수의 역수 관계로부터, 1/MTTF는 고장 횟수가 된다. 신뢰성 공학에서는 고장 횟수보다 고장 속도(Failure Rate)라 부르고, 대개 l로 표시한다.

$$l = 1 / MTTF$$

신뢰도는 주어진 운전 조건에서 정해진 시간 동안은 요구되는 성능을 나타낼 확률을 말한다. 따라서 신뢰도는[0, 1] 범위의 값을 갖는다. '운전 조건', '임무 시간', '요

구되는 성능'이 반드시 주어져야 신뢰도를 결정할 수 있다.

고장률이 작으면 (MTTF가 크면) 신뢰도는 커진다. 반대로 임무 시간이 늘어나면 신뢰도는 감소하다가 결국은 영이 된다. 또, 성능은 고장을 결정하는 가장 중요한 지표가 된다.

전구와 같이 한 번 쓰고 버리는 제품에서는 신뢰도가 중요하다. 하지만, 고쳐 사용하는 제품에서는 수리 시간이 다른 중요한 지표가 된다. MTTF와 마찬가지로, 수리 시간에 대해서도 평균 수리 시간(Mean Time To Repair, MTTR)를 정의한다. 두 제품 중 어느 것이 더 유리할지를 비교 하는 것은 자주 고장 나지만 수리와 고객 서비스가 잘되는 제품과 자주 고장 나지 않지만 수리 받기 어려운 제품 사이를 선택하는 것과 같은 패러다임이다.

엄밀한 비교는 가용도(Availability)를 정의함으로써 가능하다. 여기서 가용도는 전체 시간 중에 정해진 성능을 나타내는 시간의 비율이다. 단순화해서 생각하면 다음과 같은 시나리오와 같이 작동, 고장, 수리가 반복된다.

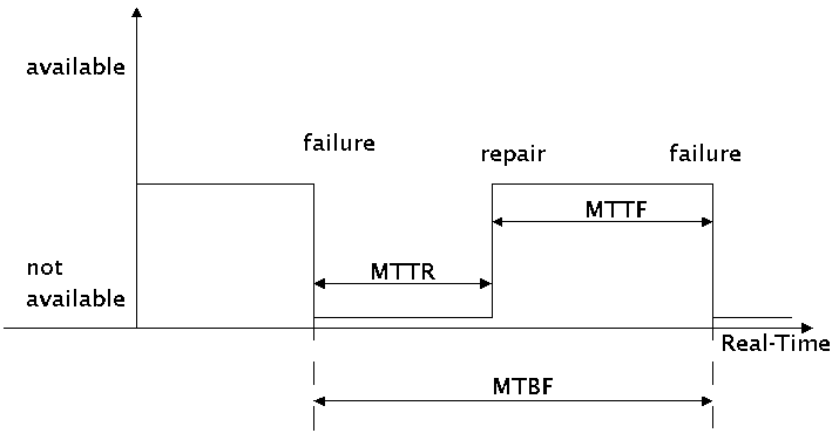


그림 3-4-3 MTTF 및MTTR

따라서 가용도는 다음과 같이 나타낸다.

$$A = \frac{MTTF}{MTTF + MTTR}$$

수리 시간 중, 정말 수리에 소비되는 활성 수리 시간(Active Repair Time)은 전체 수리 시간 중의 일부분인 경우가 많다. 부품 조달 시간이나 엔지니어 도착 시간 등도 수리 시간에 포함되어야 한다. 따라서, 어떤 사람들은 정지 시간(Down Time)과 작동 시간(Up Time)으로 정의하기도 한다. 이 때, 정지 시간은 MTTR와 같다.

$$A = \frac{Up\,Time}{Up\,Time + Down\,Time}$$

엄밀하게는 신뢰도와 가용도를 비롯하여 관련된 용어들은 다음과 같이 정의한다.

- Quality(품질): The totality of features and characteristics of a product

or service that bear on its ability to satisfy stated or implied needs [ISO8402].

- Reliability(신뢰도): The ability of an item to perform a required function, under given environmental and operational conditions and for a stated period of time [ISO8402].
- Availability(가용도): The ability of an item (under combined aspects of its reliability, maintainability, and maintenance support) to perform its required function at a stated instant of time or over a stated period of time [BS 4778].
- Maintainability(정비도): The probability that a failed item will be restored to its satisfactory operational state.

가용도는 신뢰도, 정비도, 유지보수 지원에 영향을 받게 된다. 예를 들어 신뢰도가 동일한 두 제품을 사용하여도 어떻게 유지보수 및 유지보수 지원 활동을 하느냐에 따라 각각의 가용도는 다를 수 있다.

수학적 관계

시스템의 신뢰도를 이해하기 위해서는 다음과 같이 네 가지 함수를 고려한다.

F(t): 고장 확률 함수(Failure Probability Function)

f(t): 고장 확률 밀도 함수(Failure Probability Density Function)

R(t): 신뢰도 함수(Reliability Function)

z(t): 고장률 함수(Failure Rate Function)

F(t)는 제품이 [0, t] 시간 사이에서 고장날 확률이다. 따라서 R(t)와는 다음 관계에 있다.

$$R(t) + F(t) = 1$$

이런 의미 때문에R(t)는 생존함수(Survivor Function)라고도 한다. 확률과 확률밀도 함수 사이의 관계로부터 F(t)와 f(t)는 다음 관계를 만족한다.

$$F(t) = \int_0^t f(u)\,du \quad \text{또는} \quad f(t) = \frac{d}{dt}F(t)$$

t 시간까지 정상인 제품이 t+dt 시간에 고장 날 조건부확률을 z(t)라 한다.

$$z(t) = \frac{f(t)}{R(t)}$$

여러 가지 관계를 조합하면 다음과 같은 관계가 있다.

$$R(t) = \exp\left(-\int_0^t z(u)du\right)$$

MTTF는 평균 시간이므로 다음과 같다.

$$MTTF = \int_0^\infty t\, f(t)\, dt$$

고장모델

위의 수학식이나 실제적인 상황을 감안하여 시간에 따라서 고장률이 어떻게 달라지는지를 알아내는 것이 신뢰도를 추산하기 위한 가장 중요한 작업이다. 고장률은 시간에 따른 함수이며, 작동 개시 시점(Burn-In Period)이나 수명이 다한 시점(Wear-Out Period)에서는 고장률이 높다. 그 중간 영역에서는 대체로 고장률이 크게 변하지 않는데, 많은 경우 이 중간 영역은 시간에 따라 비교적 일정한 고장률을 보이는 경향으로 고장 모델에 널리 이용된다.

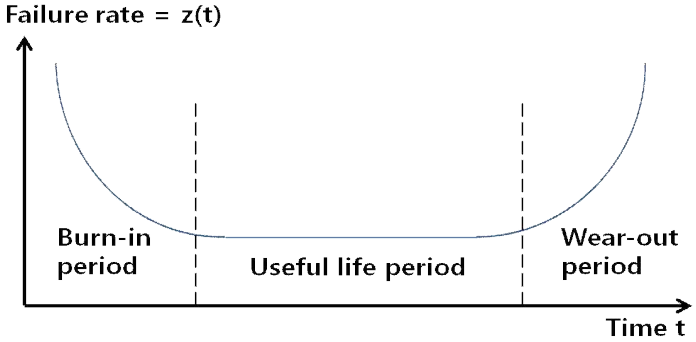


그림 3-4-4 Bath-Tube Curve

중간 영역에서의 경향을 고장 모델에 적용하여 시간에 따라서 고장률이 변하지 않는다고 가정하면 고장률은 지수 함수 모델(Exponential Model)로 정의 된다.

$$z(t) = 1$$

이로부터 다른 함수들도 구해보면 다음과 같다.

$$R(t) = \exp\left(-\int_0^t z(u)du\right) = \exp(-\lambda t)$$

$$f(t) = \lambda \exp(-\lambda t)$$

$$MTTF = \frac{1}{\lambda}$$

MTTF까지 제품이 고장 나지 확률은R(t=MTTF)과 같으므로 다음과 같다.

$$R(MTTF) = \exp(-1) \approx 0.3679$$

지수함수 모델 이외에도 다음과 같은 고장모델 함수가 있다.

- Weibull 모델
- Gamma 모델
- Normal 모델

- Lognormal 모델
- Birnbaum-Saunders 모델
- Inverse Gaussian 모델

위의 모델은 지수함수 모델에 비해 실제 고장 패턴을 잘 반영할 수 있으나, 이를 뒤받침 할 수 있는 고장 정보를 수집하기 힘든 문제가 있다. 그러나 지수함수 모델에서는 고장 정보만 있으면 수학적인 계산이 가능하므로 이하에서는 지수함수 모델만을 고려한다.

고장, 고장상태, 고장모드

고장은 IEC 60050에 따르면 “요구되는 기능을 수행할 능력의 손실(the termination of the ability of an item to perform a required function)”이라고 정의된다. 이 정의에 따르면 고장을 정의하기 위해서는 주어진 기능을 정의해야 한다.

고장(Failure)과 혼동되는 어휘로 고장상태(Fault)가 있다. 고장은 ‘사건(Event)’을, 고장상태는 ‘상태(State)’를 의미한다. 펌프의 유량에 대한 기능을 유량에 대한 기능이 1.0 - 1.2 ton/hr라고 정의 하면, 고장은 펌프의 유량이 점점 감소하여1.0 ton/hr 이하로 내려가거나 1.2 ton/hr 이상으로 올라가는 그 순간을 일컫고 펌프가 유량에 대한 기능을 회복하지 못하는 상태를 고장 상태라 한다.

혼동되는 다른 어휘로 고장모드(Failure Mode)와 고장메커니즘(Failure Mechanism)이 있다. 고장모드는 “고장난 부품에서 고장이 발견되는 변화(the effect by which a Failure is observed on a failed item)”로 정의된다. 이에 반하여, 고장메커니즘은 고장이 일어나는 원인이다. 고장모드는 관찰 가능하지만, 고장메커니즘은 그렇지 않을 수도 있다. 예를 들어 압력 용기가 부식 되어 누출이 발생하는 경우 압력 하강은 관찰 가능하다. 반면에, 부식은 관찰될 수도 아닐 수도 있다. 고장메커니즘이 부식임을 확정짓기 위해서는 관찰 이상의 노력이 필요하다. 고장모드와 고장메커니즘이 반드시 일대일 대응되지는 않는다. 위의 예에서 명확하듯이 누출이 생기는 원인 부식 이외에도 과도한 압력 상승, 낙하물에 의한 파손, 구조적 결함 등 여러 가지 다른 원인이 존재한다.

고장의 종류

고장을 대표적으로 6가지의 항목에 따라서 분류된다.

① 고장이 나타나는데 걸리는 시간 : 급격한 고장(Sudden Failure), 점진적 고장(Gradual Failure)

② 감지 가능성(Delectability) : 감지 가능 고장(Evident or Detectable Failure), 감지 불가 고장(Hidden or Undetectable Failure)

③ 고장의 파급 영역(Scope of Failure) : 부분 고장(Partial Failure), 전체 고장(Complete Failure)

④ 고장의 원인(Failure Causes) - 인간적 측면 : 일차적 고장(Primary

Failure): 설계자의 오류에 의한 고장, 이차적 고장(Secondary Failure) 사용자의 오용에 의한 고장

⑤ 고장의 원인(Failure Causes) - 기계적 측면 : 물리적 고장(Physical Failure): 사용시간이나 부하가 원인이 된 고장, 체계적 고장(Systematic Failure): 설계 오류나 상호 작용에 의한 고장

⑥ 고장의 영향 : 위험 고장(Dangerous Failure): 위험한 결과가 초래되는 고장, 안전 고장(Safe Failure): 심각한 결과가 초래되지 않는 고장

어떤 분류에 따르는 것이 좋은지는 어떤 제품에 어떤 이유로 고장을 분류하는가에 따라 달라진다.

(3) 신뢰도 추산

단일 구성품의 신뢰도

단일 구성품의 신뢰도는 다음 관계식을 사용하여 추산할 수 있다.

$$R(t) = \exp(-\lambda t)$$

$$f(t) = \lambda \exp(-\lambda t)$$

$$MTTF = \frac{1}{\lambda}$$

MTTF까지 제품이 고장 나지 않을 확률[R(t=MTTF)]은 다음과 같다.

$$R(MTTF) = \exp(-1) \approx 0.3679$$

직렬연결의 신뢰도

직결연결은 구성 요소의 고장이 전체 시스템의 고장으로 이어지는 구성을 말한다. 단위 공정들의 연결과 같은 의미이다.(더 간단하게는 건전지의 연결) 예를 들면, 압축기와 후단 냉각기(After-Cooler)의 연결이 이에 해당된다. 압축기나 후단 냉각기 둘 중의 하나가 고장나면, 다른 것의 고장에 상관없이 전체 시스템이 고장(즉 운전정지)이다. 2 요소의 직렬연결을 고려하면 아래 그림과 같다.

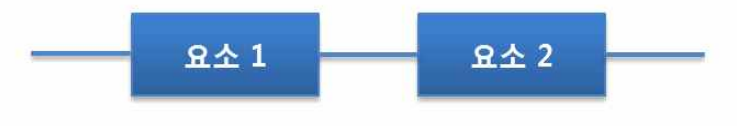


그림 3-4-5 2 요소 직렬연결

(시스템의 고장 확률) = (요소A의 고장 확률) + (요소B의 고장 확률) - (요소A와 B가 동시에 고장날 확률)

이를 수식으로 표현하기 위하여 다음과 같은 기호들을 정의한다.

$$R_A(t) = \exp(-\lambda_A t)$$

$$F_A = 1 - R_A(t) = 1 - \exp(-\lambda_A t)$$

$$R_B(t) = \exp(-\lambda_B t)$$

$$F_B = 1 - R_B(t) = 1 - \exp(-\lambda_B t)$$

따라서, 전체 시스템의 고장확률은 다음과 같이 표현된다.

$$\begin{aligned} F(t) &= 1 - R(t) = F_A + F_B - F_A \cdot F_B \\ &= (1 - R_A) + (1 - R_B) - (1 - R_A) \cdot (1 - R_B) \\ &= 1 - R_A \cdot R_B \end{aligned}$$

따라서, 시스템의 신뢰도는 다음과 같다.

$$R(t) = R_A \cdot R_B = \exp\left[-(\lambda_A + \lambda_B)t\right]$$

즉, 시스템의 신뢰도는 두 요소의 신뢰도의 곱과 같으며, 시스템의 고장률은 두 요소의 신뢰도를 더하면 된다. 요소의 개수가 늘어나더라도 신뢰도 추산식은 변하지 않는다. 시스템의 신뢰도는 모든 요소의 신뢰도의 곱과 같으며, 시스템의 고장률은 모든 요소의 신뢰도의 합과 같다.

병렬연결의 신뢰도

병렬연결은 하나의 구성 요소가 고장 나더라도 전체 시스템이 고장 나지 않는 구성을 말한다. 아래의 그림과 같이, 100% 용량의 펌프 2개를 설치하면 병렬연결이 된다. (만약, 50% 용량의 펌프를 배관상 병렬로 연결하면, 신뢰도 관점에서는 직렬연결이다.)

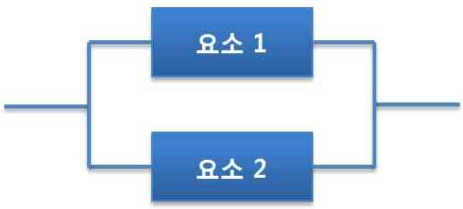


그림 3-4-6 2 요소 병렬 연결

두 요소 중 하나만 작동하더라도 시스템이 제대로 작동하므로 다음과 같이 표현된다.

(시스템의 작동 확률) = (요소A의 작동 확률) + (요소B의 작동 확률)
- (요소A와 B가 동시에 작동 확률)

앞서 정의한 기호들을 사용하여 표현하면 다음과 같다.

$$R(t) = R_A + R_B - R_A \cdot R_B$$
$$= \exp(-\lambda_A t) + \exp(-\lambda_B t) - \exp\left[-(\lambda_A + \lambda_B)t\right]$$

두 요소의 고장률이 같다면 다음과 같이 간략화 된다.

$$R(t) = 2\exp(-\lambda t) - \exp\left[-2\lambda t\right]$$

해양플랜트 안전 및 화재 감지기, 차단밸브 등)의 신뢰도는 앞에서 설명한 직렬연결과 병렬연결 개념을 적용하여 구한다. 예를 들어 신뢰도 90%를 갖는 동일한 가스 감지기를 설치할 때 이를 직렬로 연결할 경우 전체 시스템의 신뢰도는 다음과 같다.

$$R(t) = 0.9 \times 0.9 = 0.81$$

반면 동일한 감지기 두 개가 설치되어 1개가 고장 날 경우에도 다른 감지기가 작동할 경우 전체 시스템의 성능에는 문제가 없도록 병렬로 연결된 전체 시스템의 신뢰도는 다음과 같다.

$$R(t) = 1 - ((1 - 0.9) \times (1 - 0.9)) = 0.99$$

위의 예에서 볼 수 있듯이 보통 병렬 설계는 직렬 설계에 비해 우수한 신뢰성을 보장해 준다. 이에 따라서 해양플랜트의 안전 설계에는 병렬연결이 많이 고려된다. 다만, 병렬연결은 직렬연결에 비해 추가적인 장비 구매를 필요로 하므로 비용 상승이 발생한다. 안전 비용 상승의 문제는 해양플랜트 설계에서 항상 동반되는 문제이다. 이를 해결하기 위해 Cost Benefit Analysis 등을 수행한다.

병렬연결을 일반화해 보면 다음과 같다. 3개의 요소를 설치해서 1개의 요소를 작동시킬 수도 있고(100% x 3), 2개의 요소를 작동시킬 수도 있다(50% x 3). 따라서 설치 요소 개수와 작동 요소 개수에 따라 단위 요소의 용량이 달라진다. 일반적으로 병렬연결은 다음과 같이 표기한다.

kooN= kout of N= 설치된 N개 요소 중 k개 요소가 작동

단위 요소의 용량은 100%/k가 된다. 2oo3 연결에서는 3개의 요소를 설치하고 이중 2개 장치가 작동하면 시스템은 정상 작동이라고 간주한다. 병렬연결 kooN에서 각 구성 요소의 고장률이 같다면, 시스템의 신뢰도는 다음과 같이 추산한다.

시스템의 신뢰도= k개 이상이 작동할 확률

= k개가 작동할 확률+ (k+1)개가 작동할 확률+ … + N개가 작동할 확률

$$= \sum_{x=k}^{N} {}_N C_x(t)\ e^{-\lambda t x}\left(1 - e^{-\lambda t}\right)^{N-x}$$

여기에서 $_{N}C_{x}$ 는 N개에서 x개를 뽑을 조합의 수이다.

복잡한 시스템의 신뢰도 추산

많은 경우와 마찬가지로, 복잡한 시스템의 신뢰도는 상용 프로그램을 사용하여 구한다. 가장 흔히 사용되는 상용 프로그램은 Relex, AvSim, Maros 등이 있으며, 특히, Maros는 생산가용도 추산에 이용된다.

시스템 구성을 표현하기 위해 신뢰도 블록도(Reliability Block Diagram, RBD)와 고장수분석(Fault Tree Analysis, FTA)을 주로 사용하며, 시스템에서 부품의 고장으로 인한 영향(Criticality)을 분석하기 위하여 고장모드 및 영향 분석(FMEA: Failure Mode and Effects Analysis)을 주로 사용한다.

FMEA 즉 고장모드 및 영향 분석의 목적은 시스템에 발생할 수 있는 모든 가능한 고장 유형을 결정하고, 각 고장 유형에 대한 원인을 분석, 그 고장이 시스템 운용 중 끼칠 수 있는 영향을 분석하는 것이다. 고장 유형이란 부품의 고장과 같이 시스템의 기능에 영향을 미치는 것을 말한다.

RBD 즉 신뢰도 블록선도는 공정 구성과 유사하다. 직결 연결은 배관 연결과 비슷하다. 직렬 배관 연결은 직렬 신뢰도 연결이 된다. 하지만, 병렬 배관 연결은 꼭 병렬 신뢰도 연결은 아니다. 100% 펌프를 2개 병렬로 연결하면, 신뢰도 측면에서도 1oo2이다. 반면, 펌프 용량이 50%이면 최대 용량을 내기 위해서 2oo2연결이다.

FTA 즉 고장수분석은 고장을 체계적으로 분석하는데 유리하다. FTA를 이용하면 다양한 분석이 가능하고, FMEA 수행에 상세 정보를 제공하는데 이용된다. FMEA에서 파악된 주요 고장 모드에 대해 해당 고장 모드가 발생하는 원인과 발생 확률을 정량적으로 평가할 경우 FTA가 활용된다. 따라서, 상세한 분석을 위해서는 FTA로 시작하는 것이 유리하다. 정보는 고장 종류, MTTF, MTTR을 포함하고 있다. FTA는 해양시스템의 신뢰성 및 위험성 해석, 고장(Failure) 분석 및 해석 등에 사용되는 Top-down 방식의 방법론이다. FTA는 발생 가능한 잠재적인 사고(이를 'TOP event', FMEA에서 고장 모드)의 발생 원인 경로 분석 및 그 확률을 계산하는데 활용된다. FTA에서는 TOP event의 원인이 될 수 있는 개별 또는 결합된 하위수준의 고장 또는 사건들로 상관 관계를 나타낸다. TOP event의 원인들은 논리 연산자('connected logic gates')로 표시된다.

(4) 신뢰도 데이터베이스

신뢰도 분석 결과의 정확도 수준은 얼마만큼 신뢰할 수 있는 데이터를 사용하였는지에 달려있다. 신뢰도 분석 작업을 위하여 상업적으로 이용 가능한 많은 부품 신뢰도 데이터베이스가 있다. 부품신뢰도 데이터베이스는 어떤 부품에 대한 Failure rate (고장률)을 제공한다. 어떤 데이터베이스는 고장 모드 분포와 수리 시간을 제공하기도 한다. 부품의 생산자와 구성에 관한 정보는 일반적으로 공개되지 않는다. 예를 들어, OREDA의 경우 상업적으로 구입할 수 있는 책 외의 데이터는 Database

구축에 참여한 회사들만 열람할 수 있다. 대부분의 상업적 신뢰도 데이터베이스는 Failure rate가 일정하다는 가정 하에 작성되고 있다.

NPRD (Non-electronic Parts Reliability Data)

NPRD는 기계적, 전자기계적, 전자 부품과 같은 다양한 부품의 Failure rate를 제공한다. 또한 사용 환경, 품질수준(군사용/상업용)에 따른 Failure rate를 제공한다. 미국 국방성(DoD) 정보 분석 센터 산하 신뢰도 분석 센터(Reliability Analysis Center, RAC)에서 NPRD를 관리하며, 또한 다양한 부품의 고장률 데이터를 수집, 분석, 배포하고 있으며 신뢰도 관련 다양한 업무를 수행하고 있다. 일반적으로 부품의 Failure rate 예측모델은 전자부품에만 적용되었지만 기계부품에 대해서는 그런 예측 모델을 만들기가 불가능하다. 그래서 다양한 데이터 출처로부터 Failure rate를 수집한다. NPRD는 아래 데이터 출처를 활용한다.

- 출간된 자료 또는 논문
- 정부 지원 연구에서 나온 데이터
- 군 유지보수 시스템에서 나온 데이터
- 상업적 보증수리 시스템에서 나온 데이터
- 여러 산업의 유지보수 시스템에서 데이터
- 여러 단체에서 제출된 다양한 고장 데이터

데이터 수집에서 중요한 요소 중 하나는 고장(failure)의 기준이다. NPRD에서는 유지보수 관련 담당자가 명확히 고장이라고 판단하는 경우 또는 어떤 문제로 부품을 교체하는 경우를 고장의 기준이라고 말한다.

MIL-HDBK 217F

Military handbook; Reliability Prediction of Electronic Equipment(MIL-HDBK 217F)은 전자시스템에서 Integrated circuit, Transistor, Diode, Resistor, Capacitor, Relay, Switch, Connector와 같은 다양한 종류의 부품에 대해 Failure rate 예측모델을 가지고 있다. 부품의 환경적 스트레스 조건의 제어할 수 있는 실험실에서 Failure rate 예측을 할 수 있다. MIL-HDBK 217F의 Failure rate는 특정 고장과 연관이 있고, 외부 환경에 의한 영향 또는 Common cause failure와는 연관이 없다. MIL-HDBK 217F는 Failure rate를 예측하기 위한 공식과 특정 환경의 영향을 반영하는 데이터를 제공한다. 현재에도 MIL-HDBK 217F는 사용되지만, 더 이상 수정 또는 보완되지 않는다. 하지만 신뢰도 분석 센터(RAC)는 Prism을 출시하여 사용하고 있다.

FARADIP.THREE

FARADIP.THREE는 현재 출판된 여러 데이터베이스들을 연구하여 Failure rate의 상한과 하한을 나타난다. 이 데이터베이스는 현재까지 출판된 데이터베이스와

다르게 신뢰도 엔지니어가 선택할 수 있는 Failure rate의 범위를 제공한다. 그래서 그것은 하나의 데이터베이스에 의한 분석보다 더 현실적인 예측을 가능하게 한다. 이 데이터베이스는 정유업계, 군용, 항공 등 20개 이상의 다양한 데이터베이스를 기초로 만들어졌다. 그래서 신뢰도, 위험도 분석 시 다양하게 사용될 수 있다. Failure mode는 다른 Database와는 달리 Percentage로 나타낸다. 또한 각 부품에 대한 자동 자가진단 범위(auto-diagnostic coverage)를 제공하기도 한다. 이 데이터는 IEC 61508의Safety-integrity level 평가에서 사용된다.

OREDA (Offshore Reliability Data)

OREDA는 전 세계의 여러 곳에 설치된 해양 플랜트는 다양한 설비, 장비, 운영조건 등을 가지고 있다. 이러한 해양플랜트의 신뢰도와 유지보수에 관련된 폭넓은 자료를 수집/교환하기 위해1981년 설립되었다. 현재는 Offshore topside / subsea 장비뿐만 아니라 Onshore E&P 장비의 신뢰도 데이터도 수집하고 있다. OREDA의 주요 목적은 오일/가스 탐사/생산 장치들의 설계의 운용에 있어서 안전 비용-효율성을 향상시키는 데 기여하는 것이다. 유지보수와 운용 데이터의 수집과 분석, 높은 품질은 신뢰도 데이터베이스 구축, RAMS 기술의 교환을 통해서 그렇게 할 수 있을 것이다. 이 OREDA handbook은 수집된 데이터를 모두 포함하지 않는다. 장비의 제조사, 설치위치, 플랜트 위치 등과 같은 추가적인 정보는 OREDA project 참가 회사들만 인터넷에서 열람할 수 있다. 이 handbook에 수록된 데이터는 장비의 전 생애주기를 포함하지 못한다. 일반적으로 2~4년 동안은 수집된 자료들이다. 하지만 Bathtub curve의 Useful life phase에 해당하는 데이터이므로 신뢰할만 하다. failure rate가 일정하다는 것을 증명하기 위해 어떤 통계적인 방법이 사용되지 않았다. 또한 bathtub의 가능 낮을 부분을 나타내기 때문에 failure rate는 최소값이라고 말 할 수 있다. 어떤 아이템의 시간의 흐름에 상관없이 failure rate는 일정하다면 그 아이템은 '새것처럼 좋다'라고 가정할 수 있다.

여러 데이터베이스에서 신뢰도 데이터 수집에 많은 노력을 기울임에도 불구하고 모든 신뢰도 데이터에는 아래 이유 때문에 어느 정도의 불확실성이 존재한다.

- 사람의 실수, 외부 영향과 같은 공통원인고장(common cause failure)의한 고장인지 불확실하다.
- 심각한 고장인지 사소한 고장인지 불확실하다.
- 일반적인 Failure rate를 의미하기 때문에 제조업체의 특성을 반영하지 않는다.
- 부품이 정확히 어떤 운용조건에서 사용되었는지 불확실하다. 높은 신뢰도의 부품이 악조건에서 사용되었을 경우 Failure rate가 불확실하다.
- 부품이 작동시간이 불확실하다.
- 유지보수 기록이 완벽하지 않아 Failure rate가 불확실하다.

하지만 위와 같이 Failure rate 데이터 수집에는 많은 불확실성이 존재함에도 불구

하고 부품의 종류, 복잡도에 따라 비슷한 수준의 Failure rate 값을 가진다.

PDS Method and Handbooks

PDS Method와 Data handbooks은 SINTEF라는 북유럽 최대의 연구소에서 개발되었다. 이 Method는 Safety instrumented system의 신뢰도/가용도를 정량화하는 아주 유용한 방법론이며, IEC 61508/61511 standard를 잘 따른다. 이 방법론은 석유산업에서 널리 사용되고 있다. Data handbook은 지속적으로 업데이트되고 있으며, 노르웨이 석유 산업에서 사용되는 안전 시스템의 경험 데이터를 광범위하게 축적하고 있다. 이 Data Handbook에는 Detector, Transmitter, Valve, Control logic에 대한 다양한 신뢰도 데이터를 보여주고 있으며, 이런 데이터들의 출처는 OREDA, RNNP, Vendor data, 전문가들의 판단 등이다.

다. 가용도 분석

가용도는 여러 가지 의미로 정의 내려 질 수 있으며, 가용도를 추산하는 방법 또한 여러 가지가 있다. 본 절에서 설명하는 가용도는, 어떤 시스템이 유지보수 및 예비 부품 보유 등과 같은 조건이 이상적으로 갖추어진 환경에서 시스템 설계 조건에 따라 만족하게 작동 될 가능성으로, 예방적 행동, 즉, 계획유지보수 (PM: Preventive Maintenance)는 포함하지 안전 상황에서 시스템이 정상 운전 상태에 있을 확률을 의미한다고 정의 하였다.

가용도 척도

가용도 척도에는 여러 종류가 있지만 그 중 몇 가지를 살펴보면 다음과 같다. 이러한 가용도 추산을 위해서는 앞서 설명한 신뢰도 분석뿐만 아니라 시스템 유지보수를 적용한 정비도(Maintainability) 분석이 함께 이루어져야 한다.

- 고유가용도(Inherent Availability): 고유가용도는 계획유지보수(PM)를 고려하지 않으며, 이상적인 지원 환경 하의 규정된 조건 하에서 사용될 때 임의의 시점에서 시스템이 만족스럽게 작동할 확률을 의미하는 안전 가용도(steady state availability)로 시스템의 사후유지보수(CM: Corrective Maintenance)만을 고려할 때 사용된다. 고유가용도는 순전히 장비의 디자인에 의해서만 결정되며, 예비 부품과 정비 인원은 어떠한 지연도 없이 100% 지원된다고 가정한다. 고유가용도 추산을 위한 수식은 다음과 같다.

$$\text{고유 가용도}(A_I) = \frac{\text{MTBF}}{\text{MTBF+MTTR}} = \frac{\text{Plant operating time}}{\text{Plant operating time+Repair time}}$$

- 성취가용도(Achieved Availability): 성취가용도는 고유가용도와 비슷하지만 사후유지보수(CM)와 계획유지보수(PM)를 고려한다는 점에서 고유가용도와 다르다 할 수 있으며, 주로 초기 설계과정부터 총 생산시험

단계까지 사용된다. 성취가용도는 유지보수를 위한 자원이 100% 지원되고, 운용 관리상 지연은 고려하지 않는다고 가정한다. 성취가용도 추산을 위한 수식은 다음과 같다.

$$\text{성취 가용도}(A_A) = \frac{\text{MTBM}}{\text{MTBM} + \text{M}} = \frac{\text{Plant operating time}}{\text{Plant operating time} + \text{Scheduled Downtime} + \text{Repair time}}$$

- 운용가용도(Operational Availability): 시스템이 실 운용환경에서 정해진 조건 하에 사용될 때 언제든지 만족스럽게 운용될 확률을 의미하며, 사후유지보수(CM), 계획유지보수(PM) 및 보급 대기 등을 모두 고려한다는 점에서 상기 가용도 척도와 다르다 할 수 있다.

정비도 분석(Maintainability analysis)

정비도(Maintainability)는 시스템에 고장이 발생하였을 경우 설계 시 계획된 인원이 계획된 조건 하에서 일정기간 내에 그 시스템을 정상 운전 상태로 복귀시킬 수 있는 확률을 의미한다. 시스템을 정상 운전 상태로 복귀시킨다는 것은 정비에 의한 수리 또는 부품 교환 작업을 의미하며, 이를 위하여 소요되는 시간이 정비도의 주요 변수로 작용할 수 있고, 그 소요 시간이 평균 수리시간 MTTR을 나타낸다. 만약, 고장 시점으로부터 수리가 완료되는 시간, 즉, 수리시간을 T라 하고 m(t)를 수리시간 T의 확률밀도함수라 하면, 정비도의 측도는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

- 고장 시스템이 시간 t 이내에 정상운전상태로 복귀될 확률, 정비도 함수 M(t):

$$M(t) = \int_0^t m(u)du$$

- 사후유지보수만 실시할 때 평균 수리 시간 MTTR:

$$MTTR = \int_0^\infty tm(t)dt$$

- 시간 t까지 고장상태로 있던 시스템이 즉시 수리가 완료될 비율, 수리율(repair rate) μ(t):

$$\mu(t) = \frac{m(t)}{1 - M(t)}$$

- 계획유지보수와 사후유지보수를 모두 실시할 때 평균 정지시간, MDT (Mean Down Time):

$$MDT = \frac{f_p MPMT + f_c MCMT}{f_p + f_c}$$

(1) 가용도 추산

단일 구성품의 가용도

가용도는 고장속도와 수리속도에 의해서 결정된다. 즉, 긴 시간 동안은 고장과 수리의 균형이 가용도로 표현된다. 정상 운전인 상태에 있을 확률(가용도)을 A(t), 고장상태에 있을 확률(비가용도)을 U(t)라 하면, 시스템은 고장 또는 정상 운전 상태에 있으므로, 다음의 관계식으로 표현할 수 있다.

$$A(t) + U(t) = 1$$

정상 상태가 늘어나는 속도는 정상상태가 생기는 속도(즉, 고장이 고쳐지는 속도)에서 정상상태가 없어지는 속도(즉, 고장으로 이행하는 속도)를 빼면 된다. 고장 나는 속도를 λ, 고장이 수리되는 속도를 μ라 하면, 정상 상태가 늘어나는 속도는 다음 식으로 표현하면 다음과 같다.

$$\frac{d}{dt}A(t) = \mu \cdot U(t) - \lambda \cdot A(t)$$

초기에 시스템이 정상 상태라고 하고 (A(0)=1),위의 두 식을 연립하여 풀면 A(t)가 다음과 같이 얻어진다.

$$A(t) = \frac{\mu}{\mu+\lambda} + \frac{\lambda}{\mu+\lambda}\exp[-(\mu+\lambda)t]$$

두 번째 항은 시간이 증가함에 따라 지수적으로 감소하므로, 첫 번째 항에 점근하게 된다.

다중 구성의 가용도

구성요소가 늘어나면 해석적인 해를 구하기가 쉽지 않으며, 상용 프로그램을 사용해야 한다. 상용 프로그램들은 Markov 해석이나 Monte Carlo 해석을 사용한다. 전자는 미분 방정식을 풀게 된다. 하지만, 시스템의 상태는 요소 상태의 조합이므로, 요소의 상태가 여러 개이면 시스템의 상태 개수가 기하급수적으로 늘어난다. 가장 일반적으로 사용되는 방법이 Monte Carlo 해석이다. 난수를 발생시켜 고장 확률함수 F(t)와 비교하는 방식을 취하게 된다.

Markov 해석은, 각 부품들의 정상, 고장, 정비상태 등으로 표현되는 시스템의 상태(State)들과 상태들 사이의 가능한 전이율(Transition rate)로 시스템의 신뢰도를 표현하는 방법론이다. 과거에 모든 시간에 대한 정보를 통하여 미래를 예측할 때 가장 최근의 과거만 알면 예측 가능하다는 이론을 바탕으로 하며, 만약 미래 시스템 상태(state)의 조건부 확률 분포가 오직 현재의 상태(state)에 의해 영향을 받고 과거의 상태에 의한 영향을 받지 않는다면, 그 확률과정은 Markov 속성을 지녔다고 한다. 부품들의 상태전이 상황을 아래 그림과 같이 Markov 방향 그래프(directed graph)로 표현하기도 한다.

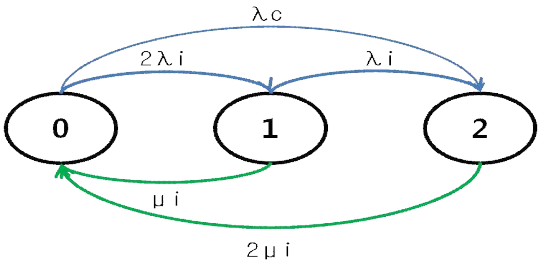


그림 3-4-7 Markov 방향 그래프 예

몬테카를로 해석이란, 시뮬레이션을 이용한 기법의 일종으로, 많은 수의 실험을 바탕으로 통계 자료를 얻어 그 자료로부터 역산하여 어떤 특정한 수치나 확률분포를 구하는 방법이다. 즉, 구하고자 하는 수치의 확률적 분포를 반복 가능한 실험의 통계로부터 구하는 방법을 말한다. 몬테카를로 해석은, 특성상 통계자료가 많을수록, 또한, 입력값의 분포가 고를수록 결과의 정밀성이 보장된다는 것을 알 수 있다. 이러한 이유로 컴퓨터를 이용한 시뮬레이션이 행해진다. 몬테카를로 해석의 특징으로는, 우선 적용하기 쉽다는 장점이 있다. 실제로 파이의 값을 정확히 구하기 위해서는 무한급수에 관한 지식과 오차범위에 관한 지식 등 다양한 배경 지식을 바탕으로 올바른 알고리즘을 만들어 그 값을 계산해야 하지만, 몬테카를로 해석 방법은 그런 모든 절차와 관계없이 짧은 컴퓨터 프로그램 몇 줄 만으로 쉽게, 비교적 정확한 수치를 얻어낼 수 있다. 이런 장점은 이론적 배경만으로는 계산하기 어려운 수치들, 예를 들어, 복잡한 형태를 가진 표면에 빛을 비추었을 때 반사광의 분포, 복잡한 분자계의 화학적 특성 분석, 핵융합로에서 중성자 빔이 반응에 미치는 영향 등을 계산 할 필요가 있을 때 효과적이라는 것이다. 때문에 컴퓨터를 이용한 분석이 발달한 최근에는 거의 모든 과학 및 공학 분야에 걸쳐 몬테카를로 해석이 광범위하게 사용되고 있다. 또한, 사용자가 해석 방법론에 익숙하지 않더라도 상용 프로그램 사용에는 전혀 지장이 없다. 이론적 배경지식은 요구되는 입력들과 나오는 출력들의 이유를 이해하는데 도움이 된다.

라. 생산가용도 분석

(1) 생산가용도 개요

생산가용도는 분석대상 생산 설비의 실제적으로 가능한 생산량을 추산하는 방법론으로, 특정 기간 동안은 계획된 생산량에 대한 실제 가능한 생산량의 비율을 나타내고 있다. 이러한 생산가용도 분석 결과는 각각의 시스템들이, 생산 설비에 요구되는 생산량을 어느 정도 만족하면서 가동되는지를 보여주는 지표로서, 해양 플랜트의 성능평가를 위한 중요한 방법론으로 인식되고 있다.

해양플랜트의 경우, 생산 설비의 평균 생산 효율 평가를 위해서 뿐만이 아니라, 생산설비의 구성요소 및 시스템에 대한, 유지 보수 간격, 예비 부품의 보유 계획 등

최적의 유지 보수 계획을 수립하기 위하여 생산가용도의 정확한 예측이 요구된다. 이러한 측면에서 보면, 생산가용도 분석은 해양 플랜트의 설계 및 운용을 포함하는 모든 사항을 광범위하게 고려하기 때문에, 해양 플랜트의 신뢰도 공학 적용을 포함한 통합적인 모든 작업의 틀을 제공하게 된다.

생산가용도는 사후유지보수(Corrective maintenance) 작업 및 예방유지보수(Preventive maintenance) 작업의 간격/빈도에 영향을 받는다. 또한, 요구되는 예비부품의 보유 계획은, 해상의 열악한 환경에서 작업이 이루어지는 LNG-FPSO의 특성에 따라, 공간의 제약 및 중량을 충분히 고려하여 적용되어야 하며, 특히, 유지보수를 위한 부품조달에 긴 시간이 요구되는 품목은 생산 설비의 생산 효율에 심각한 영향을 미칠 수 있다. 다음은 생산가용도 분석을 통하여 얻을 수 있는 대표적인 결과들이다:

- 고려되는 생애주기 기간 동안은 시스템의 원유/가스 생산 효율의 정량화;
- 생산량 감소에 지배적인 영향을 주는 주요 아이템/시스템(Critical items/systems) 식별;
- 생산설비 운용 중 계획된 설비 운용 및 유지 보수 계획 검증;
- 최적 예비 부품 보유 계획 수립.

가장 현실과 가까운 실제적인 시스템 운용상황 및 조건이라는 가정 하에서, 해양구조물 생산 설비의 생산가용도 추산을 통하여 상기 결과들을 얻기 위한 방법으로, 몬테카를로 시뮬레이션(Monte Carlo Simulation)의 사용이 증가하고 있다. 몬테카를로 시뮬레이션 방법론 사용의 가장 큰 장점 중 하나는, 실질적인 유지 보수 계획과 운용 시나리오의 적용이 시뮬레이션 작업에 반영 가능하기 때문이며, 이러한 이유로 여러 산업에서 광범위하게 사용되고 있다.

(2) 생산 효율 분석(Production efficiency analysis)

생산가용도 분석을 통하여 얻고자 하는 실질적인 결과는 대상 시스템, 즉, LNG-FPSO Topside 공정을 대상 기간 동안은 운용함으로써 원유/가스 등 생산물을 얼마만큼 생산해 낼 수 있는지를 나타내는 공정설비의 생산 효율을 산출하는 것이다. 그리고 요구되는 생산량을 만족시키면서 운용 상 발생할 수 있는 비용 손실을 최소화하기 위한 설계 개선 및 플랜트 운용 개선안전 마련하는 것이다. 이러한 생산가용도 분석 과정을 이해하기 쉽도록 설명하기 위하여, 가용도와 생산가용도의 의미를 아래와 같이 정의하여 생산가용도 기반 공정설계 프로그램(DOP) 개발 연구를 진행하는 동안은 사용할 수 있도록 하였다. 프로그램 개발 연구의 편의를 위하여, 신뢰도 분석 과정과 유지보수 개념을 적용한 정비도 분석을 통하여 산출된 단위공정 가용도를 가용도로 정의하고, 단위공정 가용도 분석과 생산공정 설비의 운용 분석을 적용, 가상 시뮬레이션 과정을 거쳐 산출된 공정 설비의 생산효율을 생산가용도로 정의하여 연구를 진행하였다. 아래 그림은 생산가용도와 가용도의 차이

점을 확연하게 보여주고 있다. 즉, 시간에 따른 생산비율을 용적으로 나타냄으로써 공정 설비의 생산 효율을 쉽게 이해할 수 있도록 보여주고 있다.

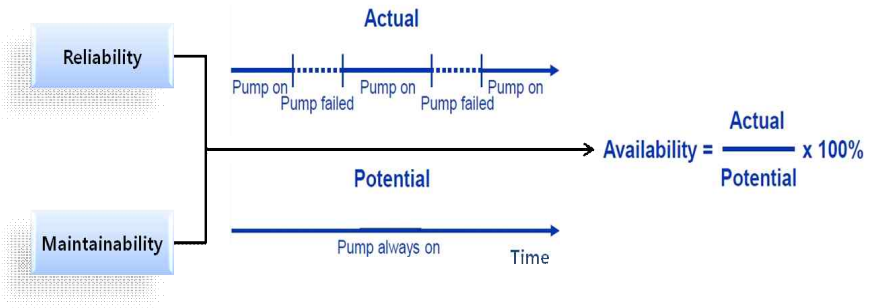


그림 3-4-8 가용도 표현

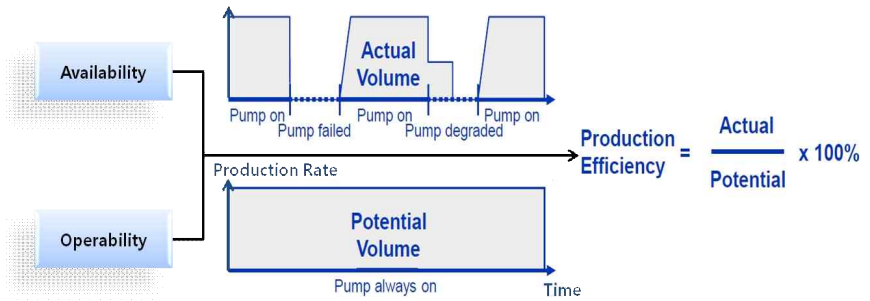


그림 3-4-9 생산가용도 표현

생산가용도는, 앞서 설명하였듯이, 단순히 시스템의 운전, 고장, 유지 보수만을 고려하는 것이 아니고, 이에 더하여 해양플랜트의 운전 방법까지 함께 고려된 개념으로, 생산성을 평가하는 실질적인 지표인 것이다. 해양플랜트에서 생산가용도는 발주처와 공사 수행사간의 중요한 계약 관리 지표가 된다. 생산가용도를 고려하는 이유는 원래 설계 시 목표 생산량에 비해서 100% 생산이 되지 않기 때문이다.

생산을 저해하는 여러 사건에도 불구하고, 운전자들은 생산가용도를 최대한으로 상승시키고자 노력한다. 이러한 노력들은 크게 2 가지로 나누어 진다.

- 사건 발생 시 가용도를 최대화시키는 운전 시나리오 선택
- 사건 처리를 위한 유지 및 보수 우선순위 결정

첫 번째 노력의 한 예를 들면, 전원이 부족할 때(가스터빈 발전기 고장이나 변전 시설의 부분 고장 등으로), 어느 단위 장치부터 정지시킬 것인가를 선택해야 한다. 특정 단위 공정(예: 가스 재 주입 공정)을 모두 정지시킬 수도 있고, 특정 단위 공정 중 일부 장치만(예: 가스 재 주입 공정의 압축기 3대 중 2대)을 정지시킬 수도 있다. 따라서 고장이냐 정상이냐를 따지는 가용도와는 달리, 생산가용도는 부분 부하(Part Load)를 고려해야 한다. 두 번째 노력은 확보하고 있는 유지보수 인력이나 자원이 한정되어 있기 때문에 발생한다. 여러 단위 장치가 고장 났을 때, 어느 장치부터 고치는 것이 생산가용도를 최대화시키는지 결정해야 한다.

해양 플랜트의 생산가용도를 해석적으로 구하는 것은 불가능하며, 상용 프로그램을 사용한다. 즉, 기본적인 장비가 수백 개 이상이고, 여기에 몇 가지 운전 또는 유지보수 시나리오를 결합하면 해석적 해석이 불가능할 정도로 많은 경우의 수가 나온다. 이에 따라 Stochastic Approach 방법, 즉 Monte Carlo Simulation 또는 Petri-net을 사용할 수 있다.

생산 효율 분석을 위해서는 운용 분석(Operability analysis) 내용을 시뮬레이션에 적용하여야 한다. 운용 분석은 생산 설비의 운용과 관련된 정보로서, LNG-FPSO Topside 공정의 시스템/장비/탱크 용량 및 성능, Flaring 운용, 공정 시동 시간(start-up time), 계획된 생산 공정 휴지(downtime) 시간(emergency shutdown test, fire and gas detection system test, total shutdown with inspection, etc.) 등을 나타내며, 이러한 모든 정보를 분석하여 시뮬레이션에 적용한 후, 생산 효율 분석 결과를 바탕으로 새로이 제안전 운용 계획을 산출하여 다시 검토하여야 한다. 아래 그림은Life-cycle 시뮬레이션을 통한 평균 생산가용도를 보여주고 있다.



그림 3-4-10 평균 생산가용도 표현

(3) 시뮬레이션에 의한 생산가용도 추산

실질적으로, 몬테카를로 시뮬레이션은, 다양한 확률적 특성과 고장 패턴을 가지는 시스템들에 대하여 많은 수의 가상 시뮬레이션을 수행함으로써 시스템 가용도를 추산하는 방법론이다. 이러한 작업을 가능하게 하기 위하여, 시스템 상태 전이(Transition)의 확률이 작성되어야 하며, 실제 시스템의 운용 중 발생 가능한 시스템 상태(State)의 종류와 많은 수의 시스템 상태 전이 발생 시점(Time)들이 작성되어야 한다. 예를 들어, 시스템은 시간에 따라 고장과 수리가 발생하는 펌프, 밸브, 전자회로 등 물리적인 부품(Nc)으로 구성되어있다. 각각의 구성 부품들은 작동(Working) 상태, 고장(Failed) 상태, 대기(Standby) 상태 등 다양한 양상에 놓여 있을 수 있으며, 각각의 구성 부품들에 대하여 각기 다른 상태(State)로 전이를 나타내는 확률 행렬(Probability matrix)을 작도할 수 있다.

몬테카를로 시뮬레이션의 각 trial은, 각기 다른 시간에 시스템 configuration을 하나의 상태(state)에서 다른 상태(state)로 변화하는 것을 추적하여 분석하는 임의 행

로(Random walk)를 발생시키는데 있다. Trial 중에는, 시간 t'에 주어진 시스템 configuration k'에서 시작하여, 언제 다음 전이(Transition)가 발생하며, 전이의 결과로써 그 시스템의 새로운 configuration이 어떤 것인지 결정되어야 한다. 이러한 과정은 '간접 접근법(Indirect approach)'과 '직접 접근법(Direct approach)', 두 가지 접근법의 MC 시뮬레이션에 의하여 결정될 수 있다.

마. 결론

본 장에서는, 생산가용도 기반 공정설계 프로그램 개발을 위하여 필요한 공학적 분석 방법론 및 이론들을 생산가용도 분석 과정의 흐름에 따라 단계별로 살펴보았다. 생산가용도 기반 공정설계 프로그램은, LNG-FPSO Topside 공정의 생산가용도 분석을 수행하기 위하여 '신뢰도 분석', '정비도(유지보수) 분석', '가용도 분석', '생산 공정의 운용 분석' 및 몬테카를로 시뮬레이션을 통한 '생산 효율 분석' 단계로 구성되어 있다. 신뢰도 부분은 신뢰도 분석을 위한 이론과 신뢰도 데이터베이스, 그리고, 신뢰도 산출을 위한 기법인 고장모드 및 영향 분석(FMEA), 신뢰도 블록 선도(RBD), 고장수목 분석(FTA) 방법론을 검토하였으며, 정비도 분석을 위하여 유지보수 적용 방법론 및 신뢰도 기반 유지보수(RCM) 기법에 대하여 조사하였다. 가용도 부분에서는 가용도 분석 이론과 단일 구성 시스템 및 다중 구성 시스템의 가용도 추산 방법론을 조사하였다. Lifecycle 시뮬레이션을 통한 생산 효율 분석 단계의 생산가용도 분석 이론 정립을 위하여, 생산 공정 운용 분석(operability analysis) 적용을 통한 생산 효율 분석의 이론 및 정의를 비롯한 LNG-FPSO Topside 공정 생산가용도 추산에 몬테카를로 시뮬레이션 기법을 적용하기 위한 방법론을 검토하였다.

본 절에는, 1단계에 해당하는 생산가용도 분석 방법론 정립 단계의 결과로 신뢰도 및 가용도 이론과 생산가용도 분석을 위하여 필요한 방법론들을 조사하고 분석한 결과를 기술하였으며, 이러한 내용들은 5차년도부터 수행 된 '2단계: 생산가용도 기반 공정설계 프로그램 개발'을 위한 기초 자료로서 모듈 프로그램의 초기 알고리즘 개발 작업에 사용 되었다. 또한, 상기 논의된 공학적 이론 및 방법론들은 LNG-FPSO Topside 공정에 특화된 효율적인 생산가용도 산출 방법론으로의 개선을 위한 보완 작업을 계속 진행하였다.

LNG-FPSO Topside 공정의 생산가용도 분석을 위한 '생산가용도 기반 공정설계 프로그램'은, Topside 공정 생산설비의 Lifecycle 시뮬레이션을 통하여, 생산 설비의 생산 효율을 예측하고 생산 효율에 영향을 미치는 중요 시스템(Critical system)을 분석하는 작업을 가능하게 할 것이며, 이러한 분석 결과들은, 여러 가지 원인으로 인한 비용 손실을 최소화하기 위하여 필요한, '장치/시스템 성능 개선', '공정 구성 개선', '새로운 공정 적용' 등과 관련된 설계 개선안의 마련과 '유지보수 관리 최적화', '예비 부품 관리 최적화' 등과 관련된 LNG-FPSO 운용 개선안의 마련을 가능하게 할 것이다.

2. LNG-FPSO 안전무결도 분석 방법론

가. 소개

(1) 목적과 범위

본 보고서의 목적은 IEC 61508과 IEC 61511을 Process 산업에 적용하는 것이다. IEC 표준을 적용하기 위해서는 특정 방법론과 수식이 필요하지만, 이러한 IEC 표준에는 그런 것들에 대해서 자세히 나와 있지 않다. 그러므로 여기서는 IEC 61508과 IEC 61511을 적용을 좀 더 쉽고 빠르게 하기 위한 방법론과 수식을 제시하고자 한다. IEC 61508과 IEC 61511에서는 Safety Instrumented System (SIS)의 Safety Life Cycle이 설명되어 있다. LNG-FPSO와 같은 어떤 설비의 SIS를 설계하기 위해 필요한 정보는 IEC 표준의 작은 부분이다. 아래 그림은 IEC 61511의 Safety Life Cycle을 보여주고 있다. 본 보고서는 여기서 파란색 글자로 된 4단계의 Framework만 논의될 것이며, 이 Framework들은 LNG-FPSO의 FEED engineering 단계에 속한다.

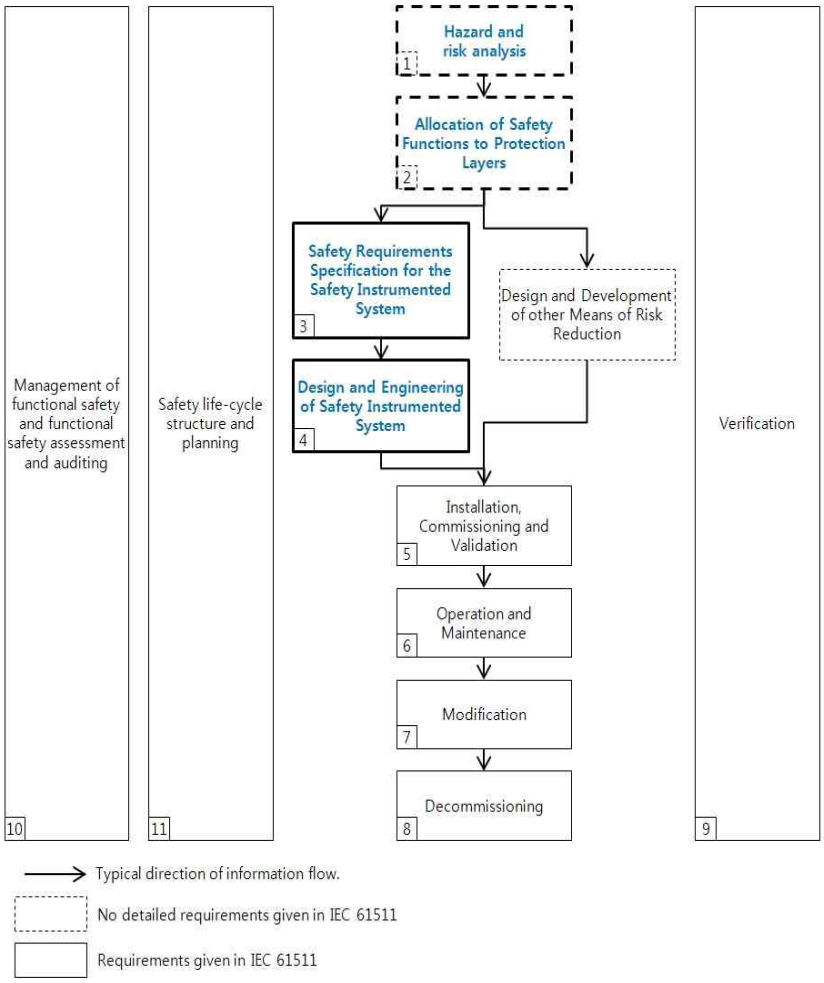


그림 3-4-11 SIS Safety Life-Cycle Phase와 기능적 안전 평가 단계

(2) Risk Reduction, SIS와 Safety Barriers

많은 경우 안전 ESD와 F&G와 같은 SIS, PSV와 Firewall과 같은 다른 기술에 의한 안전 시스템, 안전 절차, 모듈 배치와 같은 추가적인 위험도 감소 설비로 성취될 수 있다. 그래서 안전 전략은 위험도를 허용 가능한 수준까지 낮추기 위해 반드시 모든 안전 관련 시스템과 방법들을 종합적으로 고려해야 한다.

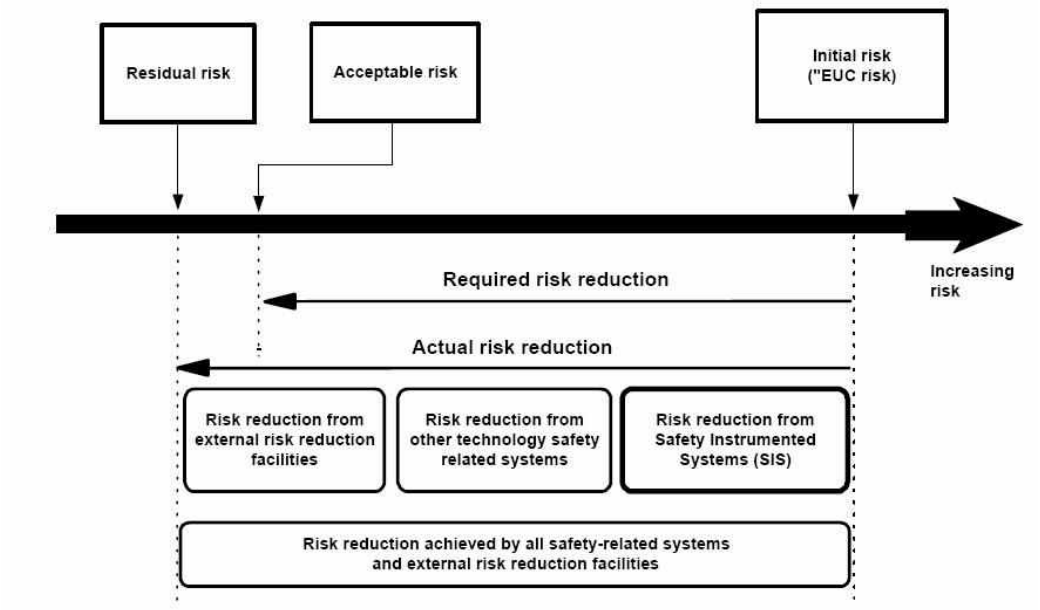


그림 3-4-12 위험도 감소의 일반적 개념

Safety Barrier는 위험도 감소를 위해 반드시 작동해야 하는 기능으로 설명할 수 있으며, 그런 기능은 기술적 또는 운용상 수행될 수 있다. 예를 들어, 안전 기능인 “점화 회피”를 달성하기 위해 “점화원 차단”과 “hot work 허가제”가 Safety Barrier로 사용될 수 있다. 그래서 Safety Barrier는 위험도를 감소시키기 위해 사용된다. 또한 Safety Barrier는 SIS를 포함하는 다양한 시스템과 요소로 구성될 수 있다. IEC 61508에 주어진 일반적인 원리와 전략은 모든 안전 시스템과 조치에 적용될 수 있다.

(3) IEC 61508, IEC 61511

국제 표준인 IEC 61508은 SIS의 사양, 설계, 운용에 대한 기초로서 널리 사용되어 왔다. 이러한 IEC 표준은 SIS의 SIL을 결정하기 위한 위험도 기반 접근 방법론을 제시하고 있다. 이러한 위험도 기반 접근 방법은 많은 분석 작업을 필요로 하고, Quantitative Risk Analysis (QRA)로부터 직접적으로 도출하기도 어렵기 때문에 개발 프로젝트의 한 부분으로 취급하기 힘들다. IEC 61508은 원자력 발전, 의료, 철도 등 많은 산업에 적용할 수 있는 일반적인 표준인 반면에 IEC 61511은 LNG-FPSO와 같은 Process의 SIS에 적용할 수 있는 특성화된 표준이다.

IEC 61508과 IEC 61511은 SIS의 사양, 설계, 통합, 운용, 유지보수, 설계변경, 폐기에 관련된 요구사항들을 구조화하기 위한 Framework로서 Safety Lifecycle을 사용한다. 각 단계마다 Input과 Output이 정의되어 있으며, 각 단계의 마지막에는 정의된 Output이 계획대로 잘 도출되었는지 반드시 확인해야 한다.

나. 위험도 허용기준 (Risk acceptance criteria)

위험도 평가를 시작하기 위해서는 위험도 허용기준 (Risk acceptance criteria)이 제일 먼저 정해져야 한다. 정량적인 위험도 허용기준은 정량적 또는 정성적 위험도 평가에도 반드시 필요하다. 정량적 위험도 평가 후 그 위험도가 위험도 허용기준을 만족하는지 확인되어야 한다. 만약 만족하지 못한다면 추가적인 안전 조치가 행해져야 한다. 위험도 허용기준은 플랜트로 인한 위험에 노출된 모든 사람에 대해 설정되어야 한다. 예를 들어 육상 정유 플랜트의 위험에 노출된 사람은 플랜트 근처에 거주하는 주민, 플랜트를 운용/유지보수 엔지니어, 플랜트 근처 독립된 건물에서 일하는 행정직원, 플랜트를 자주 출입하는 직원 또는 협력업체 직원이 있을 수 있다. 본 위험도 허용기준은 LNG-FPSO에 적용되기 때문에 오직 운용/유지보수 엔지니어에 대해서만 적용된다.

(1) 개인위험도 허용기준

여러 산업분야에서 사용되는 개인위험도 허용 기준은 거의 유사하게 적용되고 있다. 아래 표는 노르웨이에 의해 2000년도 국제해사기구(IMO)에 제출된 바 있다.

표 3-4-1 노르웨이가 제시한 위험도 허용 기준

Risk exposed persons	Risk acceptance criteria
Boundary between broadly acceptable and tolerable risk	10-6/year
Maximum tolerable risk for worker (e.g. crew members)	10-3/year
Maximum tolerable risk for public (e.g. passengers)	10-4/year

(2) Risk Matrix

HAZOP과 같은 정성적 위험도 평가에서는 위험요소에 대한 빠른 위험도 수준 결정이 필요하며, 이 때 Risk matrix가 사용된다. Risk matrix는 정성적 위험도 평가에 쓰이는 가장 일반적이며 합리적인 도구이다. Risk Matrix는 정성적인 기준이기 때문에, 정량적 개인위험도 허용 기준에 어느 정도 부합하지만 완벽히 똑같지는 안전 본 보고서에 제시된 Risk Matrix는 참고용이며, 실제 위험도 평가에 사용하기 위해서는 LNG-FPSO 운용 회사에 허가를 받아야 한다. 대부분의 운용 회사에는 자체 기준에 의한 Risk Matrix가 있다. 아래 표의 Risk Matrix 예에서 H (High)는 허용 불가능한 수준, M (Medium) ALARP (As Low As Reasonably Practicable)

수준, L (Low)는 허용가능 수준의 위험도를 의미한다. ALARP 수준 위험도는 합리적으로 낮은 위험도를 의미하나 비용-편익분석이 수반되어야 한다.

표 3-4-2 Risk Matrix 예

Consequence severity \ Event Frequency		1 Once per 1,000~10,000 years	2 Once per 100~1,000 years	3 Once per 10~100 years	4 Once per 10~1 year	5 Once per 1~0.1 year
Catastrophic	5	H	H	H	H	H
Severe loss	4	M	H	H	H	H
Major damage	3	M	M	H	H	H
Damage	2	L	L	M	M	H
Minor damage	1	L	L	L	L	M

다. 위험요소 및 위험도 분석 (Hazard and risk analysis)

(1) 개 요

위험요소(Hazard) 및 위험도(Risk)의 해석은 국제 표준인 IEC 61508에 근거하여, 다음의 사항들을 결정한다. 아래 사항들이 합리적으로 실현 가능할 때, 모든 공정들은 선천적으로 안전설계가 이뤄진다. 이 사항들이 실현 불가능하면, 기계적 보호 시스템과 안전계장(SIS)등의 위험도 감소 방법이 설계에 추가적으로 필요하다. 이러한 시스템들은 독자적 또는 상호간에 조합으로 기능을 한다. 공정플랜트에서의 통상적인 위험도 감소 방법은 아래 그림과 같다.

- 통제 대상 기기(EUC) 및 대응 제어기기에서의 위험요소와 위험상황
- 위험요소에 기인한 연속적인 상황 변화
- 정의된 위험요소들과 관련된 EUC의 위험도
- 위험도 감소를 위한 요구 조건 등

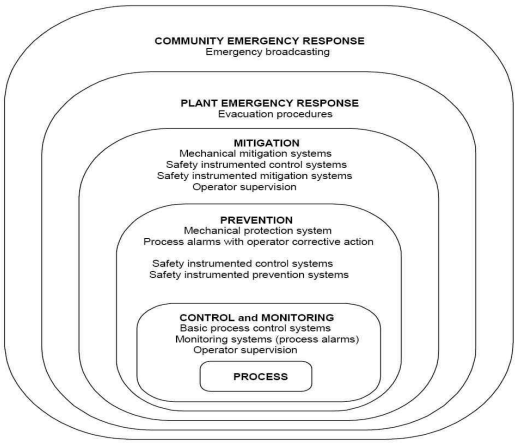


그림 3-4-13 공정플랜트에서의 일반적인 위험도 감소 방법 (IEC 61511-1, 2002)

(2) 요구 조건

일반 요건

위험요소(Hazard) 및 위험도(Risk) 분석은, 발생 가능한 고장, 남용 및 극한 환경 조건들을 포함하는 예측 가능한 모든 상황들을 고려하게 된다. 또한, 인적 오류의 가능성과 공정 자체와 장비에서 발생되는 비정상적이거나 드문 유형의 발생 가능성을 고려한다. 이는 결과적으로, 개개의 위험한 상황과 그를 유발하는 요소들의 정의에 관한 설명이 된다. 위험요소 및 위험도 분석은 다음 문제점을 고려해야 한다.

- 취급되는 유체 특성
- 운전 및 유지보수 절차
- 시동, 운전정지, 유지보수, 이물질 제거, 유정작업 등과 같은 통제 대상 기기(EUC)에 영향을 미치는 각기 다른 운영과 운전 유형들
- 인적 조작에 의해 발생되는 위험요소 및 설치에 관한 복잡성과 미숙함
- 위험요소식별(HAZID)에 의한 특별 보호 기능들의 추가적인 요구
- 공정제어시스템(PCS) 고장에 기인한 각기 다른 위험요소의 유발성과 안전 수요
- 요구되는 안전 달성을 위한 추가적 위험도 감소 필요성 관련 요건의 결정
- 사건의 발생빈도와 결과에 대한 설명
- 위험요소와 위험도를 줄이거나 없애는 데 채택되는 방법에 관한 설명
- SIS와 BPCS 사이에서 발생한 Common Cause Failure에 의한 방호계층 안전기능 할당

Common Cause Failure (CCF)

어떤 하나의 사건에 기인한 대상 시스템들의 동시다발적 고장을 말한다. 공통원인고장은, 전반적인 공정설계 과정과 방호계층의 요건이 충족되는지 결정하는 과정에서 필수적으로 고려되어야 한다.

다중업무조직(Multidiscipline Team)

통제대상기기(EUC)의 시험평가 중에 누락되는 위험 요소들을 감소시키기 위해, 위험요소식별(HAZID)이 반드시 수행되어야 한다. 다중업무조직은 운영 및 유지보수 경험을 갖추고, 연관되는 엔지니어링 분야들을 섭렵하여야 한다.

(라) 위험요소식별 방법론(HAZID Techniques)

HAZID에 이용되는 방법들의 유형은 식별이 이뤄지는 단계에서의 수명주기와 설치의 복잡성과 같은 요소에 의존한다. 일반적으로, 새로운 시스템 또는 설비에 대해서는 보다 체계적인 접근이 요구된다. 자세한 사항은 ISO 17776을 참고한다.

(3) 위험요소와 운전(HAZOP Study)

HAZOP에 관한 논의는 HAZID보다 자세하며 좀 더 정형화되어 있다. Guideword에 따라서 플랜트의 상황을 가상해 보고, 이에 대한 원인, 빈도, 피해 규모, 대책 등을 검토한다. 이는 HAZID에서 미해결로 남은 위험요소까지 적절하게 다루어지며, 보다 많은 개수의 위험요소들이 다루어진다.

HAZOP 소개

HAZOP은 전형적인 공정의 검토 과정이다. 플랜트의 잠재적인 위험요소들과 운전상의 문제점들을 식별하기 위하여 장비와 운전에 관한 사항들이 검토된다. HAZOP 과정은 설비에서의 위험요소와 상업 시운전의 지연 일수를 감소시키는데 도움이 된다.

HAZOP 과정

- 공정설계자가 대상 시스템의 설계목적과 P&ID에 대해 간략히 소개한다.
- 설계에 관한 관심사와 제반 사항에 대한 질의응답이 이뤄진다.
- HAZOP 수행을 위해 배관 또는 적절한 설비에 대하여 Node(분석대상)를 결정하고 알기 쉽게 P&ID 상에 표기한다.
- 공정설계자가 설계 목적과 특징, 운전 조건, 부품, 기기, 방호시스템 등에 관하여 상세하게 설명한다.
- Node에 대한 질의응답이 이뤄진다.
- 상세한 HAZOP이 시작된다. HAZOP 진행자가 적절한 Guideword를 선정하고, 이 Guide Word는 원치 안전 유동의 발생 원인과 영향에 대한 논의에 이용된다.
- 만약 위험도가 수긍할 수 없거나, ALARP (As Low As Reasonable Practicable) 수준이면, 문제점으로 간주된다.
- 만약 현존하는 보호장치로 충분히 위험도를 대비할 수 있다면, 더 이상의 진행은 불필요하다.
- HAZOP의 목적은 해결이 필요한 문제점들을 찾아내는 것이다.
- 색인어가 더 이상 필요 없을 시, 무시한다.

Risk Matrix

위험도는 사건의 발생빈도와 그 심각도의 조합으로 표현되는 것이 일반적이다. 위험도의 수준은 위험한 사건의 발생빈도와 그로 인해 예측되는 피해의 심각도를 측정하여 판단된다. 정성적 분석에 관하여 Risk Matrix가 의사결정에 강제적으로 또는 선택적으로 이용된다.

Guideword

일반적인 플랜트에 이용되는 Guideword는 아래 표와 같다. 플랜트의 설계 목적과 사양 등에 따라 Guideword가 선택되며, 모든 Guideword가 도입될 필요는 없다. 예를 들어, LNG-FPSO를 위해서는 19가지의 색인어가 적절하다. 이는 HAZOP 참가자들의 논의에 의해 결정된다.

표 3-4-3 HAZOP Guideword 예

No.	Guide words	Possible causes
1	High flow	Overpressure
2	Low flow	Failure of pressure control valves
3	No flow	Spurious close of valves
4	Reverse flow	
5	High level	Failure of level control valves
6	Low level	Leakage of a vessel
7	No level	
8	High pressure	Failure of pressure control valves
9	Low pressure	
10	High temperature	Failure of temperature control valves
11	Low temperature	Failure of heat exchange
12	2-phase flow	Liquid in gas system
13	Impurities	Gaseous, liquid, solid
14	Instruments	Sufficient for control, tool many, correct location
15	Commissioning	No equipment, wrong procedure
16	Maintenance	Wrong procedure
17	Other operation	Start-up, shutdown, inerting, aeration, etc.
18	Fire and explosion	Leakage, ignition sources, static electricity
19	Simplicity	Excessive equipment, valves

라. 안전기능의 정의(Definition of safety functions)

(1) 목적

안전기능 정의의 목적은 Safety Instrumented Function (SIF) 또는 Deviation에 대한 SIF를 정의하는 것이며, 아래 내용을 포함해야 한다.

- 식별된 Risk를 감소시키는 안전 기능 설명
- SIS에 의해 수행되는 SIF

(2) Local Safety Function과 Global Safety Function

해양플랜트의 SIF는 Local Safety Function과 Global Safety Function으로 나눌 수 있다. 아래에 그 내용에 대한 구체적인 설명이 있다.

Local Safety Function

HAZOP과 SAT Analysis와 같은 방법들이 식별된 위험요소에 대한 Local Safety Function으로 할당된다. 결과적으로 EUC의 정의는 ISO 10418 (API RP 14C)에 적용된 Process 부품의 정의와 같다. 그 정의는 Process 장치와 관련 배관, 밸브를 포함해야 한다.

Global Safety Function

해양플랜트에서 Global Safety Function은 아래와 같은 안전기능을 포함한다.

- Emergency Shutdown Function
- Blowdown Function
- Electrical Isolation Function
- Fire and Gas Detection Function
- Fire Fighting Function

이러한 안전기능의 목적은 Hydrocarbon 누출과 같은 비정상적인 상황을 방지하고, 주요 위험한 사건이 심각한 결과로 이어지는 것을 차단하며, 사고로 인한 영향을 감소시키는 것이다. 일반적으로, 해양플랜트는 몇몇 화재 구역으로 나눌 수 있다. Process 구역에 대해서는 Emergency Shutdown Valve는 화재 구역 경계조건 내에 위치해서 화재가 다른 구역으로 퍼지는 것을 방지한다. 그래서 화재/폭발을 고려할 때, 화재 구역은 EUC 정의와 거의 같다.

(3) 요구사항

Process의 안전설계를 위해 ISO 10418를 따르는 Local Safety Function은 그 분석을 문서화하는 Safety Analysis Table (SAT)을 통해 정의되어야 한다. HIPPS와 같은 ISO 10418를 벗어나는 경우는 그 위험요소와 안전 기능이 반드시 식별되어야 하고, SAT에 문서화되어야 한다. Global safety functions에 대해서는 PSA regulations과 NORSOK에 명시된 것과 같이 요구 수준이 높다. Global safety function에 관련된 추가적인 요구사항은 QRA와 Fire and Explosion Strategy를 실시하는 것이다. ISO 10418 analysis, HAZOP studies, QRA, FES와 기타 다른 분석을 통해 safety functions의 deviations은 식별될 수 있다. 모든 SIF에 대해, minimum SIL requirements는 반드시 적용되어야 한다.

SIF에는 안전 기능을 수행하는 데 필요한 모든 장비와 Utilities들이 반드시 정의되어야 한다. 작동하는 데 에너지가 필요한 기능들은 에너지 source도 반드시 안전기능의 한 부분으로 포함되어야 한다. 그 예가 아래에 설명되어 있다.

- 의도된 기능을 수행하기 위해 유압 공급이 필요한 밸브에 대해, 안전기능은 반드시 local hydraulic supply system이 포함되어야 한다.
- UPS가 필요한 안전 기능을 반드시 UPS를 포함시켜야 한다. 예를 들어

UPS는 deluge valve를 작동시킬 수 있다.

- Fail-safe 시스템이 아닌 경우, 서로 다른 시나리오에 따라 필요하고 이용 가능한 에너지 source를 고려하는 것은 필수적이다. (main power, emergency power, UPS)

마. 안전무결도 (SIL) 요건의 배분 (SIL Allocation)

(1) 목적

- 식별된 위험도에 대한 방호를 위해 필요한 안전 조건의 묘사
- 안전계기시스템 (SIS)에서 실행되는 안전 기능의 정의
- 안전무결도 (SIL)와 부합하는 각 안전계기 기능의 설정

(2) 안전무결도 결정 방법

안전무결도를 결정하는 방법에는 여러 종류가 있다. 예로, IEC 61511의 정량적 방법, Risk Matrix, Safety Layer Matrix, OLF070 지침, Risk Graph 및 방호계층 분석(LOPA) 등이 있으며, 정량적이고 정성적인 접근법이 적용된다. 정성적 방법에서 변수들은 다뤄지는 문제와 전문가들의 평가에 의해 결정된다. 정량적 방법은 수치적 계산결과를 목표치와 비교하는 계산값의 결과물이다. 수치적 결과와 정성적 결과에서 위험도 감소가 필요한지 아닌지에 따라 방법론이 결정된다. 설정 범위와 정도는 정성적이나 안전무결도는 항상 수치로 표현된다.

(3) 방호계층분석 (Layer of Protection Analysis, LOPA)

해양플랜트 사고는 사상자와 경제적 손실을 유발한다. 특정 안전 요구조건의 결정은 사고를 예방하는 데 있어 매우 중요한 사안 1990년대, IEC 61508 및 IEC 61511이 제시되었고 이들 국제 표준은 방호계층분석에 관하여 소개하기 시작하였다. 화학공정에서 몇몇 방호계층이 이용되어 왔으며, 방호계층분석은 이들 방호계층의 개수와 강도를 해석한 것이다.

방호계층분석은 정량적 위험도 평가의 간단한 형태로 간주될 수 있다. 이는 HAZOP 이후에 이용될 수 있으며, 또는 정량적 위험도 분석(Quantitative Risk Analysis, QRA)의 이전에 이용된다. 방호계층분석과 다른 기법들 간의 차이점은, 방호계층 분석이 IEC 61511에 부합하는 안전 기능의 안전 결정하는 데 집중적으로 이용되고 가장 일반적인 위험도 분석 기법인 것이다. 게다가, 초기비용 조달계획에 적용되며, 사고조사와 변화의 감지를 쉽게 알 수 있기 때문이다. 이는 석유가스 산업에서 국제적으로 채택되고 있는 기법이다.

방호계층의 개념은, 1993년, 미국화학공학회 (American Institute of Chemical Engineers)의 부속 기관인 화학공정안전센터 (Center of Chemical Process Safety, CCPS)에서 발간한 “Guidelines for Safe Automation of Chemical Processes”에서

처음으로 도입되었다. 2001년에 화학공정안전센터는 방호계층 분석 방법을 설명하는 간략화된 위험도 평가에 관한 서적을 발간하였다. 이 기법 역시, IEC 61511의 3장 부속서 F에 기술되어 있다. 방호계층분석에 관한 광범위한 내용들을 찾아볼 수 있으며, IEC 61511과 CCPS에서 순차적인 접근이 이루어진다. 저자마다 용어가 다르고, 용어의 해석과 정의가 모두 달라 혼란을 초래할 수 있다.

방호계층분석은 1990년대에 소개되었으며, 최근 들어 국제적으로 명성을 얻고 있다. 방호계층분석은 간략화된 위험도 평가 기법들과 위험도 분석 기법에 기초한다. 예산증가계획, 사고조사 및 변화의 감지가 쉽다. 또한, 유연한 방법론으로써, 다른 내용과 적용 사례들은 무엇이 진실인지 이해하는 데 어려움이 있다. 고려대상의 적용은 안전무결도 결정기법으로써 방호계층분석이다.

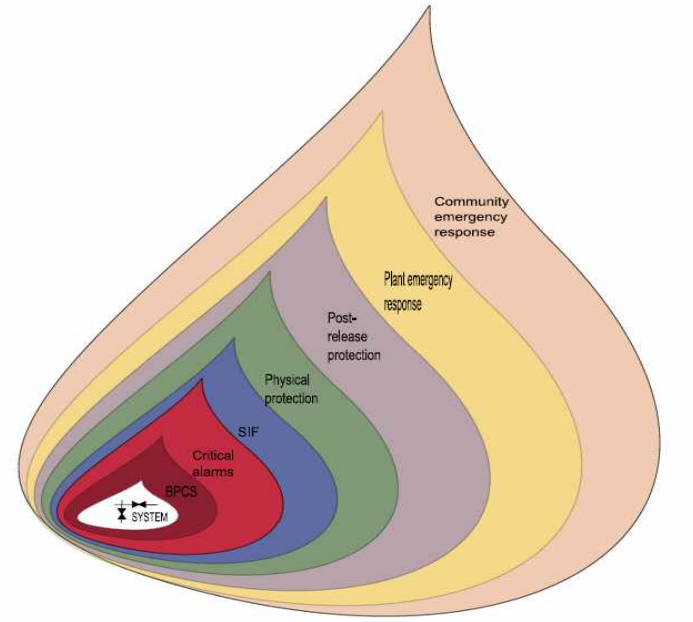


그림 3-4-14 방호계층 분석(LOPA)의 개념도

위의 그림은 종종 방호계층 분석의 개념을 표현하는 “양파껍질”로 불리는 그림이다. 시스템 또는 공정설계는 비상경보와 인적 조작, 안전 기능, 물리적 방호와 긴급응답, 기본 공정 제어 시스템(BPCS)을 포함하는 방호계층을 갖고 있다. 기본 공정 제어 시스템은 일반 운전 시에 사용되는 제어 시스템이면서 때때로 공정 제어 시스템으로 불린다. 공정 또는 운전자로부터 발생되는 입력 신호가 출력신호로 변환될 때, 예정된 대로 작동하도록 한다. 만약, 제어 시스템이 공정의 통제불능(예: 고압발생)을 발견한다면, 온도를 정상화하는 역할을 수행한다(예: choking the flow, CCPS, 2001; IEC 61511, 2003). 경보 감시는 또 다른 방호계층으로 간주된다. 경보가 울리면, 운전자는 위험을 막기 위해 기기를 조작한다. 이때, 경보 시스템은 반드시 기본 공정 제어 시스템과 달리, 다른 회선으로 격리되어 있어야 한다(CCPS, 2001; IEC 61511, 2003).

Marszal와 Scharpf (2002)에 따르면, 방호계층 분석은 사건수분석(Event Tree Analysis, ETA)의 특별한 형태로 간주될 수 있다. 이는 방호계층의 한 세트에 의해 예방되는 원하지 않는 사고결과의 주기를 결정하는 데 목적이 있다. 이 접근법은 모든 방호계층이 사고결과에 의해 모두 작용이 불가능한 상황일 때의 최악의 시나리오를 평가한다. 원하지 않는 사고결과의 주기는 방호시스템에서의 방호계층의 고장확률을 곱한 계산 값이다. 허용 가능한 위험도 주기와 원하지 않는 사고결과의 주기를 비교하여, 위험도 감소의 필요성과 적절한 안전수준을 정의한다.

방호계층분석은, 위험도 감소 필요성을 계산하는 변수들의 예측이므로, 준-정량적인 방법이다. 위험도 감소 필요성은 채택 범주에 관련된다. 정량적 위험도 평가에서, 수학적 모델과 시뮬레이션들은 종종 피해의 정도와 단계적 확대를 평가하기 위해 이용된다. 예를 들면, 독극물 확산, 폭발 확산 또는 화재 확대 등이다. 게다가, 고장수분석(Fault Tree Analysis, FTA) 또는 다른 방법들도 사고 발생의 주기를 계산하기 위해 이용된다(Rausand and Høyland, 2004).

안전계장(SIS)는 안전 감지자, 논리연산자 및 실행자들의 구성 시스템으로 설명한다. 또한, 기계장비 또는 장비를 위한 독립적인 방호막으로 보여질 수 있다. 안전 적절한 안전 기능을 수행한다. 방호계층 분석에서 안전 기능들은 방호계층으로 간주된다. 물리적 방호는 압력방출밸브(Pressure Relief Valve)와 같은 장비를 포함한다. 이는 분리기(Separator)에서 파열판(Rupture Disc)이 될 수 있다. 배출 방호 이후는 방벽, 방폭벽 등이 물리적 방호가 된다. 이들은 배출 또는 폭발 이후에 고유의 기능을 가지고 있다. 물리적 방호의 두 가지 형태는 모두 방호계층 분석에서 방호계층으로 취급된다(CCPS, 2001; The Dow chemical company, 2002; ACM Facility Safety, 2006). 만약 사고가 발생하여, 진전되고, 대피계획이 실행되고, 응급조치가 시행된다면, 피해에 노출된 인원들에게 대피할 수 있도록 하거나, 피해/부상을 완화할 수 있다. 이와 같은 방책들은 플랜트와 응급통신망에서 구분된다. 또한, 최후의 방호계층으로 간주된다(CCPS, 2001; The Dow chemical company, 2002; ACM Facility Safety, 2006).

방호계층 분석은 안전 기능의 신뢰도를 결정하는 데 있어 기존에 있는 방호책들의 신뢰도와 혼재돼 있다. 이는 방호계층 분석 자체가 어떠한 방호계층을 실행시킬 것인지 결정하는 것이 아니라, 요구된 성능의 실행만을 결정한다는 것을 의미한다. 예로, 안전 기능이 현존하면, 얼마나 많은 방호계층이 요구되는지, 어느 상황에 의존되는지에 대한 안전 기능(SIFs)의 안전 추가적으로 결정된다(CCPS, 2001; The Dow chemical company, 2002).

방호계층분석(LOPA)은 다양한 배경지식을 갖춘 구성원의 조직에 의해 수행된다.

- 운전자, 공정 엔지니어, 공정 제어 엔지니어
- 제작업자, 전계장 제조업자
- 위험도 분석 전문가

바. SIS 설계 (SIS Design and Engineering)

(1) 목적

이미 결정된 SIL을 만족시키는 SIS를 설계하는 것에 대하여 설명한다. 정확하게 말하면 SIS의 상세설계 및 구매를 위해 SRS를 더 구체화시키는 것이다. SIS에 의해 수행되는 안전기능에 대해, 결정된 SIL을 만족하기 위해 반드시 수행되어야 하는 3가지 종류의 요구사항이 있다.

- SIS 작동 필요 시 고장확률, PFD(probability failure on demand) 또는 시간 당 고장확률(probability of a dangerous failure)로 표현되는 정량적 요구사항
- 안전기능을 구성하는 하부 시스템의 구성적 제약사항(Architectural constraints)으로 표현되는 정성적인 요구사항
- Systematic fault를 회피하고 제어하기 위한 기술 또는 평가에 관련된 요구사항

(2) 안전계장 (Safety Instrumented Systems, SIS)

Safety Instrumented Systems (SIS)에 대해서 정확히 이해할 필요가 있다. SIS에 대한 사전 지식이 없는 엔지니어는 SIL requirements를 이해하기 위해서 반드시 아래 내용을 알고 있어야 한다.

안전시스템 또는 Protection Layer가 설치된 시스템을 Equipment Under Control (EUC)라고 한다. EUC는 안전시스템을 필요로 하는 위험요소를 가지고 있다. 플랜트에서는 HAZOP Study를 통해 프로세스의 위험요소를 식별해 낼 수 있다. 이 위험요소가 발생하면 안전시스템 작동이 요구되기 때문에 Process Demand라고 말한다. Process Demand는 발생빈도에 따라 구분할 수 있다. 예를 들어, 자동차의 브레이크를 안전시스템이라고 가정하면, EUC는 자동차가 된다. 자동차를 운행 중 수시로 정지해야하기 때문에 Process Demand는 아주 빈번하게 발생하며, 브레이크가 작동하지 않는 것을 거의 즉시 감지할 수 있다. 이러한 자동차의 브레이크를 High Demand Mode 안전시스템이라고 한다. 이와는 반대로 Process Demand가 거의 발생하지 않을 수도 있다. 이러한 경우 안전시스템을 아주 오랫동안은 작동하지 않는 상태로 있게 된다. 예를 들어 자동차에서 에어백 시스템의 경우 사고가 발생하여 Process Demand가 발생하기 전까지 에어백 시스템은 작동하지 않는다. 이 경우 Low Demand Mode 안전시스템이라고 한다. 이런 안전시스템은 대기상태에서 고장날 수 있으며, Process Demand가 발생하거나, 안전시스템을 작동 테스트를 하지 않는 이상 고장 났는지 알 수 없다. 이러한 고장을 Hidden Failure라고 한다. 이러한 Hidden Failure를 찾아내기 위해 Low Demand Mode 안전시스템은 주기적인 작동 테스트를 실시한다. 에어백 시스템에서는 작동 테스트를 실시할 수 없기 때문에 실제 자동차에 설치된 에어백 시스템이 사고 시 작동할지는 아무도 알 수 없다.

SIS는 위험한 EUC의 운용과 관련된 위험도를 감소시키기 위해 설치된 독립적인 방호계층 (Protection layer)이다. EUC는 기계, 장치, Process 등 다양한 종류가 있다. SIS는 Sensors, Logic Solvers, Actuating Items (또는 final elements)와 같이 크게 3가지로 구분한다. 예를 들어, Actuating Items은 Shutdown Valve 또는 자동차의 브레이크가 될 수 있다. 아래 그린은 SIS의 일반적인 구성을 보여주고 있다.

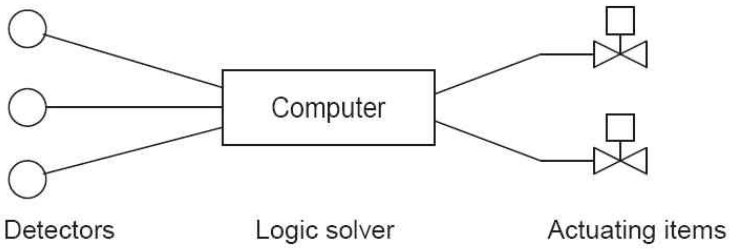


그림 3-4-15 Safety Instrumented System 주요 구성요소

SIS는 화공플랜트의 Emergency Shutdown System, Fire and Gas Detection and Alarm System, Pressure Detection System, Dynamic Positioning System, Airbag System, 의학용 장비, 철도 신호처리 시스템 등 우리 사회의 많은 부분에서 사용된다. 최근에는 네트워크 또는 인터넷 기반 안전시스템인 경우가 많다. Safety Instrumented Function (SIF)는 SIS의해 수행되는 기능이고, 또한 위험한 Process Demand에 대해서 EUC를 안전한 상태로 유지하기 위한 기능이다.

SIS의 2가지 주요 기능은 아래와 같다. 첫 번째 기능의 실패를 Fail To Function (FTF)이라고 하고, 두 번째 기능의 실패를 Spurious Trip (ST)이라고 한다.

- 미리 정의된 Process Demand (Deviation)이 EUC에서 발생하면, 그 Deviation은 반드시 SIS sensors에 의해서 감지되어야 하고, Actuating Items이 작동하여 정해진 기능을 수행해야 한다.
- 미리 정의된 Process Demand (Deviation)가 EUC에서 발생하지 안전 때, SIS는 반드시 오작동하지 않아야 한다.

해양 플랜트의 SIS는 보통 3가지로 나눌 수 있다.

- Process Control (PC) System
- Process Shutdown (PSD) System
- Fire and Gas Detection (FGD) and Emergency Shutdown (ESD) System

Process Control System의 목적은 EUC를 정의된 운용 조건 내에서 유지될 수 있도록 하는 것이다. 다양한 Process Control Valve와 Regulator가 Process를 제어하기 위해 사용된다. 물론 이 때는 온도, 압력, 수위 등 다양한 감지기로부터 받은 신호가 사용된다. 만약 Process가 정상 범위를 벗어나면, Process Shutdown System이 EUC를 차단시킬 것이다. 이러한 다양한 종류의 Deviation에 대한 안전 작동이

미리 Logic Solver에 프로그래밍 되어 있다. Process Control System과 Process Shutdown System은 특정 EUC와 관련된 Local System이다. 아주 큰 잠재적 위험도를 가진 Deviation에 대해서는 ESD System이 작동한다. 그러한 Deviation으로는 화재, 가스 누출, 전력 손실 등이 있다. ESD System은 보통 어디에서 어떤 Deviation이 발생하는지에 따라 단계별로 여러 개의 수준으로 나눠져 있다. 최고 수준은 ESD은 보통 전체 플랜트를 Shutdown 시키고, 전 인원이 탈출하는 것이다.

(3) SIL requirements

정량적 요구사항 (Quantitative Requirements)

IEC 61508은 안전한 상태를 유지하기 위해 필요 시 작동(Demand Mode of Operation)하는 시스템 또는 항상/자주 작동하는 시스템(Continuous / High Demand Mode of Operation)에 모두 적용된다.

표 3-4-4 Safety Integrity Levels (IEC 61508-1, Table 2와 3)

Safety Integrity Level	Demand Mode of Operation (average probability of failure to perform its design function on demand – PFD)	Continuous / High Demand Mode of Operation (probability of a dangerous failure per hour - PFH)
4	$10^{-5} \leq PFD < 10^{-4}$	$10^{-9} \leq PFH < 10^{-8}$
3	$10^{-4} \leq PFD < 10^{-3}$	$10^{-8} \leq PFH < 10^{-7}$
2	$10^{-3} \leq PFD < 10^{-2}$	$10^{-7} \leq PFH < 10^{-6}$
1	$10^{-2} \leq PFD < 10^{-1}$	$10^{-6} \leq PFH < 10^{-5}$

IEC 61508은 안전 기능에 대해 요구되는 고장확률을 만족하는지 검증하기 위해 정량적인 분석의 수행이 요구된다. 그런 정량적인 분석은 Random Hardware Failure, Common Cause Failure (CCF) 뿐만 아니라 안전 기능을 지원하는 Filed bus와 같은 Data Communication System의 고장도 포함해야 해야 한다.

SIL 요구사항은 Field Sensor, Logic Solver, Final Element를 포함하는 완전한 하나의 안전 기능에 적용된다는 것을 기억해야 한다. 독립적인 부품은 특정 SIL에 대해 인증서를 받을 수 있다. 하지만 그런 인증서는 검정 절차 중 부분에 지나지 않는다. 왜냐하면 완벽한 안전기능에 대해 요구되는 고장 확률이 반드시 검증되어야 하기 때문이다.

구성적 요구사항 (Architectural requirements)

하드웨어 안전 무결성에 대한 구성적 제약사항은 3가지 변수로 주어진다.

- 하부 시스템의 하드웨어 고장 공차(Hardware Fault Tolerance, HFT)
- 안전 고장 부분(Safe Failure Fraction, SFF), 즉 안전한 것으로 판단되는

고장의 비율. 안전 고장은 자체진단 테스트에 의해 감지되거나 안전 기능 실패의 원인이 되지 않기 때문이다.

- 하부 시스템의 A-type 또는 B-type : Type A인 하부 시스템은 모든 가능한 고장 모드 구성 부품에 의해 결정될 수 있다. 그리고 충분한 신뢰도 데이터가 존재한다. Type B인 하부 시스템은 Logic Solver와 같이 고장 상태에서 양상이 적어도 하나의 부품에 의해 결정되지 않는다. 그리고 충분한 신뢰도 데이터가 존재하지 않는다.

Process의 SIS에 대해 Architectural Constraints를 좀 더 쉽게 적용하기 위해 IEC 61511에는 아래와 같은 표를 제시하고 있다. IEC 61508의 Architectural Constraints보다 좀 더 보수적인 결과를 보여준다.

표 3-4-5 Minimum Hardware Fault Tolerance (IEC 61511-1, Table 5, 6)

<table>
<tr><th rowspan="2">Safe failure fraction</th><th colspan="3">Programmable Electronic (PE) Logic Solvers</th><th colspan="3">Sensors, Final Elements and Non-PE Logic Solvers</th></tr>
<tr><th>0</th><th>1</th><th>2</th><th>0</th><th>1</th><th>2</th></tr>
<tr><td>< 60%</td><td>-</td><td>SIL 1</td><td>SIL 2</td><td rowspan="3">SIL 1</td><td rowspan="3">SIL 2</td><td rowspan="3">SIL 3</td></tr>
<tr><td>60% - 90%</td><td>SIL 1</td><td>SIL 2</td><td>SIL 3</td></tr>
<tr><td>90% - 99%</td><td rowspan="2">SIL 2</td><td rowspan="2">SIL 3</td><td rowspan="2">Special requirements apply (see IEC 61508)</td></tr>
<tr><td>> 99%</td></tr>
</table>

Systematic Fault의 회피와 제어

Systematic fault는 사양, 설계, 운용, 유지보수, 테스트 동안은 하드웨어와 소프트웨어에 발생하는 고장이다. 즉 Hardware의 물리적인 고장은 포함되지 않는다. 이 고장은 어떤 조건에서 안전기능의 실패를 초래한다. IEC 61508, IEC 61511에서는 Random Hardware Failure와 틀린 다른 종류의 고장(Systematic Fault)은 정량화되지 않는다. IEC 61508에서는 Systematic Fault를 회피하고 제어하기 위해 기술과 평가 방법을 추천한다. 이런 기술과 평가 방법들은 설계 단계에서 선정되어야 하고, SIL 요구사항에 따라 등급이 매겨져야 한다. 자세한 방법에 대해서는 IEC 61508-2 하드웨어, IEC 61508-3 소프트웨어에 나와 있다. Systematic Failure는 안전 기능의 불가용도에 많은 영향을 미치는 것으로 나타났다. 예를 들어,

- 부적절한 기능 테스트 절차
- 기능 테스트 동안은 인적 오류
- 소프트웨어 오류에 의한 고장

Systematic Failure가 정량화하기 어려움에도 불구하고 PDS Data Handbook은 다양한 부품의 수치를 제공한다. Systematic Failure가 실제로 SIS 고장 원인 중 상당한 비중을 차지하고 있음에도 불구하고, 무시하고 고려하지 않는 것은 정량적 계

산(기술)의 퇴보다. 더욱이 안전 기능에 대한 PFD 수치들은 QRA의 입력 데이터로 사용되기 때문에 그 수치가 가능한 현실적이어야 한다. 즉 QRA에서 Systematic Failure는 SIS 성능/기능에 대한 현실적인 수치를 주기 위해 반드시 포함되어야 한다. 결론적으로, IEC 61508의 계산 방법을 충실히 따르는 PDS Method의 사용을 추천한다. 왜냐하면 PDS Method는 Systematic Failure와 Random Hardware Failure에 의한 안전 불가용도를 정량화하기 때문이다.

(4) Hardware 요구사항

하부 시스템 Interface

SIS를 통해 수행되는 안전 기능의 하부 시스템들은 Sensor와 Logic Solver 사이의 Interface 또는 Logic Solver와 Final Element 사이의 Interface에 대한 적절한 정의가 필요하다. 그런 Interface에 대한 정의는 개별 안전 기능의 PFD 계산, 설계 방법, 요구사항을 위해 필요하다. 그러나 IEC 61508에 나타난 정의는 경우에 따라서로 다른 해석을 초래할 수 있다. 일반적으로 이해를 쉽게 하기 위해, Logic Solver에 대한 Interface는 Programmable Controller 장치의 통합 부품에 포함되는 Termination Device로 정의된다. 물리적인 Interface는 장비마다 다를 수 있다. 중요한 것은 항상 정의되어야 한다는 것이다.

Field Sensor

① Type : 특정 SIL 요구사항을 만족하는 SIS에 사용하기 위한 Field Sensor를 선택할 때, IEC 61508-1에 나와 있는 요구사항을 만족해야 한다. 그 Sensor가 문서화된 신뢰도에 대한 요구사항을 만족하는 한 인증 유무와 상관없이 그 센서를 사용할 수 있다.

② Separate Field Sensors for Shutdown : SIS에 사용된 Field Sensor는 다른 장치들에 대해서 독립적이어야 하고, 오직 그 SIS만을 위해 사용되어야 한다.

③ Line Monitoring of Normally De-energised Input Signal : Shutdown과 관련된 특수한 장치에서, 모든 장치와 전원공급은 반드시 모니터링 장치를 갖춰야 한다. Shutdown에 대한 관련 요구사항이 모든 경우에 고려되어야 한다.

④ Mounting Considerations : 사고에 의한 차단(중단), Freezing, Clogging 등에 의한 Common Cause Failures를 피하기 위해 Field Sensor의 Mounting에 대해서 관심을 가져야 한다. 또한 정확한 Input 값을 감시하고 시스템을 안전 제어하기 위해서 모든 Shut-off Valve에 대한 Sensor 위치를 적절히 선정해야 한다.

⑤ Integral Testing Facilities, Full or Partial Testing : SIL을 만족하는 시스템은 엄격한 검사가 요구된다. 그런 이유로 Full 또는 Partial Testing 장치를 갖추는 것은 아주 중요하다. 그런 검사는 부품 별로 따로 실시할 수도 있지만, SIL을 구성하는 모든 부품(Sensor부터 Final Element까지)에 대해 주기적인 검사를 수행해야 한

다. 그리고 그런 검사 후 시스템이 정상 상태로 복귀가 가능해야 한다.
⑥ Comparison Between Sensors : Sensor가 잘 작동하는지 비교하는 것은 일반적으로 안전 시스템에서의 Sensor 측정값과 Process Control System (PCS)의 Sensor 측정값과 비교하는 것이다. 이런 방법은 IEC 61508에서 „Reference Sensor“라고 한다. IEC 61508의 Table A.14에서 Reference Sensor에 주어진 가장 크게 허용할 수 있는 신뢰는 „high“(99% Diagnostic Coverage)라고 명시하고 있다. 게다가 IEC 61508-2의 참조 C에서는 각 하부 시스템의 자가진단 비율의 계산을 어떻게 수행하는지에 대해 명시되어 있다. 여기에는 각 부품의 고장 모드가 시스템에 어떤 영향을 미치는지 분석하기 위한 FMECA가 포함되어 있다.

Logic Solver

① Logic Solver Equipment : Logic Solver는 SIS를 설계할 때 가장 기본적인 부품이 된다. IEC 61508을 준수하는 Logic Solver는 그 내용이 반드시 문서화되어야 한다. 또한 Safety Users Manual이 반드시 작성되어 IEC 61508을 준수하는 안전 시스템이 되기 위해 장비를 실제 어떻게 사용할 것인지에 대한 운용 방법을 제공해야 한다.
② Hardware Application : 일반적으로 Sensor부터 Final Element까지의 Control Signal은 Central Processing Unit에 의해 서로 교류된다. Logic Solver 구성을 설계할 때, 다음 내용은 반드시 고려해야 한다.

- Safety User Design Manual에는 인증 받지 안전 장비들을 안전 시스템에 어떻게 사용해야 하는지에 대한 설명이 반드시 존재해야 한다.
- Central Processing Unit (CPU)에 대해 적절히 설계된 Architecture가 반드시 선택되어야 한다. 최소한 Architecture는 관련 안전 기능에 대한 가장 높은 SIL 수준을 반드시 만족해야 한다.
- 가능하다면, I/O와 Interface Module의 Architecture는 각 안전 기능에 대해 개별적으로 설계되어야 한다.
- 인증 받은 안전 장비에 대한 PFD 계산은 반드시 Logic Solver의 영향이 허용 가능 수준이라는 것을 보여줘야 한다.
- 인증 받은 장비의 PFD에 가장 영향을 많이 미치는 것은 일반적으로 인증 보고서이다. 그 PFD 수치는 미리 계산 및 검증되어야 사용가능 하다.

③ Software Application : Application Software를 개발하기 위해 V-model을 제안. 아래는 V-model의 내용 중 일부 이다.

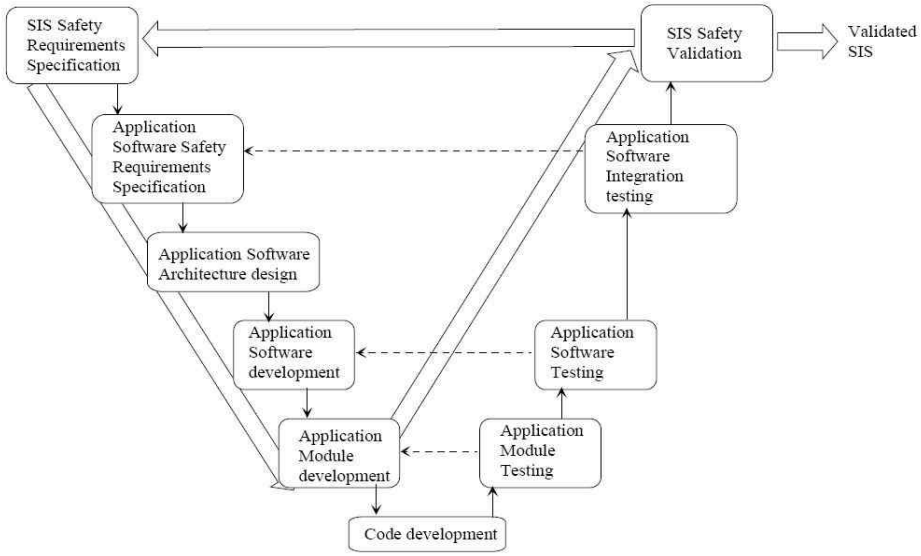


그림 3-4-16 Verification과 Validation을 위한 V-model (from 61511-1, figure 12)

Final element

① Type : Final Element는 Valve(Quick Shut-off 또는 Quick Opening Valve), Circuit Breaker, Fire Door, Damper 등이 될 수 있다. 각 안전 시스템에서 Final Element의 특성이 고려되어야 하고, 그 안전 시스템에 가장 적합한 Final Element가 선택되어야 한다.

② Architecture : Field Sensing Element에 대해, Architecture는 SIL Requirement, 부품의 Type과 Quality에 달려 있다. 또한 Regularity Requirement(Spurious Trip)도 고려해야 한다.

③ Control Panel Design : 아주 중요한 안전 기능에 대해서는 Solenoid Valve와 관련된 비인가 또는 비정상 작업 등을 방지하기 위해 Valve Control Panel을 항상 잠긴 상태로 유지해야 한다.

④ Partial Stroke Testing (PST) : 밸브 Position Feedback 기능을 가지고 있는 PST는 수동 작동 테스트를 줄이기 위해 적용할 수 있다. PST는 발생 가능한 모든 고장 중 일정 부분의 고장을 발견할 수 있게 하는 기능 테스트이다. 자기진단 범위를 가진 자체 테스트가 아니라, Process 내의 유체 흐름에 영향을 주지 않는 범위 내에서 실제 밸브를 작동시켜 고장을 식별해 내는 것이다. 하지만 Full Stroke Testing과 같이 모든 고장을 완벽히 식별해 낼 수 없다. 발견할 수 있는 고장은 반드시 FMECA를 통해 문서화되어야 한다.

Utilities

① Type of utility : Utility는 시스템을 작동하기 위해 필요한 전원 또는 힘으로 이해할 수 있다. Utility는 전력, UPS, 유압, 공압, 배터리, 해수 배터리 등이 될 수 있

다. 이러한 utility의 공급은 시스템의 가용도 또는 안전에 상당한 영향을 미친다. Fail-Safe 설계의 경우, 전력 손실은 해당 시스템이 안전 상태로 바뀐다는 것(예를 들어 shutdown)을 의미한다. 물론 그로 인해 생산이 중단될 것이다. 그러나 이런 경우가 주기적으로 발생한다면 운전자는 빈번한 고장을 피하기 위해 압박을 받을 것이고, Inhibit, Override 같은 기능을 운전자가 사용하여 안전 기능은 수행되지 안전 수도 있다. 만약 안전 기능이 Fail-Safe 설계가 아닌 경우, PFD를 낮추기 위해 Redundancy(예비부품), Diagnostic(자가진단), Control Room Alarm와 같은 것들이 필요하다. Utility를 포함하여 모든 SIS 관련 부품들은 반드시 주기적으로 점검되어야 한다.

② Supply Lines/Tubes/Pipes : 밸브를 정확히 열고 닫기 위해 충분한 용량을 보장하는 라인 사이즈가 선정되어야 한다. 또한Tubing은 기계적인 손상으로부터 반드시 보호되어야 한다.

③ Redundancy of Supplies : 만약 SIS에 의해 수행되는 안전기능이 하나 또는 그 이상의 부품에서 Redundancy를 가지고 있다면, 안전상의 이유로 Redundancy Power의 설치 유무를 반드시 고려해야 한다. Control panel 내부 설계는 반드시 Rack/Card Redundancy를 통해 Redundancy가 보증되어야 한다. 이러한 조치들을 통해 PFD를 낮출 수 있다.

④ Cabling : Fail-Safe 설계의 경우, Cabling 또는 다른 수동적인 부품은 일반적으로 고려하지 않는다. Cabling이 손상되면 안전 상태로 가기 때문이다. 하지만 NDE Loop와 능동 부품과 같이 Fail-Safe 설계가 아닌 경우, FMECA를 통해 Cabling을 포함하여 모든 고장이 반드시 평가되어야 한다.

Integration

모든 다양한 부품들은 적절한 방법으로 설치되어야 한다. Architecture도 정확해야 하고, 문서들도 요구사항에 맞게 모두 완성되어야 한다. 모든 요구사항들이 적절히 이행되었는지 확인하는 것은 System 통합자의 책임이다.

Human Machine Interface (HMI)

HMI는 VDU Operator Station, Electronic Operator Panel, Pushbutton, Lamp 등으로 만들어진 단순한 Operator Panel이다. SIS의 HMI는 전용 안전장치 또는 공통 HMI 장치가 될 수 있다. 어떤 경우든지, HMI의 고장은 절대로 SIS의 기능 고장에 영향을 미쳐서는 안된다. 또 다른 경우에는, HMI가 아래와 같이 SIS의 구성 부품(Initiator, Final Element 중 하나)으로 포함될 수 있다.

- SIS의 마지막 기능은 작업자에게 경보를 울리는 것이다. 작업자의 반응 및 행동은 전체 안전 부분으로 요구된다. 그리고 이 Alarm 기능은 반드시 SIL Requirement를 따라야 한다.
- 작업자 행동은 안전기능에서 초기요소이다. 작업자의 행동을 보장하는

충분한 Alarm은 반드시 SIL Requirement를 따라 공급되어야 한다.

- 수동 간섭으로 작업자가 안전 기능의 작동을 막을 수 있을 때, 모니터링 기능, Display 기능, Reset blocking 기능은 반드시 전체 SIS의 기능의 PFD를 위태롭게 하지 않아야 한다.

SIL 등급이 매겨진 시스템의 모든 Bypass, Override, Inhibit은 Control Room의 Operator에게 반드시 경보/인지되어야 한다. 이런 기능은 Control System에 의해서 이뤄지지만 반드시 배선에 의해 연결될 필요는 없다. 왜냐하면 안전 시스템은 그 자체로 모든 시스템과 독립적으로 작동가능하기 때문이다. 가능한 SIL 3 기능에 대해서는 Override 기능을 제거하는 것을 고려해야 한다.

(5) 여러 안전 시스템 사이의 독립성

여러 안전 시스템 사이의 고장 독립성에 관한 IEC 61508, IEC 61511의 요구사항을 따르기 위해, PCS와 안전 PSD와 ESD 시스템, PSD와 F&G 시스템 사이에 어떠한 상호작용이 일어나서는 안 된다. 만약 각 안전 시스템의 고장으로 인한 역효과를 방지하기 위한 특별한 조치가 반드시 수행되었다면, 각 안전 시스템 사이의 제한된 상호 교류가 허용된다.

(6) SIS 설계의 결과

작성된 문서들은 시스템의 수명주기의 각 단계를 반영하고 있어야 한다. Safety Analysis Report (SAR)는 여러 설계문서 중 하나이며, 아래 내용을 포함해야 한다.

- System Description: 시스템 설명
- System Topology and Block Diagram: 시스템 부품의 배치 및 Block diagram
- Operational Description of The System: 시스템의 작동 설명
- Failure Rate of The Components: 부품 failure rate
- Recommended Time Interval between Functional Testing: 부품 테스트 간격
- Mean Time To Repair (MTTR): 각 부품 별 평균 수리 시간
- Diagnostic Coverage: 각 부품의 자가진단 범위
- Voting
- Common Cause Failures
- Behaviour of System on Detection of a Fault: 고장 감지에 대한 시스템의 반응
- Avoidance and Control of Systematic Failures: Systematic Failure의 회피와 제어
- PFD Calculation

(7) Failure Data

Failure data 요구사항

안전기능에서 부품에 대한 관련 Failure data는 PFD를 계산할 때 사용되어야 한다. Failure data는 적절히 문서화되어야 하고, 데이터에 관련된 가정사항도 포함되어야 한다. Dangerous Undetectable failure와 total failure rate 또는 SFF가 주어져야 한다. Total failure rate는 오직 critical failure만 포함해야 한다. 즉 안전 기능에 영향을 미치는 failure이다. 가능하다면 common cause failure(즉 beta factors) 평가에 사용되는 변수도 포함되어 failure data의 한 부분으로 문서화되어야 한다. Failure data는 3가지의 방법으로 얻을 수 있다.

- 같거나 비슷한 장치로부터 경험 데이터 수집
- 제3자 인증 또는 비슷한 경우
- 상용 failure rate 데이터에 근거한 부품 평가

Failure Data 출처

신뢰도가 높은 failure data를 수집하는 것은 돈과 시간이 많이 든다. 그리고 SIS에 관련된 data 출처도 굉장히 제한적이다. 아래 자주 쓰이는 SIS에 대한 data 출처가 있다.

- OREDA handbooks and database, including data from offshore and onshore oil and gas installations
- PDS data handbook, including data for SIS components used in the process industry
- RNNP reports, including barrier testing data from the Norwegian petroleum industry.
- Exida Safety Equipment Reliability Handbooks including generic and brand specific component failure data
- T-book handbook including equipment data from the Swedish nuclear industry (T-book, Version 5, Reliability Data of Components in Nordic Nuclear Power Plants. TUD-office and Porn Consulting, 2000)
- FARADIP.THREE database including accumulated data from a number of industries

(8) 용어 및 정의

PFD 계산에 사용된 주요 용어에 대한 영문 정의는 다음과 같다.

- Random hardware failure : A failure caused by the natural degradation mechanisms when the component is assumed to be operated within the defined design envelope of the system.

- Systematic failure : A failure that can be related to a particular cause (other than natural degradation) such as excessive stress, design related failures or a human error related failure introduced during operation or maintenance.
- PFD : Probability of failure on demand. This is the measure for loss of safety caused by dangerous undetected failures detectable by functional testing.
- PFH : Probability of failure per hour. This is the average frequency of failure per hour of a component or system.
- PTIF : Probability of a test independent failure. This is the measure for loss of safety caused by a failure not detectable by functional testing, but occurring upon a true demand.
- CSU : Critical safety unavailability, CSU = PFD + PTIF.
- DTU : Downtime unavailability. This is the “known” downtime unavailability caused by by-pass during repair or functional testing. The downtime unavailability comprises two elements:
- The unavailability related to repair of dangerous detected failures (with rate λDD). The average duration of this period is the mean time to restoration (MTTR); This downtime unavailability is also denoted DTUR
- The unavailability resulting from planned activities such as testing, maintenance and inspection (of average time t). This downtime unavailability is also denoted DTUT.
- CSUTOT : The total critical safety unavailability including the “known” downtime unavailability: CSUTOT = PFD + PTIF + DTU.
- MTTR : Mean time to restoration; i.e. time from failure is detected/revealed until function is restored, ("restoration period"). Note that this restoration period may depend on a number of factors. It can be different for detected and undetected failures: The undetected failures are revealed and handled by functional testing and could have shorter MTTR than the detected failures. The MTTR could also depend on configuration, operational philosophy and failure multiplicity.
- STR : Spurious Trip Rate. Rate of spurious trip failures of the safety system, i.e. failures were the safety system is activated without a demand, when taking into consideration the voting configuration.
- λcrit : Rate of critical failures; i.e., failures that may cause loss of one of the two main functions of the component/system, i.e. the ability to

maintain production when it is safe and to shut down when production is not safe. Critical failures include dangerous (D) failures which may cause loss of the ability to shut down production when required and safe (S) failures which may cause loss of the ability to maintain production when safe (i.e. spurious trip failures).

- λD : Total rate of Dangerous failures, including detected as well as undetected failures. λD = λDU + λDD
- λDU : Rate of Dangerous failures, undetected by automatic self-test or incidentally by personnel (i.e. revealed only by a functional test or upon a demand). The undetected Dangerous failures contribute to the PFD of the component/system; ("loss of safety").
- λDD : Rate of Dangerous failures, detected by automatic self-test or (incidentally) by personnel.
- λS : Rate of safe (spurious trip) failures, including both undetected as well as detected failures. λS = λSU + λSD.
- λSU : Rate of safe (spurious trip) undetected failures, i.e. undetected by automatic self-test or incidentally by personnel and therefore results in a spurious trip of the component (and possibly of the system depending on system configuration).
- λSD : Rate of safe (spurious trip) detected failures, i.e. detected by automatic self-test or personnel. Hence, an actual trip of the component is avoided.
- λNONC : Rate of failures that are not critical (i.e. failures not affecting the two main functions of the component/system, see definition of λcrit above).
- λ : Total failure rate, λ = λcrit + λNONC.
- c : Coverage; percentage of failures detected either by the automatic self-test or by personnel (i.e. control room operator or maintenance personnel).
- TC : Test Coverage; fraction of dangerous undetected failures revealed by functional test.
- CCF : Common Cause Failure, i.e. failure of two or more (redundant) components of the same cause, occurring simultaneously or within a rather short time interval.
- SFF : Safe Failure Fraction, i.e. the fraction of failures that are not critical with respect to safety unavailability of the safety function (in IEC 61508 defined as the ratio of safe failures plus dangerous detected

failures to the total failure rate). In PDS defined as: SFF = (1 - λDU / λcrit) x 100 %.

- β : The fraction of failures of a single component that causes both components of a redundant pair to fail “simultaneously”. The β is application specific, and should therefore, preferably, reflect application specific conditions.
- CMooN : Modification factor for voting configurations other than 1oo2 in the β-factor model (e.g. 1oo3, 2oo3 and 2oo4 voting logics). MooN voting (with respect to safety) implies that at least M-out-of-N components must function for the safety function to work (on demand).
- τ: Interval of functional test (time between functional tests of a component).

3. LNG-FPSO 화재/폭발 위험도 분석 방법론

가. 서론

화재/폭발 위험도 분석 및 평가는 화재/폭발로 인해 인명 또는 구조물이 받는 위험도를 정량화하고 화재/폭발 보호 시스템을 평가하기 위한 위험도 해석 방법론이다. LNG-FPSO Topside 공정의 Inventory는 가연성 물질로써 시스템은 근본적으로 화재/폭발의 위험성이 높다. 따라서 화재/폭발 위험도 분석 및 평가는 안전 설계 측면에서 매우 중요하게 고려된다.

본 보고서는 LNG-FPSO의 화재/폭발 위험도를 연구하기 위한 초기 단계로써 화재/폭발 위험도 분석 방법론을 정립함에 있다. 화재/폭발 위험도 분석 지원 프로그램 개발 모듈은 크게 „1단계: 화재/폭발 위험도 분석 방법론 정립“, „2단계: 화재/폭발 위험도 분석 지원 프로그램 개발“, „3단계: FEED 패키지 적용을 통한 화재/폭발 위험도 분석 지원 프로그램의 검증“ 단계로 구성된다. 본 과제의 최종 목표는 위와 같은 절차를 통해 보편화된 방법론이 존재하지 않는 화재/폭발 위험도 분석 관련 기술을 최대한 정형화하여 LNG-FPSO Topside에 특화된 화재/폭발 위험도 분석 방법을 정립하여 안전 설계 프로그램을 개발하는 것이다

나. 본론

(1) 화재/폭발의 특성

화재/폭발의 위험 인자

화재/폭발을 유발하는 위험 인자는 대표적인 Fuel, Air(Oxygen) & Ignition Source 3가지 구성 요소로 이루어진다.

- Fuel : Gas (Methane, LPG, CO, H2 등), Liquid (Gasoline, Acetone, Ether 등), Solid (Plastics, Dust, Fibers, Metal Particles 등)
- Oxidizer : Gas (O2, F2, Cl2 등), Liquid (Nitric Acid, Perchloric Acid 등), Solid (Metal Peroxides, Ammonium Nitrite 등)
- Ignition Source : Sparks, flames, Static Electricity, Heat 등

상·하부 폭발 한계

본 과제에서 대표되는 Gas Fuel로써 LNG (액화천연가스: Liquefied Natural gas)에 대한 상·하부 폭발 한계에 대한 설명을 위하여 LNG의 주성분인 Methane에 대한 상·하부 폭발 한계 및 화재/폭발 관련 물성치를 아래 그림에 나타내었다. Red Color로 표시된 Flammable Area는 상·하부 폭발 범위를 나타내며 하부 폭발 한계(LFL : Lower Explosive Limit)는 가연성이 있는 혼합물의 옅은 농도에 기인하게 된다. 반면에 상부 폭발 한계(UFL : Upper Explosive Limit)는 가연성 혼합물의 진한 농도와 관계된다.

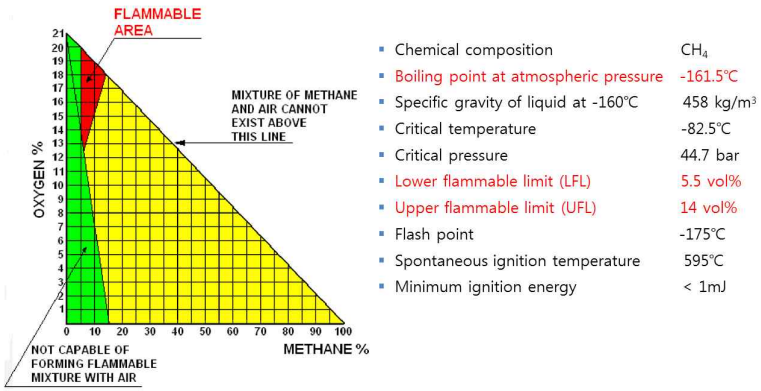


그림 3-4-17 Fire/Explosion Properties of Methane

인화점(Flashing Point)

연료의 인화점은 공기 중에서 발화할 수 있는 혼합물의 형태로 기화되는 가장 낮은 온도이다. 인화점에서 점화의 요인이 제거된다면 증기로 인한 화재/폭발 현상이 차단 될 수 있다. 상기 그림에서와 같이 Methane의 Flash Point는 -175℃ 이다.

발화점(Ignition Point)

발화점은 착화점, 착화 온도 또는 발화 온도라고도 하며 공기 또는 산소 중에서 물질을 일정 온도 이상으로 가열하면서 연소에 의한 발열 속도가 방사에 의한 냉각 속도보다 커져 외부로부터 점화하지 안전 발화하여 연소를 지속하게 되는 데, 점화

이후 적어도 5초 이상 지속적으로 불이 타오르는 온도로 측정되기도 하며 발화점은 산업용 기름이 점화 이후 계속하여 연소하기 위해 공기 중 혼합물을 형성하기에 충분한 증기를 제공하는 최저 온도를 착화점 혹은 발화점이라 한다.

화재와 폭발의 차이점

화재와 폭발은 표 3-4-6과 같이 반응률, 화염, 과압, 소음 등의 특징을 이용해 분류할 수 있다. 화재/폭발의 분류 외에도 폭발의 종류, 화재의 종류를 더욱 세분화할 수 있으나, 본 연구에서는 화재의 Pool Fire와 Jet Fire에 대해서만 분류하고 설명하기로 한다.

표 3-4-6 Comparison between fire and explosion

	Fire	Explosion
Reaction Rate	Fast	Extremely Fast
Flame	Diffusion Flame	Premixed Flame
Overpressure	Weak	Strong
Sound	Noisy	Earsplitting

세그먼트

비상상태가 관찰되면 프로세스 라인은 비상 차단 밸브 (ESDV"s)를 가지는 몇 개의 세그먼트로 분리되는데, 이를 Segmentation이라 한다. 세그먼트의 경계는 차단 밸브이다. 세그먼트에 누출이 있는 경우, 세그먼트의 경계 밸브는 닫힌다.

인벤토리

인벤토리는 세그먼트에서의 탄화수소(Hydrocarbon) 양을 의미한다.

(2) 누출량과 빈도수 계산

누출 크기 분포

모든 설비와 배관 세그먼트는 누출 발생의 가능성을 가지고 있다. 누출이 생길 다양한 원인으로는 장기적인 부식, 떨어지는 물체로 인한 구조적 손상, 작업 품질 불량 등이다. 이런 모든 일을 예측하고 일반화 하기는 어렵다. 결과적으로, 누출 크기 분포는 주로 역사적인 통계를 기반으로 하는 데이터베이스를 이용하고 있다. 여러 가지 데이터베이스는 누출 크기 분포에 대해 제공하고 있는데, 다음과 같은 대표적인 데이터베이스 몇 가지가 현재 활발히 사용되고 있다.

- DNV LEAK (2008)
- E&P Forum hydrocarbon leak and ignition database (1992)
- API 581 „Risk Based Inspection Base Resource Document"(2000)

이러한 데이터베이스는 일반적으로 크기 또는 설비와 배관 요소의 종류 등에 따른 누출 빈도수에 대해 제공 한다.

- 배관 관련 : Piping 지름, Flange 크기, 의장품
- 장비 관련 : 펌프의 용량 및 종류, 압축기의 용량 및 종류, Vessel 크기
- Reactors

표 3-4-7 E&P Forum Database에서의 누출 빈도수 예

EQUIPMENT TYPE	LEAKS	EQUIPMENT ITEM YEARS	FREQUENCY (per equipment item year)
Piping, D≤3"	3	43,612 m	7.0×10^{-5} *
Piping, 4≤D≤11"	4	112,046 m	3.6×10^{-5} *
Piping, D≥12"	1	37,647	2.7×10^{-5} *
Flanges	27	306,639	8.8×10^{-5}
Valves	18	80,020	2.3×10^{-4}
Small bore fitting	15	32,000	4.7×10^{-4}
Pressure vessel	46	310,000	1.5×10^{-4}
Pumps, centrifugal, double seal	103	6007	1.7×10^{-2}
Pumps, reciprocating, double seal	163	521	3.1×10^{-1}
Compressors, centrifugal	16	1157	1.4×10^{-2}
Compressors, reciprocating	102	156	6.6×10^{-1}

화재 위험도 분석은 대표적인 누출을 상정하여 이를 기반으로 행해진다. 실제로 모든 누출은 여러 다른 특성을 가지고 있다.

- 크기, 압력, 온도 및 구성

화재 위험도 분석을 수행하는 실용적인 방법은 이러한 다수의 누출을 대표적인 몇 개의 누출로 제한해서 구분하는 것이다. 전체빈도수는 구성요소의 누출 빈도수의 합으로 구해진다. 이 방법은 모든 누출에서 압력과 구성이 동일한 세그먼트 내에서 유효하다.

누출의 위상 및 속도

공정 인벤토리는 대기압과 다른 압력이다. 대부분의 경우 1.0bar(절대압) 이상이다. 누출이 형성되면 인벤토리는 위상 변화를 야기하는 압력 변화가(온도에 따른 변화) 나타나게 되며 LPG 혹은 Gas 관련 인벤토리의 누출은 액상이 대기압에서 거대한 가스 볼륨을 형성하게 되며 그 이후부터는 정확한 값을 유추하기가 쉽지 않다.

누출 속도는 가압 될 때 인벤토리 상태에서 음파 속도에 가깝다는 것을 인지해야 한다. 속도는 압력 차이가 작을 때, 인벤토리와 대기에서의 압력 차이에 비례하는 경향을 보이며 압력 차이가 증가하게 되면, 속도도 따라 증가하지만, 음파 속도보다 빠르지는 안전 이러한 현상을 Chocking이라 한다. 이를 요약하면 누출 속도는 관계식에 의해 유추가 가능하며 Choked 한지 아닌지에 따라 특성이 크게 변한다.

순간적인 누출량

누출량은 인벤토리의 압력과 양상 그리고 세그먼트 크기에 따른다. 누출이 발견

되면 공정의 파트 또는 세그먼트는 차단 밸브에 의해 고립된다. 그러므로 세그먼트는 누출구를 제외하고는 폐쇄된 압력용기의 일종으로 분류할 수 있다.

인벤토리가 가압된 가스라면 내압은 누출이 계속될수록 줄어들게 되며 결과적으로 누출율은 시간에 따라 줄어들게 된다. 반대로 인벤토리가 가압된 비휘발성의 액체(Crude Oil)라면 누출량은 액체의 낮은 압축성에 따라 급진적으로 감소한다. 만약, 인벤토리가 가압된 휘발성 액체라면(LNG or LPG) 누출량은 누출구의 특성에 영향을 받게 된다. 고압에서도 여전히 가스 상태로 유지된다면 내압은 누출에 따라 감소하나, 액체 상태라면 액체가 증기의 소스 역할을 하게 되고 증기 누출이 오랜 시간 동안은 상당히 지속될 수 있다.

점화 확률

누출이 발생한 인벤토리는 점화 여부에 따라 화재/폭발로 이어질 수도 있고, 혹은 아무 이상이 없을 수도 있다. 화재를 야기하는 초기의 점화는 Immediate Ignition이라 불리며, 폭발을 야기하는 후기의 점화는 Delayed Ignition이라 부른다.

- 세그먼트에 도착한 인벤토리의 점화로 인한 화재
- 인벤토리가 가스 구름이 형성되기 전까지 점화되지 안전 경우의 폭발
- 인벤토리가 점화되지 안전 희석되었을 경우 결과 없음

대량 방출 사고의 최대 점화 확률은 가스와 두 가지 위상의 누출에서 0.3으로 지정되고, 액체 방출의 경우 0.08이다. 전체적인 점화 확률로부터 순간적인 점화 확률은 가스와 액체 방출에서 0.5이다.

(3) 화재 및 폭발 보호시설

보호시설의 레이어

개념적으로 화재/폭발에 대한 안전 시스템은 다음의 그림과 같이 계층 구조를 형성하고 있다. 외부 레이어는 안전 레이어가 위험성을 해결하지 못 하게 되면 활성화 된다.

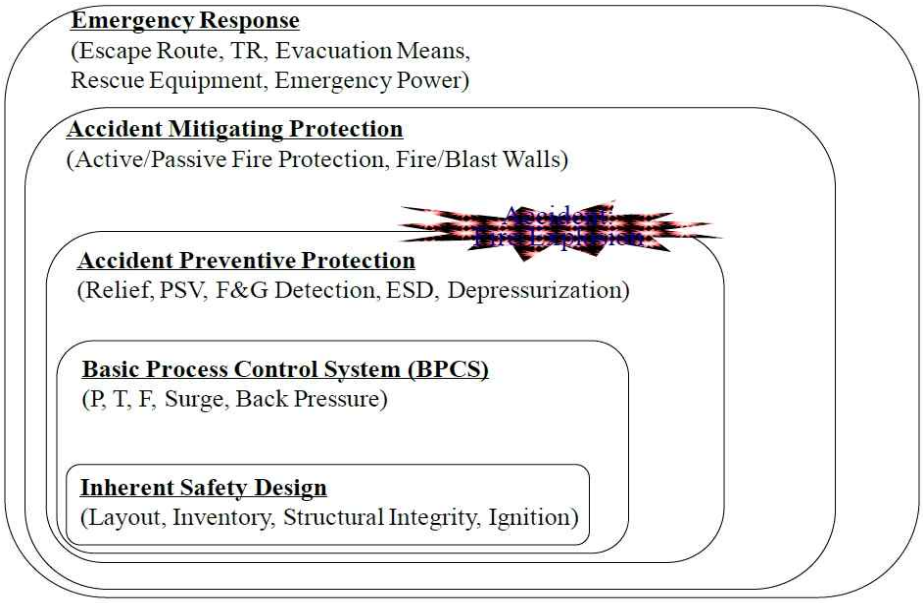


그림 3-4-18 화재·폭발에 대한 보호 단계

대부분의 내부 레이어 또는 구조물의 핵심은 레이아웃, 인벤토리 최소화, 음향 구조적 무결성 및 점화원의 제거를 통한 위험성을 최소화하기 위한 고유 안전 설계이다. 다음 레이어는 기본적인 통제 시스템인 BPCS(Basic Process Control System)로 이는 유량, 온도, 압력과 같은 공정 변수를 통제한다. 압축 흡입기 및 펌프 배압의 컨트롤이 이에 속한다.

The Accident Preventive Protection은 BPCS가 시스템을 통제 하지 못할 시 작동한다. 이 장치는 경감 밸브(Relief Valve)와 압력 안전 밸브(Pressure Safety Valve)를 통해 내부압을 줄이려고 시도한다. 가스 누출이 발생하고 화재가 야기된다면, 화재 및 폭발 감지 시스템은 가스의 존재를 인식하고 비상 차단 시스템 및 감압 시스템을 활성화한다.

안전 시스템이 있음에도 불구하고 사고가 전파되었다면, Mitigating 보호 시스템이 사고를 통제하게 된다. 이 시스템은 사고로 인한 결과(Consequence)를 최소화시키기 위해 노력한다. 모든 노력이 수포가 된다면 마지막으로 설비를 포기하는 것이 긴급 반응 (Emergency Response)이다.

안전설계에 있어서 가장 중요한 최소한의 개념은 다음을 포함한다:

- Process Segmentation
- Emergency Depressurization (Blowdown)
- Fire and Gas Detection
- Deluge and Fire Water System
- Fire and Blast Walls
- Emergency Shutdown

공정 세그먼트 (Process Segmentation)

공정 세그먼트는 긴급상황이 관찰될 경우 긴급 차단 밸브(ESDV's)를 가지는 여러 개의 세그먼트로 나뉜다. 이러한 과정은 인벤토리의 감소를 야기한다. 즉, 누출 가능성이 있는 인벤토리의 양은 블록 밸브에 의해 제한된다.

비상 감압장치 (Emergency depressurization)

비상 감압 장치(Blowdown)는 인벤토리를 안전 장소로 내보냄으로써 내부 압력을 줄인다. 일반적인 관행은 가스 인벤토리를 Flare Stack으로 방출하거나, 액체를 Closed Drain으로 내보낸다. 인벤토리가 높은 압력을 받을 경우 이러한 동작 주기가 짧아진다. 세그먼트가 파열되는 경우 누출 인벤토리를 줄이고, 세그먼트가 Jet Fire에 노출되면, 파열을 완화한다.

화재·폭발 감지기

화재/폭발 감지 시스템(F&G system)은 가연성 가스 또는 화재를 감지한다. 이들은 Local과 Area 타입의 두 종류가 있다.

Deluge 와 Fire Water Systems

Deluge와 Fire Water System은 화재의 Consequence를 줄이기 위한 능동적인 보호 시스템이다. 이러한 시스템은 불을 끄기 위한 목적이 아니지만 화재로 인한 영향을 줄일 수 있다.

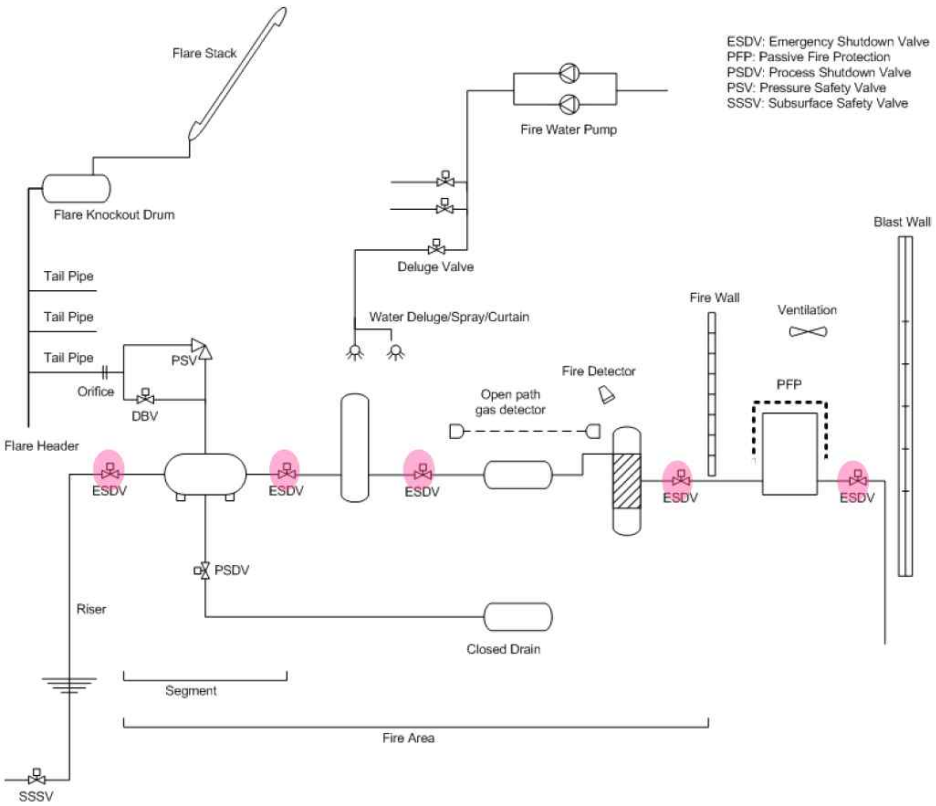


그림 3-4-19 ESDV의 공정 세그먼트 (분홍색으로 표시)

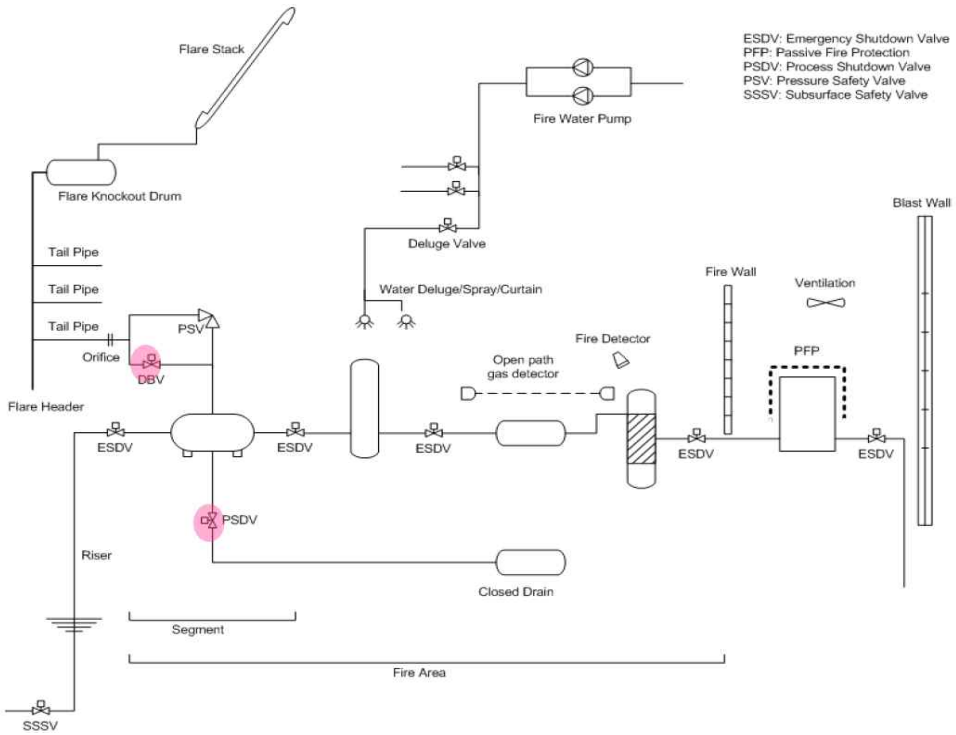


그림 3-4-20 BDV의 비상 감압장치 (분홍색으로 표시)

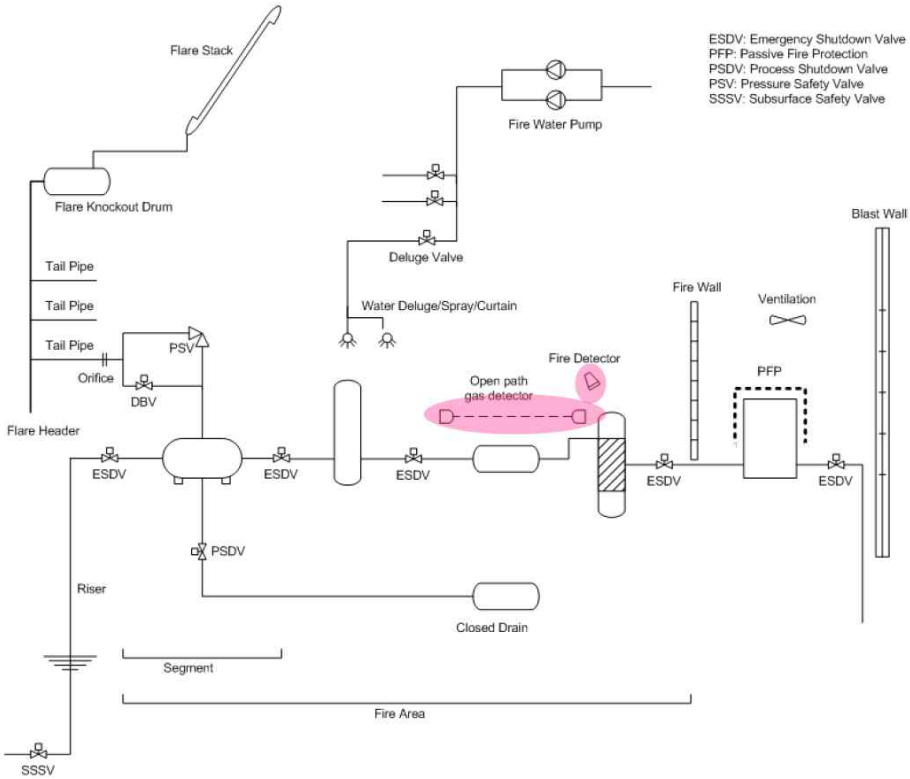


그림 3-4-21 화재/폭발 감지기(분홍색으로 표시)

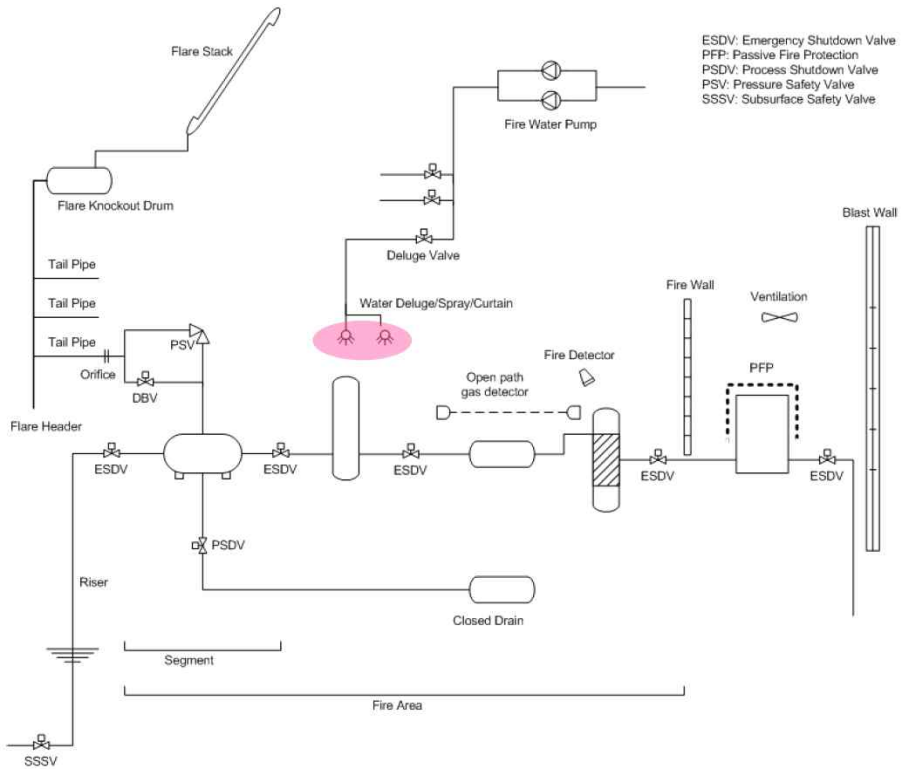


그림 3-4-22 Deluge와 fire water system(분홍색으로 표시)

방화벽과 방폭벽

화재와 폭발의 Consequence를 줄이는 효과적인 방법으로 화재의 경우 방화벽(Fire Wall) 과 폭 발의 경우 방폭벽(Blast Walls) 을 설치하는 방법이 있다. 이들은 주로 거주 구역과 다른 구역의 경계에 위치한다.

Emergency Shutdown

긴급 차단 시스템 (ESD, Emergency Shut Down) 시스템은 여러 단계가 있다. 사고의 심각성에 따라 단계별로 작동한다. 즉, 더 심각한 사고가 발생한다면 높은 ESD 단계가 활성화 된다. ESD 시스템은 높은 단계가 작동되었다면, 낮은 단계에서도 자동적으로 작동하게 설계하는 것이 일반적이다.

- 낮은 심각성 - 부분적으로 폐쇄
- 높은 심각성 - 전체적인 폐쇄
- 극도의 심각성 - 탈출 및 시설 포기

(4) 화재 유형과 메커니즘

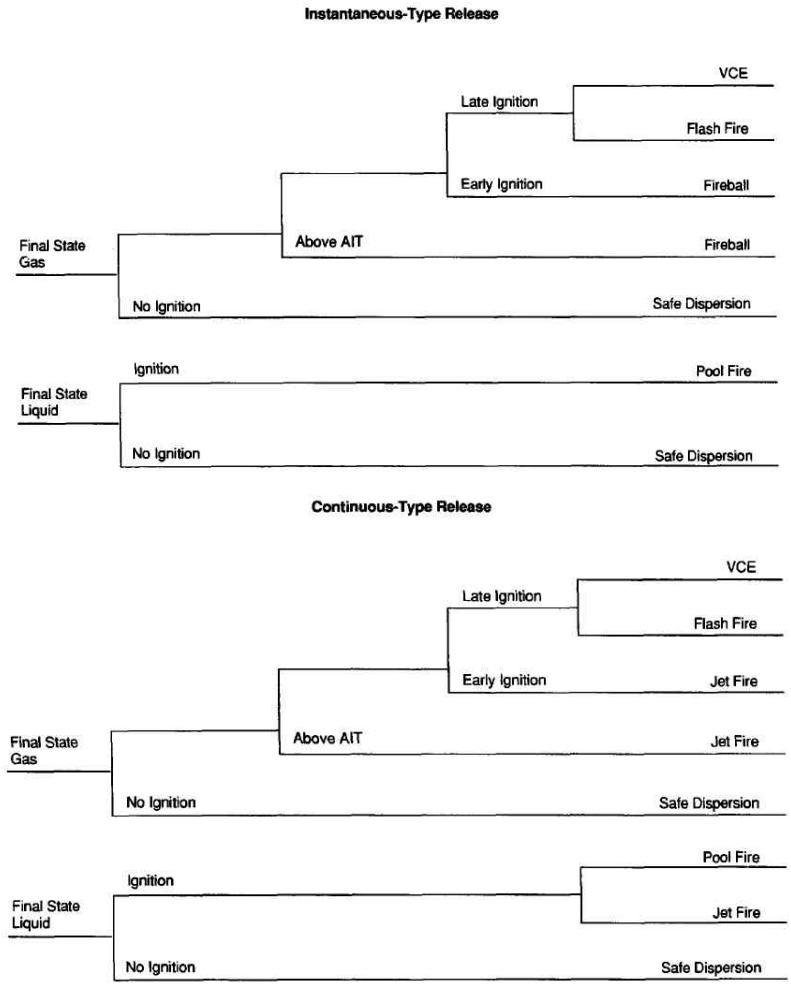


그림 3-4-23 화재 유형

Pool Fire

Pool Fire는 초기 운동량이 없거나 적으며, 기화된 탄화수소 연료가 수평하게 Pool 형태로 확산된 난류 발산 화재를 말한다. 열린 공간에서의 화재는 환기가 잘 되지만(Fuel-Controlled), 닫힌 공간에서 발생하는 화재는 환기가 잘 되지 않는다(Ventilation-Controlled). Pool Fires는 정적이거나 „Running“ 형태의 화재로 Offshore 시설에서 발생하는 주요 사고와 관련된 위험의 중요 요소이다.



그림 3-4-24 전형적인 Pool Fire 예

Jet Fire

Jet 혹은 Spray Fire는 특정한 방향으로 유효한 운동량을 가지고 계속 방출되는 연료의 연소로 인하여 발생하는 난류 발산 화염이다. Jet fire는 기체 혹은 순간적인 액체(Two Phase)와 순수 액체에서 발생할 수 있다. Jet Fire는 해양 설비의 주요한 사고와 관련된 위험도의 중요 요소로 구분될 수 있다. 높은 열유속으로 지장을 받거나 에워싸인 물체가 구조적인 손상 또는 Vessel/Pipe라인 손상, 단계적인 확대 가능성을 유발 시킨다. Jet fire의 급진적인 활성은 조정과 격리 계획에 중요한 요소로 고려되어야 한다. Jet fire 확률은 연료 구성, 방출 조건, 방출율, 방출 형상, 방향 및 주위 바람 조건에 의존한다. 응축된 재료의 방출은 Lazy를 생산하며 천연 가스의 음속 방출은 상대적으로 높은 속도의 화재를 발생 시킨다.

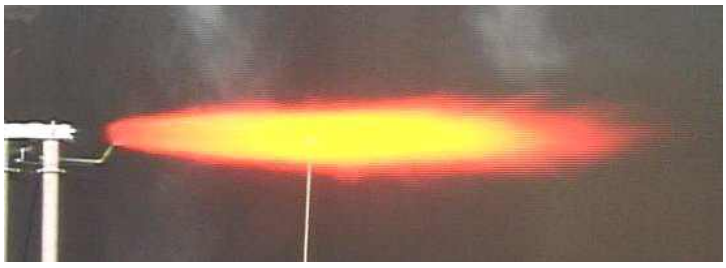


그림 3-4-25 전형적인 Jet Fire

해상에서의 화재

원유의 의도하지 안전 순간적인 방출은 해상에서 막대한 화재를 야기한다. 방출은 주로 원유 저장 Vessel의 파열 또는 유정에서의 분출, 주요한 파이프라인의 누출에 의해 발생한다.

불안정한 원유는 안전 원유보다 점화되기 쉽다. 안전 원유는 모든 주요 유분이 증발함을 의미한다.

- 불안정한 원유의 경우, 지속적인 화재로 이어지는 순간적인 방출의 점화 확률은 낮다. 왜냐하면 발화점 (60-70oC)은 오일 공정에서의 온도 보다 높기 때문이다.
- 오일이 구조물 요소의 아래로 흐르는 „run“ 타입은 오일이 플랫폼으로부터 떨어지는 „plunge“ 타입보다 높은 가능성을 보인다.
- 가벼운 유분을 가지는 오일은 점화되기 쉬우며, 높은 화재지속 능력을 가진다.
- 높은 바람속도 일수록 낮은 점화확률과 화재 지속성을 보인다.

표 3-4-8 Conditions for ignition and sustained burning for fire on the sea

Type of oil / Conditions	Condensate	Light crude	Crude oil
Minimum slick thickness	0.5	1	1-3
Maximum evaporation loss in [%]	> 30	< 30	5-10
Maximum water-in-oil emulsions [%]	Unknown	Unknown	< 25
Maximum wind conditions [m/s]	25	20-25	15

화재의 특성

- 종류 : 큰 단일 규모 화염에서의 pool fire 또는 or 여러 개의 분열된 화염
- 최대 화염 높이 : 최대 25-50m
- 가장 심각한 경우 : 데크와 모듈이 화염과 그을음에 둘러 싸일 경우

화재 하중 해석

- 화염 길이 : burning pool의 지름에 의존
- 화재 지속시간 : slick의 두께에 의존
- 화재 하중 : 물체가 화염에 둘러 싸일 경우 (구조물에 가장 심각한 경우)에는 가장 큰 힘은 400kW/m2 이고 평균 하중은 200-300kw/m2 이다.
- 그을음 : 사람에게 영향

돌발적인 화재 (Flash Fire)

우연한 가연성 액체 또는 가스의 방출은 종종 주위의 조건보다 짙은 수증기 구름을 구성한다. 구름이 발화 소스와 접촉하게 되면 돌발적인 화재(Flash Fire)가 발생하게 된다. 돌발적인 화재는 연소 폭발을 야기할 수 있는 화염이 급진적으로 움직인다. 돌발적인 화재는 연료와 공기가 연소 할 수 있는 적절한 농도로 혼합되는 환경에서 발생한다. 돌발적인 화재는 상대적으로 짧은 시간 동안은 3초안전) 약 84 kW/m^2 열유속을 가진다.

돌발적인 화재로 인해 가열되고 흡입된 공기는 질식으로 인한 사망, 폐조직에 심각한 손상을 야기하며 돌발적인 화재 폭발에서의 화염은 아음속으로 퍼지게 되나 여기서 발생하는 과압 손상 은 일반적으로 무시할 수 있는 수준인 것으로 파악되며 손상의 대부분은 열복사와 추가적인 화재 에 의해 발생한다.

화재에 대한 공기 소비

공연비 (AFR, Air-fuel Ratio)는 연소중의 공기와 연료의 질량비이다. 모든 연료가 자유로운 공기 와 결합하였을 때, 혼합물은 화학적으로 균형을 맞추며 AFR은 화학적인 혼합물이라 불린다. 실제의 화재에서 더 일반적인 용어는 과잉 공기 비율이다. 예를 들면 15% 과잉 공기는 요구되는 화학적인 양보다 공기가 15퍼센트나 더 사용되었음을 의미한다. LNG-FPSO Topside Jet Fire에 서의 과잉 공기는 산업용 연소 시스템보다 높은 농도 값을 요구한다. 산업 유틸리티에서의 과잉 공기비는 약 10% 수준이나 LNG-FPSO Topside Jet Fire의 경우는 300%가 요구된다.

- 메탄: 15kg air /kg fuel
- 프로판 : 16kg air /kg fuel
- 가솔린 : 16kg air /kg fuel

화재로 인한 연기 생성

그을음 생성은 연료의 특성과 산소 (공기) 결핍에 크게 의존한다. 연료가 무거울수록 그을음의 양은 크며, AFR이 적을수록 그을음의 양은 많다. 특히 AFR이 화학량적인 AFR보다 적다면, 공기는 연료의 연소에 부족하며 그을음 생성은 높다. 지역 연기 생성 비율 (local smoke generation rate) 은 Khan 과 Greeve“s 모델로 예측할 수 있다.

$$R_{soot} = C_s p_{puel} \phi^r e^{-E/RT}$$

Cs	=	연료에 따른 그을음 형성값 (kg/N-m-s)
p_{fuel}	=	연료 부분압 (Pa)
ϕ	=	등가비
r	=	등가비 지수
E/R	=	활성화 온도 (K)
T	=	지역 온도

(5) 화재의 영향

사람에게 미치는 영향

아래 표는 화재 및 폭발 사고의 복사열량이 인체에 미치는 영향을 판단할 수 있는 하나의 사례를 보여 주고 있다.

표 3-4-9 Exposure Times Necessary to Reach the Pain Threshold (API RP 521, Table 7)

Radiation Intensity		Time to Pain Threshold
Btu/ft2/hr	kW/m2	seconds
500	1.6	60
740	2.3	40
920	2.9	30
1500	4.7	16
2200	6.9	9
3000	9.5	6
3700	11.7	4
6300	19.9	2

(나) 설비와 구조물에 미치는 영향

아래 표는 화재 및 폭발 사고의 복사열량이 설비와 구조물에 미치는 영향을 판단할 수 있는 하나의 사례를 보여 주고 있다.

표 3-4-10 Thermal Radiation Effect (World Bank)

Radiation Intensity		Effects
Btu/ft2/hr	kW/m2	
11900	37.5	Devices and facilities start to be damaged
7900	25.0	Wood can be burned up if it is exposed for some period.
4000	12.5	Enough energy for wood and plastic to be ignited

(6) 화재 위험도의 정량화

화재 위험도 해석의 개괄

화재 위험도 평가는 크게 „공정 분석“, „누출 분석“, „영향 분석“, 그리고 „위험도 평가“의 절차를 갖는다. 이러한 절차는 다시 세부적으로 나뉘어 다음과 같은 과정을 거쳐 화재 위험도 해석을 수행한다.

- PFD와 P&ID를 통한 공정 디자인 검토
- 공정 구획 결정 및 탄화수소 내용물 측정
- 누출율 추산
- 누출 빈도 추산
- 화재 및 복사량 모델링
- 사건수분석 (Event Tree Analysis)을 통한 최종 시나리오 발생 빈도 평가
- 위험도 추산 및 평가

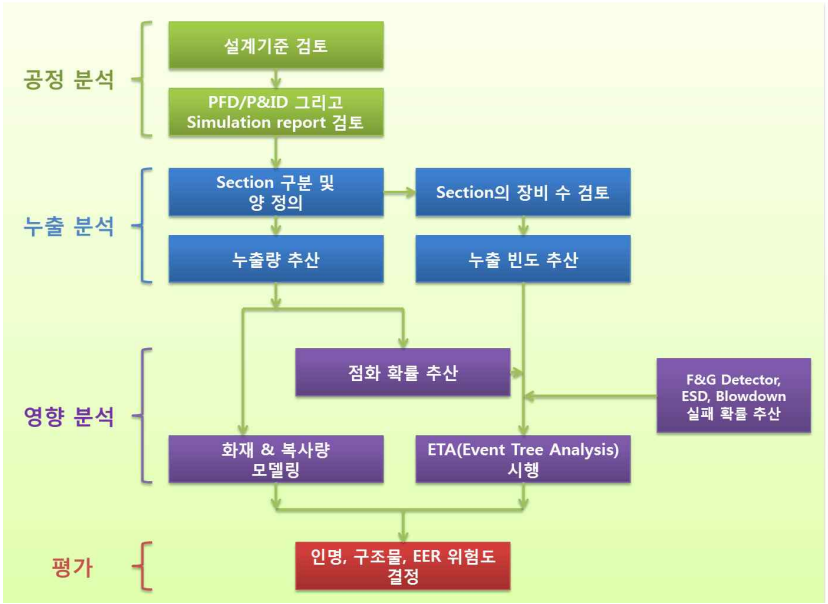


그림 3-4-26 화재 위험도 평가의 세부 절차

화재 위험도 해석의 순서

① PFD와 P&ID를 통한 공정 디자인 검토

화재 위험도 해석은 거시적인 관점에서 수행되는 첫 번째 정량적 해석이라고 할 수 있다. 이 해석을 위해서는 공정 정보 (공정 구성, 장치 특성, Inventory 성질 및 양 등)뿐 만 아니라, 안전 시스템 (화재/가스 감지 시스템, 비상감압 시스템, 비상정지 시스템)에 대한 정보가 필요하다. 따라서 기본설계가 완료된 후 공정의 설계 기준을 검토하고 PFD 및 P&ID를 통해 공정에 대한 분석을 수행한다.

② 공정 구획 (Process segmentation) 결정 및 Inventory 측정

특정 부분에 연결된 배관이나 장치에 포함된 Inventory를 줄이기 위해 적절한 위치에 정지 밸브 (ESDV: Emergency Shutdown Valve)를 설치하여 누출되는 부분

을 고립시킨다. 하나의 구획 내에 Inventory의 양이 많으면 누출 시 많은 연료가 유출될 수 있음을 의미한다. 따라서 2개 이상의 구획으로 나누어야 한다. 어떤 위치에서 공정 구획을 나누는 것이 적절한지는 Inventory의 압력, 성질, 양에 의해 정해진다. 같은 양이라도 압력이 높으면 단시간에 더 많은 양이 누출될 수 있다. 같은 양과 같은 압력이라도 누출 후 가스 성분 (LPG 이하 성분)이 많으면 화재/폭발 위험도가 높다. 공정 구획의 부피는 공정 구획에 포함된 장비와 파이프의 총 부피를 합산하여 구할 수 있다. 장비의 부피는 데이터 시트를 통해 쉽게 측정할 수 있지만 파이프의 경우 전체 레이아웃을 세밀하게 검토하여 측정해야 하므로 많은 시간이 필요하다.

③ 누출율 추산

누출율 추산을 위해 누출 구멍의 크기를 결정해야 하며 일반적으로 4 ~ 5개의 비연속적인 구멍 크기를 결정하고 해석을 수행한다. 예를 들어 해석에 사용될 누출 구멍의 크기는 10 mm (small), 50 mm (medium), 100 mm (large), 그리고 전량 (Full bore) 누출로 가정할 수 있다. 시간에 따른 누출율의 변화는 결과해석에서 매우 중요한 부분을 차지하며 누출되는 시간이 길수록 대형사고로 이어질 가능성이 크다. 누출 시간은 누출 구멍의 크기뿐 만 아니라 누출율의 감소를 위한 보호 시스템의 작동 여부에도 영향을 받는다. 따라서 누출 후 공정 구획의 고립 (Isolation) 또는 감압 (blowdown) 시스템의 작동 여부에 따라 다양한 시나리오를 고려하는 것이 중요하다. 아래의 표는 고립 (비상정지) 및 감압에 따른 시나리오의 예를 보여준다.

표 3-4-11 고립 및 감압에 따른 시나리오

Symbol (meaning)	Isolation	Blowdown
UI (unisolated)	X	X
IS (isolated)	O	X
ISB (isolated and blowdown)	O	O

④ 누출 빈도 추산

화재 위험도 해석에서 사고 시나리오는 누출로부터 발생한다. 따라서 초기 사건 발생 빈도 (initial frequency)는 누출 빈도의 추산으로부터 구할 수 있다. 누출 빈도는 공정 구획에 포함된 장비와 파이프의 종류와 수에 영향을 받으며 UK HSE Database나 E&P Forum Database 등을 통해 구할 수 있다.

⑤ 화재 및 복사량 모델링

이 단계에서는 사고 규모의 예측을 위해서 누출 구멍 및 시나리오에 따른 화염의 길이, 복사량 등을 구한다. 그린 2.19는 Pool Fire에 대한 복사열의 범위를 나타낸

에이며, 그린 2.20은 IS (isolated) 시나리오에서 시간의 흐름에 따른 누출율의 변화를 각 누출 구멍 크기 별로 보여주고 있다. 큰 사이즈의 누출 구멍에서는 누출율이 10초 동안은 급격하게 감소하다 일정해지며 30초 후 정지 밸브가 완전히 닫힌 후에 다시 급격히 감소하여 „0“에 가까워 진다. 반면에 작은 사이즈의 누출 구멍에서는 누출율의 변화가 급격하지 안전데 이는 소량의 누출이 공정 구획 내부의 압력을 크게 변화시키지 안전 때문이다.

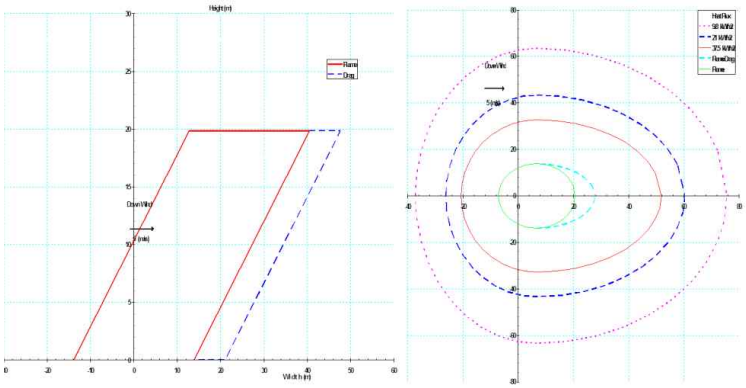


그림 3-4-27 Example for Pool Fire & Radiation Modeling(MP Separator-Liquid)

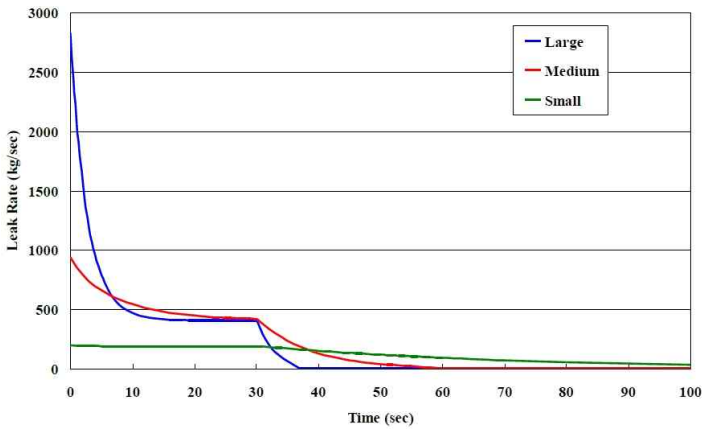


그림 3-4-28 누출 구멍 크기에 대한 시간에 따른 누출율 변화

누출 구멍으로부터 누출된 유체가 점화가 될 경우 다양한 종류의 화재가 발생하고 인체와 구조물로 열복사가 전달되어 큰 인명 피해 및 재산 피해를 입히게 된다. 사고의 피해 규모는 열복사량과 지속 시간에 비례한다. 이러한 수치로부터 인간과 구조물이 받는 영향을 유추할 수 있다.

⑥ 사건수분석 (ETA: Event Tree Analysis)을 통한 최종 시나리오 발생 빈도 평가

사건수분석은 초기 시나리오가 어떠한 확률적 사건을 거쳐서 최종 시나리오에 도달하며 그 빈도는 무엇인지 도식적으로 보여준다. 화재의 초기 시나리오는 누출이

며 순차적인 확률적 메커니즘을 거쳐 최종 시나리오 (화재 및 폭발)에 도달한다. 다음 그림은 가스 누출에 대한 사건수분석을 보여준다. 화재에 대한 사건수 분석에서 고려되는 확률적 사건은 다음과 같다.

- 즉각적 점화 (Immediate ignition)
- 가스 감지 (Gas detection)
- 화재 감지 (Fire detection)
- 비상 정지 시스템 고장 (Isolation failure)
- 감압 시스템 고장 (Blowdown failure)
- 지연 점화 (Delayed ignition)

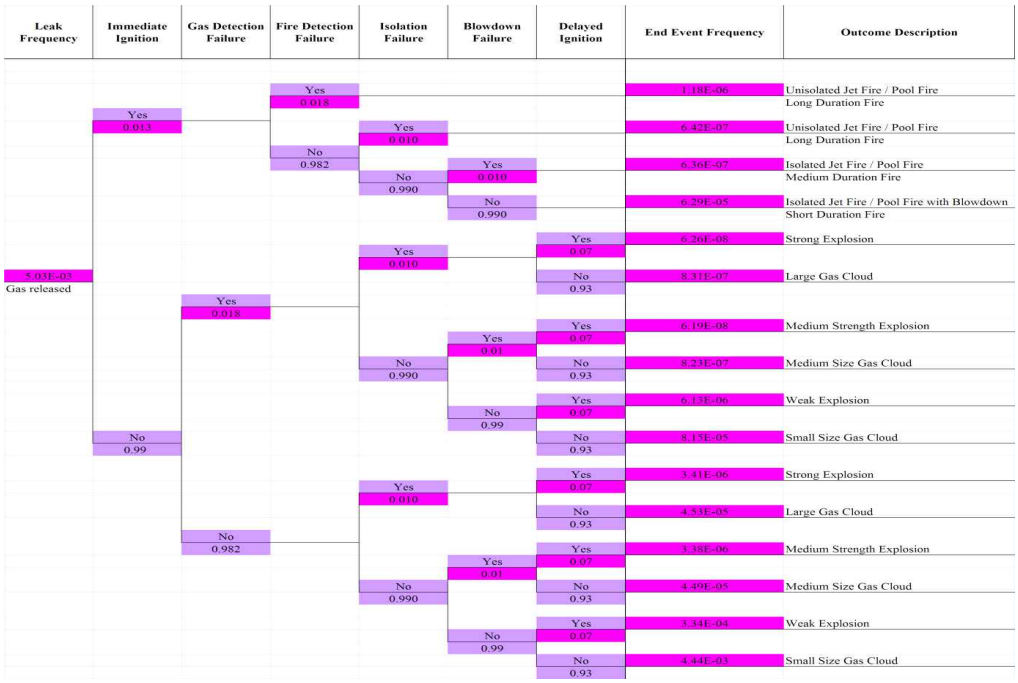


그림 3-4-29 가스 누출에 대한 사건수분석 예

즉각적 점화는 누출이 발생함과 동시에 점화되는 경우로 보통 정지 밸브가 작동되기 이전에 점화되는 경우를 말한다. 스파크에 의해 화재가 발생하며 빠른 시간 안전 발생하기 때문에 인명피해를 유발한다. 지연 점화는 일정 시간이 흐른 후 점화가 발생하는 경우로 보통 감압이 완료된 후 발생하는 화재를 말한다. 이 경우 형성된 가스 구름이 플랫폼의 점화원과 결합하여 발생하며 점화 시기에 따라 작업자가 대피할 수 있는 시간이 허용된다. 앞서 언급한 바와 같이 점화 확률은 누출율에 의존한다고 볼 수 있다. (Cox, ees & Ang, “Classification of Hazardous Areas - Ignition Sources and Probabilities”, 1990).

⑦ 위험도 추산 및 평가

앞서 수행했던 화재 발생 빈도와 화재 및 복사량 모델링 결과를 통해서 사람과

구조에 미치는 위험도를 평가할 수 있다. 구조에 미치는 위험도의 경우 열복사량과 지속 시간에 따라 주요 장비의 손상 여부를 판단할 수 있다. 열복사량이 높고 지속 시간이 길수록 손상 확률은 커진다. 장비 및 안전 시스템의 손상 빈도는 사건수분석을 통해 얻은 특정 화재 발생 빈도와 장비가 손상될 확률의 곱으로써 표현된다.

인적 위험도의 경우 보통 2가지 경우가 고려되는데 하나는 즉각적 사망(Immediate fatality)이 고 다른 하나는 지연 사망 (Delayed fatality)이다. 특정 열복사량 (예를 들어, 37.5 kW/m^2)이상의 수치에서 노출된 사람은 즉시 사망하게 되는데 이를 즉각적 사망이라 한다. 지연 사망의 경우 즉 각적 사망을 일으키는 열복사량보다 낮은 수치의 열복사량에 일정시간 노출된 사람이 사망하는 경우를 의미한다. Probit 함수를 통해 지연 사망의 확률을 구할 수 있으며 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$\Pr = -14.9 + 2.56\ln(t \cdot I \times 10^{-4})$$

I : 열복사량 (W/m2)

t : 노출 시간 (sec)

다시 Probit 함수와 사망 확률은 아래 방정식과 같은 관계를 가지며 이를 통해 사망 확률을 예측할 수 있다.

$$P = \frac{1}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{Pr-5} \exp(-\frac{u^2}{2})du$$

사망확률을 계산함으로써 최종적으로는 화재로 인한 잠재적 생명 손실 (PLL: Potential Loss of Life)과 개인위험도 (IR: Individual Risk)를 평가할 수 있다.

다. 결론

LNG-FPSO Topside에서의 주된 가연성 물질은 LNG의 Methane 성분이 함유된 탄화수소로써 점화원인 스파크나 정전기, 그리고 산화제인 공기가 접촉하여 화재나 폭발로 이어지게 된다. LNG-FPSO Topside에서의 화염은 누출된 가스가 점화된 결과로써 누출은 화재, 폭발, 희석 3가지 중 하나로 귀결되며 화재/폭발 위험도 분석은 이미 파악된 위험요소(예: 누출, 화재, 폭발)에서 정량적으로 발생 빈도와 피해 규모를 산출하여 분석한다. 이를 수행하기 위해서는 여러 가지 방법론이 거론될 수 있으나 본 연구에서는 본론의 „2.6 화재 위험도의 정량화“ 과정을 거쳐 향후 과제를 수행하고자 하며 그 과정을 간단히 요약하면 아래와 같다.

- 공정 구획 및 Inventory 결정 (Define Process Segmentation and Inventories): 특정 부분에 포함된 배관이나 장치에 내제하는 모든 탄화수소 내용물(Hydrocarbon Inventory)을 줄이기 위해 적절한 위치에 정지 밸브(ESDV: Emergency Shutdown Valve)를 설치하여 누출되는 부분을 고립시킨다. 또한 어떤 위치에서 공정 구획을 나누는 것이

적절한지는 탄화수소 내용물의 압력, 성질, 양에 의해 정해진다.

- 누출 분석(Leak Analysis): 누출율은 Inventory의 특성에 따라서 달라지며, 이는 다시 점화 확률과 관계된다. 누출율을 평가함으로써 점화 되었을 경우 발생하는 피해 규모를 추산할 수 있고, 또한 누출 빈도를 평가함으로써 초기 사고 발생 빈도를 결정할 수 있게 된다. 누출 빈도는 공정 구획에 포함된 장비의 수와 종류 그리고 Inventory의 특성에 영향을 받게 된다.
- 영향 분석 및 평가(Risk Assessment): 누출율과 누출 빈도, 그리고 안전 고장 확률 등을 종합하여 화재/폭발이 일어나는 빈도와 피해 규모를 추산할 수 있다. 화재/폭발 위험도의 정량화를 통해 추가적인 안전 설계가 필요한지 여부를 판단하게 된다.

본 연구를 통해, 기존에 보편화 되지 안전 화재/폭발 위험도 분석 방법을 비교·분석하고 개선하였으며, LNG-FPSO Topside 공정에 적합한 화재/폭발 위험도 분석 지원 프로그램 개발을 위한 화재/폭발 위험도 분석 방법을 정형화 하였다.

4. LNG-FPSO 선박 충돌 위험도 분석 방법론

가. 서론

(1) 배경

선박 충돌 위험도 분석이란 특정 해역에 설치되어 고정돼 있는 해상 플랫폼에 주변을 운항하는 선박이나 접근하는 보급선 등이 충돌함으로써 발생할 수 있는 위험도를 정량적으로 평가하는 작업이라 할 수 있다. 선박 충돌 위험도는 Topside 공정의 위험성 보다는 해상 플랫폼의 구조적 안전 밀접한 비공정 위험도의 하나로 볼 수 있다. 이를 통해 인접 선박의 충돌에도 구조적 안전 충분히 확보할 수 있는 해상 플랫폼의 설계를 개발할 수 있으며, 또한 그 결과는 선박 충돌에서 발생할 수 있는 인명피해에 대한 위험도를 평가할 수 있다. 위험도 평가를 바탕으로 한 위험도 기반설계(Risk-based Design)는 목표기반 설계 또는 성능기반설계라고 불리는데, 궁극적으로 안전 관한 목표(또는 허용 기준)를 설정해 두고 위험도를 평가하여 체계적인 설계를 가능하게 한다.



그림 3-4-30 선박 충돌 사고 사례

(2) 연구목표

선박 충돌 위험도 분석 방법론 연구의 주요 목표는 다음과 같다.

- 잠재적인 선박 충돌 시나리오를 식별
- 선박 충돌 결과 및 충돌 에너지를 결정
- 설계 기준에 대한 충격 에너지를 평가
- 선박 충돌의 위험도 평가
- 선박 충돌 방지를 위해 권장 사항을 확인하고를 줄이기 위함

(3) 연구범위

본 연구의 범위는 해상 플랫폼 주변 운항 선박, 원유 또는 LNG등을 운송하기 위해 접근하는 탱커선 그리고 각종 물자 제공 보급선에 의해 발생 가능한 충돌 사고를 포함한다. 해상 플랫폼 주변 해역의 부유 물체 및 시설 등은 고려하지 않는다.

(4) 연구의 접근법

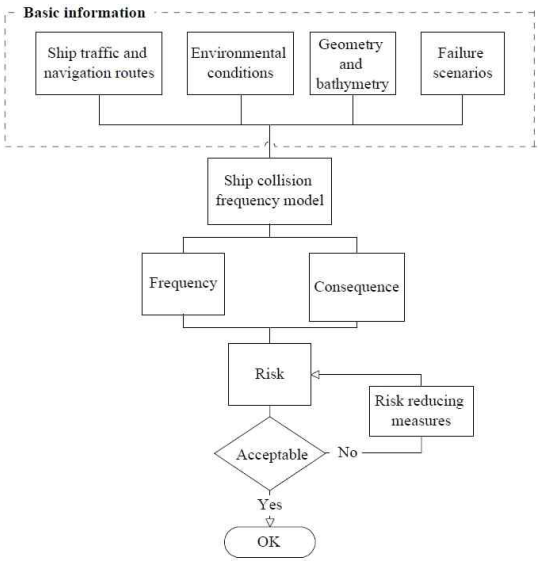


그림 3-4-31 선박 충돌 위험도 분석 기본 절차

위험요소식별 (Hazard identification)

위험요소식별(Hazard Identification 또는 HAZID)은 잠재된 위험요소를 탐색하고 식별하는 작업이다. 위험도를 자세하게 분석하는 것보다 잠재된 위험요소를 누락없이 찾아내는 것이 이 단계의 중요한 임무가 된다. 인접하여 운항하거나 보급을 위하여 접근하는 선박의 상황을 고려하여, 선박 충돌 위험도 분석에서 고려해야 할 필요성이 있는 위험요소들을 관련 전문가들과 논의하고 구체적으로 식별한다.

충돌 확률 분석 (Frequency analysis)

해상 플랫폼 주위 항해 경로, 환경적 요인(바람, 파도, 수심, 조류) 등을 고려하여 충돌 가능한 선박 및 충돌 시나리오를 정의하고, 관련 충돌 빈도수 또는 충돌 확률을 분석한다. 이를 위하여 아래 그린과 같은 traffic route sketch를 활용할 수 있다.

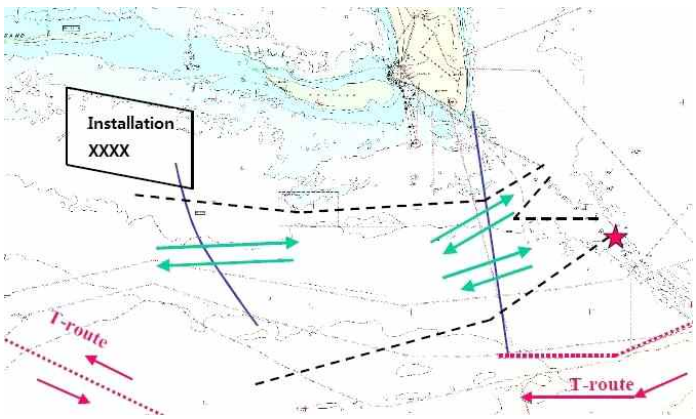


그림 3-4-32 Traffic route sketch 예

충돌 결과 분석 (Consequence analysis)

해상 플랫폼 주변을 운항하는 선박이나 접근하는 보급선과 같이 충돌 가능성이 비교적 높은 특정 선박에 대하여 충돌에너지를 결정하여야 하는데, 일반적으로 항로 관련 자료와 보급선 등의 각 상황별 중량과 속도를 정하여 충돌에너지를 계산한다.

충돌 위험도 평가 (Ship collision risk assessment)

위험도 평가는 사고의 빈도와 피해규모를 고려하여, 얼마나 심각한 위험도 인지를 정량화하고 그 허용 가능 여부를 판단하는 작업이다. 충돌 확률(빈도)과 충돌 결과(피해규모)를 이용하여 정량적인 위험도를 산출할 수 있고, 이를 초기에 정의된 위험도 허용기준과 비교, 평가한다.

위험도가 허용 불가능한 수준으로 높은 경우에는, 일반적으로 해상 플랫폼의 구조 설계를 적절히 보강하여 충돌 위험도를 충분히 감소시키는 방안전 적용하고 있다.

나. 충돌 가능한 선박에 대한 조사

(1) 해상 플랫폼 주변 통행 선박

해상 플랫폼 주변을 운항하는 각종 선박이 고려되어야 한다. 이러한 선박에 의한 충돌은 해당 해상 플랫폼의 운용과 직접적인 관련이 없는, 즉 직접적으로 접근하지 않는 일반 상선, 어선, 해군 함정 등과 같은 다양한 선박들을 고려한다.

- 일반 상선 : 일반 상선의 경우는 가장 큰 위험요소를 가지고 있다. 선박이 일반적으로 대형선이고, 항해속도가 작지만 충돌 시의 충돌 에너지가 크며, 항로가 특정 항구 주변과 같은 일부 지역에 매우 밀집되는 경우가 많다.
- 함정 : 함정의 경우는 충돌 위험요소 판단에서 제외 되는 것이 보편적이며, 본 연구에서도 함정에 대한 고려는 배제하였다. 다른 선박에 비해 현존하는 척수가 현저히 적고, 선박의 특성상 통제불능 상태에 이르는 확률이 적으며, 항해 전반적인 부분에 걸쳐 우수한 기술과 장비 및 선박 제어 능력을 가지고 있다. 또한 선원의 업무 수행 능력이 우수하고 능숙하고, 함정의 항로 내에 존재하는 해상 플랫폼을 간과하거나 실수할 확률이 낮다.
- 어선 : 어선은 규모가 큰 선박부터 작은 선박까지 다양하며, 이는 크게 해안전 지역의 어선과 조업 지역의 어선, 두 가지 그룹으로 분류된다. 조업 지역에서의 어선에 대하여는 조업 작업 중 수행되는 선박 운용 형태가 다양하고 복잡하지만, 일반적으로 조업 중에는 선수방향으로 진행을 하지 안전 그 속도 또한 낮은 특성을 가지고 있다. 어선에 의한 충돌의 경우, 일반적으로 해상 플랫폼의 구조물에 치명적인 위험을 줄 정도로 그 규모가 크지 안전 보편적으로 큰 어선의 경우 1000톤 정도가 되며, 이는 보급선 등이 표류 상태에서 충돌하는 에너지 수준 정도에 해당할 수 있다. 본 연구에서는 어선에 대한 고려는 제외하였다.

(2) 해상 플랫폼에 접근하는 선박

해상 플랫폼에 접근하는 선박이라 함은, 해상 플랫폼의 운용 지원 및 화물 적하역을 목적으로 직접적으로 접촉하는 각종 보급선, 대기 선박, 유조선, LNG선 등을 의미한다.

- 보급선 : 해상 플랫폼에 각종 장비 및 물자를 공급하는 선박으로써, 보급선의 접근 빈도와 선박 중량은 해당 해상 플랫폼의 실제 운용 상황에 맞게 설정되어야 한다. (예를 들어 주당 1~2회 정도의 빈도로 접근하며 중량은 7000톤으로 가정) 일반적으로 상당히 잦은 접촉을 시도하는 보급선의 충돌 가능성을 고려하여 각종 보호 장치가 해상 플랫폼 주위에 설치되고 있다. (예로써, risers, pump caisson, moorings의 보호를 위한

protective fender설치)

- 기타 선박 : 기타 접근 선박으로써, 원유 및 LNG등의 화물 적하역을 위한 각종 탱커선, 작업선, 쾌속구조정 등을 다양하게 고려할 있다. 그러나, 이들은 접근 빈도 측면에서 중요성이 상대적으로 적다고 볼 수 있으며, 일반적으로 보급선을 위주로 충돌 위험도를 분석하고 있다.

(3) 충돌 시 엔진 작동 상태에 의한 분류

엔진 작동 중의 충돌이란, 충돌하는 선박의 엔진이 충돌 당시에 작동하고 있는 경우를 의미한다. 이러한 충돌은 의도되지 안전 사고라 간주될 수 있으며, 해상 플랫폼으로의 접근 시에 접근 속도를 적절히 감속시키는 일련의 작업이 실패한 경우라고 가정할 수 있다.

엔진이 멈춤 표류 상태에서의 충돌이란, 파도, 조류, 바람 등과 같은 환경적인 요소의 영향으로 표류 상태인 선박이 해상 플랫폼에 충돌하는 경우를 의미한다. 이러한 충돌은 위에 언급된 접근하는 선박과 관련하여 일어나기도 하지만, 단순 통행하는 선박의 엔진 정지와 같은 사고로 인해 발생하기도 한다.

다. 충돌 확률 분석 (Frequency analysis)

(1) 접근 선박의 확률 분석 - 보급선

해상 플랫폼에는 높은 빈도로 접근하는 보급선의 안전 접촉을 위하여 특정한 구역, 즉 berthing area가 지정되어 있다. 보급선에 의한 충돌 사고는 주로 이 구역에서 발생하게 되며, 해당 확률은 기존에 수십년간 조사된 사고 통계로부터 추산될 수 있다. 다음의 표 1은 영국정부(UK HSE)에서 제공하는 충돌 확률 자료로써, 1980년부터 2005년까지의 FPSO에 대한 사고 통계에 의하면 전체 충돌 확률은 대략 연간 8.9x10-2 정도가 된다. 아래 표의 선박 중 보급성의 경우를 구체적으로 살펴보면, 1년을 365일 기준으로 볼 때, 총 104회에 걸쳐 해상 플랫폼에 접근하고 있으며, 이는 모든 접근 선박들 중 36.5%를 차지하고 있다. 이 때의 충돌 확률은 약 연간 3.0x10-2 정도가 된다.

표 3-4-12 접근 선박의 충돌 확률

Type of Vessel	Visiting Frequency	Percentage	Collision Frequency (per year)
Supply Vessel	104	36.5	3.20E-02
Methanol Tanker	4	1.4	1.30E-03
Offloading Tanker(1)	59	20.6	1.80E-02
Offloading Tanker(2)	7	2.5	2.20E-03
Offloading Tanker(3)	7	2.5	2.20E-03
Fast Crew Boat	104	36.5	3.20E-02
Total	285	100%	8.90E-02

선박의 충돌 에너지 레벨은 운동에너지 식으로부터 산출될 수 있다. 이 때 충돌 에너지는 속도의 제곱에 비례하기 때문에 가정된 충돌 속도에 따라 에너지 레벨이 민감하게 반응하므로, 충돌 속도의 가정이 매우 중요하다. 선박의 작업 시와 표류 시의 충돌 속도 가정은 아래 표와 같이 기술될 수 있다.

표 3-4-13 선박 작업 및 표류 시 충돌 속도 가정 예

Speed Range(knots)	Mean Speed(m/s)	Fraction of Incidents
0 - 1	0.3	27
1 – 2	0.8	26
2 – 3	1.3	13
3 - 4	1.8	7
4 - 5	2.3	20
5 – 6	2.8	7

Speed Range(knots)	Mean Speed(m/s)	Fraction of Incidents
0 – 2.5	0.3	27
2.5 – 5.0	0.8	26
5.0 – 7.5	1.3	13
7.5 – 10.0	1.8	7
10.0 – 12.5	2.3	20
> 12.5	2.8	7

(2) 주변 운항 선박의 확률 분석

해상 플랫폼 주위를 통행하는 개별 선박에 대해서는 다음의 식을 이용하여 충돌 확률을 추산할 수 있다. 아래 식 중 P1 , P2 , P3 는 아래 표의 참고자료 정보를 이용할 수 있다.

$$F_{CP} = N \times F_d \times P_1 \times P_2 \times P_3$$

F_{CP} = 운항중인 선박의 충돌 확률(년)

N = 해당 항로의 전체 통행량(선박 이동/년)

F_d = 해상 플랫폼을 향하는 항로의 영역에 있는 선박의 비율

P1 = 관측 부주의가 발생할 확률

P2 = 관측 부주의가 발생할 확률

P3 = 해상 플랫폼이 충돌전 경고를 받는데 실패할 확률

표 3-4-14 참고자료 (DNV, Internal CMPT Guide - Appendix X Collisions, Rev 1)

Vessel Displacement (kilo tones)	P_1	P_1 P_2	P_1 P_2 P_3
< 5	0.1	9.1E-03	9.1E-04
5 – 15	0.1	9.1E-03	9.1E-04
15 -40	0.1	9.1E-03	9.1E-04
40 – 100	0.05	4.8E-03	2.4E-04
>= 100	0.05	4.8E-03	2.4E-04

라. 충돌 결과 분석 (Consequence analysis)

해상 플랫폼에 충돌하는 선박 충돌 에너지는 충돌 직전의 선박이 가지는 운동에너지와 같다. 이 충돌 에너지는 다음의 운동에너지 식을 이용하여 산출할 수 있다

$$E = \frac{1}{2}\frac{M}{1000}kV^2$$

E : 충돌에너지 (MJ) / M : 질량 (tones) / V : 속도 (m/s)
K : 부가질량계수
K = 1.1 (선수미 방향의 충돌 & 엔진 작동 상태)
K = 1.4 (선박 측면으로 충돌 & 엔진 미작동 상태)

(1) 충돌 에너지 계산 예

예를 들어, 7,000 톤의 중량과 2m/s 의 속도로 접근하는 보급선의 경우에 발생하는 충돌 에너지는 다음과 같이 산출될 수 있다.

- 선수미 방향의 충돌 시: E = 0.5 x (7000/1000) x 1.1 x 22 = 15.4MJ
- 선박 측면으로 충돌 시: E = 0.5 x (7000/1000) x 1.4 x 22 = 19.6MJ

(2) 충돌 에너지를 적용한 해상 플랫폼 구조물 안전 평가 해석 예

해상 플랫폼 주변을 운항하는 선박이나 접근하는 보급선 등의 충돌에 대한 가상 시나리오를 작성하여 3차원 시뮬레이션 해석이 가능하다. 해석을 통하여 해상 플랫폼 구조부재에 대한 구조안전 평가를 하게 된다. 이를 통해 인접 선박의 충돌에 대하여 구조적 안전 충분히 확보할 수 있는 해상 플랫폼의 구조설계 개발을 수행할 수 있다.

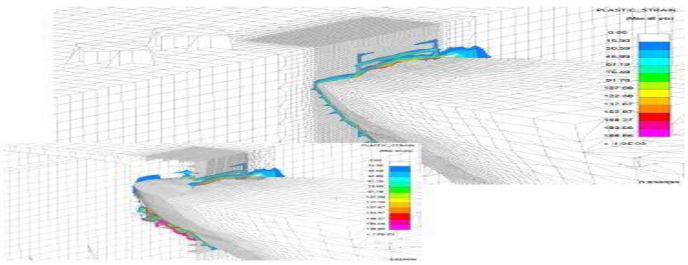


그림 3-4-33 보급선과 FPSO 외판의 충돌해석 예

마. 선박 충돌 위험도 평가

위험도 평가란 사고의 빈도와 피해규모를 고려하여, 얼마나 심각한 위험인지 정량화하는 작업이며, 다음과 같이 정의할 수 있다.

- 위험도(Risk) = 사고빈도(Frequency) x 피해규모(Consequence)

위험도 평가 작업은 두 요소인 사고빈도와 피해규모 추산으로 나누어진다. 피해규모는 정량화가 비교적 쉬운 편이다. 즉, 각종 시뮬레이션 및 해석 프로그램 등을 이용하거나 과거 경험에 의지하여 신뢰성 있는 수준으로 추산 가능하다. 하지만, 사고빈도는 예측하기 어려운 경우가 많다. 따라서 이러한 경우에는 대개 과거의 경험치나 통계자료를 이용하고 있다.

(1) 충돌 에너지 기준

충돌 에너지의 기준은 다루어지는 해상 플랫폼에 따라 다를 수 있지만, 아래와 같은 충돌 에너지 기준을 적용할 수 있다. 해당 에너지에 따라 위험도 매트릭스 카테고리를 분류하게 된다.

표 3-4-15 충돌 에너지 기준 예

Energy Band (Bow/Stern)	Energy Band (Side)	Description	Total Risk Matrix Categories
< 7 MJ	< 9 MJ	No damage, operations not interrupted and immediate repair not required.	Minor
> 7 MJ	> 9 MJ	Significant damage and no leak.	Significant
< 80 MJ	< 40 MJ	No cargo tank failure. Major asset damage	Major
> 80 MJ	> 40 MJ	Cargo tank failure and resultant fire. Catastrophic asset damage.	Catastrophic

(2) 위험도 매트릭스

사고의 위험도수준을 고려하여 안전반영 여부를 결정하는 평가 기준을 의미한다.

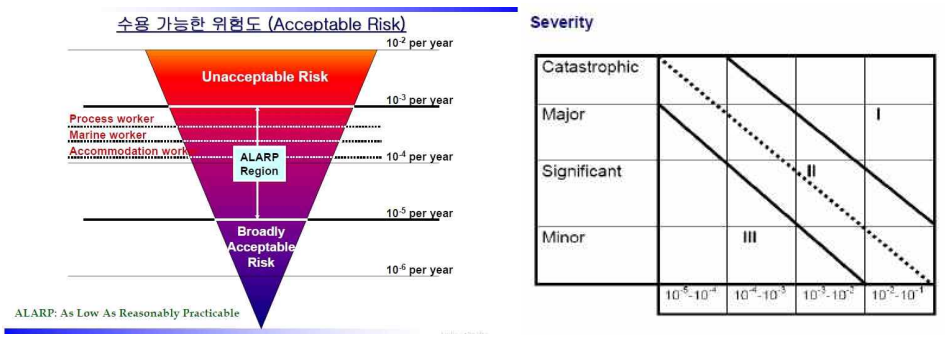


그림 3-4-34 위험도 삼각형 및 위험도 매트릭스 예

아래의 위험도 매트릭스 예에서는, 세 가지 영역으로 위험도 수준을 구분하고 평가하고 있다. 각 영역에 대한 설명은 다음과 같다.

- Zone I : 고위험도 영역. 위험도가 너무 높아 허용할 수 없는 수준이다.
- Zone II : 중위험도 영역을 흔히 ALARP(As Low As Reasonably Practicable)영역이라고 한다. 글자 그대로, 논리적으로 실행 가능한 최소 위험도가 되도록 한다는 뜻이다. 기본적으로 위험도가 허용 가능한 수준이지만, 가능한 합리적인 수단을 통하여 추가적인 위험도 저감을 고려해야 한다.
- Zone III : 저위험도 영역은 받아들일 수 있는 수준(Acceptance Level)보다 낮은 위험도를 말한다. 위험요소가 존재하는 한 위험도를 0 으로 만들기는 불가능하다. 위험도를 0 으로 만드는 방법은 위험요소 자체를 없애버리는 것인데, 이는 경제적 이득이나 편리를 얻고자 하는 대상 자체를 없애는 비정상적 상황이 된다.

(3) 보급선 충돌 위험도 평가 예

보급선의 정박 시 충돌 에너지가 25.4MJ 로 가정하자. 정박 시 5%, 작업 시 20%, 표류 시 75%로 분류(표 2 참조)할 때, 정박 시의 충돌 확률은 1.6x10-3(년)이 되며, 작업 시의 충돌 확률은 6.4x10-3(년), 표류 시에는 2.4x10-2(년)이 된다. 이러한 충돌 확률과, 각각의 충돌 시나리오에 대한 충돌 해석 결과를 조합하면 최종적인 위험도 수준을 산출할 수 있으며, 이들을 위험도 매트릭스 상에 도시하면 아래 그린의 예와 같이 나타낼 수 있다.

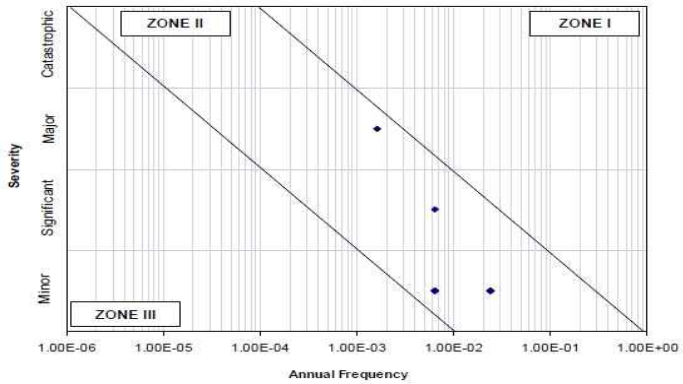


그림 3-4-35 해상 플랫폼에 대한 보급선의 충돌 위험도 결과 예

위 그림의 충돌 위험도 결과에서 보면, 해상 플랫폼에 대한 보급선의 충돌 위험도는 Zone ll (ALARP) 영역에 해당함을 알 수 있다. 따라서, 산출된 선박 충돌 위험도는 기본적으로 허용 가능한 수준이기는 하나, 보다 안전 높이기 위하여 합리적이고 경제적인 추가 설계 개선 방안전 고민할 필요가 있다고 판단된다.

5. LNG-FPSO 낙하물 위험도 분석 방법론

가. 서론

(1) 낙하물 위험도 분석이란?

해양플랜트의 경우, 작업을 위해 많은 장비들이 크레인으로 이송되고, 보급선(Supply vessel)으로부터 정기적으로 장비, 필수품이 이송되어야 하기 때문에 낙하물의 위험에 노출되어 있다. 또한, 좁은 공간에 많은 장비가 설치되어 있어서, 중요한 장비, 파이프라인에 낙하물이 떨어질 경우 큰 피해를 야기시킬 수 있다. 그래서 해양플랜트의 경우 낙하물의 위험도 분석이 설계에서 필수적으로 수행된다. 낙하물 위험도 분석이란 QRA(Quantitative Risk Assessment, 정량적 위험도 평가)의 한 부분으로써 낙하물과 관련된 위험요소를 정의하고, 위험도를 평가한 후 위험도를 허용 가능한 범위까지 낮추는 것이라 할 수 있다.

(2) 낙하물 위험도 분석의 목적

해양플랜트의 낙하물 위험도 분석의 목적은 다음과 같이 정리할 수 있다.

- 보급선으로부터 이송되거나 플랫폼을 가로지르는 화물의 수와 양 정의
- 위험한 이송 작동(작업)과 낙하와 흔들린의 위험에 노출된 지역의 정의
- 낙하 시나리오에 잠재한 사고결과 검토 (공정장비, 배관, 심해배관 등)
- 낙하물에 의한 Topside 장비와 심해 장비의 위험도 평가
- 낙하물 위험도 저감 요소 정의 (예: Layout 변경, 화물 무게 제한 등)
- 낙하물 위험도 분석 결과를 QRA에 제공

(3) 낙하의 위험을 내포하고 있는 화물

낙하의 위험을 내포하고 있는 화물은 다음과 같이 세 가지로 분류 할 수 있다

- 승선원 생활과 작업을 위해 상용되는 물품 (음식, 생활용품, 예비부품 등)
- 검사, 유지보수, 수리를 위해 필요한 큰 장비들
- 사람 (경우에 따라 부상자가 크레인을 통해 이송 가능)

(4) 크레인 (Pedestal Cranes)

해양플랜트의 크레인은 주로 보급선에서 해양플랜트로, 아니면 무거운 장비가 플랫폼 내에서 위치를 변경할 때 사용된다. 해양플랜트 크레인의 기능을 정리하면 다음과 같다.

- 보급선으로부터 화물을 이송
- 어떠한 해상 조건에서도 음식, 생명유지 물품 이송
- 심각한 해상 조건에서도 주요 예비 부품 및 장비 이송
- 어떠한 해상 조건에서도 한 구역에서 다른 구역으로 음식 수송
- 작업자 등의 사람 수송



그림 3-4-36 크레인 (Pedestal Cranes)

나. 낙하물 위험도 분석의 절차

(1) 낙하물 위험도 분석의 요약

분석을 위해 필요한 자료	· 크레인 사고 기록 자료 (OREDA, WOAD) · 화물운영 자료 (이송 일정, 화물 수, 무게, 이송 철학) · 크레인의 용량과 운영 자료 (크레인의 반경과 속도에 따라 크레인에 작용하는 부하) · 플랫폼의 Layout 과 크레인 이송 경로
분석 수행	다음의 작업들이 분석을 위해 수행된다. · 크레인에 의한 낙하 부하의 확률과 빈도 · 플랫폼이나 해저에 낙하물의 영향을 미칠 확률과 빈도 · 목표 대상에 떨어질 때의 충격 에너지(Impact energy) · 충격 에너지(Impact energy)와 충격 빈도와의 관계 · 위험도 평가
분석 결과물	· 크레인 사고로 인한 위험도 평가는 다음을 보고하기 위함이다. · 크레인 사고로 인한 낙하 부하의 확률과 빈도는 크레인 사고자료, 크레인 운영자료, 화물운영 일정을 이용하여 계산한다. · 낙하하는 장소에 따른 확률은 크레인 사고로 인한 기록 자료로부터 구한다. 이 자료를 이용하여 플랫폼과 해저, 보급선으로 낙하하는 빈도를 구할 수 있다. · 목표 대상에 떨어질 영향 빈도는 장소에 따른 낙하 빈도와 영향을 미칠 확률을 곱함으로써 구하여 진다. · 플랫폼과 해저로 떨어지는 충격 에너지는 각각 화물의 무게와 영향분포자료를 이용하여 구한다. · 계산된 충격 빈도와 충격 에너지는 큰 충격 에너지로 재정리되고, 누적 빈도가 가장 큰 충격 에너지와 목표 대상의 충격 에너지 사이에서 관찰된다.

(2) 일반적인 위험도 분석의 절차

일반적으로 위험도는 빈도(Frequency)와 결과(Consequence)의 조합이므로, 크게 빈도와 결과를 추산하는 방법으로 나눌 수 있다. 위험도 분석은 먼저 위험요소를 정의하고, 정의된 위험요소가 사고로 이어지는 시나리오를 구성한다. 구성된 시나리오에 따른 빈도와 결과를 추산하고, 심각성에 따른 수준을 설정한 후 위험도를 계산한다. 계산된 위험도가 허용 수준 이상으로 높으면 빈도와 결과를 수정하고, 이를 허용 수준 이하가 되도록 반복한다.

(3) 낙하물 위험도 분석의 절차

낙하물 위험도 분석은 크레인, 모노레일, 승강기, 트레일러 등을 이용하여 화물을 정기적으로 이송할 때 낙하물의 위험도를 평가하기 위함이다. 낙하물의 위험도 분석의 절차는 아래의 그림과 같이 정리될 수 있다.

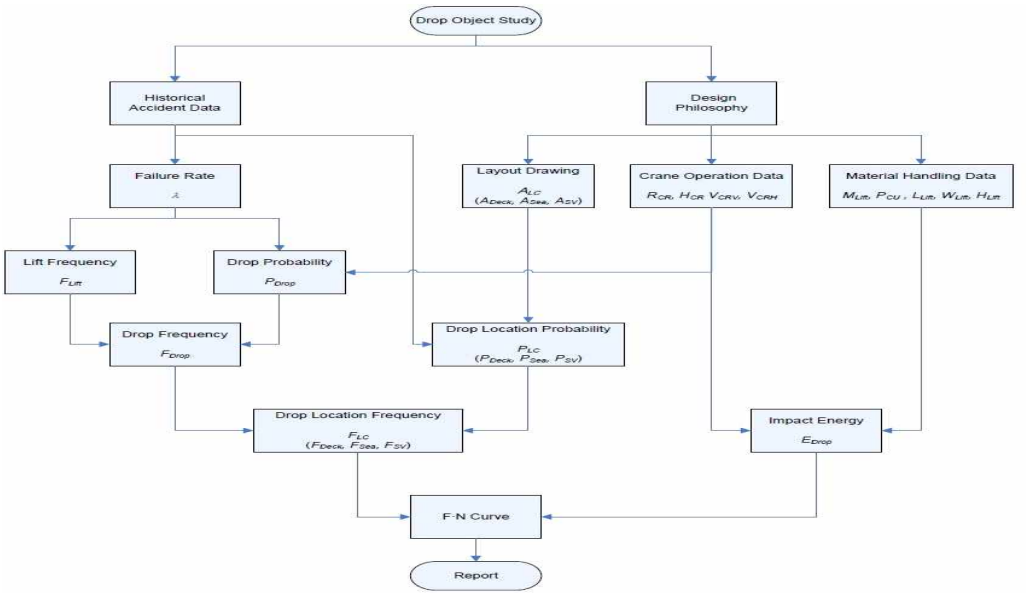


그림 3-4-37 낙하물 위험도 분석의 절차

낙하물의 위험도 분석도 일반적인 위험도 분석과 마찬가지로 빈도와 결과로 나눠서 진행된다. 빈도는 크레인의 사고 자료와 플랫폼의 Layout을 이용하여 추산하고, 결과는 크레인 운영자료와 화물자료를 이용하여 추산한다. 빈도와 결과를 조합하여 F-N Curve를 나타내어 위험도의 수준을 나타낸다.

낙하물의 기록은 연간 플랫폼에서 발생한 빈도, 연간 크레인에서 발생한 빈도에 대한 자료를 주기에는 충분하다. 하지만, 경우에 따라서는 QRA에 유용한 이송당 발생빈도를 구하기 위해서 추가적인 평가가 필요하다. 낙하물이 인명과 관련된 장비를 손상시킬 확률은 impact energy를 통해서 추산되어 진다. Impact energy는 들어올려지는 화물의 양, 적절한 낙하 높이, 보호 구역(Deck)의 설계된 충격 저항을 고려하여 구한다. 확률과 빈도의 개념에 주의가 필요하다. 확률은 특정한 곳에 화물이 떨어지는 사건의 발생빈도이고, 반면 빈도는 운영 기간 동안은 낙하사고가 일어난 수를 나타낸다. 낙하사고의 확률과 빈도는 아래의 자료를 이용하여 추측한다.

- 크레인 사고 기록 자료
- 크레인 운영 자료 (PDrop)
- 화물 운영 일정 (FLift, PCU, FDrop, /yr)

낙하물이 목표대상에 떨어질 확률은 크레인의 분포와 전체 공간에서 목표 공간이 차지하는 부분을 고려하여 추측한다. 필요하면, 확률은 impact energy와 명백하게 계산된다. 낙하물이 목표 대상에 떨어져 영향을 줄 빈도는 영향을 줄 확률에 의한 지역 의존 빈도를 곱함으로써 구해진다. 낙하물은 주요 장비나 시설물에 영향을 준다. Impact energy는 두 종류로 구분할 수 있다. 플랫폼으로 떨어지는 경우와 해저

로 떨어지는 경우이다. 플랫폼으로 떨어지는 경우 자유 낙하에 의한 위치에너지를 이용하여 계산할 수 있고, 해저로 떨어지는 경우 최종 속도에 의한 운동에너지로부터 계산할 수 있다. 물 속으로 떨어지므로 질량에 부가질량(Added mass)을 포함하여 계산하여야 한다.

낙하물 위험도 분석 작업에서는 최종적으로 impact energy와 누적 영향 빈도를 고려한 F-N Curve를 구한다. 누적 영향 빈도는 작은 하중에 의한 빈도도 포함한다. 낙하물 위험도 분석을 수행하기 위해서는 아래의 자료들이 요구된다.

- 크레인의 용량 (최대 하중에 따른 크레인 반경, 크레인 속도, 들어올린, 이송 내려놓음에 관한 자료)
- 크레인 경로에 따른 플랫폼의 Layout
- 화물 운영 자료 (이송 일정, 이송될 화물의 수와 무게, 이송 절차, 화물 운영 문서)

낙하물 위험도 분석에는 보통 아래의 가정들이 적용된다. 이러한 가정들은 위험도 분석을 수행하기 전 반드시 발주처 또는 선주로부터 확인을 받아야 한다.

<u>크레인</u>

- 크레인은 연속적으로 사용 가능하다.
- 해양플랫폼으로 접근하는 보급선의 접근 허용 각도를 기준으로 크레인의 사용이 허용된다. 보급선의 접근 허용 각도는 바람의 영향을 고려해야 하는데, 예를 들어, 보급선의 엔진이 작동 불능 시, 보급선은 해양플랫폼으로부터 떠밀려 멀어질 수 있다.

<u>상부 목표 대상</u>

- 선상의 목표 대상이 피해를 입을 확률은 목표 대상의 표면 면적과 화물 접촉 면적의 합 비율의 함수이다. 그리고 평균 크레인 회전에 의해 표현된 최대 낙하 표면 면적은 들어올리는 장소에 의해 정의된 최대 최소 크레인 반경의 사이이다. Lay-down 지역의 충격 저항은 결정되어 있다.
- 비록 낙하물이 충격에너지의 25%를 흡수하고 나머지를 Deck가 흡수할 수 있지만, 전체의 Impact energy가 계산된다.

<u>플랫폼의 해저 목표 대상</u>

- 손상될 가능성이 있는 목표 대상은 risers, flowlines, umbilicals, mooring lines 등 이다.
- 300 m 안전 목표 대상물을 화물이 가격할 수 있다.
- 분석은 가정된 길이를 기반으로 한다.

Drilling Rig의 해저 목표 대상물

- 충격확률은 타깃 지역을 낙하 지역으로 나눔으로써 구할 수 있다.
- 타깃 지역은 flowline의 노출된 길이와 낙하물의 길이로부터 계산된다.
- 파이프라인의 타깃 너비는 화물이 각도에서 화물을 치는 확률을 보상하기 위해 무시하였다.

낙하물의 빈도

- 낙화물의 부하의 빈도는 OREDA 책을 참고하였다. OREDA는 해양에서 적용되는 크레인 시스템의 신뢰성 자료를 포함하고 있다.
- 크레인 시스템은 크레인 운전기사, 이송 케이블, 후크 뿐만 아니라 실제 크레인의 기계장치까지 포함한다.
- 작동 중 발생한 심각한 고장모드의 고장률은 평균값이 사용되었다.

풍향의 확률

- 풍속에 관한 자료가 이송 분포에 적용되기 위해 사용되었다.

낙하물 접촉시 작용

- 낙하된 묶음 관들은 바다의 표면에 아무 충격을 주지 안전 개개의 관들로 가라 앉는다.
- 모든 낙하된 컨테이너들은 비었든 차있든 결국 물이 새어 들어간다.
- 가득 찬 식품 컨테이너는 화물 위와 주위에 57 % 빈 공간을 포함하고 있다. (빈 공간은 물로 채워진다.) .
- 가득 찬 식품 컨테이너는 평균 1의 비중을 가진다.
- 비어있는 컨테이너들은 가라앉기 전 완전히 물로 채워진다고 가정한다.
- 모든 낙하된 대형 용기는 가라앉기 전 물로 완전히 채워진다.

상부물의 충격 에너지

- 물체가 자유 낙하 할 때, 충격점에서의 운동에너지는 0 이다.
- 물체와 충격을 받는 표면 둘 다 탄성변형으로 인해 에너지를 흡수한다.
- 반동된 물체는 탄성변형 때문에 다시 튀어 오르는 효과를 보인다.
- 물체가 떨어짐에 따라 발생하는 공기 저항은 무시되었다.
- 모든 물체는 4 m 이상 들어올려진다.

해저의 충격 에너지

- 물체가 바다로 떨어질 경우. 물체는 정하중의 밸런스에 따라서 떠 있거나 가라 앉는다.

- 비어있는 물체도 처음에는 떠 있지만, 공기로 채워져 있던 공간이 물이나 물보다 밀도가 높은 물체로 채워질 때 가라앉는다.
- 물체가 가라앉음에 따라, 경계층을 형성하기 시작하고 물체의 표면에 접촉하고 있는 물은 물체와 같은 속도로 떨어진다.
- 떨어진 물체에서 멀리 있는 공간에서의 물은 고요하다. (멀리 있는 물은 떨어지는 물체에게서 방해를 받지 않는다.)
- 물체가 갑자기 정지할 때, 경계층에 있는 물은 어떤 후 충격력을 제공하고 지속적으로 움직이려고 한다. (후 충격력은 전단 응력과 부가질량 때문이다.)
- 항력계수는 물체의 모양과 레이놀드 수에 의한 함수이다. 무차원 수인 레이놀드수는 물체와 유체 사이의 상대적인 운동 관계를 결정한다.
- 낙하물에 의한 충격에너지는 충격의 운동에너지의 보존과 동일시 된다.

(4) 낙하물의 빈도

일반적으로 해양플랜트에서 낙하물의 낙하 하중 빈도는 OREDA Handbook과 WOAD를 통하여 구한다. OREDA Handbook은 해양플랜트에 적용되는 크레인 시스템의 신뢰성 자료를 포함하고 있다. 물체를 들어 올릴 때 마다 낙하될 확률은 다음과 같다.

$$PDO = 1 - e^{-\lambda t}$$ 그리고 $PDO \rightarrow \lambda t$ 단, $t << 1$ 일 때,

예를 들어, $t = 4.2 \times 10^{-2}$ (hour)이고, $\lambda = 3.1 \times 10^{-4}$ (drops/operational hour) 라고 가정하면 다음과 같이 된다.

$$PDO = 4.2 \times 10^{-2} \times 3.1 \times 10^{-4} = 1.3 \times 10^{-5} \text{ (drops per lift)}$$

(5) 낙하물의 충격에너지

물체가 자유낙하 할 때, 충격 지점에서의 운동에너지는 0 이 된다. 그리고 물체와 충격을 받은 표면은 탄성변형에 의해서 에너지를 흡수한다. 탄성변형은 표면 강성과 탄성계수의 함수이다. 따라서 바운드된 물체는 탄성변형에 의해서 다시 바운드되는 현상을 보인다. 낙하물이 전체의 충격에너지를 흡수하고, 타깃이 남은 에너지를 흡수한다. 만약 공기의 저항과 항력을 무시할 수 있다면, 떨어지는 위치에서의 물체의 위치에너지는 충격 지점에서의 물체의 운동에너지와 같다.

$$\text{Impact Energy} = 0.5\ m\ v2 = m\ g\ h \text{ (Joules)}$$

m: 물체의 질량 (kg),
v: 충격지점에서의 물체의 속도 (m/s),
g: 중력가속도, 9.81 m/s2,
h: 충격표면에서의 물체의 높이 (m).

(6) 물체의 흔들림에 의한 충격에너지

흔들림에 의한 충격은 크레인이 수평 회전 중에 타깃을 향하여 회전할 때 발생한다고 가정한다. 아래의 방정식은 크레인 회전에 의한 잠재적인 충격에너지를 추측하는데 사용된다. 크레인의 회전 속력이 N (rpm) 일 때, 회전 반경 R 에서의 크레인 하중 속력 v 는 아래와 같다.

$$v = N \times 2 \times R / 60 \text{ m/s.}$$

이 때, 최대충격하중은 회전 물체의 운동에너지와 같다. 즉, Impact Energy, E (J) = 0.5 mv2 (Joules).

6. LNG-FPSO 대피/탈출/구조 분석 방법론

가. 서론

이 보고서는 사망위험분석(Fatality Risk Assessment)의 일부인 EERA(Escape, Evacuation and Rescue Analysis)를 이해하고, 이에 따른 RAS (Risk Assessment Studies)에 대한 개발에 있다. 전체적인 EERA는 다음과 같은 목적에 따른다.

- EER에 대한 조항과 절차에 대해서 제안 한다.
- 사고 상황에서의 대응에 대한 타당성을 검토한다.
- 잠재적으로 발생할 수 있는 사항에 대해서 식별한다.

나. 사망위험분석 (FRA, Fatality Risk Assessment)

(1) 사망위험분석의 정의

사고가 발생한 후에 사망자 및 사망에 이르는 심각한 부상자에 대한 분석을 수행하는 사망위험분석(FRA)은 정량적 위험도 해석의 중요한 부분을 차지하고 있다. 이 분석은 충분하지 못한 안전 분석 자료 때문에 결과를 산출하는 데에 어려움이 있다. 그래서 이러한 분석을 수행 할 때에는 전체적인 의견 수렴과 관련된 사망위험 사항에 대한 자료조사를 정확하게 수행해야 한다. 사망위험 분석은 크게 두 가지로 구분할 수 있는데, 사고가 발생하고 난 직후 사망자에 대해 분석을 수행하는 즉각적인 사망자 분석(Immediate Fatalities Analysis)과 이에 대한 분석이 이루어진 후에 탈출, 퇴선 및 인명 구조 분석 (Escape, Evacuation and Rescue Analysis)을 수행하게 된다. 이 연구에서는 LNG-FPSO의 즉각적인 사망자 분석에 대해서 다룬 후, 탈출, 퇴선 및 인명 구조 위험도 분석에 대해서 집중적으로 다루고 있다.

(2) 사망위험분석이 필요한 이유

확률론적 안전 평가(Probabilistic Safety Assessment)가 보여준 현재 석유의 탐사 및 생산 시설에서의 부상에 대한 사망률이 비록 10년 동안은 1/1400 이라 하더라도 인적 위험도를 분석 할 때에 사망 위험에 대해서 고려를 안전 할 수 없다. 이에 대한 분석은 물론 상대적으로 많은 사상률에 대한 분석을 해야 하고, 그에 따른 사망률과의 상관관계를 도출해 내야 하는 장기적인 작업이 요구된다. 즉, 정량적 위험도 평가 [QRA(Quantitative Risk Assessment)] 에서 조사한 사상률에 대한 분석은 복잡하고 많은 시간을 요구하는 작업이다. 본 연구에서는 몇 가지 상해에 대한 내용과 정의를 생략 하였다. 일부 정량적 위험도 평가에서는 원래 주요 위험요소와 조정된 몇 가지 평균 사고 타입에 대한 분석을 주요 상해와 사망에 대해서 분석을 하지만, 이에 대한 자료는 알려진 바가 없다. 만약 우리가 사망 위험에 대해서 접근하고 이에 대한 영향을 줄일 수 있다면, 물론 우리는 부상에 대한 위험도 줄이고, 이에 대한 사고 위험도 경감 시킬 수 있을 것이다.

부상과 사망을 고려할 때, “사망(Fatalities)”과 “상해(Injuries)″ 라는 개념을 ”사상(Casualties)″이라는 개념으로 함께 다루기도 한다. 하지만, 현재까지 이에 대한 정확한 통일된 정의는 없는 상황이고, 일반적으로는 심각한 상해(Serious Injuries)라는 개념을 사망(Fatalities)에 포함시켜 다루고 있다. 따라서 본 연구에서는 사망의 개념을 “사망 또는 사망에 이르는 심각한 상해”로 정의하였다.

(3) 사망위험 분석 배경

통계적인 분석

사망 위험은 충분한 통계 자료를 사용하여 분석될 수 있다. 이러한 자료는 객관적인 통계 분석을 통해서 산출되어야 한다. (너무 세세하게 사망 원인을 다룰 필요는 없음) 예를 들자면 노르웨이 원유 생산 시설(Norwegian production installation)과 관련된 통계적 사망 분석은 평균 직업군의 위험으로부터 파생된 통계 자료이다. 불확실성을 가진 대상의 경우, 통계 분석에 의한 자료를 확장해서 사용하는 것은 쉽지 않다. 왜냐하면 새로운 과제를 수행하거나 새로운 시설물에 대한 분석을 할 때에 이에 대한 기존 통계 자료는 적합하지 않을 수 있기 때문이다. 따라서 이러한 통계적인 분석은 주로 작업자 위험도, 익수 위험도 및 헬리콥터 운용 위험도 분석에서 활용되고 있다.

표 3-4-16 통계적인 사망분석 (1986~2005년, Norwegian Continental Shelf)

Type of Accident	Number of Accident	Fatalities
Production installations	8 fatal accident	9 fatalities
Mobile installations	6 fatal accident	6 fatalities
Attendant vessels	9 fatal accident	10 fatalities
Crane and pipe-laying vessels	2 fatal accident	2 fatalities
Diving	1 fatal accident	1 fatalities
Helicopter Accident (Maintenance)	1 fatal accident	3 fatalities
Helicopter transportation (to shore)	1 fatal accident	12 fatalities

분석에 기초한 현상

사고의 원인 분석을 위한 현상 분석은 모델링을 거치게 된다. 이에 대한 분석을 유형적인 모델링이라고 하는데 이는 일반적으로 단계적인 분석을 거치게 된다. 예를 들어 화재가 발생했을 때에, 화재(Fire), 하중(Fire loads), 대응(Response), 인적 영향(Human impact)과 같은 단계적인 분석이다. 이러한 유형적인 분석 외에도 화재에 대응하는 개개인의 반응 또한 단계를 거치게 되는데, 이러한 분석을 각 단계별로 표시하게 되면 아래의 그린과 같다.

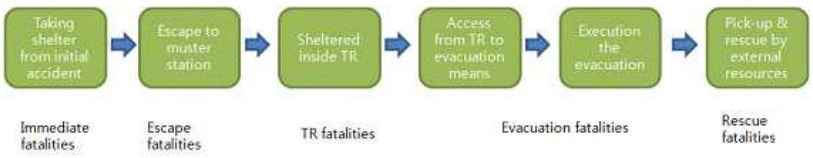


그림 3-4-38 사고분석을 위한 과정 및 그에 따른 사망자 발생 유형

즉각적인 사망 분석

즉각적인 사망(Immediate fatality) 분석은 아래와 같이 두 가지 의미로 표현 될 수 있다.

- 공간: 즉각적인 사망 분석은 초기 공간에 따라서 사망의 유형이 달라질 수 있다. 예를 들어 개인이 사고 발생 시에, Jet Fire가 일어나는 곳 근처에 있다면, 즉각적으로 사망 할 수 있는 유형에 해당하는 것이다.
- 시간: 즉각적인 사망 분석은 또한, 초기 사건시기에 따라서 사망의 유형이 달라질 수 있다. 예를 들어 개인이 폭발 당시에, 지정된 보호 구역에 미리 대피했다면, 즉각적으로 사망 될 가능성은 상당히 낮다.

즉각적인 사망 분석은 적어도 두 개의 다른 유형으로 해석 및 접근 할 수 있다.

- 사건수분석(ETA)에 의한 두 가지 요소분석
- 최종 단계(Terminal events) 시나리오 모델링을 통한 분석 방법

사건이 일어난 시간, 장소에 따라서 사망자의 수는 달라질 수 있다. 이에 대한 분

석을 수행하기 위해서는 사건 장소 별로 구분이 이루어져야 하고, 밤과 낮에 따른 시간적인 구분이 병행 되어야 한다.

대피, 탈출 및 인명 구조 분석

대피, 탈출 및 인명 구조 분석은 위험도 분석 상에 약어로 EER(Escape, Evacuation, Rescue)이라고 불리어 진다. 구조물에서의 위험 탈출 과정 중에 아래와 같은 단계로 구분해 분석을 수행하게 된다.

- 대피단계: 경보가 발생한 후에 임시대피소(TR, Temporary Refuge) 또는 승정구역(Lifeboat station) 으로 대피하는 단계
- 탈출단계: 1차, 2차, 3차 탈출수단을 이용하여 안전 장소로 이동하는 단계
- 구조단계: 생존자를 안전 구역으로 구조하는 단계

사고를 미리 감지하였을 때에, 예방 차원에서의 탈출을 위한 단계가 주어지기도 한다. 탈출 및 구조는 모든 승조원이 각 구역에서 안전 장소로 이동하고, 구조되는 것을 정의한다. 이런 단계를 모두 이해하기에는 매우 복잡하다. 일반적으로 환경조건과 여러 조건들이 특정한 시나리오와 합쳐져서, 통계적인 시뮬레이션 방식을 EER에 많이 적용하고 있다. 이 때, 아래 시나리오와 같은 특정 조건을 기반으로 EER 모델링을 시작하게 된다.

- All blowout scenarios (irrespective of ignition)
- Process fires with escalation to other modules
- All large and medium sized riser leaks (irrespective of ignition)
- Ignited riser leaks, irrespective of leak size.
- Majority of pipeline leaks (irrespective of ignition), in the vicinity of the platform
- Major structural failure as well as serious critical deformation of critical members

헬리콥터는 첫 번째로 고려될 수 있는 탈출도구이다. 시간적으로 가장 빠른 수단이기 때문이다. 그러나 날씨와 가스 및 연기 발생 등에 심각한 제약을 받을 수 있으므로, 이러한 경우 구명정을 탈출 수단으로 사용하게 된다.

사망위험수치(Fatalities Risk Values)

사망위험수치는 위험구역에 있는 개인 및 단체 사망위험성을 나타낸다. 이 자료는 수십 년 동안은 북대서양 구역에서 분석이 되었고, 다음과 같은 요인이 사망위험도에 주로 영향을 준다고 알려져 있다.

- 가스 생산 및 유정의 생산 공정
- EER

- 선내 거주 구역에서의 일과 시간 외의 사고
- 작업 중의 사고

직무적 사망 위험 (Occupational Fatality Risk)

직무적 사망 위험 분석은 일반적으로 통계적인 자료를 기반으로 해서 산출 된다. 이로 인해 통계적인 자료가 다른 형태의 구조물이나 생산용 시설을 분석 할 때, 자료에 따라서 위험 분석이 불가능한 경우도 발생하게 된다. 사망사고율(FAR, Fatality Accident Rate)을 산출할 때, 부상 및 치명적인 사고의 상관관계를 가지고 식을 산출해 낼 수 있다. 사고는 사망(Fatalities), 심각한 사고(Serious accidents), 경미한 사고(Minor accidents)와 같이 세 가지로 구분될 수 있다. 활용 가능한 데이터는 노르웨이 해양 구역(Norwegian offshore sector)에서 찾아 볼 수 있다.

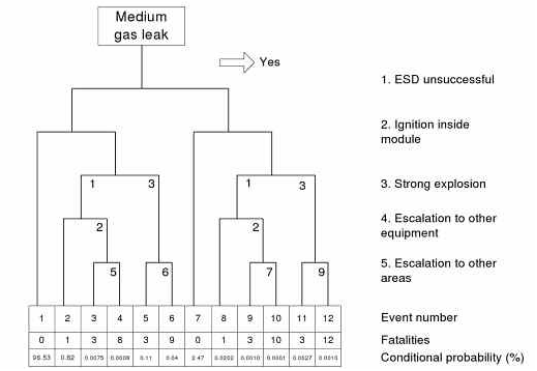
다. 즉각적인 사망분석

즉각적인 사망 위험도를 분석 할 때에는, 앞서 언급한 바와 같이 시간적 및 공간적 조건 사항에 대해서 분석이 이루어져야 한다. 실제로 즉각적인 사망과 대피 및 탈출 상황에서의 사망의 종류를 구분 짓기는 어렵지만, 분석을 용이하게 하기 위한 목적으로 구분하여 사용하고 있다. 즉각적인 사망 위험도 분석을 위해서 두 가지 방법이 사용된다.

- 주관적인 모델링 (Subjective modeling)
- 물리적 영향에 의한 모델링 (Modeling based on physical effects)

(1) 주관적인 모델링 (Subjective modeling)

이 사망 분석 모델링은 주관적이고, 이에 대한 분석은 사건수목분석(ETA)을 통하여 이루어진다. 예를 들어, 화재가 발생했을 때에 여러 가지 사항들에 대한 의견 조율 및 전문가의 조언을 통해서, 주관적으로 모델링이 이루어진다. 즉각적인 사망 분석을 위해서 빠르게 결과를 도출 할 수 있는 장점이 있지만, 결과에 대한 출처를 추적하기에 상당한 어려움이 있고, 반드시 EERA를 병행 수행하여서 정량적인 평가도를 높일 필요가 있다. 잠재적 인명 손실(PLL, Potential loss of life)은 간단한 식으로 표현될 수 있는데 아래와 같다.



$$PLL_j = \lambda_i \cdot \prod_K p_k \cdot \sum_K fat_k$$

PLL_j = Event j 의 잠재적 인명 손실

λ_i = ETA 상에 빈도

p_k = K 의 조건확률

fat_k = k 의 사망도

K = Event j 의 시작과 끝에 있는 각 가지의 Set

그림 3-4-39 주관적 사망 분석법의 도식화 및 수식

일반적인 모델링 요소

앞에서 이야기한 주관적인 모델링과는 다르게, 지질학적 성질, 열하중 등을 고려하여 사고의 시나리오 분석을 통한 물리적 영향을 기반으로 하는 모델링을 수행한다. 이를 통해 주관적 모델링의 단점을 많이 극복할 수 있다. 사고 분석을 위한 모델링을 할 때에는 다음과 같은 기준으로 모델링 수행에 들어가게 된다.

- 역 추적이 가능한 객관적인 모델링을 만들어야 한다.
- 눈으로 확인 할 수 있는 절차가 있어야 한다.
- 실험 및 통계적인 데이터로 분석이 가능해야 한다.
- 위험을 줄일 수 있는 수단을 도출해 낼 수 있어야 한다.

위와 같은 절차를 통해서, 모델링의 신뢰성과 정량적인 평가도를 높일 수 있으나, 이에 대한 분석 시간이 상당히 오래 걸리게 되고, 사고 유형에 따라서 자료 수집이 어려운 경우도 많이 있다. 위험도 분석 중 사망 위험도를 분석하는 모델링은 또한 아래와 같은 요소들을 고려하여야 한다.

- 열하중 - 개인에게 영향을 줄 수 있는 화염 및 열하중
- 장비 및 구조물에서 발생한 사고에 대한 보호수단
- 가능한 대피 수단
- 이차 화재, 비등액체팽창증기폭발(BLEVEs)
- 주변구역에 대한 즉각적인 영향
- 거주구역 및 안전 대한 즉각적인 영향
- 각 구역의 인구 밀도

모델링 이론

화재 및 폭발과 관련해서, 사건수분석을 수행한 경우, 위에서 설명한 이론으로 계산식을 도출해내면 다음과 같은 계산식을 얻을 수가 있다.

$$fat_k = \sum_P \sum_{Xm} \sum_{Ym} p(x,y)\, fat_{heat}(x,y) A^*(t)$$

fat_k = k 의 경우에 발생하는 사망자 수

$p(x,y)$ = 개인의 위치

$fat_{heat}(x,y)$ = 열 하중에 의해서 (x,y) 위치에 있는 사람이 죽을 수 있는 확률

$A^*(t)$ = 조정 함수, 시간에 따른 변동률

P = 이 Module 의 전체 인원

Xm Ym = 다른 Module

열하중에 대한 사망률은 다음과 같이 나타낼 수 있다.

$$fat_{heat}(x,y) = \begin{cases} 1, & if(x,y) \in A^j_{R1} \\ \text{liner increase } 0-1, & if(x,y) \in A^j_{R2} \\ 0, & if(x,y) \text{outside } A^j_{R1} \end{cases}$$

A^j_{R1} = 내부구역, R1 (최대치) 열 하중

A^j_{R2} = 외부 환상형 구역의 내부구역, R2 (최소치) 열 하중

화재 및 폭발 위험도 분석에서, 열 하중은 R1 = 50 kW/m² 과 R2 = 20 kW/m² 로 구분 지을 수 있는데, 이는 사망률과 밀접한 관계가 있다. 또한, 사람이 사망할 수 있는 화재 시의 압력은 3~4 bar정도에 이르는데, 실제 이에 대한 압력 보다는 외부 압력에 의한 탈출로 및 퇴로의 변형으로 인해 사람이 사망에 이르게 되는 경우가 더 위험하다.

라. 대피, 탈출 및 인명 구조 분석

(1) EER 전체적인 절차

해양플랫폼의 위치에 상관없이 EER 장치의 설계는 승선하고 있는 모든 사람이 안전 대피하는 것을 목적으로 한다. 비상 상황 시, 중앙제어실에서 경보가 발생될 것이며, 관련 시스템을 통해 자동 또는 수동 경보기를 통해 경보가 발생할 것이다. 중앙제어실 운영자는 일반 경고음을 발생하고 이에 따라 선내방송(PA)을 비상 상황에 따라 방송해야 한다. 모든 선원은 자신이 일하던 장소 및 거주하던 장소에서 거주구역에 있는 주 대피장소로 이동하여야 한다. 주 대피장소에서 OIM(Offshore Installation Manager) 또는 주 운영 감독자의 지시에 따라야 한다. 주 대피장소로 이동하지 못하는 선원은 선수에 있는 보조 대피장소로 이동을 해야 한다. 보조 대피장소에는 주 제어실과 의사소통이 가능한 두 개의 독립적인 장치가 구비되어야 한다. 주 대피장소와 보조 대피장소는 가장 위험한 상황에서 최소 한 시간 이상 퇴선없이 개개인을 보호하게끔 설치되어야 한다. 소요시간을 줄이거나, 제어하거나, 종료할 수 없는 몇몇의 비상상황으로 고려될 때에는 구조물로부터의 퇴선은 희박한 가능성이 있다고 간주된다. 거주구역 내부에서의 화재 발생 등 심각한 상황인 경우에는 거주구역 외부의 좌현에 또 다른 대피장소가 있어야 한다. 이 대피장소는 거주구역 밖에 구비되어 개개인이 통행할 수 있어야 하고, 만약 필요하다면 거주구역

측면 또는 아래쪽으로 피난을 할 수 있는 수단이 있어야 한다. 사고 발생 후에 사고 분석을 한 후 OIM은 시설물로부터의 퇴선을 결정할 수 있다. 이러한 경우, OIM은 사고의 상황에 따라서 탈출하는 수단을 결정해야 한다. 적절한 결정을 위해서는 날씨, 가능한 탈출 시간 분석이 필요하다.

원거리 지역 및 비행 수단 접근이 어려운 지역에서는 헬리콥터가 첫 번째 피난 수단으로 고려가 될 수 없지만, 그러한 수단이 완전히 무시되면 안전 된다. 헬리콥터는 운영이 용이한 최후의 수단이 될 수도 있다.

- 첫 번째 퇴선 수단으로는 SBV(stand-by vessel)이며, 이때 탈출 승선 방식은 상황이 허락하는 한 직접 승선을 수행하나, 2차적인 수송 방식도 고려 할 수 있다.
- 두 번째 퇴선 수단으로는 전폐형 구명정(TEMPSC, Totally Enclosed Motor Propelled Survival Craft)을 이용하여 SBV로 이동하는 방식이 있다. 전폐형 구명정의 전체 대수는 6척이고, 이중 4척이 전체 승선인원을 모두 태울 수 있고, 이는 거주구역 근처에 설치 되어야 한다.
- 세 번째 퇴선 수단으로는 구명뗏목(LR, Life Rafts)을 이용하여 탈출하는 방식이다. 구명뗏목은 전체 승선인원(POB)을 태울 수 있어야 하고, 설치 위치는 선원 및 여객 중에 전폐형 구명정에 접근 할 수 없는 경우를 고려해야 한다. 일반적으로 구명뗏목의 사용은 고려하지 안전 다만 OIM의 지시 하에 특수한 상황 및 피난이 절실한 상황에서 개개인이 빠르게 피난을 하는 수단이 될 수 있다. 구명뗏목은 25명이 탈수 있는 정도의 크기이고, 그물과 사다리 또는 비슷한 수단으로 승선 할 수 있어야 한다.

전체 승선인원을 240명(일반 FPSO기준)이라 한다면, 생산 단계에서는 승선인원이 140명 이고, 전체 승선인원이 타는 경우는 프로젝트의 초기 단계, 4년에서 6년마다 있는 법적인 검사가 있을 경우(4주에서 6주)가 있다. 선원거주구역에는 일반 작업인원 220명과 20명의 방문자가 거주 할 수 있는 240명의 침실이 있어야 한다. 일년에 한번 주요한 수정 및 검사를 위한 기간과 주요 지역의 작업 기간(2주에서 3주) 동안은 승선인원은 160 ~ 180명으로 예상된다. 이러한 승선인원은 각각의 수행 단계에서 점검해야 하고, 이에 따른 EER 설비도 적용이 되어 한다. 필요 시에는 거주구역의 변경도 필요하다.

(2) 용어의 정의

본 연구 수행을 위한 주요 단계별 용어를 아래와 같이 정리 하였다.

- 대피(Escape): 해양플랫폼 선내에서, 주 대피장소 또는 보조 대피장소로 대피하고 움직이는 행위를 말한다.
- 탈출 또는 퇴선(Evacuation): FPSO를 탈출하는 행위를 말한다. 이때에 탈출 수단으로는 헬리콥터, SBV(Stan-by vessel) 등이 있으며, 또한

바다에 입수하는 행위도 포함한다. 성공적인 탈출 행위는 선박 구조물 위에서 육상, 안전 해상구조물 및 선박 위로 이동하는 행위를 뜻한다.

- 구조(Rescue): 선외의 피난민을 사고 장소로부터 구해내서, 의료 시설이 있는 장소로 안전 이동하는 행위

(3) 대피 위험도 분석

개요

대피에 대한 평가는 화재 및 폭발 사고의 경우에 대해서 집중적으로 논의 하도록 하겠다. 우선은 해양플랫폼의 어느 구역과 피난 구역 사이에 화재가 발생한 상황을 가정하고, 이러한 경우에 대피 분석은 다음과 같다.

폭발이 발생 하였을 경우에는, 발화 시점을 정하는 것이 대피 단계를 결정하는 데에 주요한 사항이 된다. 때때로, 탈출은 발화가 이루어지기 전에 이루어진다. 만약 이러한 경우가 아니라면 폭발은 화재 또는 그렇지 안전 경우가 수반 된다. 화재와 폭발에 대한 고려는 항상 이루어져야 한다. 물론 화재가 퇴로 상에 영향을 주지 않는다면, 쉽게 대피가 이루어지겠지만, 그렇지 안전 경우는 얼마든지 있다. 만약 화재 후에 폭발이 이루어진다면, 화재는 대피 할 경우에 가장 장애가 되는 요소가 될 것이고, 구조물에 의한 대피 장애는 화재에 의해 더욱 더 어려울 것이다.

충돌, 과도한 환경적인 영향 등과 같은 다른 사고 요인들은 대피와 탈출을 할 때에 미리 고려되어야 하고, 만약 침몰 가능성이 있다면 빠른 시간 내에 탈출을 완료해야 한다.

구조의 변형으로 인해 대피에 방해 받는 것도 고려해야 한다. 또한 부상에 의한 구조 및 대피 지연 시간도 같이 고려해야 한다. 이러한 여러 가지 요소에 대하여, 대피 할 때에는 다음과 같은 절차를 따라야 한다

- 사고 시나리오에 따른 각 구역에서의 대피에 대한 정성적인 공학적 평가
- 대피를 할 때에 발생할 수 있는 문제를 보여주는 종합적인 평가
- 정량적인 분석에 의한 사망 위험도 분석

시간에 따른 분석 접근 방법도 있다. 하지만, 이러한 사항은 각 개인이 극복 할 수 없는 사항에 봉착하게 될 경우를 식별할 수 없다. 그래서 새로운 시설을 설치할 경우에는 다음과 같은 정량적인 분석이 필요하다.

- 대피 시간 분석
- 장애 요소
- 대피 할 때의 사망률 분석

퇴로는 개개인이 해양플랫폼의 어느 장소에 있던지, 주 대피장소 및 보조 대피장소로 이동 할 수 있도록 설계되어야 한다. 또한 대피장소로부터 구명정 승정구역으

로 안전 이동할 수 있어야 한다. 해양플랫폼의 퇴로를 설계할 때에는 대피장소에 최소한 두 개가 연결되고, 항상 이용 할 수 있고, 식별이 용의하며, 주요한 위험에 대해서 보호되어야 한다. 다음은 퇴로를 설계할 때에 고려해야 할 사항이다.

- 사고 유발장소 및 규모
- 열하중과 연기 발생 및 기간
- 바람의 방향
- 열과 연기 발생 장치에 대한 보호시설
- 퇴로의 수용 용량
- 이차 퇴로 수단

정성적인 시나리오 분석

다음의 정성적 분석을 통해서 어느 구역에서든 이용 가능한 퇴로를 분석한다.

- 플랫폼의 어느 구역에서든 안전 장소로 이동할 수 있는 퇴로를 적어도 하나는 확보해야 한다.
- 주 퇴로를 대처 할 수 있는 퇴로를 확보해야 한다.
- 주 퇴로는 어느 구역에서든 가장 짧은 시간 안에 안전구역으로 오는 통행로이어야 한다.
- 위의 목표를 확보 할 수 있게, 모든 배치가 이루어져야 한다.

안전 퇴로는 사고가 발생한 직후, 충분히 대피가 이루어 질 수 있도록 외부 충격과 영향에 견뎌야 한다. 2차 퇴로는 부분적으로 노출되어야 한다. 만약에 퇴로가 아주 짧아서 노출이 되어야 하는 경우에는 상관이 없다. 아래의 표는 퇴로에 대한 정성적 평가의 예이다. 주 퇴로 (Primary Route)는, 특정 구역에서 개인이 첫 번째로 선택하는 퇴로로써 사고에 노출되지 않아야 한다. 보조 퇴로 (Secondary Route)는 주 퇴로를 대체할 수 있는 통로이고 비교적 빠르게 대피 가능한 통로이어야 한다. 보조 대피구역 (Alternative Mustering)은 주 대피구역 외에 탈출을 위한 대피구역이다.

표 3-4-17 퇴로의 정성적 평가 예

Escape from Module	Primary Route Identification	Distance	Protec-tion	Secondary Route Identification	Distance	Protection	Alternative Mustering Iden-tification	Protection
PXX.Y	Walkway E or W side of WD	Short	Exposed	Stairs E and W down to MD. Walkways E & W side of MD	Long	Partly exposed	Not relevant	–
PZZ.W	Walkway E or W side of WD	Short	Exposed	Stairs E and W down to MD. Walkways E & W side of MD	Long	Partly exposed	Not relevant	–

Abbreviations:
WD – Weather Deck
UPD – Upper Production Deck
MD – Mezzanine Deck Level
PD – Production Deck
LPD – Lower Production Deck

만약 구조상 양현에 퇴로가 설치되어 있다면, 이는 두 개의 대체 가능한 주 퇴로

(Two alternative primary escape ways) 라고 부른다. 왜냐하면, 양현은 구조상 열하중에 견디기 쉬운 구조이기 때문이다. 퇴로의 거리에 대한 표현은 다음과 같이 정의된다.

- 짧은 거리 (Short) : 어떤 구역에서 대피구역까지 가장 짧은 거리, 같은 갑판상 위치함.
- 보통 거리 (Medium) : 어떤 구역에서 대피구역까지, 계단을 오르거나 내려서 열하중을 피해야 하는 대피 거리
- 긴 거리 (Long) : 열하중을 피하기 위해서 어떤 구역에서 대피구역까지 계단을 두 번 이상 오르고 내려야 하는 거리.

보호수준에 대한 정의는 화재에 노출되는 정도에 따라 다음과 구분할 수 있다.

- 노출 (Exposed) : 전체 퇴로의 갑판 및 격벽 상에 부족한 보호(Shielding) 시설
- 일부 노출 (Partly exposed): 퇴로의 부족한 보호(Protection)시설
- 비노출 (Good): 전체 길이 상에 충분한 보호(Shielding) 시설

정성적 평가를 바탕으로 정량적 평가를 하기 위해서 다음 요소를 추가한다.

- 대피구역에 총 인구(탈출에 대한 평가를 위해 추가)
- 이차 탈출 구역의 총 인구(탈출에 대한 평가를 위해 추가)
- 다른 구역에 갇힌 총 인구(사망위험 평가를 위해 추가)

대피 중 사망 분석

대피 상황에서의 사망자 분석은 주로 사건수목분석(ETA)에 의해 수행되며, 최종 단계의 상황에 따른 사망자 분석을 하게 된다. 이러한 분석 방법은 3절에서 언급한 즉각적인 사망자 분석 방법과 동일하다. 사망자를 다룰 때에, 여기에서 다루는 퇴로는 한 층에서 다루어지는 퇴로이고, 수직적인 움직임은 포함하지 않는다. 퇴로에서 발생하는 사망자 수를 표현하면 아래와 같다. 여기서, ER(x,y)는 대피로의 위치를 표현한다.

$$fat_{ER,j} = P_{ER} fracfat_{ER,j} A^{+}(t)$$

$fat_{ER,j}$ = i 경우, 대피할 때에 발생한 사망자 수

P_{ER} = 퇴로에 적정한 인원

$fracfat_{ER,j}$ = j 경우, 열 하중에 의한 퇴로에서의 사망요소

$A^{+}(t)$ = 조정 함수

대피 중, 발생 가능한 열하중으로 인해 사망할 사망자 확률은 아래와 같다. 화재 및 폭발 위험도 분석에서, 열 하중은 R1 = 50 kW/m² 과 R2 = 20 kW/m²로 구분 지을 수 있는데, 이는 사망률과 밀접한 관계가 있다.

$$fat_{ER,j} = \begin{Bmatrix} 1, & \text{if } \dot{q}(x,y) \geq 50 kW/m^2 \\ \text{linear increase } 0-1, & \text{for area with } \dot{q}(x,y) \geq 20 kW/m^2 \\ 0, & \dot{q}(x,y) \leq 20 kW/m^2 \end{Bmatrix}$$

$\dot{q}(x,y)$ = 퇴로에서의 열 하중

R1 = 모두 사망하는 열 하중 수치

R2 = 사망하기 시작하는 열 하중 수치

X,Y = 퇴로의 좌표

대피 퇴로 상세 분석

4개의 주 퇴로가 FPSO의 길이방향으로 설치되어 있고, 이는 거주구역에 있는 주 대피장소로 이어져 있다.

- 두 개의 퇴로는 좌현에 배치되어 있고, 이중 하나는 주 갑판상과 다른 하나는 공정 갑판 상에 배치되어 있다.
- 나머지 두 개의 퇴로는 우현에 배치되어 있고, 이중 하나는 주 갑판상, 나머지 하나는 공정 갑판 상에 배치되어 있다.

이러한 주 퇴로는 내부적으로 연결되어 있는데, 이는 가로 방향으로도 연결되어 좌현과 우현을 연결하고 있다. 중앙의 파이프랙(piperack)을 사이에 두고 공정 갑판의 하부를 통해서도 연결되어 있다. 이러한 두 개의 갑판은 또한 수직으로 연결이 되어 있는데, FPSO의 길이에 따라 간격을 두고 계단을 통해 연결이 되어 있다. 중앙으로 통하는 공정 갑판상의 루트는 또 다른 탈출 수단으로 제공 된다. 중이층 갑판과 상갑판 또한 길이방향과 가로방향으로 주 탈출로와 연결이 되어 있어서 공정 갑판으로 연결이 된다.

일반적으로 퇴로는 잠재적인 화재에 의한 복사열에 대비한 구조물을 제공하지 않는다. 다양한 퇴로를 제공하는 것을 원칙으로 하며 이는 공정 구역 아래쪽의 갑판에 의해 제공되는 이중 보호막에 의해서 주 대피장소로 개개인을 탈출 하도록 유도한다. 또한, 화염에 의한 복사열에 대해서 선수에 있는 구명정과 관련 장구들이 보호되어야 한다. 모든 주 퇴로는 환자 운송을 쉽게 할 수 있어야 한다. 모든 통로, 계단 등은 사람이 자장 호흡구를 착용하고도 쉽게 통과 할 수 있을 만큼 충분한 공간을 가져야 한다. 모든 구역에서 일반적으로 5m 간격으로 두 개의 퇴로가 제공되어야 한다. 만약 퇴로가 설치되어 있지 안전 적어도 하나의 계단이 설치되어야 한다. 각각의 퇴로는 분리된 탈출로를 제공해야 한다.

일반적으로 시건 장치를 해야 하는 구역, 창고, 보이드(void) 구역은 특별한 경우에만 들어가는 곳이므로, 이때에는 하나의 탈출로가 있어도 무방하다.

주 퇴로는 적어도 1.5m 의 너비와 2.2m 의 높이를 가져야 한다. 보조 퇴로는 적어도 1m 의 너비와 2.2m 의 높이를 가져야 한다. 계단은 적어도 0.8m 의 너비를 가져야 한다. 상부에서의 위험 상황을 고려하여, 화물창, 평형수 탱크, 코퍼댐, 이중 격벽 및 보이드 구역과 같은 모든 화물 구역은 적어도 두 개의 퇴로를 제공해야 한

다. 또한 화물 갑판의 퇴로는 방출구(환기구, PV, Breaker 등)에서 최소 3m 이상 떨어져야 한다.

탈출로는 개개인이 알아볼 수 있게 퇴로 표지 및 바닥에 표식을 해두어야 한다. 이 표식은 주/보조 대피장소로 이어져 있어야 하고, 주 퇴로는 얼룩말 무늬로 표식을 해두어야 한다. 퇴로는 미끄럼 방지 장치가 있어야 하고 기름과 흐르는 물질에 의한 미끄럼 방지를 없애기 위한 배수 장치가 설치되어야 한다. 아래는 해양플랫폼에 배치되는 퇴로 배치의 예이다.

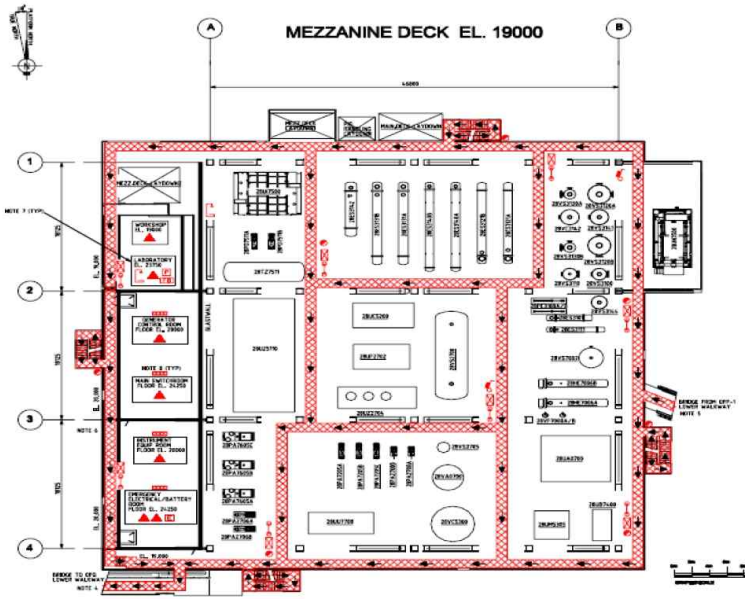


그림 3-4-40 해양플랫폼의 퇴로 배치도 (GA of Escape Route)

주 대피장소는 거주구역 내에 지정되어야 한다. 이 장소는 평소에는 다른 용도로 사용되어도 무방하지만, 비상시에는 240명(일인당 0.5m²의 면적)을 수용할 수 있어야 한다. 이 구역에는 중앙제어실 및 방송실과 교신을 할 수 있는 쌍방향 무선 송수신 장치가 독립적인 두 기기에 의해서 제공 되어야 한다. 주 대피장소에는 전체 승선인원의 120% 이상에 해당하는 구명동의를 갖추고 있어야 한다. 구명정으로 통하는 퇴로는 거주구역 내에 배치되어야 하고, 개개인이 충분히 빠르게 통과 할 수 있는 너비여야 한다.

보조 대피장소는 주 대피장소로 대피를 할 수 없는 선원을 위해서 해양플랫폼의 선수부에 설치되어야 한다. 보조 대피장소는 폭발, 연기, 화재, 소음과 열에 의한 복사에 대비해서 적어도 60분 이상 견딜 수 있는 피난처로의 역할을 해야 한다. 이 장소로부터 선수에 있는 구명정으로 가는 통로에 적절한 보호 장치가 설치되어야 한다. 이 구역에는 중앙제어실 및 방송실과 교신을 할 수 있는 쌍방향 무선 송수신 장치가 독립적인 두 기기에 의해서 제공 되어야 한다. 보조 대피장소는, 수용할 수 있는 승선인원의 120% 이상에 해당하는 구명동의를 갖추고 있어야 한다. Smoke hood 및 탈출을 위한 호흡기기 또한 준비되어 있어야 한다. 또 다른 대피 구역이

좌현에 인접하도록 거주구역의 외부에 제공되어야 한다. (거주구역 내의 화재 및 심각한 내부 화재 대비용) 이 장소는 최대 240명의 수용이 가능하여야 한다.

주 대피장소에서의 공기 흡입구에는 연기 및 탄화 가스 침투를 감지하기 위한 감지기가 설치되어야 한다. 유독성 공기가 유입될 경우, 흡입구는 자동으로 차단되어야 하고 완벽한 기밀을 유지하여야 한다. 심각한 화재 및 가스 발생이 있을 경우, 대피장소는 공기온도, CO, CO2, O2, 외벽온도 관련 특정 제한치를 1 시간 동안은 유지해야 한다.

거주구역의 전면과 지붕은 H60급의 방화 등급을, 거주구역 측면은 A60급의 방화 등급을 만족해야 한다. 대피장소로 지정된 거주구역은 위의 등급을 모두 만족해야 한다.

(4) 탈출 위험도 분석

탈출 수단에 대한 개요

실제적인 탈출 분석을 하기 전에, 탈출 수단에 대한 분석이 선행 되야 한다. 탈출 수단으로 가장 선호되는 것은 헬리콥터이다. 헬리콥터는 다음과 같이 장소에 따라서 두 가지로 분류될 수 있다.

- 현장 헬리콥터 - 현장에 항상 배치되어 있는 탈출 수단으로서 빠른 대응을 할 수 있다.
- 육상지원 헬리콥터 - 육상과 시설물과의 거리에 따라서 탈출 시간에 영향을 줄 수 있다.

헬리콥터는 또한 용도에 따라서 다음과 같이 구분된다.

- SAR(search and rescue) 헬리콥터 : 구조 수색용 장비가 구비된 헬리콥터
- 사람을 수송하기 위한 일반적인 헬리콥터

현재는 SAR 헬리콥터가 많이 보급되어 있다. 일반적으로 4개에서 5개정도의 플랫폼이 한 대의 헬리콥터로부터 지원을 받고 있다. SAR헬리콥터는 지원하는 플랫폼 중 하나에 항상 배치되어 있어 비상 시에 사용이 가능하다. 육상에서 헬리콥터 지원을 받는 경우가 있는데, 이는 플랫폼이 설치되어 있는 구역에 따라 대응시간이 달라질 수 있다. 헬리콥터를 운용하는데 있어서 다음 요인이 영향을 줄 수 있다.

- 플랫폼 구조물의 발화 여부
- 날씨 상태
- 착륙시설의 사고 노출
- 구조 인원을 수용할 수 있는 능력
- 대응 시간

일반적으로 헬리콥터를 운용 할 때, 한 대 이상을 운용하게 된다. 헬리콥터는 거리에 따라서 운용하는 숫자를 고려하게 되는데, 공중에서의 공간 확보를 고려할 때 통상 3대의 헬리콥터가 적절한 숫자로 간주된다. 플랫폼이 화염에 노출된 상태에서

헬리콥터는 적절한 탈출 수단이 되기에는 힘들다. 다음과 같은 상황에서는 구명정이 더 좋은 탈출 수단이 될 수 있다.

대피 구역 및 탈출로를 설계할 때 화재와 폭발에 의해서 영향을 받지 않도록 설계해야 한다. 사고가 발생했을 때 탈출 구역으로 이동 할 수 없는 개개인이 두 번째로 지정된 탈출 구역으로 이동할 수 있다. 이 장소에서, 탈출하는 시간은 주 탈출 구역에서 탈출하는 시간과 같거나 보다 짧아야 한다. 주 탈출 구역으로 이동한 이후, 최초의 탈출 수단이 고장이 난 경우에 이를 대체할 수 있는 탈출 수단이 있어야 한다. 자유낙하식 구명정을 진수하는 시간은 일반적으로 5분이 소요가 되며, 만약 풀어주는 장치가 고장이 난 경우에는 10분 정도의 시간이 진수 하는데 소요 된다. 이때 만약 구식의 구명정을 진수한다면, 이는 자유낙하식 구명정을 진수하는 시간보다 두 배의 시간이 걸리게 된다.

위의 여러 사항을 보면, 전체적으로 대피 후 탈출하는 데에 까지 걸리는 시간은 25분에서 60분 정도가 걸리게 된다. 만약에 부상자를 고려한다면 추가적으로 30분의 시간이 더 소요되고, 전체적으로 90분 정도의 소요시간이 걸리게 된다.

장애요인 분석

피난구역, 탈출 장치, 플랫폼의 주 구조물은 탈출을 위해서 최소한의 시간 동안은 손상을 입으면 안전 된다. 이러한 각각의 장치에 영향을 주는 주요한 요인은 열하중인데, 이는 전체적인 구조적 손상이나 각 장치의 고장을 야기할 수 있다. 이러한 분석은 다음과 같은 요소 별로 분석을 할 수가 있다.

- Shelter Area (Temporary Refuge)
- Command/control centre
- Main structure

피난구역에서 가장 고려해야 할 점은 연기의 유입 감지이다. 이러한 가능성에 대한 연구가 필요하며, 또한 구조적인 분석 장비도 갖추어서 사고 충격에 의한 분석도 이루어져야 한다.

탈출 사망 분석

탈출 시에 일어날 수 있는 사망은 여러 가지 방식으로 분석 할 수 있다. 다음과 같은 분석 방식을 우선 고려할 수 있다.

- 고장수분석(FTA)을 이용한 여러 가지 탈출 수단 및 정해진 시나리오를 통한 확률적 분석
- 각각의 탈출 수단에 대한 평가
- 사건수분석(ETA)을 이용한 각각의 탈출 분석에 대한 효율 조사
- 구명시설 분석

통계/확률적 분석을 위해서 대표적으로 Monte Carlo simulation을 수행할 수 있다. 탈출수단에 대한 가용도를 분석할 때에는 사망률 관련 요소에 대해서 분석이

필요한데, 그에 대한 수식을 표현하면 아래와 같다.

$$A_{e,i} = 1 - N_{evacfail,i}/N_{escape,i}$$

$A_{e,i}$ = i 에 대한 가용도

$N_{evacfail,i}$ = 탈출하지 못한 인원

$N_{escape,i}$ = 대피에 성공한 인원

탈출 수단에 대한 상세 분석

화재 발생이 일어난 사고 상황을 가정하고 그에 관련된 탈출 수단에 대해서 검토할 필요성이 있다. 대부분의 화재 및 폭발 사고가 발생한 경우 앞에서 언급했듯이, 헬리콥터는 적절한 탈출 수단이 되기 힘들다. 이에 따라, 가장 선호하는 탈출 수단임에도 불구하고, 헬리콥터는 탈출 수단에서 제외한다.

(5) 수색 및 구조에 대한 위험도 분석

구조에 대한 분석은 EER의 마지막 단계이고, 이 분석은 구조물이 가진 원천적인 특성 외에도 외부 조건에 의한 상황도 아우르고 있다. 대기 하고 있는 선박은 구조와 사람을 구명하는 데에 중요한 역할을 하고 있고, 이러한 선박의 운용은 날씨에 많은 영향을 받게 된다. 아래 표는 수색 구조에 대한 자료를 보여주고 있다.

수색 및 구조 시간 분석

아래 그림들을 살펴보면 해역 및 구조 사항에 따른 시간을 보여주고 있는데, 구조시간은 다음과 같은 요소에 영향을 받는다.

- 인구수 - 전체 인구수 및 부상 인구수가 많을수록 구조시간은 길어진다.
- 환경 - 바다의 파고가 높게 되면 구조 시설물에 도착하기 어렵다.
- 구역 - 도움을 주는 구조 시설물과 가까우면 구조 시간은 단축된다.
- 바다/구조물 - 구조 사항은 개인이 구조물 위에 있거나, 바다 위에 있는 구명정, LR 또는 FRC에 있는가에 따라 시간이 달라질 수 있다.

표 3-4-18 북해 지역의 헬리콥터 사고로부터의 구조 기록

Date	Accident type	Installa-tion	Posi-tion	No of pers involved	Rescue by	Rescue time (mins)	Weather cond.
15.07.88	Helicopter controlled ditch	Norwe-gian North Sea	70 miles from coast	18	SAR helicopter	approx 60 mins from ditch	3–4m w
14.03.92	Helicopter crash into sea	Shuttle flight Corm A to flotel		12 survivors, 5 died inside wreck, 6 died in water due to injuries	MOB, SAR helicopter	20 mins response time, additional 70 mins to rescue 6 survivors	27 knots, 15m w
25.07.90	Helicopter crash on deck and sea	Brent Spar		7 survivors	MOB	Short time	Calm
18.01.96	Helicopter controlled ditch	Flight to Ula/-Gyda	41 nm from Sola	18 pers	SAR helicopter	60 mins from ditch	Calm

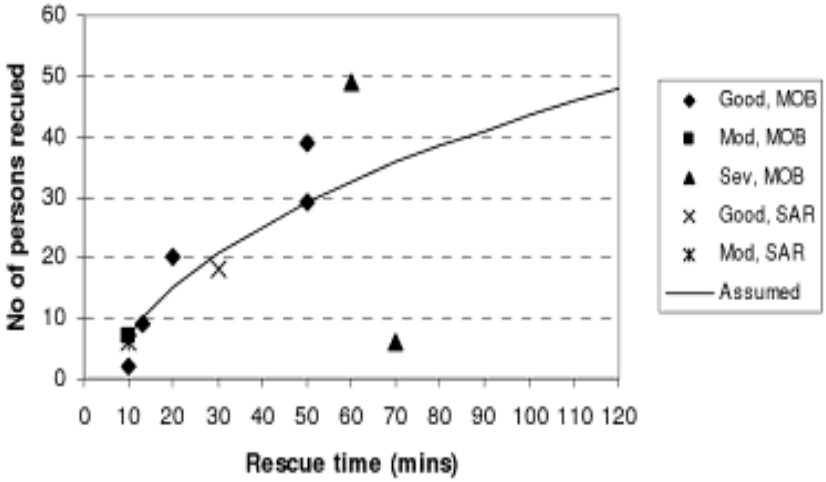


그림 3-4-41 구조정 및 SAR 헬리콥터의 구조시간에 대한 구조자수

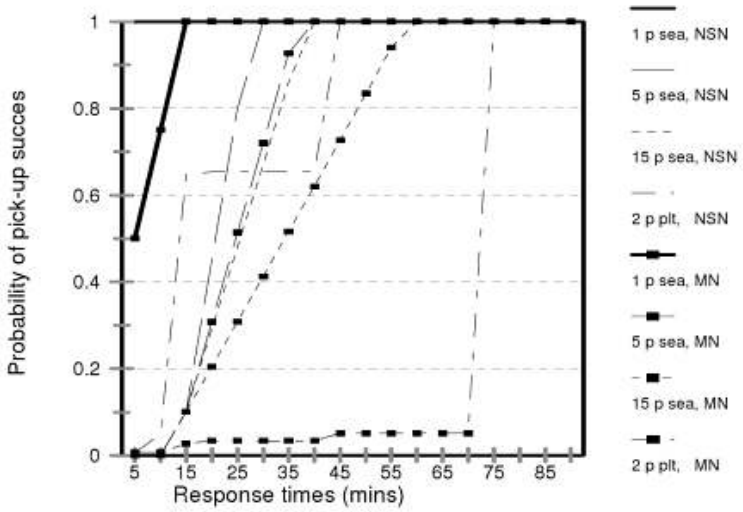


그림 3-4-42 북대서양 및 노르웨이 해역에서의 응답 시간과 구조 성공률의 관계

구조 성능

구조 인원은 환경과 시간 조건에 따라 달라지는데, 구조를 확보할 수 있는 시야, 바람과 같은 요인이 크게 영향을 준다. 아래 표를 보면 구조 수단에 따른 구조 인원을 확인 할 수 있다.

표 3-4-19 일부 구조 수단에 대한 구조 성능 추정치 (낮 시간, 시야 충분 상태 기준)

Pick-up mode	Pick-up from lifeboats	Pick-up from liferafts	Pick-up from sea
Directly onto standby vessel Capacity,	Usually not possible	Can be done in good weather, and bad, if special equipment	Requires special equipment (net or similar)
Good weather		5–6 liferafts per hour	Up to 50 per hour
Bad weather		3–4 liferafts per hour	Up to 20 per hour
Directly onto other vessels	May be possible under ideal conditions	May be possible under ideal conditions	Not possible, unless it has a FRC
Standby's FRC, 1 boat, 1 crew (including transfer to standby vessel) Capacity,	Feasible up to H_S= 6m Will be demanding on crew	As for lifeboats	Feasible up to H_S= 6m, but dependent on locating survivors in sea. Will be very demanding on crew
Good weather	30 persons per hour	30 persons per hour	15 persons per hour
Bad weather	15 persons per hour	15 persons per hour	<10 persons per hour
Standby's FRC, if 2 crews (including transfer to standby vessel)	As above, but crew changes may tire them less	As for lifeboats	As above, but crew changes may tire them less
Capacity,			
Good weather	50 persons per hour	50 persons per hour	25 persons per hour
Bad weather	25 persons per hour	25 persons per hour	15 persons per hour
Standby's FRC, 2 vessels and 3 crews (including transfer to standby vessel)	As above, but crew changes may tire them less	As for lifeboats	As for lifeboats
Capacity,			
Good weather	70 persons per hour	70 persons per hour	35 persons per hour
Bad weather	35 persons per hour	35 persons per hour	25 persons per hour
SAR helicopter (assuming 20 min delay when emptying helicopter)	Feasible up to H_S= 8 m Limiting factor will be time required to empty helicopter when full	As for lifeboats	
Capacity,			
Good weather	17 persons per hour (helicopter capacity)	15 persons per hour	10 persons per hour
Bad weather	10 persons per hour	8 persons per hour	5–6 persons per hour

구조 시 사망 분석(Rescue Fatality Analysis)

구조시의 사망 위험도를 분석 할 경우에는 여러 가지 환경적인 영향에 대해서 고려해야 한다. 구조시의 사망 위험도를 분석할 때에 고려해야 할 기준은 아래와 같이 나타낼 수 있다.

- 구조 선박이나 헬리콥터가 사고 장소에 도착하는 시간
- 쾌속구조정이 사람을 구조 할 수 있는지에 대한 가용도
- 위에 열거한 수단이 구조 할 수 있는 인원
- 낮/밤
- 시야가 확보되었는지 확인
- 날씨 조건 및 바다의 상태
- 해수 온도
- 구명복과 구명조끼
- 생존자의 외형조건
- 구조를 해야 할 인원이 분포되어 있는 상태

일반적으로 Monte Carlo Simulation을 사용해서 구조 분석을 수행할 수 있다. 사망요소 분석에 의한 구조 가용도 분석을 하였다. 다음과 같은 식으로 표현 될 수 있다. 각 분석 요소들은 여러 가지 사고 상황 및 환경적 요인을 표현하여야 하고,

이에 대한 분석은 비상 대응 계획에 반영되어야 한다.

$$A_{r,i} = 1 - N_{\text{rescuel fail}}/N_{evac}$$

$A_{r,i}$ = i 상황에 대한 구조 가용도

$N_{\text{rescue fail,i}}$ = 구조 되지 못한 인원

$N_{evac,i}$ = 탈출에 성공한 인원

가용도 분석은 아래와 같은 식을 통해서, 전체적인 대피, 탈출, 구조 가용도를 나타낼 수 있다.

$$A_{total} = 1 - (N_{escapefail} + N_{evacfail} + N_{rescuefail})/N_{total}$$

A_{total} = i 경우의 전체 대피, 탈출, 구조 가용도

$N_{escapefail}$ = 대피하지 못한 인원

$N_{rescuefail}$ = 구조 되지 못한 인원

N_{total} = 플랫폼 위의 인원

(6) 대피, 탈출 시간 상세 분석

성공적인 피난이란 질서 정연하고 통제된 사고에 대한 대응이라고 볼 수 있다. 각 상황에 따른 해양플랫폼 탈출 시간에 따른 분류는 아래의 분석에 따른다. 이러한 분석은 모든 선원이 거주구역 안전 있는 대피장소에 있는 것을 가정하고, 전 선원이 구명정으로 대피하는 것을 고려한다. 마지막으로 주 대피장소와 구명정은 탈출 할 때까지 보호되는 것으로 간주한다.

<u>거주구역내의 대피장소</u>

첫 번째로 고려할 점은 모든 승조원 및 방문자가 대피장소로 모이는 것이다. 이러한 분석의 실행을 위해서 각 시간을 짧은 시간 간격으로 나누고 특정한 여러 가지 사항을 조합한다. 다음의 절차에 따라 고려한다.

① 경고의 발생 : 대부분의 위험이 발생한 사항은, 화재를 예로 들자면, 감지기에 의해 화재 발생에 대해서 신호가 발생하고, 이에 따라 화재 신호가 선내에 PA/GA를 통해서 경고된다. 이는 자동으로 화재 신호가 발생하는 상황이다. 하지만, 이런 사항 외에 드문 경우이기는 하지만, 개인에 의한 화재 발생 상황 인식 및 이에 대한 초기 대응이 이루어 질 수 있다. 이에 따라 경고의 발생이 늦을 경우도 있다. 따라서 사고 발생에 대한 지연시간은 T로 보며, T는 즉각적인 경고 발생과 개인에 의한 사고 상황 대응에 대한 시간의 범위로 볼 수 있다. 이는 0~5분 정도로 설정할 수 있다. 대부분의 경우 GA에 의한 경고는 준비 시간이 있기 때문에 이는 1분 정도의 지연시간을 더 발생 시킬 수 있다.

② 경고에 대한 반응 : 경고가 발생하고 난 후에 모든 개개인은 이에 대해서 지정된 대피장소로 향하게 되어 있는데, 작업 장소의 안전 확보한 후에 이동하는 경우가 발생한다. 이는 이차적인 사고를 방지 하는 행위임으로 중요하다고 볼 수 있다. 이에 대해 걸리는 시간은 1~2분 정도 소요된다.

③ 거주구역 내에서 대피장소로 이동 할 때의 전개 사항 : 경고가 발생한 후에

이에 따라서 개개인은 작업 장소 및 플랫폼의 각 구역에서 이동하게 된다. 이 때, 사고에 의해서 일부의 탈출 루트가 막히거나 통행을 할 수 없는 경우를 고려 할 수 있다. 아래와 같은 소요시간 및 속도를 고려한다.

- 우선은 아무런 방해 없이 올 경우 - 5.5분이 소요
- 평균적으로 대피장소까지 오는 시간 - 7.5분이 소요
- 사고가 발생하여서 부상자를 수송할 경우에 비상 대응팀이 움직이는 경우 - 20분이 소요
- 수직거리를 이동할 때의 사람의 속도 - 75m/min
- 계단을 오르고 내릴 때에 사람의 속도 - 17m/min & 21m/min
- 최대로 우회하는 거리는 - 해양플랫폼 종류에 따라 다름

④ 피난의 준비 : 모든 승조원 및 방문자가 대피장소에 도착한 후에 OIM는 탈출 및 피난상황에 대해서 점검을 한 후, 모든 승조원이 피난을 할 준비가 되었는지 확인 한다. 이 때 걸리는 총시간은 T+15분이고, 환자가 발생하였을 경우에는 T+30분이다. 지정된 장소로 오는 도중에 장애가 되는 열, 폭발 하중 및 잘 보이지 않는 시야 등과 같은 요인은 반드시 고려 돼야 한다. 만약 발생한 연기가 지정된 장소 및 장소로 오는 통로의 식별을 어렵게 한다면, 이는 대피하는데 큰 지장을 줄 수 있다. 따라서 유출된 기름이 해상에서 연기를 발생하는 것은 큰 문제가 될 수 있다. 또한 플랫폼 주위의 연기는 탈출과 외부 수단의 접근을 방해 할 수도 있다. 열하중과 관련하여, 바람의 방향은 이러한 장애 요인을 결정하는 데에 중요한 요인이 된다. 연기와 같은 장애 요인은 개개인을 안전 오래 머물지 못하게 하고, 탈출로를 차단 할 수 있다. 따라서 각 구역은 따로 독립된 두 개의 퇴로를 가지고 있고, 장애 요인에 대한 고려를 반영하여 설계를 하여야 한다.

구명정에 의한 피난

해양플랫폼에서 피난을 해야 되는 판단이 OIM에 의해서 결정되면, 이에 따라서 모든 승조원 및 방문자는 준비된 절차를 진행하게 된다. 훈련이 되어 있는 상황이기 때문에 SBV로 이동하기 위해 준비되는 총 시간은 T+17분이다. 이때에 구명정을 지정된 위치에 고정하고 나머지 승조원을 탑승시키는 데에 걸리는 시간은 T+22분, 구명정의 입출구를 닫고 SBV로 접근할 수 있는 장소까지 옮기는 데에 걸리는 시간은 T+24분, 마지막으로 OIM와 같은 책임자를 태우고 완전히 구명정의 입출구를 닫을 때까지 걸리는 시간은 T+25분이다. 만약 부상자가 있으면 이때에 걸리는 시간은 T+40분 이다. 플랫폼이 6 knots 로 움직이고, 500m 상공에서 구명정을 진수할 때 걸리는 시간은 T+27분이다. 만약 부상자가 있으면 T+48분의 시간이 소요된다.

EER 시스템에 대해 요구되는 시간

위와 같은 분석에 따르면, SBV로 피난하는데 걸리는 시간은 30분 정도가 걸린다.

그러나 부상자를 고려하고 훈련된 비상구조팀이 이에 대해 대응을 한다고 하더라도 거의 50분 가까이 시간이 소요가 되며, 여러 사항을 고려할 때 구명정을 이용하여 탈출하는 시간은 1시간 정도가 소요된다고 볼 수 있다. 이는 안전 피난 사항에 대해서 특히 고려해야 할 점이다.

(7) EER 관련 설비

안전 관련 개인장비

다음과 같은 EER 관련 설비들이 해양플랫폼에서 제공된다.

- 탈출장비 - 정상운전 상태에서의 각 구역에 인원에 따라서 비상 사다리 및 격자형 그물 같은 탈출을 위한 보충 기구들이 배치되어야 한다. 각 기구들은 충분한 길이를 가져서 사람이 구명 동의 및 보호 장구를 착용하고도 다음 구획으로 이동이 용이 해야 한다.
- 구명동의 - 각 구획에 최대 승선인원에 대하여 적절한 수량이 비치되어야 한다. (예: 주 대피장소 120%, 선수 대피장소 120%, 자유 낙하 구명정 내부 20%, 승정구역 10%, 등)
- 구명환 - 플랫폼 내부의 사람이 떨어질 수 있는 구역에 배치되어야 한다. 각 갑판에 길이상으로 30m가 넘지 않는 범위에서 배치 되야 한다. 이는 SOLAS 규정을 만족해야 하고, 구명환은 신호를 위한 자가등과 연기 발생장치와 같이 설치되어야 한다.
- 방진장치 - 주 피난 구역에 POB에 대하여 100%에 해당하는 개수만큼 비치되어야 하고, 선수 대피 구역의 수용인원에 120%에 해당하는 개수만큼 비치되어야 한다. 적어도 10분 이상은 작동해야 한다.
- 들것 - 적어도 비상 인원이 비치되어서 병실로 이송이 가능해야 한다. 병실과 들것의 위치는 신호등 및 표식으로 표시되어야 하고, 사고에 의한 충격에 보호 되야 한다.

비상 의사소통 수단

해상 VHF와 공중 VHF는 각각 고정 또는 휴대 할 수 있어서 해상 운송수단 및 공중의 운송수단과 각각 의사소통이 가능해야 한다. 비상 송수신 팀에 의한 의사소통은 본질적으로 UHF로 가능해야 한다. 구명정에서의 의사소통 수단은 EPIRB, SART, 휴대용 VHF와 같은 장치가 이용되어야 한다.

원거리 통신은 원칙적으로 두 개의 독립된 수단에 의해서 이루어져야 한다. 이러한 수단을 이용하여 육상, 외부 기지와의 음성, 팩스, 데이터 통신이 가능해야 한다. 사설자동 전화교환기(PABX)는 플랫폼 내부의 통신수단을 제어하고 육상의 PABX와 송수신이 가능해야 한다. PA와 GA 장치는 플랫폼의 일반적인 의사소통 수단이기도 하지만 비상시에도 정상적으로 작동해야 한다. 한 구역에서 시각 인식 장치와

음성인식 장치는 분리된 전기회선으로 연결되어서(UPS) 독립적으로 구동해야 한다. PA/GA는 PABX와 인터페이스를 구성해야 한다.

PA/GA장치는 중앙제어실, 통신실, 대피장소와 구명정 구역에 배치되어야 한다. 두 개의 음성 경고 장치가 제공되어야 한다.

비상 전력

비상 전력 수단으로 비상발전기 밈 독립전원공급장치(UPS)가 FPSO에 제공된다. 비상 전력은 주 발전기가 전력을 공급하지 못할 경우 선내에 필요한 전력을 공급하는 장치로, 선내에 전원공급이 되지 안전 경우 45초 이내에 필요한 전력을 공급하며, 이는 적어도 18시간 이상 아래 장치에 전원공급을 연속적으로 해야 한다.

- 제어 및 안전장치
- 생명 유지장치
- 공기조화 장치 (대피소, 통신실, 독립전원공급실, 주제어실, 통신실, 병원)
- 통신장치
- 폼식 소화 장치의 펌프
- 주요 등화 장치 (정상 상태에 대해서 30% 이상의 등화장치 전력 공급)

독립전원공급장치 (UPS)

UPS장치의 목적은 주전원 장치가 전력을 공급하지 안전 때에, 비상발전기가 전기를 공급할 때까지 선박에 필요한 최소한 전력을 공급하는 장치를 말한다. 만약 비상발전기 작동이 실패한 경우에는 다음과 같은 장치에 전력을 공급해야 한다.

- 화재 및 가스 장치의 조정 및 차단 장치 (60분 이상)
- 생명유지장치 (2시간이상)
- 탈출 루트의 중요 등화 - 헬리콥터 갑판의 신호등, 무지향성 신호등, 구명정의 승선구역의 주요 등
- VHF, UHF, 위성 송신 장치, PA/GA
- 병실 시설
- 탈출 시에 사용되는 등화는 적어도 90분 이상 켜져 있어야 하며, 거주구역의 내부등은 120분 이상 켜져 있어야 한다.
- 항해장비는 SOLAS 규정에 따라 96시간 동안 전원이 공급되어야 한다.

5절 LNG-FPSO 플랜트 안전설계 DB 구축 연구

1. 주요 공정기기의 신뢰도 정보

가. Equipment arrangement

The main equipment of LNG-FPSO is arranged such as machinery, electric equipment, mechanical equipment, and control and safety. When the equipement is classified depending on the modules, some equipment is duplicated. The main equipment is categorized as shown in Table 3-5-1 to avoid the overlab.

Table 3-5-1 Equipment classification

No	Category	Equipment	Types
1	Machinery	Compressors	Centrifugal, Reciprocating, Screw
		Gas turbines	Aeroderivative, Industiral
		Pumps	Centrifugal, Reciprocating, Rotary
		Combustion Engines	Diesel Engine, Gas Engine
2	Electric Equipment	Electrical Generator	Motor Driven, Turbine Driven
		Electric motor	for Compressor, for Pump
3	Mechnical Equipment	Heat Exchanger	Plate, Plat-fin, Printed circuit, Shell and Tube
		Vessel	Coalesor, Contactor, Distillation Column, Flash Drum, Hydro Cyclone, Mol Seieve Dryer, Scrubber, Separator, Surge Drum
		Heater and Boiler	
4	Control and Safety	Fire and Gas Detections	
		Process Sensors	
		Control Logic Unit	
		Valves	Ball valve, Butterfly valve, Check valve, Diaphragm valve, Gate valve, Globe valve, Plug valve, PSV(Pressure safety valve)

나. Category_1 Machinary

(1) Compressor

A compressor is the mechanical device to increase the pressure of fluid as reducing the volumn of the fluid. The main types of a compressor are a centrifugal, a reciprocating and a screw compressor. The details about the

compressors are described below.

Compressor (Centrifugal)

A centrifugal compressor increases the pressure of the fluid as converting the velocity energy to pressure energy in the diffuser section (divergent duct). It is widely used in the industries such as oil refineries, chemical an petrochemical plants and natural gas processing plants.



Fig. 3-5-1 Centrifugal compressor

Table 3-5-2 Reliability data for centrifugal compressor

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA	(Critical) 93	21
OREDA (General)	(Critical) 182.80	49
OREDA (Electric)	(Critical) 118.98	62
OREDA (Turbine)	(Critical) 116.25	5.2
OREDA (Unknown)	(Critical) 865.69	8.5
CCPS(PERD)	(All) 1430	-
IEEE std. 500-1984	(All) 46.6	17.2
EDF (from EiReDA)	(Critical) 66	16
EG&G (from EiReDA)	(Critical) 100	-
ESReDa (from EiReDA)	(All) 228	8
ASR (from EiReDA)	(Critical) 58.6	-
Oil industry (from EiReDA)	(Critical) 655	17

The following shows the characteristic of the sources.

- EiReDA: The type is electric motor driven type
- OREDA: Driver is not included. / Equipment boundary is described below. / Time is based on the operational time.
- CCPS: Equipment boundary is described below.
- IEEE std. 500-1984: Compressor type is axial.
- ESReDA: Process equipment, petro chemical industry.

- ASR: Refinery data for permanent operation.
- Oil industry: Motor or turbine is included.

Compressor (Reciprocating)

A reciprocating compressor is a positive displacement compressor which increase the pressure using pistons driven by a crankshaft. {The intake gas enters the suction manifold, then flows into the compression cylinder where it gets compressed by a piston driven in a reciprocating motion via a crankshaft, and is then discharged. [wiki]} A reciprocating compressor is applied in the oil refineries, gas pipelines, chemical plants, natural gas processing plants and refrigeration plants.



Fig. 3-5-2 Reciprocating compressor

Table 3-5-3 Reliability data for reciprocating compressor

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA	(Critical) 37	17
OREDA	(Critical) 451.95	8.8
CCPS(PERD)	-	-
IEEE std. 500-1984	(All) 235	-
EDF (from EiReDA)	(Critical) 52.9	9.6
Oil industry	(Critical) 1400	11

The following shows the characteristic of the sources.

- EiReDA: The type is piston or motor driven. / The function is air supply and regulation. / Semi-permanent compressors.
- OREDA: Driver is not included. / Equipment boundary is described in the previous equipment page. / Time is based on the operational time.

- CCPS: Equipment boundary is described in the previous equipment page.
- IEEE std. 500-1984: Compressor type is air reciprocating, 250 psi, 900 cfh, and two stages.
- Oil industry: Electric motor is included.

(2) Gas Turbine

A gas turbine is one of the type of internal combustion engine. It consists of a upstreaming compressor, a downstreaming turbine and a chamber between them. Air is compressed in the compressor section and then it is ignited in the chamber with fuel. The product in the chamber are forced into turbine section. The high velocity and volumn of the gas flow spins the turbine blades.

Gas turbine (Aeroderivative)

An Aerodericative gas tubine is used in electrical power generation since its ability to be shutdown, and handle load changers more quickly than industrial machines.



Fig. 3-5-3 Aeroderivative gas turbine

Table 3-5-4 Reliability data for aeroderivative gas turbine

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA	(Critical) 4500	12
OREDA	(Critical) 545.13	22
CCPS(PERD)	-	-
IEEE std. 500-1984	(All) 653	41
EDF (from EiReDA)	(below) 19	8
EG&G (from EiReDA)	(Critical) 260	-
Oil industry (from EiReDA)	(Critical) 690	10

The following shows the characteristic of the sources.

- EiReDA: The function is auxiliary generating diving. / The value is expert

gudgment and specific study.

- OREDA: Driver is not included. / Equipment boundary is described below. / Time is based on the operational time.
- IEEE std. 500-1984: Gas turbine type is gas combustion.
- EG&G: The failure rate is only generator failures.
- Oil industry: Continuous operation / Electric generation

Gas turbine (Industrial)

Industrial gas turbine is used in the oil and gas platform to drive the compressors or pumps.

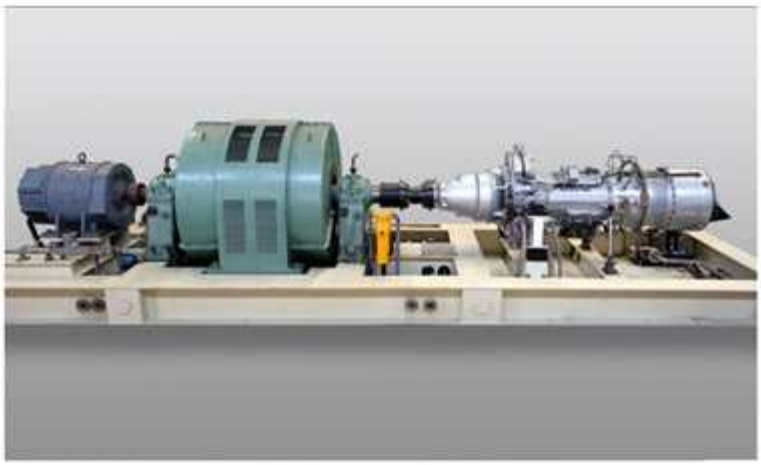


Fig. 3-5-4 Industrial gas turbine

Table 3-5-5 Reliability data for industrial gas turbine

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA	(Critical) 4500	
OREDA	(Critical) 535.28	35
CCPS(PERD)	-	
IEEE std. 500-1984	-	

(3) Pumps

Pump is the mechanical devices that moves fluid. Pumps can be classified into a centrifugal pump, a reciprocating pump, and a rotary pump.

Pumps (Centrifugal)

Centrifugal pumps are used to transport fluids by converting the kinetic energy to the hydro dynamics energy of the liquid flow. {In the typical simple case, the

fluid enters the pump impeller along or near to the rotating axis and is accelerated by the impeller, flowing radially outward into a diffuser or volute chamber (casing), from where it exits.



Fig. 3-5-5 Centrifugal pump

Table 3-5-6 Reliability data for centrifugal pump

Source	Failure rate	Repair time
NPRD	-	
EiReDA	(Critical) 8.6	13
OREDA	(Critical) 85.51	18
CCPS(PERD)	(Critical) 104.0	-
IEEE std. 500-1984	(All) 99.9	159
EDF (from EiReDA)	(All) 58	30
WASH	(Critical) 50	-
RRA	(All) 220	-
ESReDA 93	(Critical) 14	-

The following shows the characteristic of the sources.

- EiReDA: The function is main feedwater and condensate pumps. / The type is centrifugal turbine driven.
- OREDA: Driver is not included. / Equipment boundary is described below. / Time is based on the operational time.
- CCPS: Rotating equipment pumps motor driven pressure centrifugal. / Equipment boundary is described below.
- RRA: Generic failure rate, process equipment - boiler feed.
- ESReDA 93: LPG generic failure, pump and motor

Pumps (Reciprocating)

A reciprocating pump is positive displacement pump such as a reciprocating compressor. It is usually used when the quantity of fluid is relatively small and pressure is high.

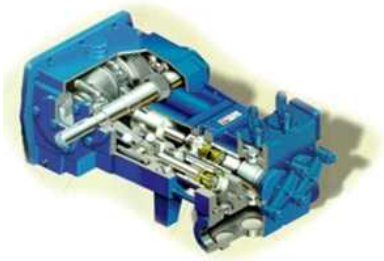


Fig. 3-5-6 Reciprocating pump

Table 3-5-7 Reliability data for reciprocating pump

Source	Failure rate	Repair time
NPRD	-	
EiReDA	-	
OREDA	(Critical) 10.41	4.5
CCPS(PERD)	-	
IEEE std. 500-1984	(All) 83.03	33

The following shows the characteristic of the sources.

- OREDA: Driver is not included. / Equipment boundary is described previous equipment page. / Time is based on the operational time.
- IEEE std. 500-1984: The equipment description is positive displacement and continuous service.

(4) Combustion engine

Combustion engine (Diesel engine)

A diesel engine is an internal combustion engines which is ignited through the heat of compression. When the compressed air meet the fuel in the chamber, it starts to burn. This is in contrast to sparking ignition engines such as petrol engine or gas engine. Since the high compression ratio, it has the highest thermal efficiency of any regular internal or external combustion engine.



Fig. 3-5-7 Diesel engine

Table 3-5-8 Reliability data for diesel engine

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA	5900	30
OREDA (general)	(Critical) 5340.29	51
OREDA (emergency)	(Critical) 10502.29	20
OREDA (main power)	(Critical) 50.65	101
OREDA (process shutdown)	(Critical) 19.01	108
OREDA (water fire fighting)	(Critical) 524.14	5.2
OREDA (water injection)	(Critical) 38.02	8
CCPS(PERD)	-	-
IEEE std. 500-1984	—	—
EDF	(All) 9533	13
WASH	(Critical) 3000	
CY PRA	(Critical) 1300	
T-book 3	(Critical) 5500	
EUREDATA 89	(Critical) 2250	

The following shows the characteristic of the sources.

- EiReDA: The function is auxiliary electric supply. / The type is 4 strokes piston motor (engine). / The operation time is short.
- OREDA: Equipment boundary is described below. / Time is based on the operational time.

Combustion engine (Gas engine)

Gas engine is an internal combustion engine which runs by a gas fuel.



Fig. 3-5-8 Gas engine

Table 3-5-9 Reliability data for gas engine

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA	-	-
OREDA (general)	(Critical) 69.68	25
OREDA (crude oil handling)	(Critical) 144.59	34
OREDA (emergency power)	(Critical) 1142.86	13
OREDA (main power)	(Critical) 74.27	6
CCPS(PERD)	-	-
IEEE std. 500-1984	-	-

다. Category_2 Electric equipment

(1) Electric generator

Electric generator is a divice to convert the mechanical energy to the electrical energy

Electric generator (Motor driven)

A generator consists of the combination of a diesel engine and an electrical generator to generate electrical energy. These are used in places without connection to the power grid for the emergency power-supply if the grid fails.



Fig. 3-5-9 Electric generator

Table 3-5-10 Reliability data for electric generator (motor driven)

Source	Failure rate	Repair time
NPRD	-	-
EiReDA	250	22
OREDA (general)	(Critical) 87.63	32
OREDA (emergency power)	(Critical) 253.84	27
OREDA (main power)	(Critical) 60.53	36
OREDA (water fire fighting)	(Critical) 19.03	-
CCPS(PERD)		
IEEE std. 500-1984 (1)	(All) 20.3	2.72
IEEE std. 500-1984 (2)	(All) 3.91	1.18
EDF	(All) 393	2
NUREG CR-3831	(Critical) 6500	
RRA	(Critical) 180	

The following shows the characteristic of the sources.

- IEEEstd. 500-1984 (1): Diesel driven, AC
- IEEE std. 500-1984 (2): Gasoline engine driven, AC
- OREDA: Driver is not included. / Equipment boundary is described below. / Time is based on the operational time.
- EiReDA: The function is auxiliary alternator. / The type is electric power supply. / The operation time is short.
- RRA: Generic failure rate, process equipment
- T-book 3: Fail to start. (Failure rate of spurious stop is 255)
- Oil industry: Diesel and generator, 50 kW

Electric motor

An electric motor is an mechanical device that converts electrical energy into mechanical energy.



Fig. 3-5-10 Electric motor

Table 3-5-11 Reliability data for electric motor

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA	(Critical) 2.73	31
OREDA (general)	(Critical) 31.27	13
OREDA (compressor)	(Critical) 11.41	12
OREDA (pump)	(Critical) 1.23	14
CCPS(PERD)	(Critical) 22.5	-
IEEE std. 500-1984 (General)	(Critical) 3.20	1.77
IEEE std. 500-1984 (DC)	(All) 15.3	15.9
IEEE std. 500-1984 (AC)	(All) 3.12	2
EDF	(Critical) 3.4	41
IEEE 1977	(Critical) 0.7	-
CEDB	(Critical) 4	

The following shows the characteristic of the sources.

- CCPS: Motors - DC. / The equipment boundary described below.
- OREDA: Equipment boundary is described below. / Time is based on the operational time.
- IEEE std. 500-1984 (1): AC
- IEEE std. 500-1984 (2): DC
- EiReDA: The function is all driving motors. / Type is all
- CEBD: High voltage continuously operated components in PWR and BWR plants

라. Category_3 Mechanical equipment

(1) Heat exchanger

A heat exchanger is a piece of equipment built for efficient heat transfer from one medium to another.

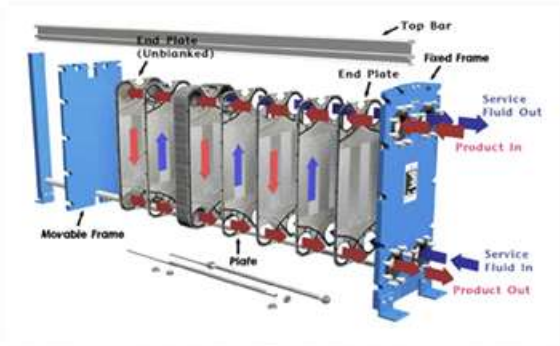


Fig. 3-5-11 Plate heat exchanger

Table 3-5-12 Reliability data for heat exchanger

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA (plate)	0.33	18
OREDA (general)	(Critical) 13.98	4.2
OREDA (plate)	(Critical) 23.89	-
OREDA (plate fin)	(Critical) 20.52	4.2
OREDA (printed circuit)	(Incipient) 13.70	1.5
CCPS(PERD)		
IEEE std. 500-1984 (general)	(All) 3.39	21.42
IEEE std. 500-1984 (shell & tube)	(All) 11.44	40.0
EDF (plate)	(Critical) 0.23	14
EG & G (plate)	0.3	
RRA (plate)	40	
Oil industry (plate)	2.5	

The following shows the characteristic of the sources.

- IEEE std. 500-1984(shell & tube): Helical coil shell and concentric tube are used in the shell and tube heat exchanger
- EiReDA: The function is service water cooling. / The type is plate. / The medium are demineralized and fresh water.
- RRA: Generic failure rate. / Process equipment.
- OREDA: Equipment boundary is described below. / Time is based on the operational time.

(2) Vessel

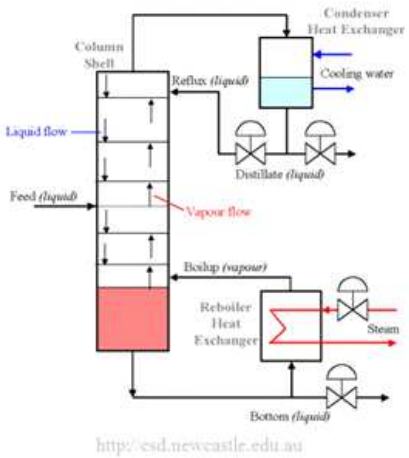


Fig. 3-5-12 Distillation column

Table 3-5-13 Reliability data for vessel

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA (tanks, floating plate)	0.43	168
EiReDA (tanks, high pressure)	0.24	168
EiReDA (tanks, low pressure)	0.2	168
OREDA (general)	(Critical) 28.93	8.5
OREDA (coalescer)	(Critical) 34.37	28
OREDA (contactor)	(Critical) 91.37	13
OREDA (distillation column)	(Degraded) 38.31	-
OREDA (flash drum)	(Critical) 13.09	7.2
OREDA (hydrocyclone)	(Critical) 6.15	1.7
OREDA (mol sieve dryer)	(Incipient) 67.83	-
OREDA (scrubber)	(Critical) 23.96	5.8
OREDA (separator)	(Critical) 35.92	5.1
OREDA (surge drum)	(Critical) 5.65	14
CCPS(PERD)		
IEEE std. 500-1984 (general)		
EDF (tanks, floating plate)	(Critical) 0.64	8
EDF (tanks, high pressure)	(Critical) 0.25	31
EDF (tanks, low pressure)	(Critical) 0.22	6.7

The following shows the characteristic of the sources.

- EiReDA (tanks, floating plate): The function is water make up, concentrated liquid waste. / The type is reservoir. / No observation od critical failures. MTTR estimated for severe failures.
- EiReDA (tanks, high pressure): The function is feedwater and HP drain tanks; born injection tanks. / The type is carbon or stainless steel reservoirs. / Repair time has been estimated for severe failure
- EiReDA (tanks, high pressure): The function is auxiliary feedwater, volumetric control, liquid wastes. / The type is reservoir. / No failure observed in 1978-1987. Repair time estimated for severe failure.

마. Category_4 Control & safety equipment

(1) Valve

Valve (Ball)



Fig. 3-5-13 Ball valve

Table 3-5-14 Reliability data for ball valve

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA		
OREDA (general)	(Critical) 5.46	7.3
OREDA (crude oil handling)	(Incipient) 4.74	6.0
OREDA (ESD)	(Critical) 3.57	-
OREDA (fuel gas)	(Degraded) 14.86	4.3
OREDA (gas injection)	(Incipient) 6.19	2.0
OREDA (gas export)	(Critical) 2.87	35
OREDA (gas processing)	(Critical) 17.03	3.2
OREDA (oil production)	(Critical) 12.38	-
OREDA (oily water treatment)	(Critical) 24.76	4.0
OREDA (utilities)	(Critical) 24.76	6.0
OREDA (water fire fighting)	(Critical) 19.04	6.0
CCPS(PERD) (valves manual)	0.152	0.291
IEEE std. 500-1984		

Valve (PSV conventional)



Fig. 3-5-14 PSV valve

Table 3-5-15 Reliability data for PSV valve

Source	Failure rate	Repair time
NPRD		
EiReDA		
OREDA (general)	(Critical) 1.18	4.0
OREDA (electrical power)	(Incipient) 57.08	-
OREDA (oily water treatment)	(Critical) 9.33	
CCPS(PERD) (valves manual)		
IEEE std. 500-1984		

2. 주요 안전 시스템의 신뢰도 정보

가. OREDA (Offshore Reliability Data)

The Offshore Reliability Data (OREDA) project was established in 1981 in cooperation with the Norwegian Petroleum Directorate. The initial objective of OREDA was to collect reliability data for safety equipment. The current organization including several oil companies was established in 1983 and at the same time the scope of OREDA was extended to cover reliability data from a wide range of equipment used in oil and gas exploration and production. OREDA covers the equipment for offshore topside and subsea systems. OREDA has consisting of two volumes; Volume 1 has collected the reliability data for topside equipment and Volume 2 has collected the data for subsea equipment. In Volume 1, PART 1 describes introduction, data structure, estimation procedures, and data tables; PART 2 presents the reliability data on failure rate, repair time, and failure mode of a component such as machinery, electric equipment, mechanical, and control and safety systems. This document only mentions the OREDA-2009 Volume 1 that the reliability data for topside equipment on LNG-FPSO are used as safety system. The following table shows equipment population for safety functions including detectors, logic solvers, and actuators.

Table 3-5-16 Equipment population in OREDA 2009

Classification	Equipment class	No. of units in OREDA 2009
Other topside equipment	Fire and gas detector	918
	Process sensor	69
	Control logic unit	10
	valve	907

For all the topside components, the following information is given:

- A drawing with the boundary of each equipment
- A listing of failure modes: Critical, Degraded, Incipient, and Unknown
- The aggregated observed time in service for the equipment: Calendar and Operational times
- The observed number of failures for each failure mode
- The constant failure rate for each failure mode
- Mean and maximum values of the repair time
- Equipment population

The main purpose of the OREDA 2009 is to present average failure rate together with repair time. OREDA 2009 used the statistical method with a failure rate of equipment that is constant and independent of time; it means the failure rates are assumed to be the Exponential Distribution of its probability density function. The various entries of the data are explained below:

• Taxonomy number and Item	Numerical identification of the equipment unit. The taxonomy number has been chosen to comply with OREDA 2009.
• Description	Simple explanation of the equipment unit
• Aggregated time in service	Two types of time scales are provide in calendar time and in operational time.
• Failure rate	Estimated failure rate is given and all entries are measured 10^{-6} hours and refer to calendar time. Here in the mean value of failure rate is presented as representative.
• Critical failure	A failure which causes immediate and complete loss of an equipment unit`s capability of providing its output.
• Degraded failure	A failure which is not critical, but it prevents an equipment unit from providing its output within specifications.
• Incipient failure	A failure which does not immediately cause loss of

a unit`s capability of providing its output.

- Active repair time — This is the time to purely repair the equipment in calendar time and in operational time; this excludes the time to detect the failure, time to isolate the equipment from the process before repair, delay, and waiting for service immediately.

- Manhours (repair) — The time for repairing the equipment as mean and maximum value of the total repair times.

(1) Fire and gas detectors

The boundary definition is shown in Fig. 3-5-15. The catalytic gas detector contains a sensor part and separate electronic unit (interface unit) which combined make up a Wheatstone bridge circuit. The sensors are sensitive to hydrocarbon gas. The change in electrical resistance produces an out-of-balance current in the Wheatstone bridge circuit. The interface unit may be installed in control rooms or in the field. For fire and gas detectors, there is no subdivision on subunit level; one reason for this is that it is common to replace both elements on the sensor part and the interface part during repair.

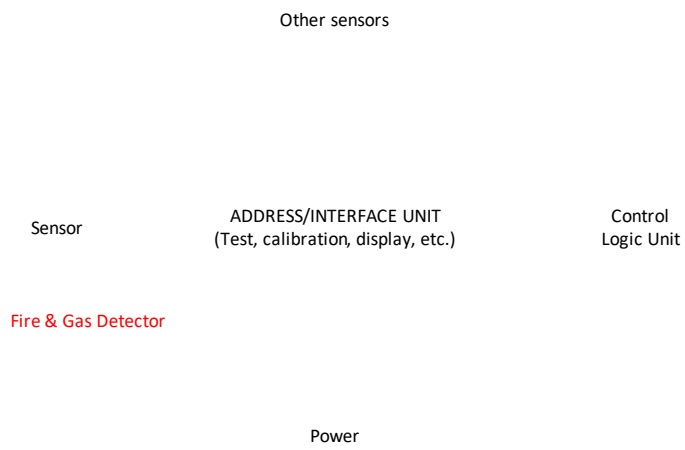


Fig. 3-5-15 Boundary for fire and gas detector

Table 3-5-17 Reliability data for fire and gas detectors

Item	Description	Aggregated time in service, 10^6hrs		Failure rate (mean), 10^{-6}hrs				Active repair time, hr		Manhour, hr	
		Calendar	Operational	Critical	Degraded	Incipient	All modes	Mean	Max	Mean	Max
F&G detector	General	29.6981	28.1026	0.54	8.48	–	9.74	1.8	20	2.3	4.1
F&G detector	Flame	1.6861	1.3608	0.59	4.15	0.59	5.34	5.7	6.5	1.9	4
F&G detector	H2S gas	16.7692	16.7692	–	11.07	–	11.46	0.5	0.5	1	1
F&G detector	Hydrocarbon gas	7.2638	6.0919	2.45	5.02	1.08	7.79	3.2	20	3.7	41
F&G detector	Smoke/combustion	3.2559	3.1755	–	–	3.28	3.86	5.7	6	5.7	6

(2) Process sensors

The boundary definition shown in Fig. 3-5-16 comprises the sensing element and the electronics for signal conversion and transmission. The sensing element measures some process parameter: pressure, level, temperature, flow; and the electronics convert the measurement to a standard electric signal that is transmitted to a computer (programmable logic controller). Isolation valves and associated pipe work are also included.

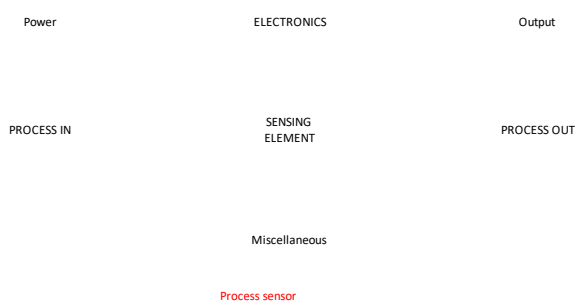


Fig. 3-5-16 Boundary for process sensor

Table 3-5-18 Reliability data for process sensors

Item	Description	Aggregated time in service, 10^6 hrs		Failure rate (mean), 10^{-6} hrs				Active repair time, hr		Manhour, hr	
		Calendar	Operational	Critical	Degraded	Incipient	All modes	Mean	Max	Mean	Max
Process sensor	General	3.3998	2.4194	3.53	0.29	0.88	4.71	2.7	8	2.7	8
Process sensor	Flow	0.3942	0.2805	5.07	–	5.07	10.15	2	3	2	3
Process sensor	Level	0.7884	0.561	5.07	1.27	1.27	7.61	2.3	4	2.3	4
Process sensor	Pressure	1.5767	1.122	–	–	–	0.3	–	–	–	–
Process sensor	Temperature	0.6405	0.4558	9.37	–	–	9.37	3.5	8	3.5	8

(3) Control logic units

The main modules of the control logic units are the input/output cards, the central processing unit, the controllers, the system bus and the power supply unit. A distinction is made between analogue and digital input modules. Furthermore, in the inventory reports the number of input/output modules connected to each CPU is recorded. Fig. 3-5-17 illustrates the boundary for control logic unit.

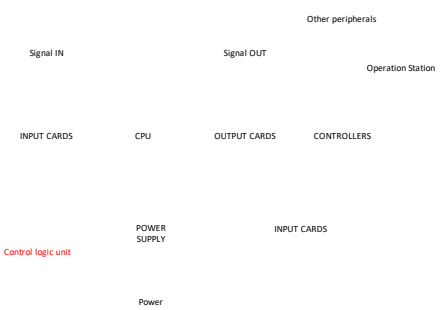


Fig. 3-5-17 Boundary for control logic unit

Table 3-5-19 Reliability data for control logic units

Item	Description	Aggregated time in service, 10^6 hrs		Failure rate (mean), 10^{-6} hrs				Active repair time, hr		Manhour, hr	
		Calendar	Operational	Critical	Degraded	Incipient	All modes	Mean	Max	Mean	Max
CLU	General	0.1754	0.1752	–	17.37	9.9	24.68	1	1	14	24
CLU	Emergency shutdown	0.0351	0.035	–	–	28.5	28.5	–	–	6	6
CLU	F&G detection	0.0175	0.0175	–	57	–	57	–	–	24	24
CLU	Process control	0.0702	0.0701	–	–	–	0.02	–	–	–	–
CLU	Process shutdown	0.0351	0.035	–	–	28.5	28.5	1	1	2	2
CLU	Process and emergency shutdown	0.0175	0.0175	–	57	–	57	–	–	24	24

(4) Valves

The boundary definition is shown in Fig. 3-5-18. The valve consists of the valve with housing, and the actuator. A valve includes the complete assembly of connector connected to the piping.

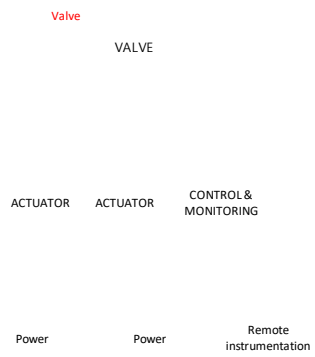


Fig. 3-5-18 Boundary for valve

Table 3-5-20 Reliability data for valves

Item	Description	Aggregated time in service, 10^6 hrs		Failure rate (mean), 10^{-6} hrs				Active repair time, hr		Manhour, hr	
		Calendar	Operational	Critical	Degraded	Incipient	All modes	Mean	Max	Mean	Max
Valve	General	22.29	21.3516	2.98	6.98	2.89	13.57	6.3	113	16	694
Valve	Blowdown	0.9007	0.9003	2.82	3.37	4.44	12.39	3.1	6	4.01	8
Valve	Combined	0.0438	0.042	–	–	–	6.2	–	–	–	–
Valve	Deluge	1.13	1.13	8.85	27.43	2.65	38.94	7.3	21	12	42
Valve	Emergency shutdown	3.707	3.6928	5.48	12.47	7.26	25.08	8.4	113	29	694
Valve	ESD/PSD	0.1402	0.1386	14.27	–	14.27	28.54	2.9	4	3.8	7
Valve	Injection master	0.5525	0.5519	1.59	15.28	–	15.86	–	–	16	24
Valve	Non-return	1.8484	1.8484	–	–	–	0.27	–	–	–	–
Valve	Pressure reduction	0.6349	0.4734	–	3.15	1.57	4.72	3.3	3.5	3.3	3.5
Valve	Process control	2.4954	1.849	2.64	6.81	3.67	11.3	4.2	13	4.2	13
Valve	Production master	2.026	2.0228	1.06	3.86	–	4.52	6	6	12	22
Valve	PSD	0.151	0.1507	–	–	–	7.01	8.5	8.5	17	17
Valve	Relief	3.1242	3.0262	1	5.86	3.14	10.25	4.3	8	9.1	16
Valve	Shut-off	0.8467	0.8404	3.59	22.74	1.03	27.02	4.6	11	13	40
Valve	Unknown	4.568	4.5641	8.68	2.3	1.69	8.26	2	2	–	–
Valve	ESD, ball	0.2807	0.2803	3.56	3.56	3.56	10.69	60	113	403	694
Valve	Fuel gas, ball	0.2021	0.2019	–	14.85	–	14.85	4.3	6	5.3	6

나. PDS data handbook

Safety standards like IEC 615108 and IEC 61511 require quantification of failure probability for operation of safety systems. Such quantification may be part of design optimization or verification that the design is according to stated performance requirements. The use of relevant failure data is an essential part of any quantification of SIS are presented. It is also one of the most challenging parts and raises a number of questions concerning the availability and relevance of the data, the assumptions underlying the data and what uncertainties are related to the data. Various data sources have been applied when preparing this handbook, the most important source being the OREDA. PDS Data Handbook includes basic failure rates, distribution of critical failure modes, diagnostic coverage factors and common cause factors. Herein, best estimates for these reliability parameters are presented for selected equipment. The data are given on a format suitable for performing analyses in line with the requirements in IEC 61511 and the PDS method. From a safety point of view, a failure is defined as the termination of the ability of a functional unit to perform a required function. The failure rate for a component is essential for the reliability

calculations. The following notation provides an engineer to distinguish the failure rates:

- λ_{crit} Rate of critical failures, failures that may cause loss of one of the two main functions of the component/system.
- λ_{D} Rate of dangerous failures, including both undetected as well as detected failures.
- λ_{DU} Rate of dangerous undetected failures, failures undetected both by automatic self-test or personnel.
- λ_{DD} Rate of dangerous detected failures, failures detected by automatic self-test or personnel.
- λ_{S} Rate of safe (spurious trip) failures, including both undetected as well as detected failures.
- λ_{SU} Rate of safe (spurious trip) undetected failures, undetected both by automatic self-test and personnel.
- λ_{SD} Rate of safe (spurious trip) detected failures, detected by automatic self-test or personnel.
- λ_{undet} Rate of (critical) failures that are undetected both by automatic self-test and by personnel.
- λ_{det} Rate of (critical) failures that are detected by automatic self-test or personnel.
- c Coverage: percentage of critical failures detected either by the automatic self-test or personnel observation.
- c_D Coverage of dangerous failures.
- c_S Coverage of safe (spurious trip) failures.
- PFD Probability of failure on demand. This is the measure for loss of safety caused by dangerous undetected failures.
- SFF Safe failure fraction, $$SFF = \left(1 - \frac{\lambda_{DU}}{\lambda_{crit}}\right) \cdot 100\%$$

Table 3-5-21 and Fig. 3-5-19 present the relations among the above abbreviations.

Table 3-5-21 Relationships of failures

	Spurious trip failures	Dangerous failures	Summation
Undetected	λ_{SU}	λ_{DU}	λ_{undet}
Detected	λ_{SD}	λ_{DD}	λ_{det}
Summation	λ_{S}	λ_{D}	λ_{crit}

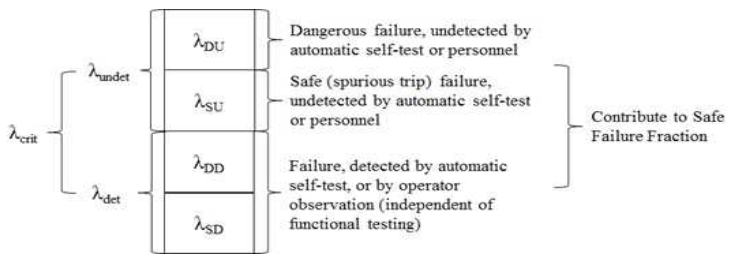


Fig. 3-5-19 Failures description

Table 3-5-22 Reliability data of input devices

Item	Description	Failure rate (mean), 10^{-6}hrs					Coverage	
		Total			Undetected			
		Dangerous, λ_D	Safe, λ_S	Critical, λ_{crit}	Dangerous, λ_{DU}	Safe, λ_{SU}	Dangerous	Safe
Pressure switch	Includes sensing element/pneumatic switch and process connections	2.3	1.1	3.4	2	1	0.15	0.1
Inductive proximity switch	Includes sensing element, electronics and moving metal target	3.5	2.2	5.7	3	2	0.15	0.1
Pressure transmitter	Includes the sensing element, local electronics and the process isolation valve/process connections	0.8	0.5	1.3	0.3	0.4	0.6	0.3
Level transmitter	Includes the sensing element, local electronics and the process isolation valve/process connections	1.4	1.6	3	0.6	1.1	0.6	0.3
Temperature transmitter	Includes the sensing element, local electronics and the process isolation valve/process connections	0.7	1.3	2	0.3	0.9	0.6	0.3
Flow transmitter	Includes the sensing element, local electronics and the process isolation valve/process connections	1.5	2.2	3.7	0.6	1.5	0.6	0.3
Catalytic gas detector	Includes the sensor and local electronics such as the address-/interface unit	3.5	1.5	5	1.8	1.1	0.5	0.3
IR point gas detector	Includes the sensor and local electronics such as the address-/interface unit	2.5	2.2	4.7	0.6	1.1	0.75	0.5
IR line gas detector	Includes the sensor and local electronics such as the address-/interface unit	2.8	2.2	5	0.7	1.1	0.75	0.5
Smoke detector	Includes the sensor and local electronics such as the address-/interface unit	1.2	2	3.2	0.7	1.4	0.4	0.3
Heat detector	Includes the sensor and local electronics such as the address-/interface unit	1	1.5	2.5	0.6	0.9	0.4	0.4
Flame detector	Includes the sensor and local electronics such as the address-/interface unit	2.7	3.8	6.5	0.8	1.9	0.7	0.5
H2S detector	Includes the sensor and local electronics such as the address-/interface unit	1	0.3	1.3	0.5	0.2	0.5	0.3
ESD push button	Including wiring	0.5	0.3	0.8	0.4	0.3	0.2	0.1

Table 3-5-23 Reliability data of control logic units

Item	Description	Failure rate (mean), 10^{-6} hrs					Coverage		Remark
		Total			Undetected				
		Dangerous, λ_D	Safe, λ_S	Critical, λ_{crit}	Dangerous, λ_{DU}	Safe, λ_{SU}	Dangerous	Safe	
Analogue input	Analogue input part of standard industrial PLC including one analogue input channel and common part of input card	1.8	1.8	3.6	0.7	1.4	0.6	0.2	standard industrial PLC
CPU	Logic part of standard industrial PLC including single CPU, memory, watchdog, electronics, bus, communication, etc.	8.8	8.8	17.6	3.5	7	0.6	0.2	standard industrial PLC
Digital output	Digital output part of standard industrial PLC including one digital output channel and common part of output card	1.8	1.8	3.6	0.7	1.4	0.6	0.2	standard industrial PLC
Analogue input	Analogue input part of programmable safety system including one analogue input channel and common part of input card	1.6	1.6	3.2	0.16	1.3	0.9	0.2	programmable safety system
CPU	Logic part of programmable safety system including single CPU, memory, watchdog, electronics, bus, communication, etc.	4.8	4.8	9.6	0.48	3.8	0.9	0.2	programmable safety system
Digital output	Digital output part of programmable safety system including one digital output channel and common part of output card	1.6	1.6	3.2	0.16	1.3	0.9	0.2	programmable safety system
Trip amplifier/analogue input	Input part of hardwired safety system including one analogue input channel	0.04	0.4	0.44	0.04	0.4	0	0	hardwired safety system
Logic	Logic part of hardwired safety system including AND-, OR circuits etc. and wiring	0.03	0.3	0.33	0.03	0.3	0	0	hardwired safety system
Digital output	Output part of hardwired safety system including one digital output channel	0.03	0.3	0.33	0.03	0.3	0	0	hardwired safety system

Table 3-5-24 Reliability data of final elements

Item	Description	Failure rate (mean), 10^{-6}hrs					Coverage	
		Total			Undetected			
		Dangerous, λ_D	Safe, λ_S	Critical, λ_{crit}	Dangerous, λ_{DU}	Safe, λ_{SU}	Dangerous	Safe
ESV/XV	Including actuator. Not including pilot valve. Valve/actuator assumed to be spring return to closed position	3	2.3	5.3	2.1	2.1	0.3	0.1
Blowdown valve	Including actuator. Not including pilot valve. Valve/actuator assumed to be spring return to closed position	2.6	1.3	0.39	2.1	1.3	0.2	0
Pilot/solenoid vavle	On hydraulically or pneumatically operated valves	1.1	1.9	3	0.8	1.7	0.3	0.1
Process control valve	Used in combined control-and shutdown service. Not including pilot valve	4.4	2.5	6.9	2.2	1.3	0.5	0.5
Pressure relief valve	Complete PSV. Data includes both self acting and pilot operated valves	2.2	1.1	3.3	2.2	1	0	0.1
Deluge valve	Including actuator, solenoid and pilot valve. Assumed energised to open	3	1.5	4.5	3	1.5	0	0
Fire damper	Including solenoid valve. Assumed de-energised to close	3.2	2.3	5.5	3.2	2.3	0	0
Circuit breaker	Assumed de-energised to open	0.3	0.5	0.8	0.3	0.5	0	0
Relay	Assumed de-energised to open	0.2	0.3	0.5	0.2	0.3	0	0

3. 화재/폭발 위험도 정보

가. Leak frequency

All the equipment and piping segments can be the potential sources of leaks. There are numerous causes for leaks such as long-term corrosion, structural damage due to dropped objects, poor workmanship etc. All these are difficult to

predict and generalize. In consequence, the leak frequency data is principally inferred on the basis of historical statistics.

There are several databases that provide the leak frequencies data. Here are some representative selections.

- OGP Risk Assessment Data Directory (OGP 2010)
- Offshore Reliability Data Handbook (OREDA 2009)
- Trends in risk level (PSA 2005)
- Offshore Hydrocarbon Releases Statistics (HSE 2002)
- API 581 'Risk Based Inspection Base Resource Document'(API 2000)
- Hydrocarbon Releases Statistics Review (AEA 1997)
- E&P Forum hydrocarbon leak and ignition database (E&P Forum 1992)

(1) OGP Risk Assessment Data Directory (2010)

The Risk Assessment Data Directory is completed by the E&P Forum (the previous name of OGP) in 1996 and updated in 2009. This data directory is composed of 20 datasheets and provides data and information that can be used to improve the quality and consistency of risk assessments with readily available benchmark data. As with all OGP documents the data directory is available to the public at no charge.

Each datasheet includes information describing the event: incident frequency, population and causal data and a discussion of the data sources, range, availability and application. They also provide reference lists of data sources to consult more detailed information. The basic content of each data sheet is as follows:

1.	Scope and application	Brief outline of data presented in data sheet and details of the situation for which the data sheet would be applicable. This includes statements regarding where care should be exercised in its use.
2.	Summary of recommended data	Data presented in a tabular and/or graphical format.
3.	Guidance on data use	Guidance on general validity and precautions to be applied in using the data. Consideration of uncertainties.
4.	Review of data sources	The data sources used to obtain the data presented in section 2.
5.	Recommended data sources forfurther information	Listing of sources of more detailed and specific data.
6.	References	Detailed list of references.

One of distinguishing characteristics of the directory is that they organize the data set from publicly available information and data contributed by individual companies, which has been previously submitted by others. Hence, the most data directories are summarized and not intended to be a comprehensive data. More detailed data should be referred from the original references as well as other available information and industrial data sources. However in a few isolated cases, reference is made to data not publicly available yet held by an OGP. Where this is the case, the judgment of the RADD Task Force is that these data are sufficiently robust to include even though the user is not able to source the data directly.

The directory covers both onshore and offshore E&P activities. The data have been collated under four major categories:

Accident data	Collatedstatistical data of accidents (i.e., events that have led to detrimental effects in terms of loss of life, environmental damage or property damage)
Event data	Collated statistical data of hazardous events (i.e., events that led to or had the potential to lead to an accident)
Safety systems	Collated statistical data on the reliability of various safety systems employed to prevent and/or mitigate hazardous events.
Vulnerabilities	Criteria for assessing the vulnerability of plant and humans to hazardous events.

Among these categories, event data category includes the core data directories for fire and explosion analysis. Total of data sheets of event data is listed as below:

Event data	**Process release frequencies**
	Risers & pipeline release frequencies
	Storage incident frequencies
	Blowout frequencies
	Mechanical lifting failures
	Ship/installation collisions
	Ignition probabilities
	Consequence modelling
	Structural risk for offshore installations

The first four data sheets, which are marked as bold, are reviewed and

organized for fire and explosion risk analysis for LNG-FPSO.

(a) Process release frequencies

This data sheet in the OGP Risk Assessment Data Directory presents frequencies of releases for process equipment on the topsides of offshore installations and on onshore facilities handling hydrocarbons but are not restricted to releases of hydrocarbons. Total process equipment presented in this data sheet is listed as below.

1. Steel process pipes
2. Flanges
3. Manual valves
4. Actuated valves
5. Instrument connections
6. Process (pressure) vessels
7. Pumps: Centrifugal
8. Pumps: Reciprocating
9. Compressors: Centrifugal
10. Compressors: Reciprocating
11. Heat exchangers: Shell & Tube, shell side HC
12. Heat exchangers: Shell & Tube, tube side HC
13. Heat exchangers: Plate
14. Heat exchangers: Air-cooled
15. Filters
16. Pig traps (launchers/receivers)

The definition of the above equipment types are consistent with those used by the UK HSE (Health and Safety Executive). Other types of equipment such as absorbers, columns, ESD valves, drums, and reactors are also covered in this data directory.

According to analysis of historic process release frequency data from New Generic Leak Frequencies for Process Equipment by Spouge, release can be divided into three different types:

Full releases	Consistent with flow through the defined hole, beginning at the normal operating pressure, and continuing until controlled by emergency shut-down and blowdown (if present and operable) or inventory exhaustion. This scenario is invariably modeled in any QRA.
Limited releases	Cases where the pressure is not zero but the quantity released is much less than from a full release. This may be because the release is isolated locally by human intervention (e.g. closing an inadvertently opened valve), or by a restriction in the flow from the system inventory (e.g. releases of fluid accumulated between pump shaft seals). This scenario may be modeled, depending on the detail of the QRA, but the consequences should reflect the limited release quantities.
Zero pressure releases	Cases where pressure inside the leaking equipment is virtually zero (0.01 barg or less). This may be because the equipment has a normal operating pressure of zero (e.g.

open drains), or because the equipment has been depressurized for maintenance. This scenario is typically excluded from QRA, and is included mainly for consistency with the original HSE data.

The release frequencies are tabulated for each of these release types, as well as the overall frequencies for all release types taken together being tabulated. The overall frequencies are not the sum of the frequencies for each release type.
The release frequencies given in the datasheet are valid for holes of diameter from 1 mm to the diameter of the process equipment. The data are not sufficient to determine the frequencies of larger holes and this can only be addressed using engineering judgment. The release frequencies of the following rages for equipment diameters are valid for offshore equipment. The frequencies are not recommended for equipment outside this range.

Pipes:	20 to 1000 mm	Actuated valves:	10 to 1000 mm
Flanges:	10 to 1000 mm	Instruments:	10 to 100 mm
Manual valves:	10 to 1000 mm	Pig traps:	100 to 1000 mm
All other equipment:	40 to 400 mm		

The release frequencies for the main process equipment items are based on an analysis of the HSE hydrocarbon release database (HCRD) for 1992~2006, according to a methodology described in below.

$$F(d) = C(1 + aD^n)d^m + F_{rup}$$

F(d) = frequency per year of releases exceeding size d (mm)
D = Equipment diameter
F_{rup} = Rupture frequency per year
C, a, m, n = Constants specific to the equipment type and release scenario

The rupture frequency and constants C, a, m, n referred to above are derived by a combination of mathematical curve fitting and expert judgment.
The process release data directory in OGP RADD (Risk Assessment Data Directory) also gives some factors for various scenarios. A reduction factor is

presented by compared with the failure data of LNG installations which have relatively sparse information from the DNV (Det Norske Veritas) confidential report. OGP RADD discusses uncertainties in release frequencies and comparison with historical release frequencies for a North Sea platform.

Fig. 3-5-20 shows an example of the data for process release from steel pipes. These data can be used for both offshore installations and onshore facilities which handle hydrocarbons, and could be used as appropriate for subsea completions. And modification factors of each equipment type and pant condition for the release frequency are presented.

Equipment Type: (1) Steel process pipes

Definition:

Offshore: Includes pipes located on topsides (between well and riser) and subsea (between well and pipeline).
Onshore: Includes pipes within process units, but not inter-unit pipes or cross-country pipelines.
The scope includes welds but excludes all valves, flanges, and instruments.

(a) All piping release frequencies (per metre year) by pipe diameter

HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (600 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	9.0E-05	4.1E-05	3.7E-05	3.6E-05	3.6E-05	3.6E-05
3 to 10	3.8E-05	1.7E-05	1.6E-05	1.5E-05	1.5E-05	1.5E-05
10 to 50	2.7E-05	7.4E-06	6.7E-06	6.5E-06	6.5E-06	6.5E-06
50 to 150	0.0E+00	7.6E-06	1.4E-06	1.4E-06	1.4E-06	1.4E-06
>150	0.0E+00	0.0E+00	5.9E-06	5.9E-06	5.9E-06	5.9E-06
TOTAL	1.5E-04	7.4E-05	6.7E-05	6.5E-05	6.5E-05	6.5E-05

(b) Full piping release frequencies (per metre year) by pipe diameter

HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (600 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	5.5E-05	2.6E-05	2.3E-05	2.3E-05	2.3E-05	2.3E-05
3 to 10	1.8E-05	8.5E-06	7.6E-06	7.5E-06	7.4E-06	7.4E-06
10 to 50	7.0E-06	2.7E-06	2.4E-06	2.4E-06	2.4E-06	2.3E-06
50 to 150	0.0E+00	6.0E-07	3.7E-07	3.6E-07	3.6E-07	3.6E-07
>150	0.0E+00	0.0E+00	1.7E-07	1.7E-07	1.6E-07	1.6E-07
TOTAL	8.0E-05	3.8E-05	3.4E-05	3.3E-05	3.3E-05	3.3E-05

(c) Limited piping release frequencies (per metre year) by pipe diameter

HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (600 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	3.1E-05	9.9E-06	8.1E-06	7.8E-06	7.7E-06	7.6E-06
3 to 10	1.5E-05	4.9E-06	4.0E-06	3.8E-06	3.8E-06	3.7E-06
10 to 50	1.3E-05	2.5E-06	2.0E-06	1.9E-06	1.9E-06	1.9E-06
50 to 150	0.0E+00	3.2E-06	5.2E-07	5.0E-07	4.9E-07	4.9E-07
>150	0.0E+00	0.0E+00	2.4E-06	2.4E-06	2.4E-06	2.4E-06
TOTAL	5.9E-05	2.0E-05	1.7E-05	1.6E-05	1.6E-05	1.6E-05

(d) Zero pressure piping release frequencies (per metre year) by pipe diameter

HOLE DIA RANGE (mm)	2" DIA (50 mm)	6" DIA (150 mm)	12" DIA (300 mm)	18" DIA (450 mm)	24" DIA (600 mm)	36" DIA (900 mm)
1 to 3	3.7E-06	3.2E-06	3.1E-06	3.1E-06	3.1E-06	3.1E-06
3 to 10	2.7E-06	2.3E-06	2.3E-06	2.3E-06	2.3E-06	2.3E-06
10 to 50	6.0E-06	1.9E-06	1.8E-06	1.8E-06	1.8E-06	1.8E-06
50 to 150	0.0E+00	3.4E-06	7.7E-07	7.6E-07	7.6E-07	7.6E-07
>150	0.0E+00	0.0E+00	2.6E-06	2.6E-06	2.6E-06	2.6E-06
TOTAL	1.24E-05	1.07E-05	1.06E-05	1.05E-05	1.05E-05	1.05E-05

Fig. 3-5-20 Failures description

(b) Storage incident frequencies

This datasheet presents frequencies of releases from the following types of storage:

Atmospheric storage	Atmospheric storage tanks contain liquids ambient pressure and at or near ambient temperature. The failures from the tank wall exclude failures of associated equipment such as inlet/outlet valves, pipes within the bund and pressure relief valves.
Refrigerated storage	There are several different designs of refrigerated storage tank, and different failure frequencies may be applicable. The main types are single containment, double containment, full containment, spherical storage, and membrane tank.
Pressurized storage	Pressurized storage tanks are considered to be storage tanks operating under pressure of at least 0.5 bar. They include a wide variety of vessels, and are categorized for the purposes of QRA as follows: • Storage vessels: large > 50 m^3 and small < 50 m^3 • Small containers: portable cylinders and drums < 2 m^3
Oil storage on FPSOs	FPSOs typically store large quantities of crude oil in cargo oil tanks. Only fires/explosions from the cargo oil tanks are considered.
Non-process Hydrocarbon Storage Offshore	The term "non-process fires" covers any fires and explosions that are not covered by the modeling of process hydrocarbon events including methanol, diesel and ATK systems together with the associated pipe work.
Underground storage	These can be divided into buried or mounded storage tanks (mainly for fuels such as petrol and LPG), and excavated or leached storage caverns.

Fig. 3-5-21 gives estimation of frequencies of catastrophic rupture for different designs of refrigerated storage tanks.

Tank Design	Catastrophic Rupture Frequency (per tank per year)		Leak Frequency (per connection year)
	Primary Containment Only[1]	Secondary Containment[2]	Primary Containment Only
Existing Single Containment Tanks	2.3×10^{-5}	7.3×10^{-6}	1.0×10^{-5}
New Single Containment Tanks	2.3×10^{-6}	7.3×10^{-7}	1.0×10^{-5}
Double Containment Tanks	1.0×10^{-7}	2.5×10^{-8}	1.0×10^{-5}
Full containment tanks[3]	1.0×10^{-7}	1.0×10^{-8}	0
Membrane tank[3]	1.0×10^{-7}	1.0×10^{-8}	0

[1] The pool area is that of the secondary containment
[2] For single containment tanks this scenario corresponds to bund overtopping
[3] No collapse is considered for these tank types if they have a concrete roof

Fig. 3-5-21 Summary of Refrigerated Storage Tank Leak Frequencies

The data directory recorded in storage incident frequencies focused on the storage tanks and containers for onshore facilities containing refrigerated and ambient liquids. The data about pressurized storage, oil storage on FPSOs, and non-process hydrocarbon storage tanks can be used in offshore field. These datasheets are very uncertain, specially, for catastrophic failures because of lack of historical data. In offshore field, this problem is much more serious than onshore field. Moreover, many improvements such as developments of new materials, welding, and improved tank design make the failure data improper to apply to the newest systems, LNG-FPSO, as input data.

(2) UK HSE Database (2002)

The offshore hydrocarbon release (HCR) database has, since 1992, been reported by the UK Health and Safety Executive and statistical summaries,'Offshore Hydrocarbon Releases Statistics', are annually updated. This database covers all offshore facilities in UK Continental Shelf and has become the well-organized source of release frequencies for offshore installations and provides an extensive, high-quality collection of release experience. The UK HSE database also gives ignition data, as well as equipment data (for volume of exposure), and analyzes trends in various scenarios. However, Full data and reports are only available to authorized users and only limited data is summaries are accessible to the public. Fig4. 3-5-22 and 3-5-23 show examples of system failure data and ignited release data respectively.

SYSTEM	YEAR	SYSTEM YEARS	LEAKS	RATE (PER YEAR)	HOLE SIZE DISTRIBUTION					
					<10 mm	10<25 mm	25<50 mm	50<75 mm	75<100 mm	≥100 mm
FLOWLINES, OIL	1992/93	394	4		4					
	1993/94	794	15		13		1			1
	1994/95	829	4		4					
	1995/96	837	8		8					
	1996/97	843	13		11		1			1
	Total:	3697	44	1.19E-2	40	0	2	0	0	2
			DISTRIBUTION :		0.91	0.00	0.05	0.00	0.00	0.05

Fig. 3-5-22 Example of system failure rate data from UK HSE database

YEAR	TYPE OF HYDRO-CARBON	SEVERITY	MODE OF OPERATION	SOURCE OF IGNITION	IGNITION SEQUENCE			
					FLASH FIRE	EXPL-OSION	JET FIRE	POOL FIRE
1992/93	OIL	MINOR	CONSTRUCTION (HOT WORK)	SPARKS FROM WELDING OPERATION IGNITED HYDROCARBONS				1

Fig. 3-5-23 Example of ignited release from UK HSE database

Fig. 3-5-24 from OGP Risk Assessment Data Directory summarizes the number of releases and exposure (population) for each type represented in the UK HSE

Hydrocarbon Release Database (HCRD) 1992 ~ 2006.

Equipment type	All Releases	Releases excluding < 1 mm	Exposure
1. Steel process pipes	700	646	5,958,814 pipe metre years
2. Flanges	327	298	3,368,520 flange joint years
3. Manual valves	175	154	1,498,038 valve years
4. Actuated valves	264	221	329,562 valve years
5. Instrument connections	528	442	749,786 instrument years
6. Process (pressure) vessels	42	37	17,494 vessel years
7. Pumps: Centrifugal	126	110	14,564 pump years
8. Pumps: Reciprocating	21	19	2,652 pump years
9. Compressors: Centrifugal	40	33	3,110 compressor years
10. Compressors: Reciprocating	43	36	507 compressor years
11. Heat exchangers: Shell & Tube, shell side	18	14	3,398 exchanger years
12. Heat exchangers: Shell & Tube, tube side	26	21	6,165 exchanger years
13. Heat exchangers: Plate	31	30	2,865 exchanger years
14. Heat exchangers: Air-cooled	5	2	1,069 exchanger years
15. Filters	48	47	12,495 filter years
16. Pig traps	29	28	3,994 pig trap years

Fig. 3-5-24 Summary of Release Statistics for HSE HCRD 1992 ~ 2006

In OGP Risk Assessment Data Directory, the data sheet of release frequencies for the main process equipment items are based on an analysis of the UK HSE HCRD for 1992~2006. And DNV Leak, commercial software, also evaluates release frequencies on the basis of the HSE HCRD.

(3) Trends in risk level – Norwegian Continental Self

The Petroleum Safety Authority (PSA) started the "Trends in risk level – Norwegian Continental Shelf" project in 2000. The detail report of 'Trends in risk level' is only available in Norwegian, and the summary report is published in English. They have collected a large amount of experience data for hydrocarbon release form process equipment and operations. PSA classified the hydrocarbon release data according to various criteria. The overview of all hydrocarbon leaks greater than 0.1 kg/s, 1996 ~ 2011 is shown in Fig. 3-5-25.

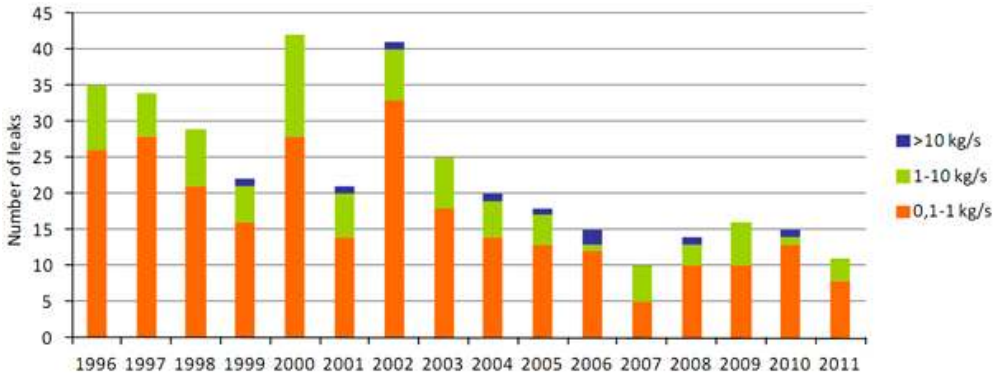


Fig. 3-5-25 Number of hydrocarbon leaks greater than 0.1 kg/s, 1996 ~ 2011

A systematic comparison has also been performed between UK and Norwegian Continental Shelf. Fig. 3-5-26 presents a comparison of gas/two-phase and oil leaks on the Norwegian and UK Continental Shelf north of 59°N per 100 facility years, average 2000-2009.

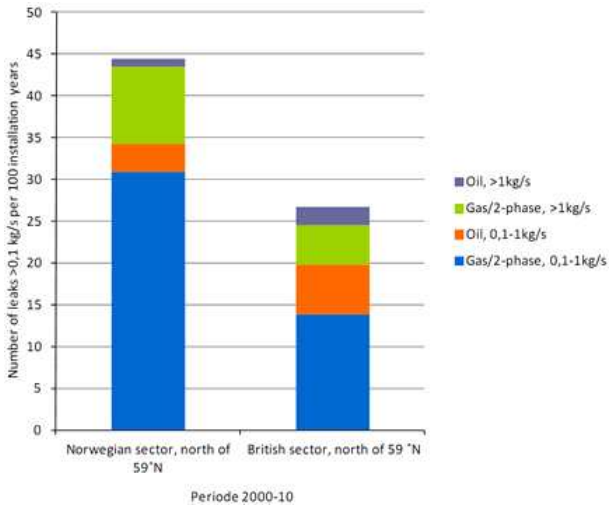


Fig. 3-5-26 Comparison of gas/two-phase and oil leaks on the Norwegian and UK Continental Shelf

나. Ignition probability

The leaked inventory may be a fire, an explosion, or no harm depending on ignition.

- A fire if the inventory is ignited as soon as it gets of the segment.
- An explosion if the inventory is not ignited until it form a gas cloud
- No harm if the inventory is not ignited and diluted out

The early ignition to cause fire is called immediate ignition while the later one leading to explosion is called delayed ignition. There are several databases that provide the ignition probability data.

- OGP Risk Assessment Data Directory (OGP 2010)
- Ignition Probability Review, Model Development and Look-Up Correlations (Energy Institute 2006)
- Ignition Modeling in Risk Anlaysis (Scandpower 2006)
- Ignition Modeling, Time Dependent Ignition Probability Model (DNV 1998)
- Cox model (Cox, Lees, and Ang 1991)

(1) OGP Risk Assessment Data Directory

The Risk Assessment Data Directory is completed by the E&P Forum (the previous name of OGP) in 1996 and updated in 2009. Detailed background is already discussed in previous section.

Ignition probability datasheet belongs to event data category with hydrocarbon release frequency datasheets. It presents estimates of the ignition probabilities of hydrocarbon releases that lead to fire and explosion. The datasheet can extensively be applied to all leak types in the process release frequencies datasheet which is mentioned before.

Total ignition probability is a combination of immediate ignition and delayed ignition probability. They define each ignition as follows:

Immediate ignition	The situation where the fluid ignites immediately on release through auto-ignition or because the accident which causes the release also provided an ignition source.
Delayed ignition	The result of the build-up of a flammable vapour cloud which is ignited by a source remote from the release point. It is assumed to result in flash fires or explosions, and also to burn back to the source of the leak resulting in a jet fire and/or a pool fire.

They give these probabilities for using QRA where a relatively rough assessment is suitable. Ignition probability data sheets in the OGP Risk Assessment Data Directory present ignition probabilities in air to release rates for typical scenarios both onshore and offshore with the form of 28 mathematical functions drawn from the UKOOA (United Kingdom Offshore Operators Association) look-up correlations. Offshore ignition scenarios are shown in Fig. 3-5-27:

Scenario No.	Look-up Release Type	Application
17	Offshore Process Liquid (Liquid release from offshore process module)	Releases of flammable liquids that do not have any significant flash fraction (10% or less) if released from within offshore process modules.
18	Offshore Process Liquid NUI (Liquid release from offshore process area on NUI)	Releases of flammable liquids that do not have any significant flash fraction (10% or less) if released from within offshore process modules or decks on NUIs.
19	Offshore Process Gas Open Deck NUI (Gas release from offshore process open deck area on NUI)	Releases of flammable gases, vapour or liquids significantly above their normal (NAP) boiling point from an offshore process weather deck/ open deck on NUIs. Can also be used for open/uncongested weather decks with limited process equipment on larger attended integrated platforms.
20	Offshore Process Gas Typical (Gas release from typical offshore process module)	Releases of flammable gases, vapour or liquids significantly above their normal (NAP) boiling point from within offshore process modules or decks on integrated deck / conventional installations). Process modules include separation, compression, pumps, condensate handling, power generation, etc. If the module is mechanically ventilated or very congested – see curve No. 22 "Offshore Process Gas Congested or Mechanical Vented Module".
21	Offshore Process Gas Large Module (gas release from typical offshore process module)	Releases of flammable gases, vapour or liquids significantly above their normal (NAP) boiling point from within large offshore process modules or decks on integrated deck / conventional installations (module greater than 1000 m2 floor area). Process modules include separation, compression, pumps, condensate handling, power generation, etc. If the module is mechanically ventilated or very congested – see curve No. 22 'Offshore Process Gas Congested or Mechanical Vented Module'.
22	Offshore Process Gas Congested or Mechanical Vented Module (Gas released from a mechanically ventilated or very congested offshore process module)	Releases of flammable gases, vapour or liquids significantly above their normal (NAP) boiling point from within offshore process modules or decks on integrated deck / conventional installations: applies where the module is enclosed and has a mechanical ventilation system or is very congested (volume blockage ratio => 0.14 and less than 25% of area of the end walls open for natural ventilation)
23	Offshore Riser (Gas release from typical offshore riser in air gap)	Releases from offshore installation risers in the air gap area where there is little chance of the release entering process areas on the installation (e.g. solid decks, wind walls). Applies to partial flashing oil or gas releases. May also be used for blowouts with well positioned diverters directing any release away from the installation (see also curve No. 27 "Offshore Engulf – blowout riser").
24	Offshore FPSO Gas (Gas release from offshore FPSO process module)	Releases of flammable gases, vapour or liquids significantly above their normal (NAP) boiling point from within offshore process modules or decks on FPSOs. See curve No. 25 "offshore FPSO Gas Wall" if the release is from an area downwind of a transverse wall across the FPSO deck.
25	Offshore FPSO Gas Wall (Gas release from offshore FPSO process module behind a transverse solid wall)	Releases of flammable gases, vapour or liquids significantly above their normal (NAP) boiling point from within offshore process modules or decks on FPSOs. This correlation applies if the release is from an area downwind of a transverse wall across the FPSO deck.
26	Offshore FPSO Liquid (Liquid release from typical offshore FPSO process module)	Releases of flammable liquids that do not have any significant flash fraction (10% or less) if released from within offshore process modules or decks on FPSOs
27	Offshore Engulf – blowout – riser (Major release which can engulf an entire offshore installation)	Releases from drilling or well working blowouts or riser failures under open grated deck areas where the release could engulf the entire installation and reach into platform areas: applies to partial flashing oil or gas releases. (see also curve No. 23 "Offshore Riser" for riser releases and blowouts with divertors)

Fig. 3-5-27 Offshore ignition scenarios in OGP ignition probabilities data sheet

An example of curves of ignition probability vs. release rate is presented in Fig. 3-5-28. These curves represent the total ignition probability. One assumption of these curves is that the immediate ignition probability is 0.001 independently of each release rate. When the flash fraction exceeds 10 %, the ignition probability is estimated by a combination of a liquid ignition probability and a gas/LPG ignition probability with following equation.

$$P_{ign} = 1 - [(1 - P_{ign_{gas/LPG}})(1 - P_{ign_{liquid}})]$$

Since these datasheets are based on the typical scenarios of ignition sources, it should not be available in particularly strong sources case.

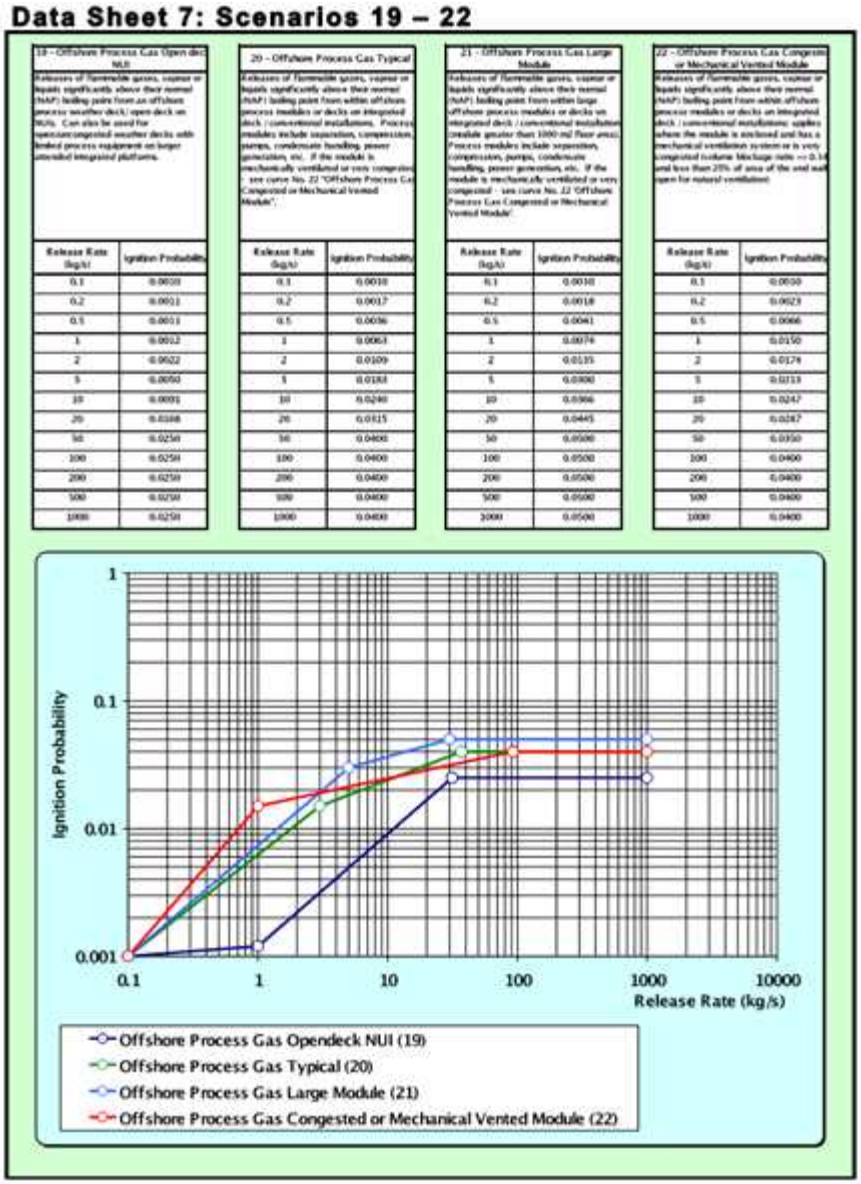


Fig. 3-5-28 Example of ignition probabilities datasheet in the OGP Risk Assessment Data Directory

These datasheets are reproduced from the Energy Institute Research Report, 'Ignition probability review, model development and look-up correlations', provided by behalf of the joint industry project sponsors UKOOA (Now Oil and Gas UK), the HSE and the Energy Institute. In the foreword of the IP research report, it is noted that "they are not suited to the ignition probability assessment of refrigerated liquefied gases, vaporizing liquid pools, sub-sonic gas releases, or non-momentum driven releases, such as those following catastrophic storage vessel failure". However, these datasheets are still valid for flashing liquid releases by modifying them with a combination of a liquid ignition

probability and a gas/LPG ignition probability as mentioned before.

(2) Cox model

Cox, Lees and Ang has presented the ignition probability model which is taken from the correlation for gas and liquid releases. The model is based on relatively simple assumptions regarding the ignition probability for the lowest leaks, and the observed ignition probability for blowouts as the extreme (offshore risk assessment). This uses the SINTEF blowout data for large leaks, and uses a probability of 0.01 for all small leaks, derived from judgments based on onshore experience. Fig. 3-5-29 shows the estimated probability of ignition for both gas and liquid releases as given in the reference.

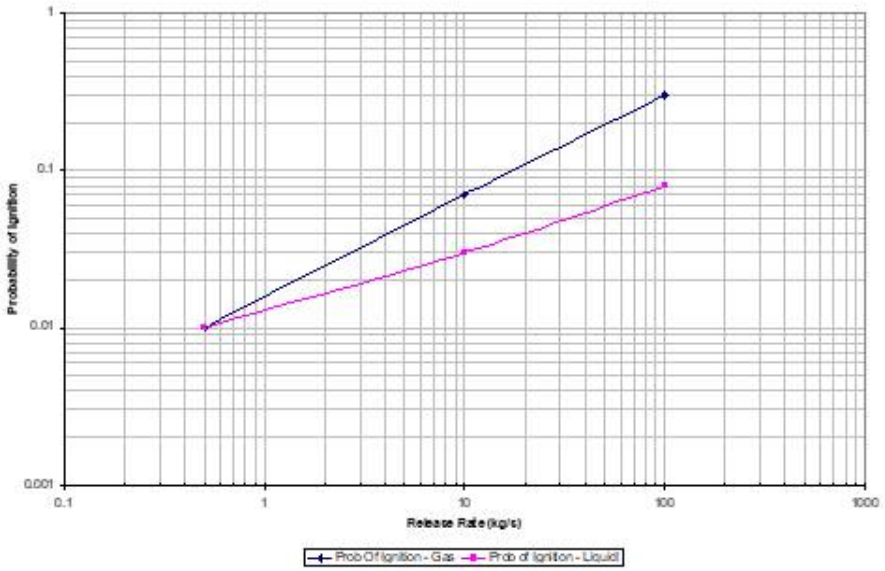


Fig. 3-5-29 Probability of Ignition for Gas and Liquid Releases

The maximum ignition probability for large release rate events is taken to be 0.3 for gas and two phase releases, and 0.08 for liquid releases. From the overall ignition probability, the probability of immediate is assumed to be 0.5 for gas and liquid releases. Cox model gives relatively high ignition probabilities. The underlying problem is that no actions taken to prevent ignition are reflected in the model. However, this model was for a long time the only publicly available model and has widely used.

(3) DNV - JIP Ignition Model

DNV has performed a joint industry project to develop a methodology for the prediction of ignition probabilities for QRA in offshore installations. To further

justify use of the new model, DNV and Scandpower have been commissioned by the Norwegian oil companies (Saga, Statoil and Hydro) to provide:
Re-assessment of the basis data for the Norwegian Sector
Description/discussion of the sources Immediate ignition and Other sources, which are often the major contributors to the ignition probability for large releases.
Guidelines for further use of the ignition model

The main focus of JIP ignition model has been on the ignition of high pressure gas releases inside modules and to external gas dispersion and ignition. A technical report, 'Guidelines for use of JIP ignition model', presents the user guidance as follows:

- Leak dependent ignition
- Ignition intensities
- Adjustment factors
- Modelling of oil release
- Modelling of modules with several deck levels

Leak dependent ignition, which is called immediate ignition, is defined with such mechanisms: rupture (ignition due to sparks generated or due to the high temperature in the rupture), hot work, flow generated electric sparks and others (e.g. overheating of machinery, dropped objects etc.). From benchmarking study the ignition source intensities are recalculated with the new estimation of ignition source data. The new recommendation of ignition intensities is shown in Fig. 3-5-30.

Ignition source	Continuous mode (conditional probability)		Discrete intensity [s^{-1}]	
	Gas	Oil	Gas	Oil
Electrical equipment*	$2.6 \cdot 10^{-6}$	NA	$2.7 \cdot 10^{-8}$	NA
Pump	$9.6 \cdot 10^{-5}$	$1.5 \cdot 10^{-2}$	$2.1 \cdot 10^{-7}$	$8.9 \cdot 10^{-6}$
Compressor	$2.3 \cdot 10^{-3}$	NA	$5.1 \cdot 10^{-6}$	NA
Generator	NA	NA	NA	NA
Other equipment*	$2.6 \cdot 10^{-6}$	NA	$2.1 \cdot 10^{-9}$	NA
Other*	$1.3 \cdot 10^{-6}$	NA	$1.7 \cdot 10^{-8}$	NA
Personnel*	$3.0 \cdot 10^{-6}$	NA	$4.0 \cdot 10^{-8}$	NA

Fig. 3-5-30 New recommendation of ignition intensities

6절 공정시스템 생산가용도 분석 알고리즘 연구

1. Reliability block diagram (RBD)

An RBD (Reliability Block Diagram) is a graphical representation of a system's success logic using modular or block structures. The RBD approach integrates various components using sub-models. It can be evaluated using analytical methods to obtain system reliability.
Reliability modelling by an RBD is applicable for non-repairable systems only. In most electronic systems, even though repair is possible, replacement is the resort in practice; it means the RBD is widely used.
The RBD approach, however, has limitations in considering different failure modes, external events, and priority of events. FTA (Fault Tree Analysis) and Markov models are recommended for reliability modeming in such cases.

가. Procedure of RBD application

The following is the general procedure to utilize the RBD for reliability.

- Establish Failure Definition

Define what constitutes a system failure since this will determine which failure modes at the component level actually cause a system to fail. Various types of failure exist. This step is absolutely essential if the predictions are to have any significance. How different system failure modes can involve quite different component failure modes.

- Construct RBD

It is necessary to describe the system boundary as a number of functional blocks which are interconnected according to the effect of each block failure on the whole system reliability. A different type of block diagram is required when failure of one component, or "block," does not affect system performance as far as the system fault definition is concerned. If in the above examples, the entire link is duplicated with redundant components, the RBD is as illustrated in different.

(1) Series Model

For systems as illustrated by Fig. 3-6-1, all the elements have to function for the success of the system. The system reliability RS is the probability of

success of all the elements, given by

$$R_s = P(A \cap B \cap C \cap \ldots \cap Z)$$

Assuming the events to be independent,

$$R_s = R_A R_B R_C \cdots R_Z$$

That is, multiplying together the reliabilities of all the blocks constituting the system.



Fig. 3-6-1 RBD for series model

(2) Parallel model

For systems of the type illustrated by Fig. 3-6-2, all the elements have to fail for system failure. The system unreliability FS is the probability of failure of all the elements, given by

$$F_S = P(\overline{A} \cap \overline{B})$$

Assuming the events to be independent,

$$F_s = F_A F_B$$

Hence system reliability RS is given by

$$R_S = R_A + R_B - R_A R_B$$

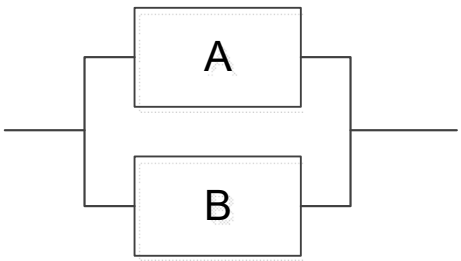


Fig. 3-6-2 RBD for parallel model

(3) K-out-of-N Models for identical components

A system having three subsystems A, B, and C fails only when more than one item has failed.

$$R_S = R_A R_B + R_A R_C + R_B R_C - 2R_A R_B R_C$$

In general, if the reliability of a system can be represented by N-identical items in parallel where K-out-of-N are required for system success, then the system reliability RS is given by

$$R_S = \sum_{r=0}^{N-K} ({}^N C_r) R^{N-r} (1-R)^r$$

Thus the reliability of the system illustrated by Fig. 3-6-3 is given by

$$R_S = R^3 + 3R^2(1-R) = 3R^2 - 2R^3$$

Where R is the reliability of the individual items.

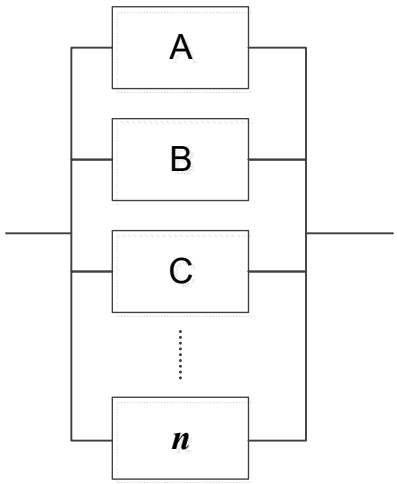


Fig. 3-6-3 RBD for K-out-of N model

Analyse Failure Mode

Failure Mode, Effect, and Criticality Analysis (FMECA) provides block failure rates by examining individual component failure modes and failure rates. Given a constant failure and no internal redundancy, each block will have a failure rate predicted from the sum of the failure rates on the FMECA results.

2. Monte carlo simulation

가. Availability estimation by Monte Carlo simulation

The evaluation of system availability by MCS is done by performing a virtual observation of a large number of identical stochastic systems, each one behaving differently due to the stochastic character of the system behavior, and recording

the instances in which they are found failed. To do this, the stochastic process of transition among the system states is modeled and a large number of realizations are generated by sampling the times and arrival states of the occurring transitions.

For the purpose of estimation of system availability, a subset of the system configurations is identified as the set of faulty states. Whenever the system enters one such configuration, its failure is recorded together with its time of occurrence and all successive times during which the system remains down, before being repaired. With reference to a given time t of interest, an estimate of the system instantaneous unavailability at time t, i.e., of the probability that the system is down at such time, can be obtained by the frequency of instances in which the system is found failed at t, computed by dividing the number of system random walk realizations which record a failed state at t by the total number of random walk realizations simulated.

The MCS of one single system random walk (also called history or trial) entails the repeated sampling from the probabilistic transport kernel defining the process of occurrence of the next system transition, i.e., the sampling of the time t and the new configuration k reached by the system as a consequence of the transition, starting from the current system configuration at t'. During a trial, it is needed to determine when the next transition occurs and which is the new configuration reached by the system as a consequence of the transition. This can be done in two ways which give rise to the so-called'indirect'and'direct'Monte Carlo approaches.

나. Indirect and direct Monte Carlo approaches

The indirect approach consists in sampling first the time t of a system transition from the corresponding conditional probability density $T(t|t',k')$ of the system performing at time t one of its possible transitions out of k' entered at the previous transition at time t'. Then, the transition to the new configuration k actually occurring is sampled from the conditional probability $C(k|t,k')$ that the system enters the new state k given that a transition has occurred at t starting from the system in state k'. The procedure then repeats from k at time t to the next transition.

The direct Monte Carlo simulation method differs from the previous one in that the system transitions are not sampled by considering the kernel distributions for the whole system but rather by sampling directly the times of all possible transitions of all individual components of the system and then arranging the

transitions along a timeline in increasing order, in accordance to their times of occurrence. The component which actually performs the transition is the one corresponding to the first transition in the timeline. Obviously, this timeline is updated after each transition occurs, to include the new possible transitions that the transient component can perform from its new state. In other words, during a trial starting from a given system configuration k' at, t' the times of transition are sampled $t^{i}_{j'_{i\to m_i}}$, $m_i = 1,2,\ N_{S_i}$ of each component i, $i=1,2,\ N_c$ leaving its current state j'_i and arriving to the state m_i from the corresponding transition time probability distributions $f_T^{i,j'_i\to m_i}(t|t')$. The time instants $t^{i}_{j'_i\to m_i}$ thereby obtained are then arranged in ascending order along a timeline from $t_{\min}$ to $t_{\max} \le T_M$. The clock time of the trial is then moved to the first occurring transition time $t_{\min} = t^*$ in correspondence of which the system configuration is changed, i.e. the component i^* undergoing the transition is moved to its new state m_i^*. At this point, the new times of transition $t^{i^*}_{m_i^*\to l_i^*}$, $l_i^* = 1,2,\ N_{S_i}$ of component i^* out of its current state m_i^* are sampled from the corresponding transition time probability distributions, $f_T^{i^*,m_i^*\to l_i^*}(t|t^*)$, and placed in the proper position of the timeline. The clock time and the system are then moved to the next first occurring transition time and corresponding new configuration, respectively, and the procedure repeats until the next first occurring transition time falls beyond the mission time, i.e. $t_{\min} > T_M$.

Compared to the precious indirect method, the direct approach is more suitable for systems whose components' failure and repair behaviors are represented by different stochastic distribution laws. In this study, the MCS is performed by the direct approach.

다. Analytical versus simulation approaches

System availability modeling with analytical approaches such as RBD, Markov model, and FTA are discussed in the previous sections. Analytical techniques represent the system by a mathematical model and evaluate the availability indices from this model using direct mathematical solutions. The disadvantage with the analytical approach is that the model used in the analysis is usually a simplification of the system, sometimes to an extent it becomes totally unrealistic. In addition, the output of the analytical methods is usually limited to expected values only.

Monte Carlo simulation (MCS) is simulation techniques to estimate system availability indices by simulating the actual process and random behavior of the system. The simulation method overcomes the disadvantages of the analytical method by incorporating and simulating any system characteristic that can be recognized. It can handle very complex scenarios like inconstant transition rate, multi state systems and time-dependent reliability problems. Table 3-6-1 gives a comparison of both the approaches with various issues.

Table 3-6-1 Comparison of analytical and simulation techniques

Issue	Analytical techniques	Simulation techniques
Approach	Direct mathematical solutions	Numerical calculations over the simulated model
Methods	RBD, FTA, Markov model	MCS
Complex scenarios	Adopt simplified mathematical models with questionable assumptions and approximations	Realistic modeling
Analysis results	Limited to point estimates only	Wide range of output parameters
Computational time	Once the algebraic analysis is over, the calculations are very simple	Large number of computer calculations

3. 생산가용도 분석을 위한 시뮬레이션 Algorithm

가. Algorithm concept

Fig. 3-6-4 shows the procedure for estimation of production availability that will be used in this study. This procedure is built as referring three procedures described in introduction. Firstly a functional flow diagram should be determined. The functional flow diagram is occasionally called a reliability block diagram (RBD). In this study, only critical failure mode is considered even though degraded and incipient failure mode also could be taken into account. Because the estimation of production availability will be performed in the early design state, the degraded and incipient failure mode could not influence the results of estimation significantly. The FMECA workshop is not held to develop the failure

model. The reliability data for LNG-FPSO have been collected in the previous project. The Monte Carlo simulation model is selected for the estimation model as mentioned before and the calculation of production availability will be described in the following sections. Finally the result of the estimation of production availability will be compared with the target value that the system should be met or specified in the contract.

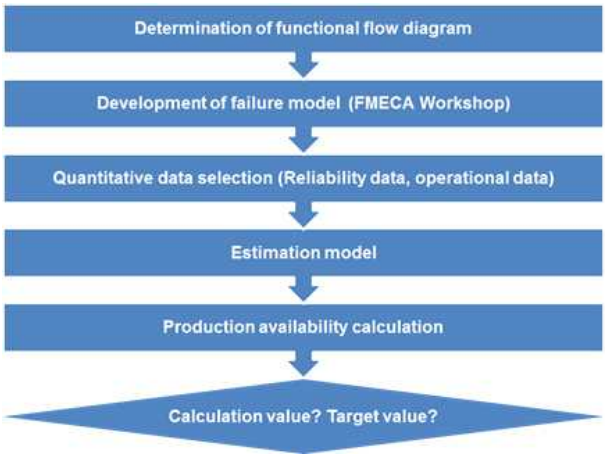


Fig. 3-6-4 Procedure for estimation of production availability

The following indicates the structure of algorithm that consists of four modules. First module is the RBD module. This is corresponding with the determination of functional flow diagram in the procedure for the estimation of production availability. The second module is input data. In this module, the data including the reliability data, operational data (if available), number of simulation, life span, and capacity of components. Third module is calculation of production availability. This module estimates component's failure time and then production availability. Final module shows the results.

- RBD (fixed) → RBD (non-fixed)
- Input data
- Mote Carlo simulation (calculation of production availability)
- Output

RBD

Fig. 3-6-5 shows the process flow diagram (PFD) and RBD of inlet facility. RBD is built as referring PFD as shown in following figure. The inlet facility is made up with several main equipment like slug catcher, feed gas cooled, feed

gas separator, formation water separator, and condensate entering pump. The RBD is also composed with five blocks. The RBD fixed is suggested at the first time because the main equipment of LNG-FPSO is usually not changed after the basic design. When the RBD is fixed, it is hard to apply to other systems. The RBD that is non-fixed is adapted in this study.

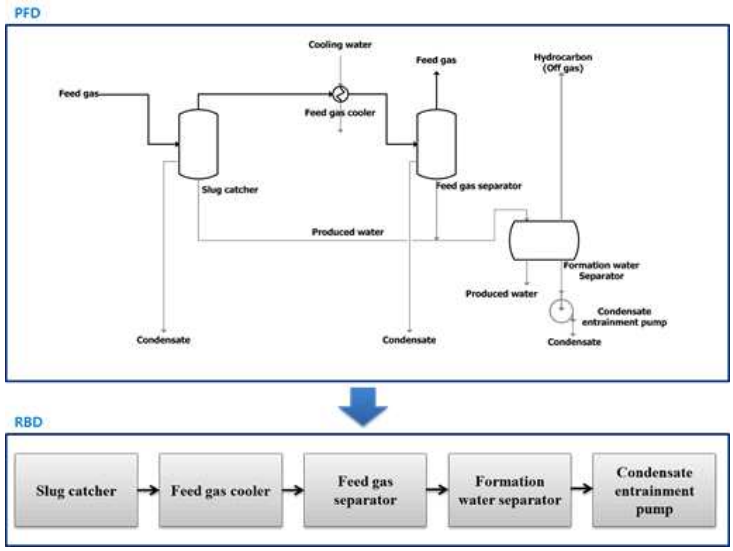


Fig. 3-6-5 Determination of RBD

Input data

Following information will be entered. Failure rate is limited to exponential distribution and its unit is 10^6 hours. The repair time is assumed as the constant repair time and the preventive maintenance data is entered if it is available. The number of state, initial state, and the capacity of each component are entered. These information is used when the equipment has more than one capacity. For example, the possible capacities of the equipment are 0 %, 50 %, and 100 % when two pump is installed for the identical function and the capacities of each pump are 50 %. Life span and number of simulation is entered for the simulation.

- Failure rate
- Repair time
- Preventive maintenance data
- Number of state
- Initial state
- Capacity of each component

- Life span
- Number of simulation

Monte Carlo simulation (calculation of production availability)

Fig. 3-6-6 shows the algorithm of Monte Carlo simulation. First of all, the calculation is performed to find the next transition time of each component. The following equation is used to find the next transition time. The description of the equation is mentioned in the previous section.

$$t^i_{j_i \to m_i} = t_o - \frac{1}{\lambda^i_{j_i \to m_i}} \ln\left(1 - R^i_{t,\, j_i \to m_i}\right)$$

Second it find the shortest transition time among the equipment. The shortest transition time will be the standard time for the transition. The simulation performs the transition of all components with the shortest transition time and then system capacity and production availability is evaluated. If the present time is less than the ending time, the simulation go back to the first stage (finding the next transition time for each component). If the present time is longer than the ending time, the simulation is stopped and then the results are displayed. This process shows only one simulation so the simulation will be repeated by the number of the simulation.

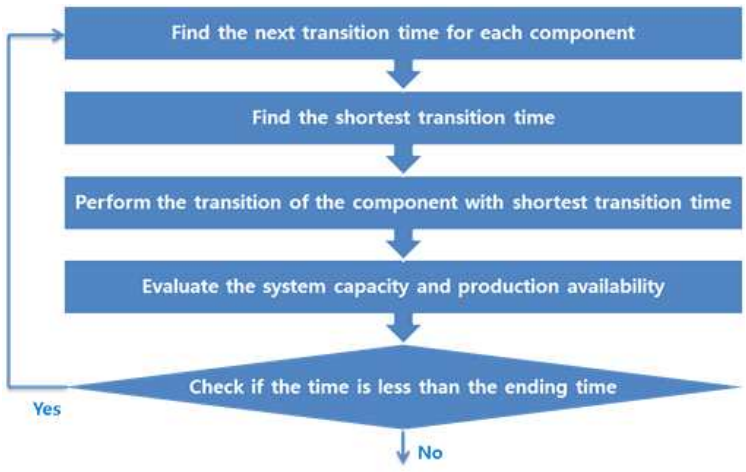


Fig. 3-6-6 Algorithm for Monte Carlo simulation

Output

Tables 3-6-2 and 3-6-3 show the results that will be presented. First, the production availability of the system will be displayed and then the effect of

redundancy will be valued for each equipment. This results show the influence of the redundancy. The increased production availability by the installation of the redundancy shows the criticality of each equipment.

Table 3-6-2 Estimation results of production availability with redundancy

Equipment	P.A. (No redundancy)	P.A. (with Redundancy)
Slug catcher		
Feed gas cooler		
Feed gas separator		
Formation water separator		
Condensate entrainment pump		

The following table shows economic evaluation by the estimation of the production availability. Although a redundancy may increase the production availability, it also accompany with the increased investment cost. The evaluation is required in the viewpoint of economic. The additional investment cost and the increased production availability by the redundancy are compared in terms of cost.

Table 3-6-3 Estimation results of production availability with economic evaluation

Equipment	P.A. (No R)	P.A. (With R)	Additional cost	Increased P.A.	Evaluation
Slug catcher					+ or −
Feed gas cooler					
Feed gas separator					
Formation water separator					
Condensate entrainment pump					

* Need the information about the equipment cost

나. Algorithm description

The algorithm of the estimation of the production availability is coded by Visual Basic. The Visual Basic is a computer programming system developed and owned by Microsoft. Visual Basic was originally created to make it easier to

write programs for the Windows computer operating system. The basis of Visual Basic is an earlier programming language called BASIC that was invented by Dartmouth College professors John Kemeny and Thomas Kurtz. Visual Basic is often referred to using just the initials, VB. Visual Basic is easily the most widely used computer programming system in the history of software.

This was possible because VB included software tools to automatically create the detailed programming required by Windows. These software tools not only create Windows programs, they also take full advantage of the graphical way that Windows works by letting programmers "draw" their systems with a mouse on the computer. This is why it's called "Visual" Basic. It also provides a unique and complete software architecture. "Architecture" is the way computer programs, such as Windows and VB programs, work together. One of the major reasons why Visual Basic has been so successful is that it includes everything that is necessary to write programs for Windows.

(1) Algorithm structure in Visual Basic

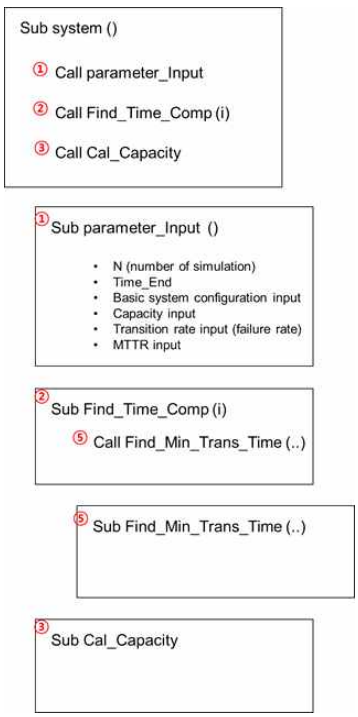


Fig. 3-6-7 Algorithm structure in Visual Basic

Fig. 3-6-7 shows the algorithm structure in Visual Basis. The algorithm structure consists of a system, sub systems, and a sub system of the sub

system. The system is ‘system’ and the sub systems are ‘parameter_Input’, ‘Find_Time_Comp (i)’, and ‘Cal_Capacity’. The sub system of the system is ‘ Find_Min_Trans_Times (..)’. When the ‘system’ is operated, first the parameter input is called. The input variables are arranged such as N (number of simulation), Time_End, Basic system configuration input, Capacity input, Transition rate input (failure rate), and MTTR input. The next step is to call ‘find_Time_Comp (i)’. In this step the simulator find the next transition time of each component and the “Find_Min_Trans_Time (..)’ is called to find the next transition time of each component that has minimum value. Finally the ‘Cal_Capacity’ is performed to estimate the production availability.

(2) Declaration of variables (defining variables)

All of the variables in Visual Basic should be defined first to conduct the simulation for production availability. If any undefined variable is used, the error message will be displayed. Following shows all variables used in this algorithm.

NoComp = Maximum number of Components
N=No of Component
SN(i) =Serial number for Component i
No_State(i)= Number of States for Component i
Comp_Name(i) = Name of component i

Time_End = Time for end (life time)
MC = Number of Monte Carlos Simulations

Time_Sys = Current time for System
Time_Comp(i) = Time for the next change for Component i
Time_Sys_Old = Previous time for System
Time_Comp_Old(i) = Previous time for Component i

PA_Level = Production level between Time_1 and Time_2
PA_Sum = Sum of production level = PA_Level * (Time_2 - Time_1)
PA = Production availability = PA_Sum / Time_End
PA_Sum_MC = Sum of production level
= PA_Level * (Time_2 - Time_1) after n times MC simulation
PA_MC = Production availability
= PA_Sum / Time_End after n times MC simulation

State_Old(i)= Old State of Component i
State_Now(i)= Current State of Component
State_In(i)= Initial State of Component (?)

CM_State(i) = 1 ==> Component i in CM (Corrective Maintenance)
CM_State(i) = 0 ==> Component i not in CM (Corrective Maintenance)
CM_State_Old(NoComp) = Previous state of Component (i) weather it is under Corrective Maintenance

Min_Trans_Time= Minimum transition time due to random failire (CM eliminated)
Min_Trans_Comp = Index for Component which has the minimum transition time
Min_OldState = Index for State of Component Min_Trans_Comp before transition
Min_NextState = Index for State of Component Min_Trans_Comp after transition

(3) Sub sytem (i)

```
Call parameter_Input
```
This command calls 'parameter_Input (the sub system)' to take the input parameters

```
'Loop for redundancy-----------------------------
For r = 0 To N
'-------------------------------------------------
```
This command is to conduct additional simulation to know the redundancy effect.

```
MC = Worksheets("Sheet1").Cells(7, 4).Value
```
This command to get the number of Monte Carlo simulation from the Sheet. ('parameter_Input' does not take care of the number of Monte Carlo simulation)

```
PA_Sum_MC = 0#
PA_MC = 0#
```
These commands is to give initial values for the simulation.

```
'Loop for multiple simulations-------------------
For i_MC = 1 To MC
'-------------------------------------------------
```
This command is for the multiple simulation depending on the number of simulation.

```
'Initiate_Variables-----------------------------
i_prn = 3  'i_prn = dummy for print out
i_times = 3
Time_Sys = 0#
Time_Sys_Old = Time_Sys
```

```
'dd = 2

PA_Sum = 0#
For i = 1 To N
    State_Now(i) = State_In(i)
    State_Old(i) = State_Now(i)
    CM_State(i) = 0
    Time_Comp(i) = 0
    Time_Comp_Old(i) = Time_Comp(i)
Next i
'-----------------------------------------
```

Below commands is to perform one MC simulation. (This loop will continue by the end of the life span)

```
'Loop for Component-----------------------------
300
        ttt = Time_End
```

This command defines the 'ttt' as 'Time_End' which is the life span of the system.

```
        For i = 1 To N
```

This command is to perform the simulation for every components.

```
            Call Find_Time_Comp(i)
```

This command calls 'Find_Time_Comp(i)' to find the next transition time.

```
            If Time_Comp(i) <= ttt Then
                ttt = Time_Comp(i)
                Min_Comp = i
```

This command changes the value of 'ttt' to the next transition time of the component i when the 'ttt' is longer than the the next transition time (previous defined) of the component i.

```
            End If
        Next i

        For a = 1 To N
            Time_Comp_Old(a) = ttt
        Next a
```

This command is to change the time values of all components to 'ttt' which is the shortest time among the the next transition times of all components.

```
'-------------------------------------------------

        'The current system time = the minimum time for change for all Comp
        Time_Sys = ttt

        'Print Results*****************************
        Worksheets("Times").Cells(i_times, 1).Value = Time_Sys
        For i = 1 To N
                Worksheets("Times").Cells(i_times, i + 1).Value = Time_Comp(i)
        Next i
        Worksheets("Times").Cells(i_times, 13).Value = Min_Comp
        i_times = i_times + 1
```

```
'          MsgBox (i_times)
          '****************************************
```
This command shows the results of the simulation that is relative with the next transition time. This is to check whether the calculation is correct or not and to see the process of the calculation.

```
          Call Cal_Capacity
```
This command calls 'Cal_Capacity' to calculate the capacity.
```
          If Time_Sys >= Time_End Then GoTo 899
```
This command checks the 'Time_Sys'. If 'Time_Sys' is longer than 'Time_End', the simulation will be stopped and the results of estimation of production availability will be demonstrated.

```
          State_Old(Min_Comp) = State_Now(Min_Comp)
            'The earliest-changing component shifts its state.
          CM_State_Old(Min_Comp) = CM_State(Min_Comp)
          'The earliest-changing component shifts its CM state.

        GoTo 300

899

    PA_Sum_MC = PA_Sum_MC + PA
    PA_MC = PA_Sum_MC / i_MC
    Worksheets("MC").Cells(i_MC + 1, 1).Value = i_MC
    Worksheets("MC").Cells(i_MC + 1, 2).Value = PA
    Worksheets("MC").Cells(i_MC + 1, 3).Value = PA_Sum_MC
    Worksheets("MC").Cells(i_MC + 1, 4).Value = PA_MC
    Worksheets("Sheet1").Cells(i_MC + 20, 5 * r + 3).Value = i_MC
    Worksheets("Sheet1").Cells(i_MC + 20, 5 * r + 4).Value = PA
    Worksheets("Sheet1").Cells(i_MC + 20, 5 * r + 5).Value = PA_Sum_MC
    Worksheets("Sheet1").Cells(i_MC + 20, 5 * r + 6).Value = PA_MC
```
This command is to display the results of estimation of production availability.

```
    Next i_MC
```
This command is to perform multiple simulation with the number of Monte Carlo given.
```
    Next r
```
This command is to conduct additional simulation to see the redundancy effect.
```
End Sub
```

(4) Sub Find Time Comp (i)

```
        If CM_State_Old(i) = 1 Then 'if under CM
```
This command check the state of component where it is under the CM or not

```
          Time_Comp(i) = Time_Comp_Old(i) + MTTR(i, No_State(i))
```
This command adds the 'MTTR' to the 'Time_Comp_Old(i)' if the component is under the CM.
```
          State_Now(i) = 1 'State is returned to as-good-as-new State
```

This command changes the state of the component that is under the CM to as-good-as-new state.

```
        CM_State(i) = 0 'CM is ended
```

This command ends the CM of the component i.

```
    Else
        CM_State(i) = 0 'Not under CM
        State_Now(i) = 1
```

This command shows that if the component is not under the CM, the component stays in as-good-as-new state.

```
        x = 0

          If x = 0 Then
            Call Find_Min_Trans_Time(i, dt_Min, i_Old, i_Next)
        End If
```

If x = 0, this command calls 'Find_Min_Trans_Time' to find the shortest transition time of the component.

```
          If r = i Then
            x = 1
        End If
```

This command checks that whether the component i has redundancy or not. If the component I has the redundancy, the value of x will be 1.

```
        If x = 1 Then
            Call Find_Min_Trans_Time_1(i, dt_Min, i_Old, i_Next)
        End If
```

If x = 1, this command calls 'Find_Min_Trans_Time_1' to find the shortest transition time of components

```
        Time_Trans = Time_Comp_Old(i) + dt_Min
        Time_Comp(i) = Time_Trans
```

This commend shows that the time of the component shifts to the next transition time.

```
        State_Now(i) = i_Next


    If i_Next = No_State(i) Then CM_State(i) = 1
```

If 'i_Next' is identical with 'No_State(i)', it means that component i is under the CM.

```
    End If

999
End Sub
```

(5) Sub Find Min Trans Time (i, dt, i_Old, i_Next)

```
aaa = 0.000000000001
dt_Min = 1.235 * 10 ^ 50
```

This values is dummy values to give very small and large values to perform calculation.

```
j = State_Now(i)

For k = 1 To No_State(i)
    ttt_rate = Trans_Rate(i, j, k)
     'Trans_Rate' including the failure rate is entered to 'ttt_rate'.
    If ttt_rate < aaa Then ttt_rate = aaa
    If 'ttt_rate' is 0, the value will be changed to 'aaa' for the calculatio.

    dt = -Log(1# - Rnd()) / ttt_rate
    The next transition time is estimated by the upper equation that performs calculation by
the random generation.
    If (dt <= dt_Min) Then
        dt_Min = dt
        i_Old = j
        i_Next = k
    End If
    If 'dt_Min' is larger than 'dt', 'dt' will be changed to 'dt_Min'.

Next k

100

End Sub
```

(6) Sub Find_Min_Trans_Time_1(i, dt_Min, i_Old, i_Next)

```
aaa = 0.000000000001
dt_Min = 1.235 * 10 ^ 50
This values is dummy values to give very small and large values to perform calculation.

j = State_Now(i)

For k = 1 To No_State(i)
    ttt_rate = Trans_Rate(i, j, k)
     'Trans_Rate' including the failure rate is entered to 'ttt_rate'.
    If ttt_rate < aaa Then ttt_rate = aaa
    If 'ttt_rate' is 0, the value will be changed to 'aaa' for the calculatio.

    dt_1 = -Log(1# - Rnd()) / ttt_rate
    dt_2 = -Log(1# - Rnd()) / ttt_rate
    Two next transition times are estimated by the upper equation that performs calculation
by the random generation.

    If dt_2 < MTTR(i, No_State(i)) Then
        dt = dt_1 + dt_2
    Else
        dt = (dt_1 + dt_2) * 2
    End If
```

This command will be described by the following figure.

*Fig. 3-6-8 shows two cases; one is without redundancy and the other is with redundancy. When there is no redundancy, the system will be stopped after the component failure. If there is redundancy, the system failure occurs the time when the 'dt' of the spare component is shorter than the 'MTTR' of the component. If the 'dt' of the spare component is shorter than the 'MTTR' of the component, 'dt' is defined as 'dt_1' + 'dt_2'. If the 'dt' of the spare component is longer than the 'MTTR' of the component, the large dummy value is given. In this case, the large dummy value is ('dt_1' + 'dt_2') * 2.*

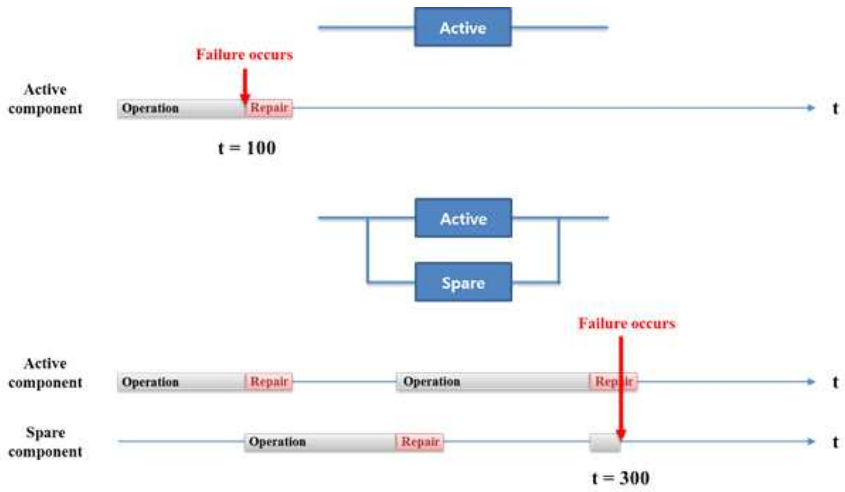


Fig. 3-6-8 System failure with a redundancy

```
    If (dt <= dt_Min) Then
        dt_Min = dt
        i_Old = j
        i_Next = k
    End If
    If 'dt_Min' is larger than 'dt', 'dt' will be changed to 'dt_Min'.
Next k

100

End Sub
```

(7) Sub Cal_Capacity()

```
i_prn = i_prn + 1

    For i = 1 To N
        Capa(i) = Capacity(i, State_Old(i))
          'capacity for a single component
    Next i

    sys_capa = 100#

    For i = 1 To N
```

```
        If sys_capa >= Capa(i) Then sys_capa = Capa(i)
        The lowest values in the capacities of components will be the system capacity.
    Next i

    The following commands are to present the results of estimation of production availability.
    PA_Sum = PA_Sum + sys_capa * (Time_Sys - Time_Sys_Old)
    PA = PA_Sum / Time_Sys
    Time_Sys_Old = Time_Sys

    Worksheets("Capacity").Cells(i_prn, 1).Value = Time_Sys
    Worksheets("State").Cells(i_prn, 1).Value = Time_Sys
    Worksheets("CM").Cells(i_prn, 1).Value = Time_Sys
    For i = 1 To N
        Worksheets("State").Cells(i_prn, 1 + i).Value = State_Old(i)
        If CM_State(Min_Comp) = 1 Then Worksheets("CM").Cells(i_prn, 1 + Min_Comp).Value = "CM_start"
        If CM_State_Old(i) = 1 Then Worksheets("CM").Cells(i_prn, 1 + i).Value = "CM_end"
        Worksheets("Capacity").Cells(i_prn, 1 + i).Value = Capa(i)
    Next i
    Worksheets("State").Cells(i_prn, 13).Value = Min_Comp
    Worksheets("Capacity").Cells(i_prn, N + 2).Value = sys_capa
    Worksheets("Capacity").Cells(i_prn, N + 3).Value = PA
    Worksheets("Capacity").Cells(i_prn, 16).Value = Min_Comp

End Sub
```

(8) Sub parameter_Input()

```
'Start: Basic system configuration input
For i = 1 To N
    No_State(i) = Worksheets("Sheet1").Cells(14, 2 * i + 1).Value
    State_Old(i) = Worksheets("Sheet1").Cells(14, 2 * i + 2).Value
    State_Now(i) = State_Old(i)
    State_In(i) = State_Old(i)

Next i
'End: Basic system configuration input

'Start: Capacity Input
For i = 1 To N
    For j = 1 To No_State(i)
        Capacity(i, j) = 100
        If j = 2 Then Capacity(i, j) = 0
    Next j

Next
'End: Capacity Input
```

```
'Start:Transition Rate Input
For i = 1 To N
    For j = 1 To No_State(i)
        For k = 1 To No_State(i)

        If j = 1 And k = 2 Then Trans_Rate(i, j, k) = Worksheets("Sheet1").Cells(12, 2 *
i + 1).Value / 10 ^ 6
        If j = 1 And k = 1 Then Trans_Rate(i, j, k) = 0
        If j = 2 And k = 1 Then Trans_Rate(i, j, k) = 0
        If j = 2 And k = 2 Then Trans_Rate(i, j, k) = 0

        Next k
    Next j
Next i
 'End: Transition Rate Input

'Start:MTTR Input

For i = 1 To N
    For j = 1 To No_State(i)
    MTTR(i, j) = Worksheets("Sheet1").Cells(12, 2 * i + 2).Value

    If j = 1 Then MTTR(i, j) = 0
    Next
Next
'End:MTTR Input

End Sub
```

다. A case study

The followings show the one example of estimation of production availability by Monte Carlo simulation model. MS Excel temporarily conducts the simulation.

Input



Fig. 3-6-9 Case study: input window

The required variables are entered in the cells whose background color is yellow. The first required parameter are number of equipment, life span, and number of simulation (Monte Carlo). The second required variables are failure rate, repair time, and the number of state. The additional information which is necessary is capacity of LNG-FPSO, LNG price, Component(1)'s cost and Component(2)'s cost.

Output

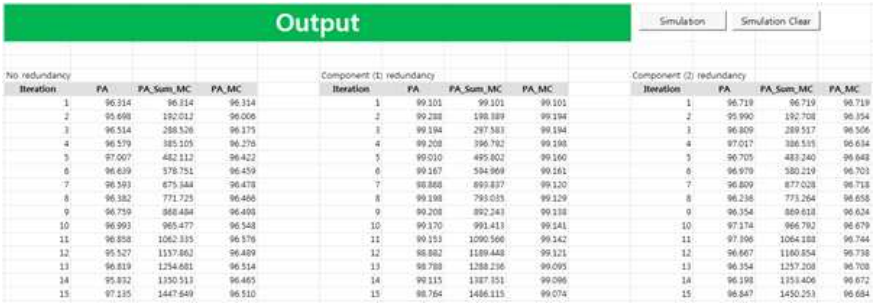


Fig. 3-6-10 Case study: output window

The output will be presented as upper Figure. Left table shows the result of production availability without redundancy. Middle and right table show the results of production availability with redundancy.

Items	P.A. (No R)	P.A. (With R)	Additional cost	Increased P.A.	Evaluation
Component (1)	96.510	99.074	500,000	2.564	44,377,021
Component (2)	96.510	96.684	10,000,000	0.174	- 6,960,942

Fig. 3-6-11 Case study: output example

The upper table shows the results of production availability with economic evaluation. The results show that the profit will be increased if the redundancy of component (1) is installed. In case of component (2) it does not requires the redundancy because it creates loss of profit.

7절 테스트베드 신뢰도 분석

1. Introduction

A. Background

The test-bed train-1/2 which will be located in the INCHEON LNG Terminal is to verify the KSMR (Korea Standard Mixed Refrigerant) liquefaction process developed by Korea Gas Corporation. GS Engineering and Construction is in charge of Basic & Detail Engineering, as well as procurement, fabrication, installation, pre-commissioning & commissioning for the test-bed train-1/2.

The train-2 of the test-bed is for the liquefaction process cycle consisted of compressors, column, main cryogenic heat exchanger, pumps, and coolers, and the fractionation process. The pros and cons of KSMR liquefaction process are as the followings:

- Specific power 295~350 kW/(ton/hr)
- Single Mixed Refrigerant Cycle
- Simple Structure with high power efficiency
- With a single heat exchanger down to cryogenic temperature (plate fin heat exchanger)
- Refrigerants usually recovered from feed gas (N2, C1, C2, C3)
- Easy to scale up/down

This document presents the results of the RAM (Reliability, Availability, and Maintainability) study.

B. Study objectives

The following activities constitute the scope of the reliability and availability study:

- Carry out high level Failures Modes and Effects Analysis (FMEA) for critical facilities.
- Calculate the shortfall of LNG production.
- Determine the main downtime contribution.

C. Scope of work

The designs of TEST-BED encompass:

- Feed Gas and LNG Export
- Liquefaction Scrub Column
- Liquefaction Main Cryogenic Heat Exchanger
- LK MR Compressor
- MP MR Separator
- HK MR Compressor
- Fractionation process

The RAM study includes all production critical equipment for Test-Bed which can directly or indirectly impact on LNG production. The boundaries of the model for Test-bed are all equipment related to the LNG Feed/Export and Liquefaction Process system. The analysis didn't take account of utility systems comprising the test-bed development project due to their high reliability. The model was constructed at the functional equipment level, i.e. items to be modeled are:

- Separators
- Pumps
- Valves
- Compressors

Results are summarized by subsystem and detailed at equipment level where necessary.

2. Methodology

A. Approach

The approach of the RAM study could be split into the following study steps:

- Identification of critical systems to the platform availability
- Data analysis on the failure modes and the associated repair time of the critical systems
- Development of reliability block diagram
- Quantification of system performance
- Results analysis
- Reporting

At first, each system of the facilities was analyzed to examine its criticality towards the WHPs availability. Once the system was identified to be essential in maintaining Test-Bed Train-2 availability, the components of each system were then examined in detail.

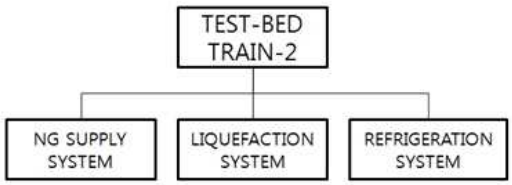


Figure 3-7-1 Critical Systems for Test-Bed Train-2

The following systems and equipment had been identified to be critical.

- Natural gas supply system
- Liquefaction system
- Refrigeration system

B. MAROS simulation software

MAROS functions by creating typical life-cycle scenarios of proposed systems, employing event driven simulation techniques. In addition to calculating production availability, MAROS encompasses logistics support, operability logic and cost analysis. MAROS is a well tried and tested package having been used in the oil industry for nearly a decade.

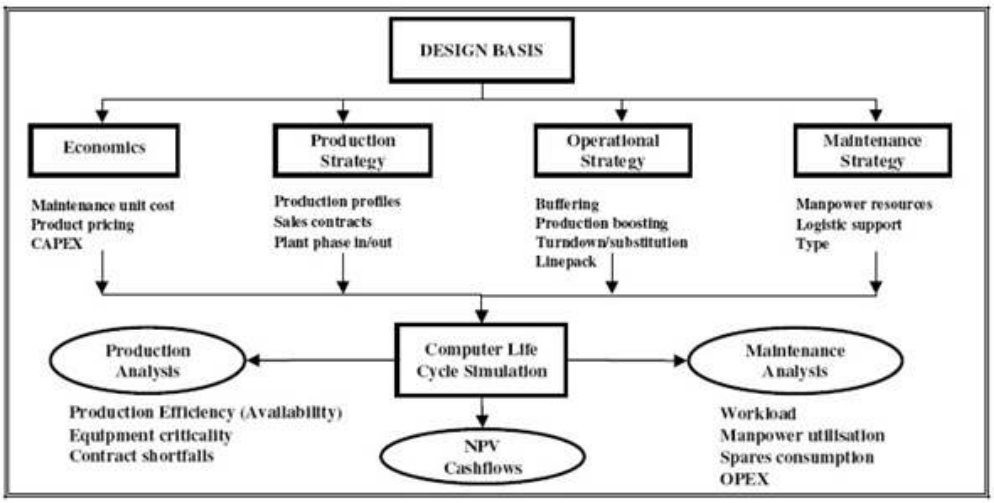


Figure 3-7-2 MAROS Input / Output Schematic

Briefly, a life-cycle scenario is a chronological sequence of events which typify the behavior of a system in real-time. MAROS can create an infinite number of such scenarios for any given system, each one being unique, yet sharing the commonality of being a feasible representation of how the system will behave in practice. Events are the fundamental occurrences within a system's life, which determine the effectiveness of the system. The events are generated from element data using pseudorandom sampling techniques. Element data comprise equipment failure data, planned activities and operating logic.

Before life-cycle scenarios can be created for a system, it is necessary for MAROS to understand some basic system details; this is achieved via a system logic model. Details of the system logic are conveyed to MAROS by means of a Graphical User Interface (GUI). Prior to this, a failure modes and effects analysis and/or reliability block diagram may be prepared (similar to those derived for this study) which identifies the main elements of the system and their relationship, e.g. series, parallel, standby, etc. configuration. This, and other information, is then translated from the GUI, onto a spreadsheet, to provide a model of the system, which is then acted upon by the simulation algorithm.

This simulation technique is commonly referred to as a direct simulation method. The digital system model formed from the GUI, moves from one distinct state to another governed by the occurrence of a sequence of events. The state of the model at any point in (simulated) time is represented by a series of variables; as each new event occurs one or more of the variables representing the system changes. Progress of the simulation is in steps, from the occurrence of one event to the occurrence of the next until the simulated time exceeds the specified design life of the system being modeled. Apart from the quantification of system reliability, availability, etc., MAROS can also be used to generate detailed project operating expenditures based upon the expected behavior of a system over its life-span, with accurate consideration given to proposed or existing maintenance strategies, future modifications/developments, third party involvement, etc.

C. Reliability data

The availability model had been developed using the data from following key sources:

- Offshore Reliability Database (OREDA), the standard source of reliability data for the offshore oil and gas facilities.
- PDS Data Handbook 2010 Edition, in this handbook the recommended data for reliability quantification of Safety Instrumented Systems (SIS) is presented. Various data sources have been applied when preparing this handbook, the most important source being the OREDA database and handbooks.

All equipment modeled was summarized in the Equipment Reliability Data given in Appendix A. This also includes a summary of information on the following reliability data parameters for each components equipment modeled:

- Equipment name
- Tag number
- Failure Mode
- Mean Time to Failure (MTTF)
- Mean time to Repair (MTTR)
- Capacity loss at failure and repair
- Source

3. Assumption

A. General assumptions

1) Production target

The total production rate of Test-Bed is constant at 100 ton/day of LNG. The feed gas for LNG production is 100% available all the time during whole Test-Bed life-time.

Table 3-7-1 Production Target

System	Production Target (Unit: ton/day)
Production Rate	100

2) System life

It is expected that the system will be designed for 20 year operational life. The analysis has quantified the performance of the system after the first year of operation due to operational stabilization.

3) Hazardous events

Generally, availability studies concerned about equipment failures and other repairable scenarios rather than total or significant losses of assets. Thus, catastrophic events such as fires, explosion, pipeline damage, structural failure of the vessels, etc. and their subsequent effects on system performance were not modeled.

B. Maintenance assumptions

It is assumed that maintenance activities are adequately carried out by well-trained maintenance engineers. Critical equipment monitoring systems will be installed to allow engineers to expect correct maintenance schedules, i.e. predictive maintenance techniques.

1) Planned shutdown

It is assumed that planned shutdowns take place as follows:

- 4 weeks every 5 years for scheduled maintenance activities such as vessel/pipe internal inspection, compressor overhaul, etc.
- 24 hours every 1 year for scheduled maintenance such as functional testing of safety critical valves and equipment

2) Scheduled maintenance

Major routine maintenance tasks and equipment overhauls are modeled as follows. These activities are carried out by maintenance service companies. Thus, no additional maintenance engineers are needed.

- Vessels
  - 4 weeks every 5 years for vessel inspection/maintenance activities which are carried out during the planned shutdown
  - Flare tips
  - 2 weeks every 5 years for flare tip maintenance activities which are carried out during the planned shutdown
- Compressors
  - 8 hours every month for offline water wash
  - 306 hours every 5 years for turbine overhaul during 5 years shutdown which is carried out during the planned shutdown
  - 6 hours every inspection for cooling down

- Shutdown valves
  - 24 hours every year which is carried out during the annual planned shutdown

3) Mobilization time and shift

Maintenance activities will be carried out by the multi-skilled maintenance engineers stationed at Test-Bed. The following assumptions are made to rationalize the maintenance modeling:

- 1 to 2 hours delay before commencing repair time (to include mobilization of spares, tools and personnel from spare part stores)
- Maintenance engineers are available from 8 A.M. until 5 P.M.
- There are no shift constraints once maintenance has commenced for production critical failures (i.e. maintenance can continue into and through the night).

4) Spare parts

It is assumed that spare parts and special tools for Test-Bed are always available, i.e. no delay due to spare parts and tools.

C. Operation assumptions

1) Restart delay and ramp up time

Production restart delays (equipment warm-up/cold-down and ramping to full production) following outages are assumed to be effect for the availability of Test-Bed. It is assumed that it will take 12 hours to reach full production rate.

2) Redundancy pump start up time

Stand-by pumps which are redundancy for the running pumps starts without delay.

3) Flaring

It is assumed that flaring is 100% available at all time. There is no restriction of the gas volume for flaring.

D. Equipment assumptions

To define analysis boundaries the following assumptions have been adopted.

- Production critical failure is a failure that affects or may, in combination with other failures, affect the plant ability to deliver on the production target. Production critical failures result in an unplanned shutdown of equipment. Equipment can be shut down for an immediate repair or it may be that the failure can be tolerated for a while but equipment will have to be shut down eventually.
- Failures that can be repaired with equipment (redundancy) remaining on-line as well as the (slow developing) failures with repairs that can be either postponed until the next plant shutdown or repaired on the opportunity basis are defined as not critical to production.
- The manual equipment having high reliability such as manual valves, pipelines, and cables are not taking into account in this analysis.
- The failure rates of instruments such as pressure transmitters and control logics are too smaller than valves. Therefore, the instruments are not considered in this analysis.

1) Passive equipment

The reliability of passive equipment like manual/check valves and pipelines is very high compared to other active equipment such as pumps, shutdown valves, and compressors. The passive equipment is not considered critical to the availability.

2) Process control system

The failures of control systems are effect on the availability of the test-bed. A control system is typically consisted of sensors, controllers, and control valves. Among the components of a control system control valves and sensors are main contributors to the control system failure due to a number of sensors/valves and on the other hand a few controllers.

3) Safety system

Spurious trips of shutdown systems are critical to the production availability. The shutdown systems consist of three subsystems sensors, logic solver, and final elements. Among these subsystems sensors and final elements such as pressure/temperature/level/flow transmitters, and shutdown/blowdown valves

have the high spurious trip rate compared to logic solvers and the number of them is much higher than logic solvers. Therefore the spurious trips of sensors and final elements have been included in this study.

4) Fractionation process

For the study, two cases are conducted. One is the KSMR liquefaction process without the fractionation process which is assumed that the fractionation process is 100% available all the time and the other one is the KSMR liquefaction process including the fractionation process as a main case.

5) Instrument air system

The instrument air system is to control the pneumatic actuators of shutdown valves and control valves. If instrument air is stopped to supply to users, shutdown valves will be immediately closed due to its fail-safe operation. The failure of the air compressors is not having instant effects on production for a short period of time due to the air receiver, but the production will be stopped by closing of shutdown valves within a few hours depending on the air consumption rate. It is assumed that the air system will be fixed within several hours before the failure of air supply.

6) Electric power supply system

The electric power is supplied from the main power system from the gas terminal plant. The electric power is regulated at appropriate voltage and current by the electric equipment of the terminal. The availability study for the electric equipment which is critical to production is out of the scope of this RAM study. Therefore it is assumed that the electric power supply system is always available 100%.

7) Natural gas feed and LNG system

Critical failures of the natural gas/nitrogen feed and LNG system are the failure of shutdown valves and vessels. The following valves and vessels were modeled:

- Control Valves
- Shutdown Valves
- Sensors
- Feed Gas Mixing Drum
- Main Cryogenic Heat Exchanger

- Scrub Column
- Reboiler
- Scrub Column Reflux Drum
- Reflux Pump and Motor
- LNG Flash Drum

8) Refrigeration system

Critical failures of the refrigeration system are the failure of some equipment. The following equipment was modeled:

- Compressors and Drivers
- Sensors
- Control Valves
- Shutdown Valves
- Solenoid Valves
- Suction Drums
- After Coolers
- MR Separators

4. Modeling results

A. System performance

The following sections detail the results from the analysis of Test-Bed. The system performance is evaluated at a nominal constant production rate of 100 ton/day. The system efficiency is a measure of the achieved production rate over the system life.

A summary of modeling results is shown in Table 3-7-2 below. Based on a 100 simulation cycle run with a 20 year life, the average production efficiency is 90.254 % within a standard deviation of +/- 0.374 % for the liquefaction process without fractionation and 89.158 % within a standard deviation of +/- 0.477 % for the liquefaction process with fractionation. The average volume produced over life is 658,856 tonnes for the process without fractionation and 650,856 tonnes for the process with fractionation. The average loss over life is 71,144 tonnes averaging at 3,557.2 tonnes per year for the process without fractionation and 79,144 tonnes averaging at 3,957.2 tonnes per year for the process with fractionation. The RAM model was run for a total of 100 life cycles. Each

lifecycle represents a reasonable prediction of the total system performance over the 20 years analysis period.

Table 3-7-2 Summary of Modeling Results

	w/o Fractionation process	w/ Fractionation process
Average production efficiency %	90.254 %	89.158 %
Average volume produced over life	658,856 tonnes	650,856 tonnes
Average loss over life	71,144 tonnes	79,144 tonnes
Average loss per year	3,557.2 tonnes	3,957.2 tonnes
Average No. of outages per year	21.034	25.41
Average outage duration	40.573 hrs	38.363 hrs

1) KSMR without fractionation process

The system performance signature is shown below (deviation in predicted system performance). Figure 3-7-3 below shows that there is a small probability (5%) that the system performance will average less than 88.774%. An outage is a period of time where all production has been shutdown. The average number of outages per year was 21.034 with an average duration of 40.573 hours. The longest outage lasted 777.03 hours and the shortest 1 hour.

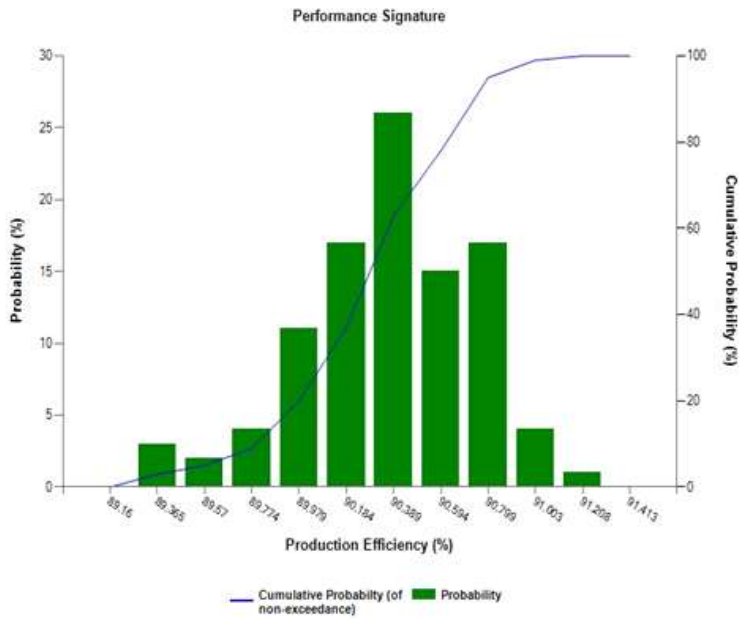


Figure 3-7-3 Performance Signature

2) KSMR with fractionation process

The system performance signature is shown below (deviation in predicted system performance). Figure 3-7-4 below shows that there is a small probability (9%) that the system performance will average less than 88.677 %. The average number of outages per year was 25.41 with an average duration of 37.363 hours. The longest outage lasted 804.02 hours and the shortest 0.854 hour.

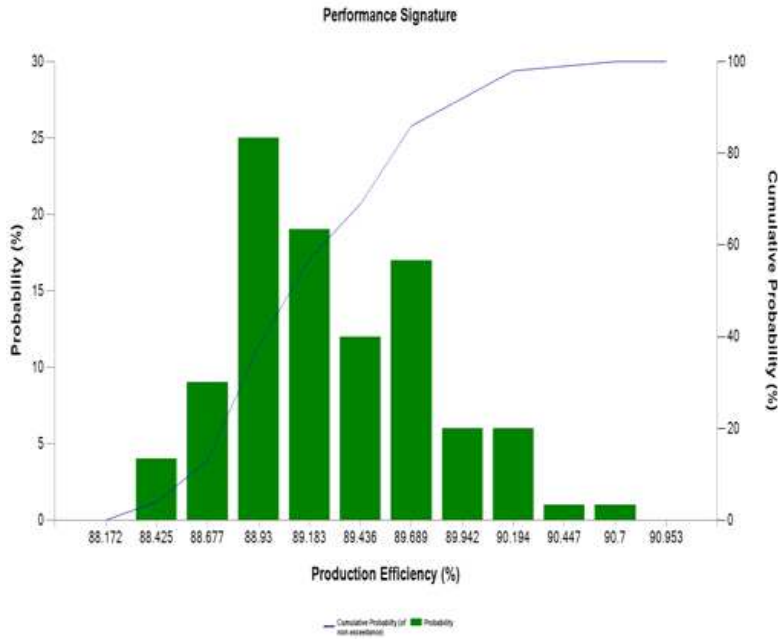


Figure 3-7-4 Performance Signature

B. Key contributors to production losses

For the KSMR liquefaction process (with fractionation process), the key contributors to gas production losses are shown below.

Table 3-7-3 Details of Subsystem Criticality

No.	Description	Type	Info.	Relative Loss %	Abs. Loss Mean %
1	5 Years Planned Shutdown	Scheduled Element		11.139	1.2076
2	LK MR COMPRESSOR 2ND	Unscheduled Element	K-2301	9.8185	1.0645
3	Compressors Preventive Maintenance	Scheduled Element		9.7672	1.0589
4	LK MR COMPRESSOR 1ST	Unscheduled Element	K-2301	9.6709	1.0485
5	HK MR COMPRESSOR	Unscheduled Element	K-2303	9.5952	1.0403
6	LK MR COMPRESSOR 3RD	Unscheduled Element	K-2301	9.5793	1.0386
7	MP MR COMPRESSOR	Unscheduled Element	K-2302	9.5044	1.0304
8	Annual Planned Shutdown	Scheduled Element		2.6757	0.2901
9	Deethanizer Reflux Pump	Unscheduled Element	P-1202	1.8315	0.1986
10	Deethanizer Reflux Pump	Unscheduled Element	P-1201	1.828	0.1982
11	SCRUB COLUMN REFLUX PUMP	Unscheduled Element	P-2101	1.8178	0.1971
12	MR BOOSTING PUMP	Unscheduled Element	P-2301	1.7994	0.1951
13	LK MR COMPRESSOR DRIVER 2ND	Unscheduled Element		1.6446	0.1783
14	LK MR COMPRESSOR DRIVER 1ST	Unscheduled Element		1.6094	0.1745
15	MP MR COMPRESSOR DRIVER	Unscheduled Element		1.6023	0.1737
16	LK MR COMPRESSOR DRIVER 3RD	Unscheduled Element		1.5627	0.1694
17	HK MR COMPRESSOR DRIVER	Unscheduled Element		1.5318	0.1661
18	C3 Evaporator	Unscheduled Element	E-1205	1.2669	0.1373
19	Deethanizer OVHD Condenser	Unscheduled Element	E-1201	1.2642	0.1371
20	LPG Separator	Unscheduled Element	V-1203	0.4915	0.0533
21	Depropanizer col.	Unscheduled Element	C-1202	0.3607	0.0391
22	Deethanizer col.	Unscheduled Element	C-1201	0.3583	0.0388
23	MR BOOSTING PUMP MOTOR	Unscheduled Element		0.3421	0.0371
24	SCRUB COLUMN REFLUX PUMP MOTOR	Unscheduled Element		0.3306	0.0358
25	Depropanizer Reflux Pump Motor	Unscheduled Element		0.3232	0.035
26	Deethanizer Reflux Pump Motor	Unscheduled Element		0.3205	0.0347
27	SCRUB COLUMN	Unscheduled Element	C-2101	0.315	0.0342
28	HK MR COMPRESSOR AFTER COOLER	Unscheduled Element	E-2306	0.2815	0.0305
29	HP MR COMPRESSOR AFTER TRIM COOLER	Unscheduled Element	E-2305	0.2765	0.03
30	LK MR COMPRESSOR 1ST AFTER COOLER	Unscheduled Element	E-2301	0.2763	0.03

MR PROCESS is the largest contributor to production losses causing

approximately 62.65 % of the total losses experienced by the facility. The main reason is that the compressors and motors have the low reliability and no redundancies. Figure 3-7-6 shows that the systems related to compressors have major effects on production efficiency.

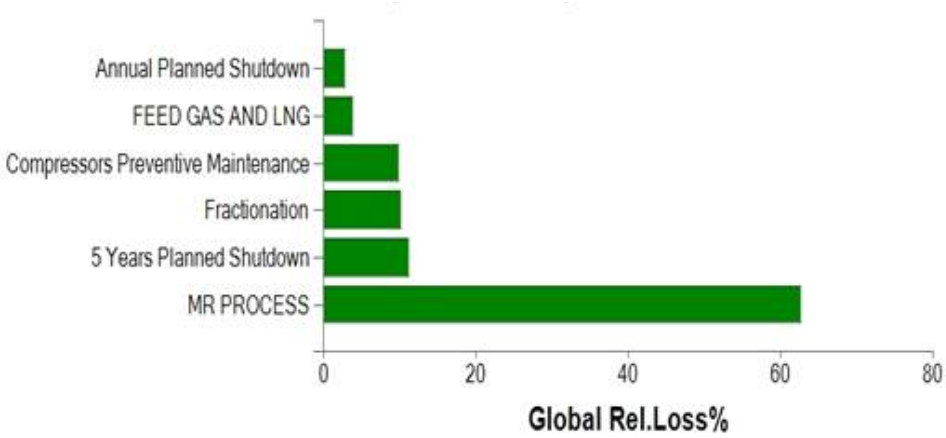


Figure 3-7-5 Subsystem Criticalities

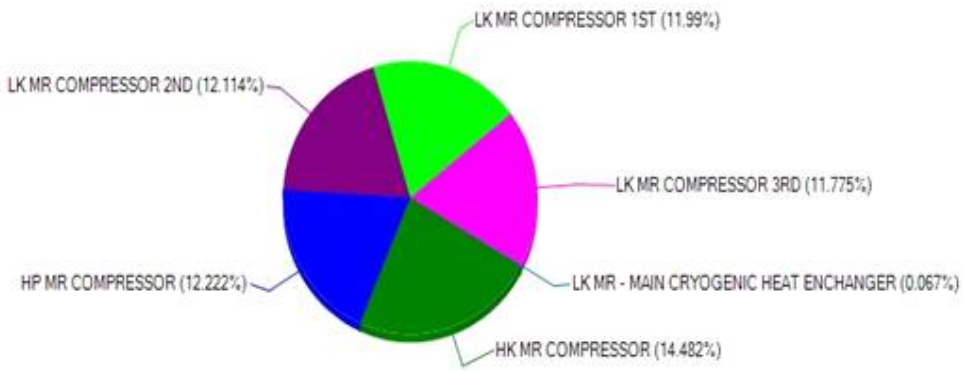


Figure 3-7-6 Subsystem Criticalities for MR RPCOESS

C. Criticality analysis

As shown in Fig. 3-7-5, the compressors in MR process are major components having effects. Therefore, the criticality analysis has been carried out by modifying the configuration of the compressors such as redundancy. Five cases have been reviewed, which are;

- HK compressor redundancy
- HP compressor redundancy
- LK compressor redundancy
- LK compressor 50 % X 2, and
- All compressors redundancy.

The results are described in Table 3-7-4.

Table 3-7-4 Summary of Results

	Original configuration	Redundancy Application				
		HK MR comp.	HP MR comp.	LK MR comp.	LK MR comp. (50x2)	All comps.
Average production efficiency %	89.158%	90.611%	90.3999%	90.442%	89.192%	95,693%
Average volume produced over life	650,856 tonnes	661,462 tonnes	655,915 tonnes	660,229 tonnes	651,100 tonnes	698,161 tonnes
Average loss over life	79,144 tonnes	68,538 tonnes	70,085 tonnes	69,771 tonnes	78,900 tonnes	31,839 tonnes
Average loss per year	3,957.2 tonnes	3,426.9 tonnes	3,504.3 tonnes	3,488.6 tonnes	3,945 tonnes	1,591.9 tonnes

Figures 3-7-7 and 3-7-8 show the average volume produced over life, the average loss per year and the cost of average loss per year respectively.

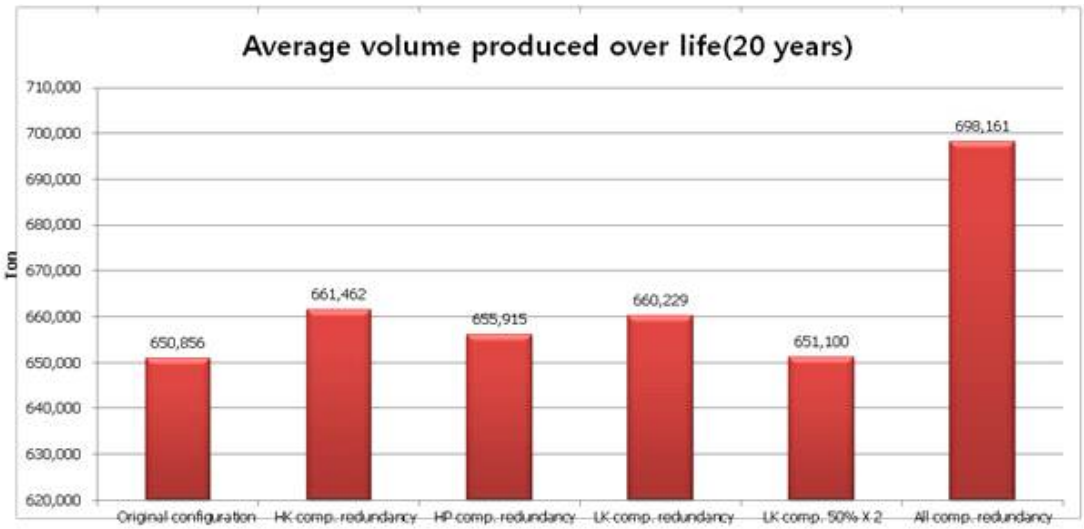


Figure 3-7-7 Average Volume Produced Over Life (20years)

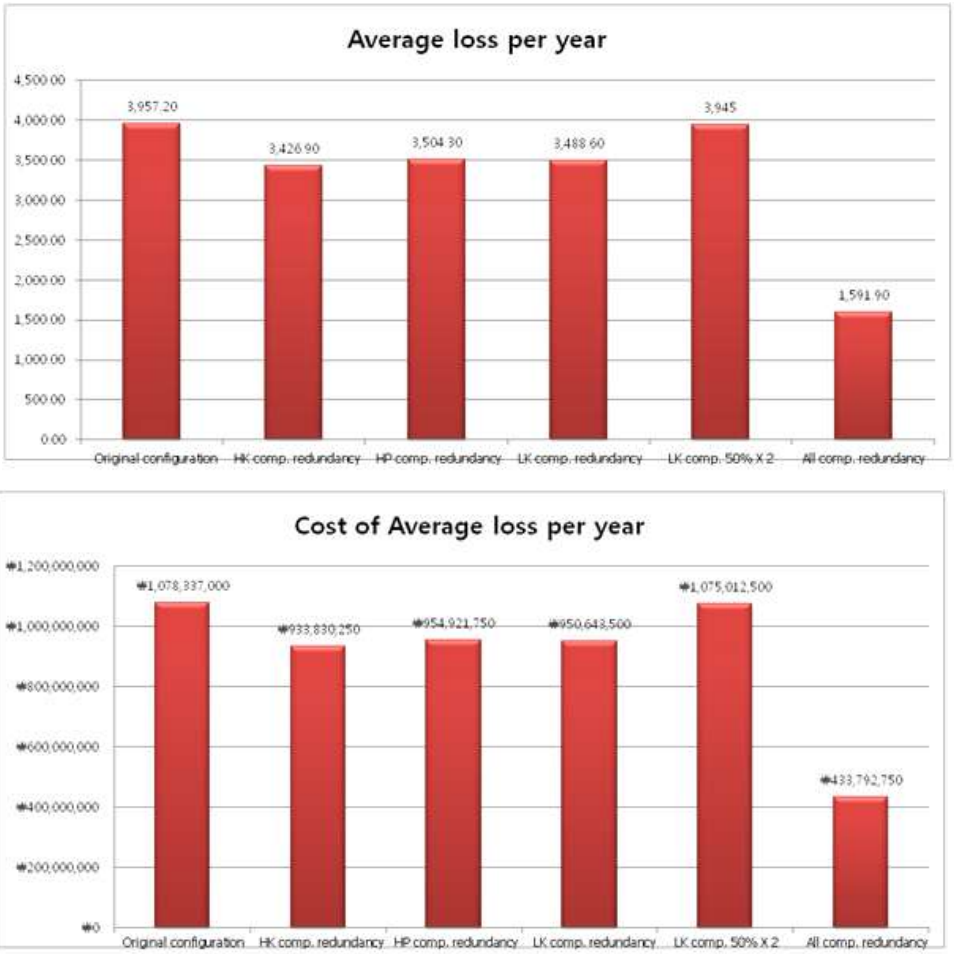


Figure 3-7-8 Average Loss (Up) & Cost of Average Loss (Down) per Year

5. Conclusions and recommendations

Based on the supplied information and production rate of 100 ton/day, the average production efficiency for Test-Bed is 89.158 % within a standard deviation of +/- 0.477 %. The system availability is relatively low since the objective of the Test-Bed construction is for verification of the KSMR liquefaction process not for sale. Therefore redundancies for compressors and the equipment for the liquefaction process are not considered to minimize construction costs.

If the commercial plant using the KSMR process is building in the future, the following equipment might be considered to install as redundancies for higher production efficiency.

- Compressors and Drivers
- Pumps

8절 테스트베드 위험도 분석

1. Introduction

A. Background

The Test-Bed Train-1/2 which is located in the INCHEON LNG Terminal is to verify the KSMR (Korea Standard Mixed Refrigerant) liquefaction process developed by Korea Gas Corporation. GS Engineering and Construction is in charge of Basic & Detail Engineering, as well as procurement, fabrication, installation, pre-commissioning & commissioning for the Test-Bed Train-1/2.

The Train-2 of the Test-Bed is for the liquefaction process cycle consisted of compressors, column, main cryogenic heat exchanger, pumps, and coolers, and the fractionation process. The pros and cons of KSMR liquefaction process are as the followings. This document presents the results of Fire and Explosion risk analysis on the Test-Bed Train-2 front-end engineering design (FEED).

- Specific power 295~350 kW/(ton/hr)
- Single Mixed Refrigerant Cycle
- Simple Structure with high power efficiency
- With a single heat exchanger down to cryogenic temperature (plate fin heat exchanger)
- Refrigerants usually recovered from feed gas (N2, C1, C2, C3)
- Easy to scale up/down

B. Objectives

The objectives of Fire and Explosion risk analysis are as follows:

- To document potential fire and/or gas explosion accident events,
- To analyze these events, and estimate occurrence probabilities as well as potential consequences,
- To estimate risk levels of the events in terms of people,
- To evaluate the risks to determine whether they are satisfying risk acceptance criteria or not, and
- To propose recommendations for improving or enhancing safety against fire and/or gas explosion accident events if the risks calculated are intolerable.

C. Scope of work

The scope for Fire and Explosion risk analysis is to identify fire and/or gas explosion hazards from the process areas of the Test-Bed Train-2. The analysis only considers the risks associated with fire and/or gas explosion accident events during normal operations to the followings.

- Fatality of personnel around the facility
- Impairment of principal process equipment such as the separators (V-2304 & V-2306)

The boundaries of the Test-Bed Train-2 model are all equipment related to the LNG Feed/Export and Liquefaction Process system. The analysis didn't take account of utility systems comprising the test-bed development project.

2. Methodology

A. Overview

The methodology of probabilistic gas explosion (or vapor cloud explosion) risk analysis proposes quantification of gas explosion risk on a process facility in a further realistic and sophisticated manner, by means of probabilistic approach. This methodology has an advantage of showing gas explosion mechanism that contains time variant and probabilistic characteristics. The overall analysis procedure of the methodology is depicted in Figure 3-8-1 below.

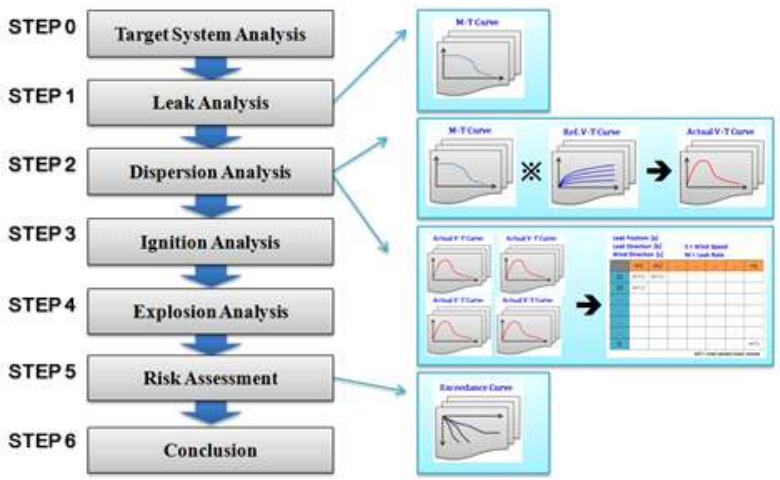


Figure 3-8-1 Overall Procedure of Fire and Explosion Risk Analysis

The essential features of the probabilistic gas explosion risk analysis procedure are like the followings.

- Firstly, the sequence of gas explosion accident progress is divided into several individual phases in this procedure, such as unintended release of flammable gas, explosive gas cloud formation, ignition and explosion accident. And, for each phase, essential event or physical situation is idealized with simplified time variant model. Generally, in a process facility, three types of safety system are installed against fire and/or explosion accident. Concretely there are F&G detection system, emergency shutdown system and emergency depressurization system. These safety systems are activated sequentially, and have an influence on the phases of gas explosion accident progress. For example, gas release rate and dispersion are simultaneously changed over time due to the emergency shutdown and depressurization system. This procedure deals with the changeable situations along time on the basis of reasonable assumptions.
- At second, this procedure comprehensively considers various factors affecting a gas explosion accident. Unlike other methods currently existing, wind speeds and directions, and leak directions are specifically addressed in the procedure because explosive gas cloud formation through dispersion is significantly dependent of those. These three factors can complicate the types of gas explosion accidents and increase their numbers considerably. In this regard, this procedure is considered to cover potential real situations of gas explosion in a more reasonable manner.

B. Tools and softwares

In this analysis, leak frequencies and associated accidents' consequences are modeled and calculated by using the specific tools and software listed in Table 3-8-1.

Table 3-8-1 Tools and Software Used

Title	Description
LEAK (Ver. 3.3)	Third-party software used to estimate the leak frequency of inventories within various equipment, vessels and piping on the Test-Bed Train-2
PHAST (Ver. 6.7)	Third-party software used to estimate the physical effects of fire, explosion and gas dispersion accidents, such as release rate, thermal radiation profiles, gas dispersion range, flame length and so forth
FLACS (Ver. 10.4)	Third-party software used to simulate flammable gas dispersion and subsequent explosion phenomena
ProGES (Ver. 1.01)	KR In-house software, which was developed to represent gas explosion accident scenarios in a probabilistic manner, used to calculate accident scenarios and their frequencies

3. Leak analysis

A. Process overview

This section describes the basic information of the Test-Bed process design, such as the LNG process including feedstock and product specifications. The Test-Bed consists of two trains, Train No.1 and Train No.2. Train No.1 is constructed based on a commercially proven technology while Train No.2 is designed based on a newly developed technology through “LNG Plant R&D Project”. The purpose of the Test-Bed Train-1 is to check and prove the performance of the Train-2, therefore, the Train-1 operation data will be compared with ones of the Train-2 after the construction of both Test-Beds is completed.

The Test-Bed Train-2 is divided into two sections, pre-treating and liquefaction. The pre-treating section, which is common to the Train-1, performs the following roles;

- Conditions the feedstock to Train-2 by adding N2 and C3 to the re-gasified LNG such that it is in a desirable range [In-take Facility]
- Recover C2 and C3 to make-up the mixed refrigerant [Deethanizer & Depropanizer]
- The Liquefaction section of the Train-2 produces 100 TPD of Liquefied Natural Gas (LNG). Since the pre-treating section has to be operated together with the liquefaction section, the Train-2 includes both sections as follows.

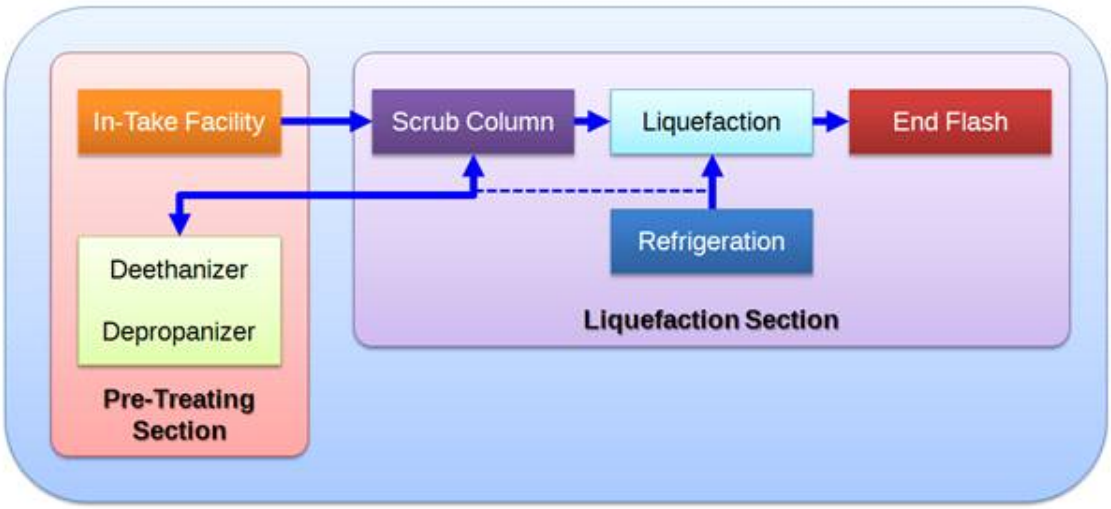


Figure 3-8-2 Configuration of Test-Bed Train-2

The Train-2 is capable of producing at least 100 ton/day (one hundred metric ton per day) at air and cooling water temperature defined in Basic Engineering Design Data (Doc. No. LTB-R-00-PRC-002). Basically the utility and off-site facilities are commonly used for the Train-1 and Train-2.

B. Isolatable segment

Process segmentation is to divide the process into several isolatable segments on the basis of emergency shutdown valves (ESDVs). The inventory within each segment is completely isolated by the emergency shutdown valves connected when any emergency situation is observed. On occurrence of leak in a segment, this isolation strategy results in further decrease of inventory in the segment through stopping supply of flow into the segment. That is, the amount of the inventory that is likely to be released is limited by the isolation.

The isolated segments may have emergency depressurization system if required. Emergency depressurization, commonly called as blowdown, is to reduce the internal pressure of segment through venting the internal inventory to safe places. The usual practice is to discharge the gas inventory to the flare stack and the liquid one to the closed drain system. Blowdown shortens the time when the inventory is subject to high pressure, possibly reducing the inventory. Figure 3-8-3 is a process flow diagram of the main process on the Train-2,

which is simplified for the Fire and Explosion risk analysis.

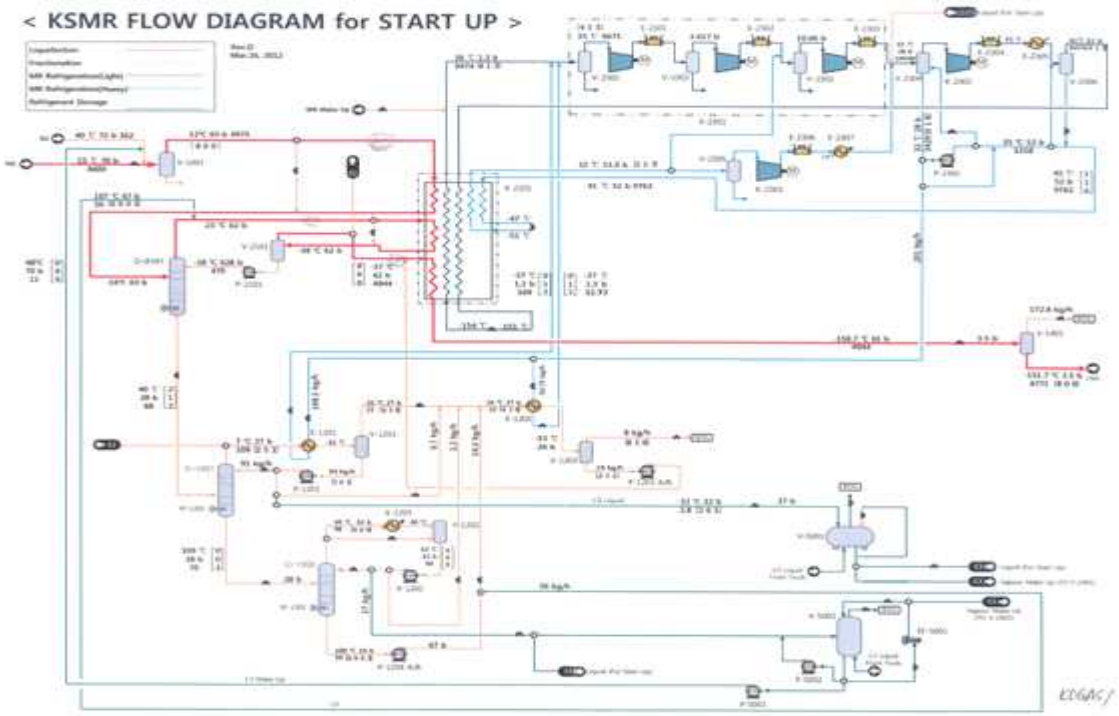


Figure 3-8-3 Simplified Process Flow Diagram of Test-Bed Train-2

The main process of the Train-2 is split into dozens of discrete and isolatable segments containing highly combustible material such as methane. The boundaries of the isolatable segments are determined by the location of the ESDVs that are remotely controlled via emergency shutdown system. Among the isolatable segments identified, only one segment is chosen to be analyzed since it has the largest volume of inventory. Detailed information and configuration of the target segment selected are summarized in Table 3-8-2 and Figure 3-8-4 below.

Table 3-8-2 Summary of Target Segment Information

Segment: HP MR Comp. (K-2302)						
Representative Stream Name		Representative Stream No.	Phase	Mass Flow (kg/hr)	Volumetric Flow (m^3/hr)	
MR from HP MR Compressor		353	Gas	16018.1	199.94	
Density (kg/m^3)	Pressure (bara)	Temp. (^oC)	Composition (% mole)			
			Nitrogen	Methane	Ethane	Propane
80.12	53.0	75.6	0.0401	0.3378	0.1807	0.4414

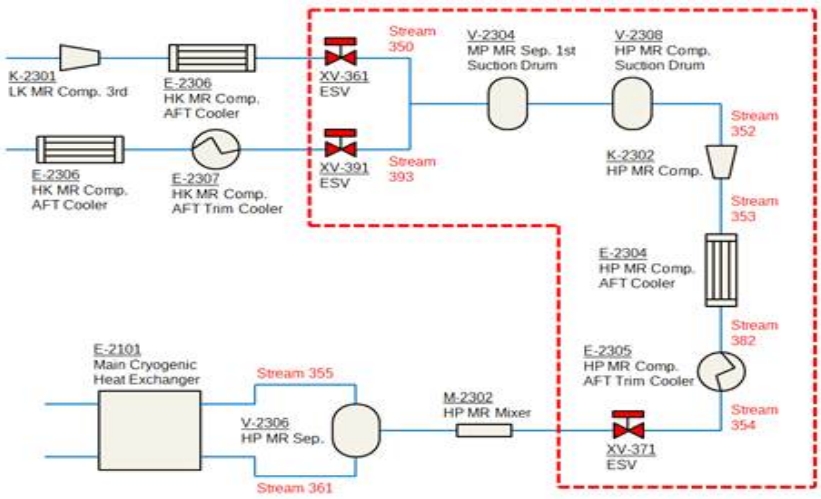


Figure 3-8-4 Simplified Configuration of Target Segment

The major equipment within the target segment is listed at follows:

- MP MR Separator 1st Suction Drum (V-2304),
- HP MR Compressor Suction Drum (V-2308),
- HP MR Compressor (K-2302),
- HP MR Compressor After Cooler (E-2304),
- HP MR Compressor After Trim Cooler (E-2305), and
- 3 ESDVs (XV-361, XV-391, and XV-371).

C. Leak rate profile

For this Fire and Explosion Risk Analysis on the Test-Bed Train-2 facility, unintended releases of hydrocarbon inventories from process equipment and piping of the target segment are analyzed in this section.

In this analysis, three representative initial leak rates are defined as follows, in consideration of one of the existing industry standards, such as 'NORSOK Standard Z-013 Risk and Emergency Preparedness Analysis (2001)'.

- Initial leak rate (small): 6 kg/second
- Initial leak rate (medium): 12 kg/second
- Initial leak rate (large): 24 kg/second

In general, successful isolation and provision of an effective depressurization (blowdown) system reduces the overall inventory released, resulting in further short fire and/or explosion accident duration. Following the accident control

based on the isolation and depressurization, longevity and constancy of release through leak hole are varying. That is, a leak rate is determined differently due to the accident control based on the isolation and depressurization.

As for the target segment, two systems are identified as available protection measures. One is the emergency shutdown system which has the function of rapid isolation of specific segment, and the other is the automatic depressurization system installed on the concerned segment. Preventive measures are mainly considered in this analysis, rather than mitigating measures because it is not clear to estimate consistent effects from accident control by mitigating measures. This is considered as a further conservative approach

Time variant leak rate profiles of the representative initial rates resulting from the discharge modeling through PHAST software are presented in Figure 3-8-5 below. When calculating the releases, the time interval between the leak start, which is at 50 second, and the isolation start is assumed as 15 seconds, and the interval between the leak start and the depressurization start is assumed as 180 seconds. The leak rate variation is calculated for 500 seconds. From the Figure 3-8-5, it is found that the leak rates start to decrease at the time of 65 second because the inventory inflow into the target segment is stopped by the emergency shutdown valves. And, at the time of 230 second, the rates rapidly drop down due to the operation of the blowdown valves.

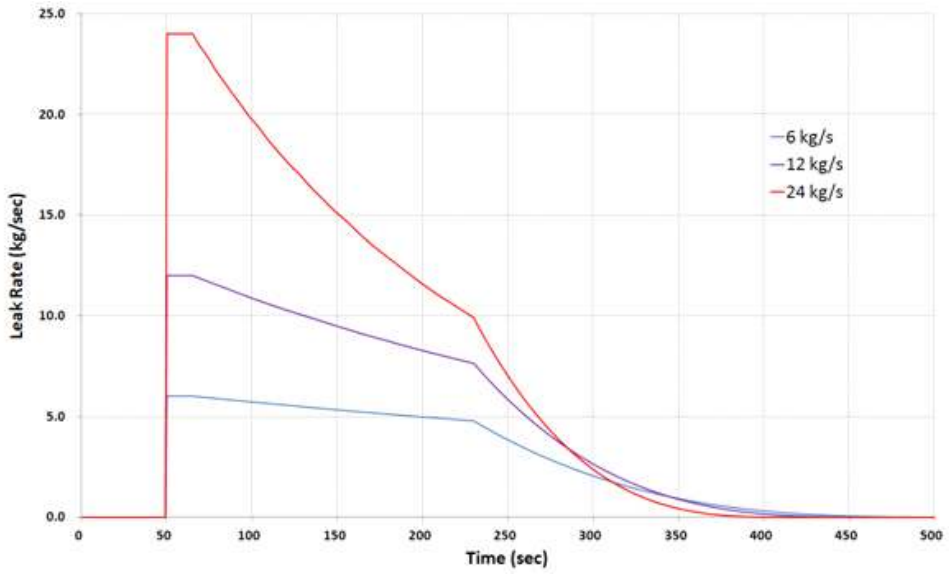


Figure 3-8-5 Time Variant Leak Rate Profiles

D. Leak frequency

The results of leak frequency estimation based on generic historical failure data in offshore industry are described in this section.

In case of releases from process equipment and piping, quantification of the frequency of leak events is based on historical data using the part-counting method, whereby summing the historical leak frequencies of items, such as vessels, heat exchangers, pipes, valves, flanges, instruments and so forth, are performed systematically.

The frequencies of leak from the process equipment and piping of the Test-Bed Train-2 are estimated by using the part-counting method and generic failure data. In this analysis, as for each initial leak rate defined, leak frequencies are calculated with LEAK software. The leak frequency results for the isolatable target segment are summarized in Table 3-8-3 below.

Table 3-8-3 Estimation of Leak Frequencies for Target Segment

Target Segment	Leak Frequency (per year)			
	Total	Small Rate (0~6 kg/sec)	Medium Rate (6~12 kg/sec)	Large Rate (12 kg/sec over)
HP MR Comp. (K-2302)	4.567×10^{-2}	4.092×10^{-2}	8.243×10^{-4}	3.927×10^{-3}

Regarding the leak events from the target segment, one leak position located in the center of the segment and three leak directions, such as upward, north and south of the facility, are considered in this analysis.

E. Leak position and direction

For the target segment, one leak position that is located on the center of the segment is considered in this study. The leak position has a coordinates of (x=408m, y=399m, z=13m) and is depicted in Figure 3-8-6 below. Frequency of the leak position is same as the leak rate frequencies in Table 3-8-3.

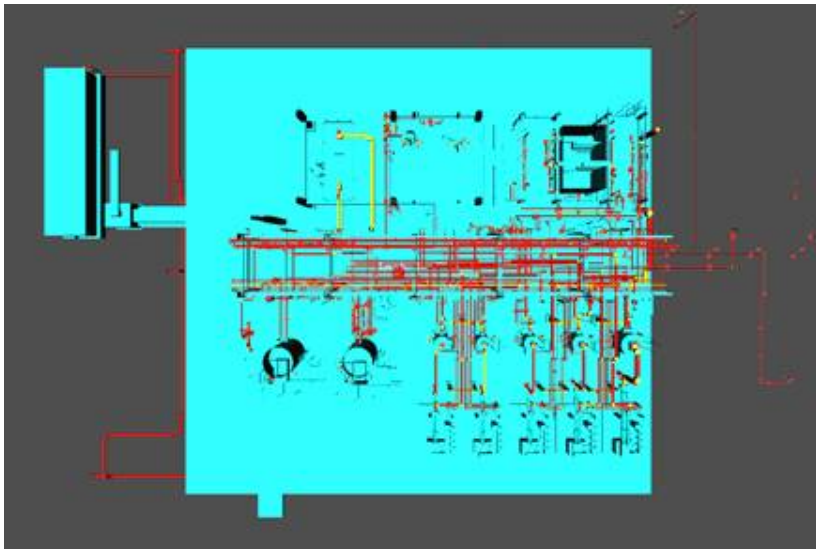


Figure 3-8-6 Leak Position Based on 3 Dimensional CAD Model

Considering the obstacles around the leak position, such as deck plating, equipment, piping, vertical wall, etc., three leak directions are defined like upward (+z direction), north (+y direction) and south (-y direction). Frequencies of the leak directions are assumed to be evenly distributed. Figure 3-8-7 shows the leak directions considered in this study.

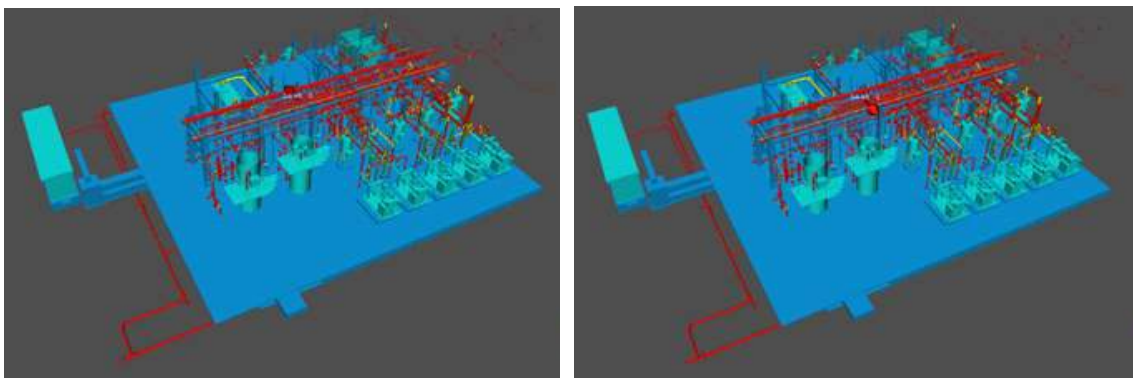


Figure 3-8-7 Leak Directions Based on 3 Dimensional CAD Model

4. Dispersion Analysis

A. Wind data

In general, dispersion and dilution of leaked gas is significantly affected by environmental conditions. Among various environmental conditions, wind speed and wind direction are the most important elements to gas concentration. This

study considers the wind data like in Table 3-8-4, which is based on the data measured in Incheon city, Korea, by KMA (Korea Meteorological Administration) during 2014.

Table 3-8-4 Summary of Wind Frequency Data (per Year)

Wind Direction / Wind Speed	0° (North)	90° (East)	180° (South)	270° (West)	Total Frequency
3 m/sec	0.1384	0.1342	0.1178	0.3822	0.7726
9 m/sec	0.0658	0.0342	0.0315	0.0795	0.2110
15 m/sec	0.0041	0.0014	0.0041	0.0068	0.0164
Total Frequency	0.2083	0.1698	0.1534	0.4685	1.0000

B. Dispersion scenarios

Gas dispersion behavior followed by unintended leak events is mainly dependent upon five elements, such as leak position, leak direction, leak rate, wind direction and wind speed. Thus, reasonable scenario of gas dispersion should be established based on the five elements. Specific information on the elements considered in this study is like the followings.

- Leak position: 1 position considered, such as a center of the target segment
- Leak direction: 3 directions considered, such as upward, north and south
- Initial leak rate (small): 3 rates considered, such as 6 kg/sec, 12 kg/sec and 24 kg/sec
- Wind direction: 4 directions considered, such as north, east, south and west
- Wind speed: 3 speeds considered, such as 3 m/sec, 9 m/sec and 15 m/sec

C. Reference volume data of explosive gas clouds

Based on the defined scenarios above, totally 108 simulations for flammable gas dispersion are performed by means of FLACS (Flame Acceleration Simulator) software in this study. From the results of the dispersion simulations, flammable gas cloud volumes based on Q9 data, which have homogeneous and stoichiometric characteristics, can be determined. For these simulations, it is

assumed that the initial leak rates are constant for the whole simulation times, such as 500 seconds. For this reason, the simulation results are called as 'reference volume data of explosive gas clouds' in this study.

Overall results of the simulations are depicted in Figure 3-8-8 below.

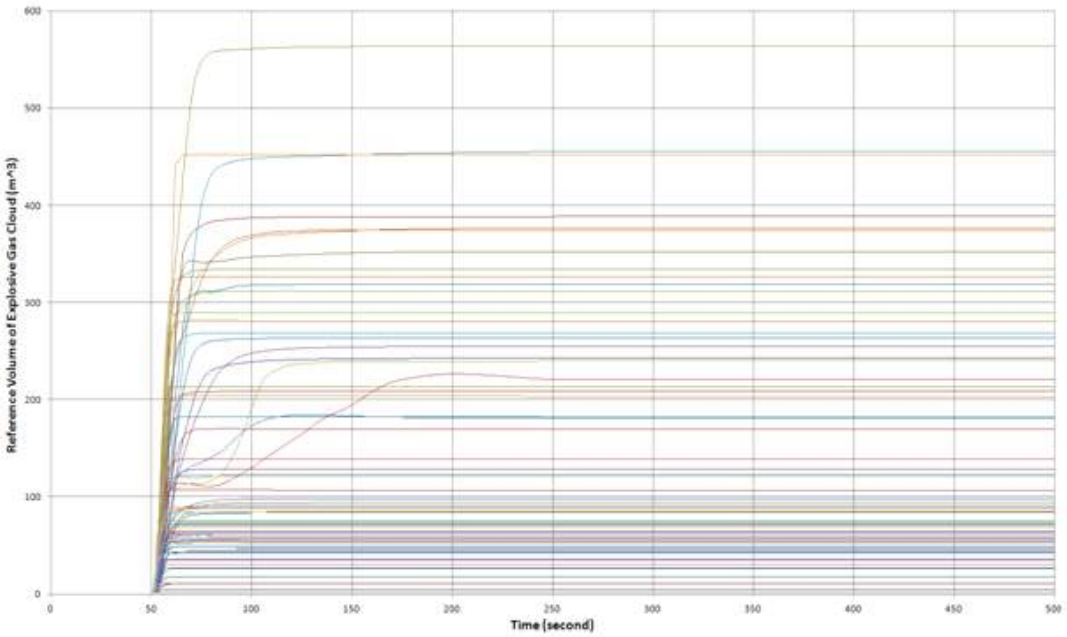


Figure 3-8-8 (Time Variant) Reference Volume Data of Explosive Gas Clouds

It is found that rapid increase of the explosive gas volume, which is homogeneous and stoichiometric, due to wind effect exists in the early phase of leakage, but the gas dispersion starts to be stable right after approximately 100 seconds for the majority of the scenarios. After 200 seconds or so, all the scenarios show constant values of the explosive gas volume because the volume newly generated by the leaked gas is equivalent to the gas volume diluted by wind.

D. Actual volume data of explosive gas clouds

In this section, actual volume data of explosive gas clouds are estimated. The actual volume data can be calculated by combining the reference volume data and the time variant leak rate profiles, and the frozen cloud assumption is the essential foundation of this calculation. For all the scenarios, time variant volume data of actual gas clouds should be determined.

Actual flammable gas clouds generated by the dispersion of the leaked gas include the effect of leak rate variation caused by the operation of emergency shutdown valves and blowdown valves. In general, the volume of each scenario reaches a peak value right after the operation of emergency shutdown valves, and then drops radically from the operation of blowdown valves. Figure 3-8-9 below, where overall results of the calculation of actual cloud volumes are depicted, shows this trend well.

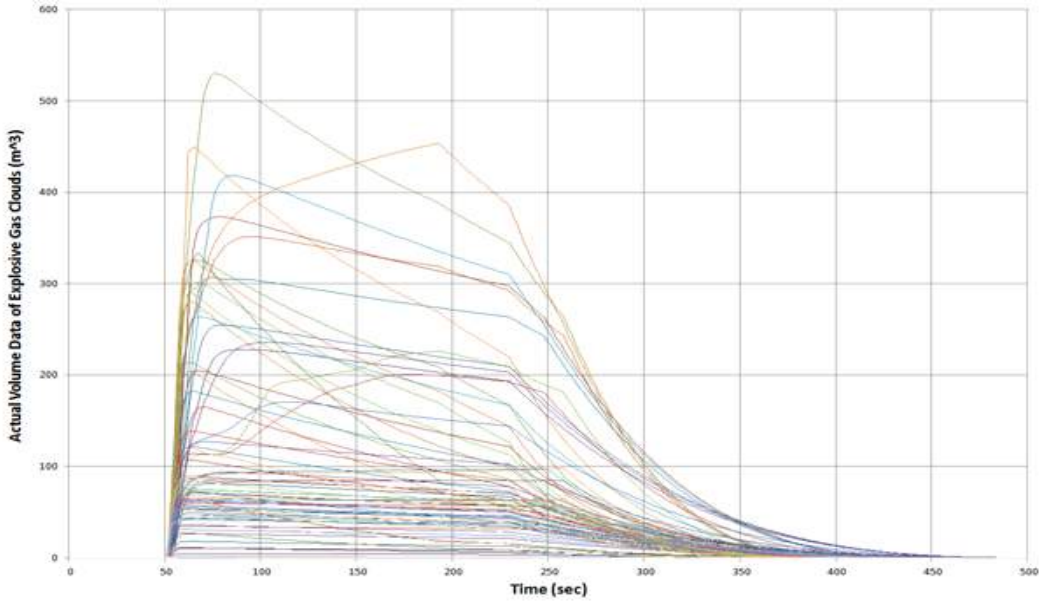


Figure 3-8-9 (Time Variant) Actual Volume Data of Explosive Gas Clouds

5. Ignition Analysis

Based on equipment lists and layouts, potential ignition sources in the Test-Bed Train-2 were identified. The purpose of this analysis is to establish ignition intensities, which are used together with the dispersion simulations to estimate probabilities of ignition. For the process of Test-Bed Train-2 facility, this study investigated the number of pumps, compressors and heaters, and their location, and considered the method proposed by TDIIM (time dependent internal ignition method).

A. Ignition intensity

In the Test-Bed Train-2, 2 pumps and 5 compressors are located with continuous running. Ignition sources associated to electrical equipment and personnel are the most active sources, and other equipment are also an

important sources as well. Such equipment is located all over the facility. Quantities of the ignition sources examined and their ignition intensities are summarized in Table 3-8-5 and 3-8-6, where only the area exposed to gas is counted. In this study, hot works are ignored.

Table 3-8-5 Continuous Ignition Source Data and Intensities

Ignition Sources	Electrical Equipment	Pump	Compressor	Other Equipment	Other	Personnel
Quantity	245.52 m^2	2 EA	5 EA	245.52 m^2	81.84 m^2	245.52 m^2
Intensity For Gas	$2.6x10^{-6}$	$9.6x10^{-5}$	$2.3x10^{-3}$	$2.6x10^{-6}$	$1.3x10^{-6}$	$3.0x10^{-6}$

Table 3-8-6 Discrete Ignition Source Data and Intensities

Ignition Sources	Electrical Equipment	Pump	Compressor	Other Equipment	Other	Personnel
Quantity	245.52 m^2	2 EA	5 EA	245.52 m^2	81.84 m^2	245.52 m^2
Intensity For Gas	$2.7x10^{-8}$	$2.1x10^{-7}$	$5.1x10^{-6}$	$2.1x10^{-9}$	$1.7x10^{-8}$	$4.0x10^{-8}$

The ignition intensities above should be adjusted for several factors such as age of facility, maintenance quality, manning level and new technology application. Specific adjustment factors for the ignition sources are summarized in Table 3-8-7.

Table 3-8-7 Adjustment Factors for Each Ignition Source

Sources	Facility Age	Maintenance Scheme	Manning Level	Technology
Electrical Equipment	Less than 15 years (0.9)	Normal frequency (1.0)	NA	After 1980 (0.6)
Pump	Less than 15 years (0.9)	Normal frequency (1.0)	NA	After 1980 (0.6)
Compressor	Less than 15 years (0.9)	Normal frequency (1.0)	NA	After 1980 (0.6)
Other Equipment	Less than 15 years (0.9)	Normal frequency (1.0)	NA	After 1980 (0.6)
Other	Less than 15 years (1.0)	Normal frequency (1.0)	NA	After 1980 (1.0)
Personnel	Less than 15 years (1.0)	Normal frequency (1.0)	Unmanned (0.2)	After 1980 (1.0)

B. Ignition probability

Based on the ignition intensities above, specific ignition probabilities are calculated. This study considers the philosophy for electrical disconnection of various ignition sources upon gas detection. It means that real ignition probability varies with time and is not constant over time, because of the emergency shutdown system. For continuous ignition sources, it is assumed that intensities for pumps and compressors are reduced by 50% every 15 seconds after gas alarm. And, intensities for other equipment and personnel are assumed to be reduced by 50% every 5 seconds after gas alarm. The ignition probability reduction model for continuous ignition sources is illustrated in Figure 3-8-10.

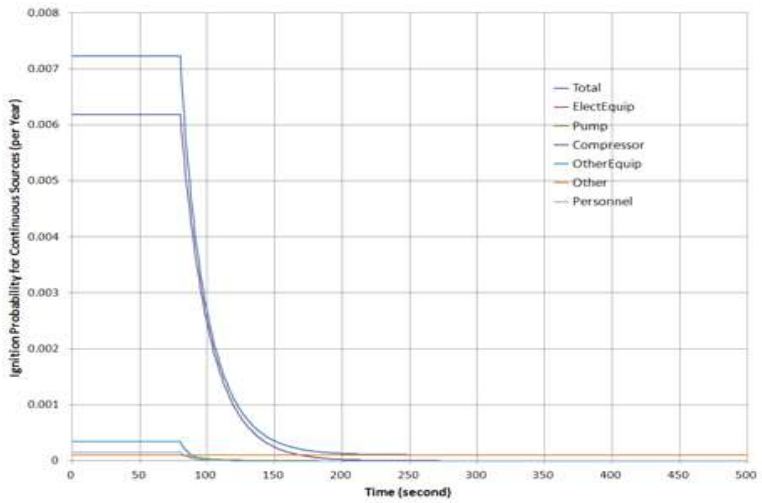


Figure 3-8-10 (Time Variant) Ignition Probability for Continuous Sources

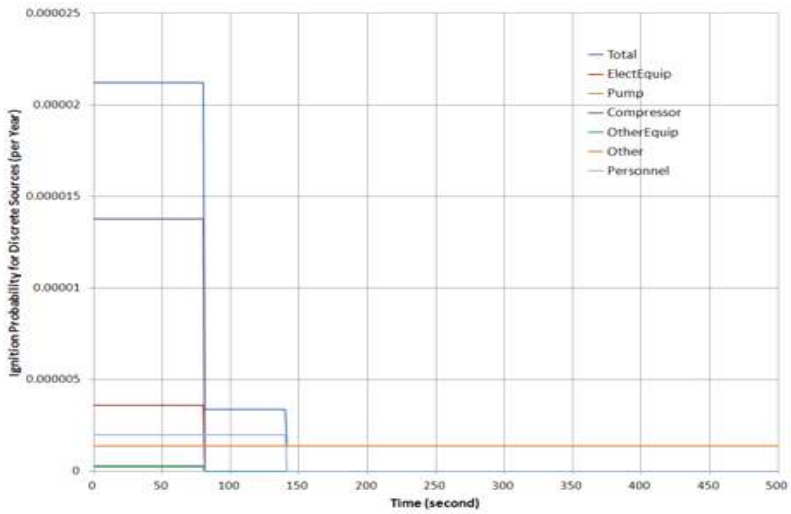


Figure 3-8-11 (Time Variant) Ignition Probability for Discrete Sources

For discrete ignition sources, it is assumed that intensities for pumps, compressors and other equipment are reduced to 0 after gas alarm. And, intensities for personnel are assumed to be reduced to 0 after 1 minute following gas alarm. That is, it is assumed that personnel have left the process modules. The ignition probability reduction model for discrete ignition sources is illustrated in Figure 3-8-11.

C. Ignition location

Ignition sources may be located anywhere in the target facility. Generally it is known that the location of ignition is a critical parameter in an explosion scenario, and may significantly affect the consequences of explosion accidents. For example, moving the ignition point by a few meters can drastically change the explosion overpressure. In general, assuming homogeneous congestion distribution, ignition sources located at the bottom of the gas cloud tend to give higher overpressures than high ignition sources located at the top, as the flames move faster upwards (from an ignition source at the bottom) than downwards (from an ignition source at the top).

As mentioned above, ignition of gas cloud can occur at either center of the cloud or edge. Depending on ignition source types and cloud sizes, two ignition positions are considered in this study, like Table 3-8-8, and this consideration is utilized for establishing explosion scenarios in the next analysis step, [Step 4].

Table 3-8-8 Ignition Positions & Types Considered

Gas Cloud Size	Ignition Position	Ignition Type
Small cloud	Cloud center	Discrete source
	Cloud center	Discrete source
Large cloud	Cloud edge	Discrete source
		Continuous source

D. Cloud categorization

A range of actual volume data of explosive gas clouds are established through a gas dispersion analysis. They have numerous volume data varying with time respectively, and it is not possible to simulate explosion accidents for all the gas

clouds in the actual cloud volume curves (i.e. AVT curves). In this reason, for a practical explosion simulation, it is necessary to define several discrete clouds based on the actual volume data of explosive gas clouds. The volume of the largest explosive gas cloud likely to occur is approximately 564.08 m^3. Considering the maximum volume, totally five cloud volume categories are defined like Table 3-8-9 below, in this study.

Table 3-8-9 Cloud Volume Category Definition

Category No.	1	2	3	4	5
Cloud Volume (m^3)	0 ~ 200	200 ~ 300	300 ~ 400	400 ~ 500	500 ~ 600
Equivalent Ratio	1.05	1.05	1.05	1.05	1.05
Remark	Small sized cloud type		Large sized cloud type		

E. Geometric data of the facility

In order to complete the calculation of Ignition probability, areal or volumetric proportion of the ignition sources counted to the area or volume of the target facility should be estimated.

- Foot-print area of the Test-Bed Train-2 facility (at the ground floor): 245.52 m^2
- Vertical height of the Test-Bed Train-2 facility (from the ground floor): 13 m

6. Fire/Explosion Risk Analysis

Based on both the dispersion scenarios and the ignition scenarios, possible explosion scenarios are established and their frequencies are calculated in this section. Subsequently, consequences of gas explosion accidents are estimated in a quantitative manner by using CFD simulations based on the explosion scenarios established. Here, specific arrangement of each cloud categorized is considered additionally.

A. Frequency analysis

As for the leak rates, leak position and leak directions, relevant frequencies are defined in Step 2, respectively. Frequencies for wind directions and speeds are described in Step 3, as well. Combining the five parameters, such as leak

position, leak direction, leak rate, wind direction and wind speed, 108 of the possible gas dispersion scenarios are developed in Step 3.

Actual volume data of all the possible explosive gas clouds that vary with time are estimated with numerous CFD simulations, and the resultant volumes are divided into several discrete categories. Ignition features and probabilities are defined above. Based on the cloud volume categories and ignition features, a specific Explosion-Frequency Matrix (ExF Matrix) is developed like Table 3-8-10 below. As a result of the frequency analysis, total frequency of all the gas explosion scenarios are calculated to be approximately 0.0391 (per year), and it is considered as relatively high value.

Table 3-8-10 Explosion-Frequency Matrix

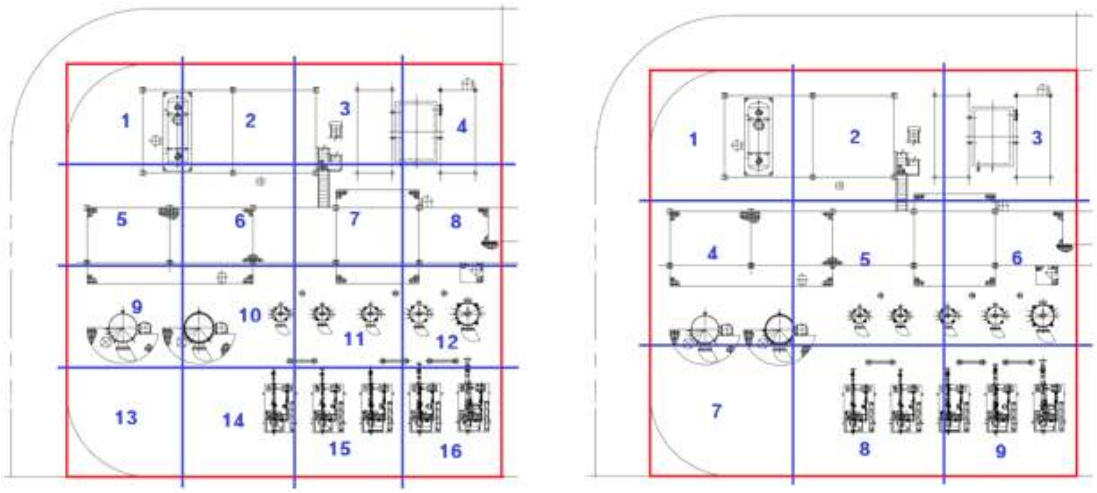
No	Category ID	Cloud Volume (m3)	Cloud Size	Ignition Position	Ignition Type	Residual Time (sec)	Growth Rate (m3/sec)
1	CAT 1	200.0	Small	Center	Discrete	45905.5583	656.6922
2	CAT 1	200.0	Small	Center	Continuous	45905.5583	656.6922
3	CAT 2	300.0	Small	Center	Discrete	1643.5214	321.8306
4	CAT 2	300.0	Small	Center	Continuous	1643.5214	321.8306
5	CAT 3	400.0	Large	Center	Discrete	751.0096	129.4821
6	CAT 3	400.0	Large	Edge	Discrete	751.0096	129.4821
7	CAT 3	400.0	Large	Edge	Continuous	751.0096	129.4821
8	CAT 4	500.0	Large	Center	Discrete	270.8776	31.7097
9	CAT 4	500.0	Large	Edge	Discrete	270.8776	31.7097
10	CAT 4	500.0	Large	Edge	Continuous	270.8776	31.7097
11	CAT 5	600.0	Large	Center	Discrete	29.0332	4.3683
12	CAT 5	600.0	Large	Edge	Discrete	29.0332	4.3683
13	CAT 5	600.0	Large	Edge	Continuous	29.0332	4.3683

No	Cloud Volume Frequency (/year)	Ignition Frequency (/year)	Ignition Position Probability	Gas Explosion Frequency (/year)
1	0.0391	0.1608	0.5	0.000604489
2	0.0391	0.7806	0.5	0.000000179
3	0.0391	0.0797	0.5	0.000023134
4	0.0391	0.1454	0.5	0.000000046
5	0.0391	0.0291	0.5	0.000023672
6	0.0391	0.0291	0.5	0.000023672
7	0.0391	0.0795	0.5	0.000000014
8	0.0391	0.0073	0.5	0.000006500
9	0.0391	0.0073	0.5	0.000006500
10	0.0391	0.0238	0.5	0.000000004
11	0.0391	0.0000	0.5	0.000000008
12	0.0391	0.0000	0.5	0.000000008
13	0.0391	0.0072	0.5	0.000000001

B. Consequence analysis

On the basis of the Explosion-Frequency Matrix, CFD simulations for gas explosion accidents are performed. Here, definition of cloud position on the target facility is added to the explosion scenarios of the Explosion-Frequency Matrix established above. All the explosion scenarios (Explosion-Risk Matrix) set up for implementing CFD simulations are totally 148 scenarios specified with their frequencies.

Among the final scenarios for gas explosion simulation above, 32 scenarios, such as from EXS117 to EXS148, have the frequency of extremely small value, almost zero. Hence, only 116 simulations for EXS001 to EXS116 need to be performed. In order to define the location of gas clouds, the facility area is divided into several parts, as shown in Figure 3-8-12 below. The area division is carried out with two types. One (left figure) is for small-sized clouds (category 1 and 2) and has 16 parts having even size, and the other is for large-sized clouds (category 3, 4 and 5) and has 9 parts having even size. Details of cloud categorization are written in Section 5.4. In case of the area division scheme for small-sized clouds, part number 13 and 14 are not considered to the explosion simulation in this study because those have no ignition sources inside. As for the area division scheme for large-sized clouds, part number 7 is ignored while performing the explosion simulation for the abovementioned reason.



[For Small-Sized Clouds] [For Large-Sized Clouds]

Figure 3-8-12 Process Area Division for the Scheme of Gas Cloud Positioning

As a representative outcome of the CFD explosion simulations, peak overpressure is measured in this study. For measuring the peak overpressure, dozens of monitoring points are defined in the 3 dimensional CAD model. This study considers totally 40 monitoring points. Among them, 28 points are arranged with even horizontal distance around the facility boundary for estimating the potential impact of gas explosion accidents on workers passing through the passage ways. The remained 12 points are arranged with even vertical distance on the separators (i.e. HP MR separator and MP MR separator) for estimating the design accidental load to the equipment against possible gas explosion accidents. The design accidental load is determined based on the criteria of 10^{-4} per year, and can be used for structural design of the equipment. Arrangement of the monitoring points is shown in Figure 3-8-13 and 3-8-14 below. 28 monitoring points, from No.1 to No.28, are uniformly located on the passage ways around the facility, and 12 points, from No.29 to No.40, are uniformly located on the separators' wall facing the facility inside.

As a result, the largest overpressure that may impact on the passage ways around the facility is measured as approximately 0.149 barg. This maximum overpressure is related to the explosion scenario of EXS97 and the monitoring point with No. 25. In case of the separators, approximately 0.197 barg is observed as the greatest overpressure. This pressure is associated with the explosion scenario of EXS93 and the monitoring point with No. 38.

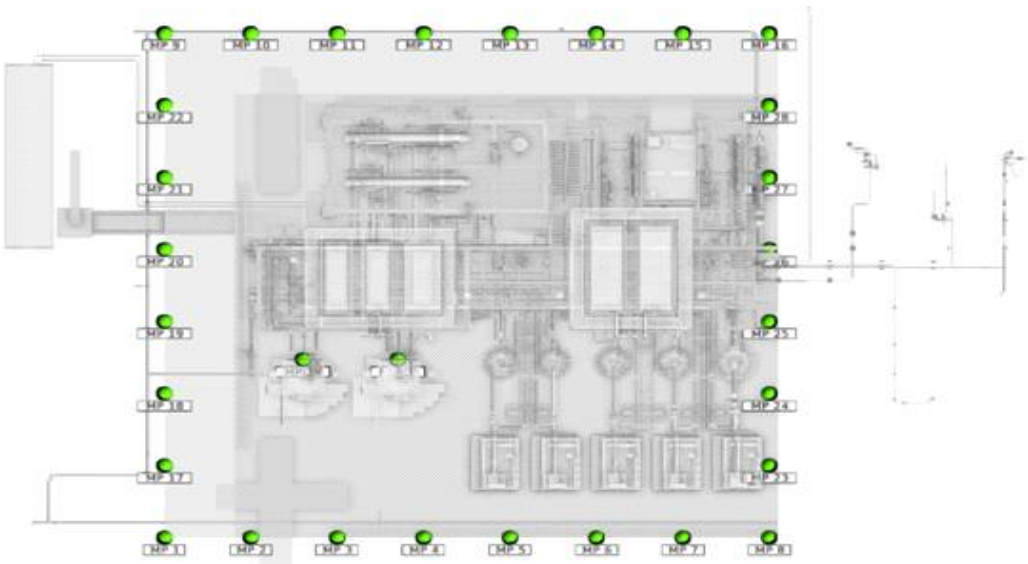


Figure 3-8-13 Monitoring Points Arrangement for Passage Ways

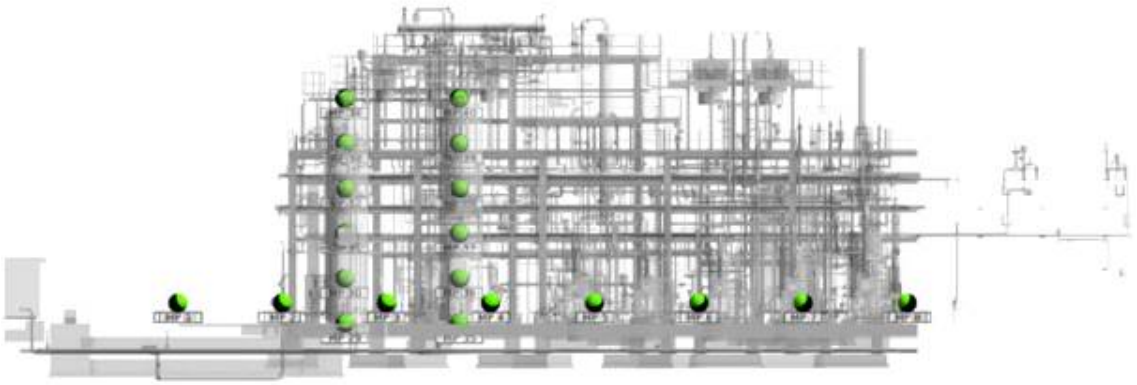


Figure 3-8-14 Arrangement of Monitoring Points for Separators

7. Risk Assessment

Based on the results of frequency analysis and consequence analysis, risk estimation and subsequent risk assessment are conducted in this section.

A. Exceedance curve for overpressure

Combining the Explosion-Risk Matrix above, which has frequency results of all the explosion scenarios, and the peak overpressure results from explosion simulation, exceedance curves for peak overpressure are made, like Figure 3-8-15 and 3-8-16. This study has concerns about two areas, such as the passage ways around the facility boundary and the major equipment such as the MR separators. And, two exceedance curves are drawn up for the two areas concerned in this study.

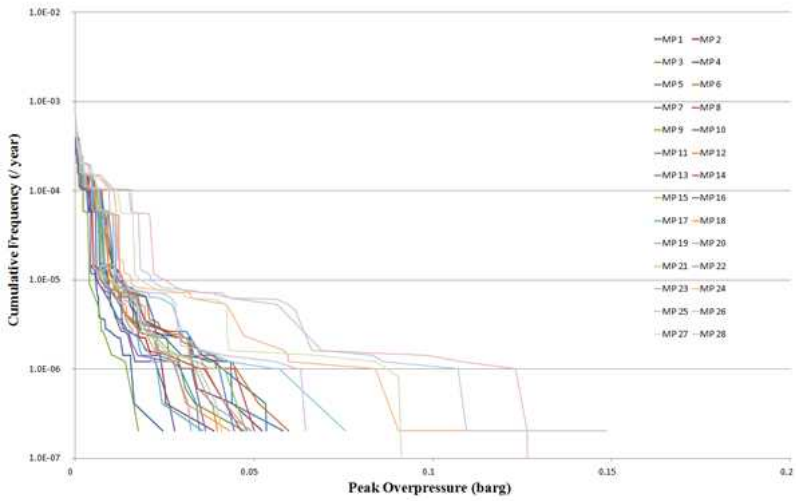


Figure 3-8-15 Overpressure Exceedance Curves for Passage Ways

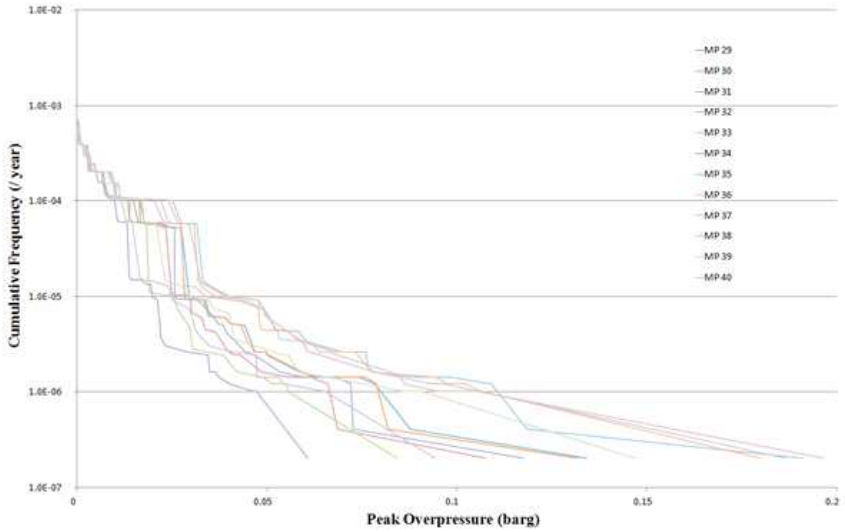


Figure 3-8-16 Overpressure Exceedance Curves for Separators

B. Fatality estimation

The target facility, Test-Bed Train-2, is designed basically as an unmanned system which is operated and maintained remotely by operators in a control room far from the facility. For this reason, it is not necessary to consider human risk on the operators working on the facility. Just for the personnel walking around the passage ways adjacent to the facility, human risk should be considered. In this study, it is assumed that 10 persons are always walking around the passage ways during the daytime. Hence, POB (persons onboard) is set as 10.

Among the lots of explosion scenarios above, the scenario of EXS97, which has the frequency of 2.03×10^{-7} (/year), produces the maximum peak overpressure of 0.149 barg. In order to estimate fatality of the persons around the facility, the probit function are referred to in this study. From the probit function for blast overpressure and the probit table, percentage of fatality corresponding to the maximum overpressure of 0.149 barg is estimated to be about 1%. Thus, fatality due to gas explosion accidents becomes 0.1. Combining the frequency of the scenario and the consequence of the fatality, specific individual risk is calculated as 2.03×10^{-8} (person/year).

- Individual Risk = Frequency x Consequence
  = 2.03×10^{-7} (/year) x 0.1 (person) = 2.03×10^{-8} (person/year)

C. Risk assessment

Total frequency of gas explosion accidents on Test-Bed Train-2 is calculated to be 3.91×10^{-2} (/year). It simply means that approximately 4 times of gas explosion accidents are likely to occur every 100 years. The possibility of explosion is not seen to be sufficiently low number, but considered to be acceptable level.

In this study, the threshold explosion frequency for defining design accidental loads is set as 10^{-4} per year. In order to implement structural design for major equipment or critical structural elements against possible gas explosion accidents, it is needed to define a design accidental load based on the threshold explosion frequency.

There are two separators on Test-Bed Train-2, such as HP MR Separator (V-2306) and MP MR Separator (V-2304), which are the largest equipment on the facility. The height of the separators from the baseline reaches 10 m over. Furthermore, whole performance of the facility is highly dependent on the operation of the separators. In these reasons, the two separators should be designed to maintain their performance against any gas explosion accident. A specific design accidental load for the threshold frequency is identified to be approximately 0.025 barg. This design accidental load is considered not significant.

If constructing some structures around the passage ways for protecting personnel walking on those from any gas explosion accident, it is required to define load criteria for structural design. Based on the threshold frequency of gas explosion accidents, a design accidental load for the protection is determined as approximately 0.0158 barg.

Individual risk associated with personnel passing through the passage ways is estimated to be 2.03×10^{-8} (person/year). This risk is considerably lower than the evaluation criteria of 10^{-4} (person/year). Therefore, it is deemed that human risk related to people adjacent to Test-Bed Train-2 is sufficiently low level and the safety is ensured.

8. Conclusion

The Test-Bed Train-2, which is the liquefaction process cycle consisted of compressors, column, main cryogenic heat exchanger, pumps, and coolers, and the fractionation process, is designed and constructed in order to verify the KSMR (Korea Standard Mixed Refrigerant) liquefaction process developed by Korea Gas Corporation. As for the Test-Bed Train-2 front-end engineering design (FEED), this study is conducted with an aim to confirm whether safety of the facility is ensured sufficiently, in terms of potential fire and explosion accidents.

The final results of Fire and Explosion Risk Analysis are as follows.

- Total frequency of the accident occurrences in Test-Bed Train-2 is estimated to be 3.91×10^{-2} per year.
- As for personnel adjacent the facility boundaries, i.e. on the passage ways around the facility, individual risk is estimated to be 2.03×10^{-8} persons per year.
- As for the separators, i.e. V-2304 and V-2306, design accidental load for structural design against the impact of the accidents is estimated to be 0.025 barg.
- As for a structural protection on the passage ways for personnel, which is not constructed at present and may be added in future, design accidental load for structural design against the impact of the accidents is estimated to be 0.016 barg.

In conclusion, it is confirmed that individual risk level of Test-Bed Train-2 design is considerably low, nevertheless total frequency of fire and explosion accident occurrence is high to some extent. Furthermore, for both the separators that are the largest and the most critical equipment in the facility and the protection on the passage ways that may be fitted in future, calculated design accidental loads are significantly small values, so that structural integrity of those can be ensured in an easy manner. Therefore, additional design amendments for risk reduction are not required.

9절 LNG-FPSO 안전설계 모듈 1 생산가용도

1. 서론

가. 목적과 범위

본 지침서는, LNG-FPSO Topside 공정 설계 단계에서 공정설비의 생산효율을 산출하기 위한 생산가용도 분석 절차를 제시하고 있다.

생산가용도 분석은 분석 대상 공정설계의 생산성능을 예측하고 생산량 감소에 영향을 미치는 시스템들을 분석함으로써 공정설계를 개선하며, 또한, 전 생애주기 동안 요구되는 생산 공정의 유지 및 보수비용 절감과 예비부품 최적화를 위하여 사용된다. 이러한 생산가용도 분석 절차를 제시함으로써LNG-FPSO Topside 공정설계를 최적화하여 인명, 재산 및 환경에 대한 안전을 확보함과 동시에 생산설비의 효율을 최대화하고 소요 비용을 최소화하기 위한 공정설계 분석 작업에 사용하고자 한다. 본 지침서에서는, 신뢰도와 가용도 및 생산가용도의 정의, 생산가용도 분석 방법론 및 분석 절차를 기술하여 생산가용도 분석 작업에 대한 이해를 돕고자 하였다.

(1) 생산가용도 분석 일반

공정의 설계 단계에서 생산가용도 분석은, 공정 설계의 생산성능을 예측하고, 생산량 감소에 영향을 미치는 시스템들을 분석함으로써 장치 및 시스템 성능 개선, 공정의 구성 개선 및 새로운 공정의 적용 등Topside 공정설계를 개선하며, LNG-FPSO 전 생애주기 동안 요구되는 생산 공정의 유지 및 보수비용 절감과 예비 부품 최적화를 위하여 사용된다.

생산가용도 분석 작업은 '신뢰도 분석(Reliability analysis)', '정비도(유지/보수) 분석(Maintainability analysis)', '가용도 분석(Availability analysis)', '생산 공정의 운용 분석(Operability analysis)' 및 전과정(Life-cycle) 시뮬레이션을 통한 '생산 효율 분석(Production efficiency analysis)' 작업을 포함하며, 이러한 모든 작업은 신뢰도 공학 이론을 바탕으로 이루어지게 된다.

시스템 신뢰성 공학(System reliability analysis)은 다음과 같은 사항들을 효과적으로 해결하기 위하여 필요하다.

- 다양한 설계 대안(Design alternative)중에서 초기 투자비, 운전비용, 고장에 의한 생산 손실과 유지보수비용 모두를 고려하였을 경우의 최적 방안 마련: 신뢰성 공학과 전 과정 비용평가(Life-cycle cost analysis)의 결합
- 설계된 해양플랜트는 설치 운전 시 잠재적인 고장이나 사고, 유지보수 활동으로 상당 기간 정상적인 운전이 어렵게 된다. 이 경우 1년에 몇

시간이나 운전을 중지해야 할 것인지 등을 고려한 해양플랜트의 목표 연간 가동 일수 및 연간 목표 원유/가스의 생산량 추산: 생산 가용도(Production reliability) 해석

- 해양플랜트에 설치된 많은 안전시스템들에 대한 신뢰도 추산: 안전무결도(Safety integrity level) 해석
- 어떤 장치는 고장이 잘 일어나지 않고, 어떤 장치는 자주 고장이 난다. 어떤 장치는 전체 시스템에 중요하고 어떤 장치는 그렇지 않다. 해양플랜트를 구성하는 다양한 시스템 또는 장치들에 대한 체계적인 고장 분석과 고장으로 인한 피해를 최대한 줄이기 위한 효율적인 유지보수 전략 및 방법에 대한 결정과 이에 대한 정량적 분석: 신뢰도 기반 유지보수(Reliability-centered maintenance) 결정

나. 용어 정의

- 가용도(Availability): 하나의 시스템 또는 부품이(신뢰도, 정비도 및 정비지원의 관점을 고려한 상황에서) 가동을 필요로 하는 시점 또는 주어진 기간 동안 그 기능을 수행할 수 있는 능력.
- 고장(Failure):하나의 시스템 또는 단일 아이템이 운용 중 요구되는 기능을 수행하는 능력을 상실하거나 요구되는 기능이 적정 수준에 미치지 못하는 상황을 이르는 말.
- 고장속도/고장률(Failure rate):단위시간당 고장 발생 횟수.
- 고장모드(Failure mode): 고장이 발생한 부품에서 고장에 따른 증상, 조건 또는 유형.
- 고장모드영향분석(Failure mode and effects analysis, FMEA): 귀납적 분석기법의 하나이며, 시스템에 영향을 미치는 모든 부품들을 대상으로 각각의 대상 부품이 고장 났을 경우 그 고장을 모드 별로 분류하고 그 고장이 전체 시스템에 미치는 영향을 분석하는 기법.
- 고장수목분석(Fault tree analysis, FTA): 연역적 분석기법의 하나로, 논리기호(AND/OR gate 등)를 사용하여 기본사건(Basic event)으로부터 그 발생경과를 거슬러 올라가 나뭇가지 모양의 고장수목(Fault tree)으로 전개한 다음 최상위 사건(Top event)의 발생 경로와 발생원인, 발생 확률을 분석하는 기법.
- 고장확률(Failure probability):단위시간당 고장이 발생할 확률. 0에서1까지 나타낼 수 있으며, 비가용도(Unavailability)와 동일한 의미.
- 계획 유지보수(Preventive maintenance, PM):고장이 발생하기 전에 계획적으로 주어진 시간마다 부품교체 및 정비를 행하는 유지보수 활동.
- 보급 지연(Logistic delay):수리작업 인원, 수리 장비, 부품 등의 조달 및

수송과 관련된 지연 시간.

- 비용효과평가(Cost-benefit assessment, CBA):생산효율을 높이기 위한 방안 적용 시 투자 비용 대비 효과 평가, 즉 비용 효율성이 충분한지 분석 및 평가하는 기법.
- 사후 유지보수(Corrective maintenance, CM):고장이나 결함이 발생한 후 이것을 수리에 의하여 회복시키는 유지보수 활동.
- 신뢰도(Reliability):하나의 시스템 또는 부품이 주어진 환경과 사용 조건에서 정해진 기간 동안 요구된 기능을 수행할 수 있는 능력.
- 신뢰도블록선도(Reliability block diagram, RBD):어떤 시스템의 기능을 나타내는 성공기반 네트워크. 어떤 시스템 기능의 고장확률 계산 시 사용
- 안전 시스템(Safety system):어떠한 사건(Event)으로 인한 결과의 심각도를 낮출 수 있는 안전 기능을 가진 시스템.
- 정비도(Maintainability):고장 회복 및 예방을 위한 정비 작업이 주어진 조건, 절차 및 정비자원에 따라 수행될 때, 고장이 발생한 부품 또는 시스템이 정상운용 상태로 수리 또는 교체 작업을 통하여 회복 될 가능성.
- 평균고장도달시간(Mean time to failure, MTTF):고장 간 평균 시간. 어떤 부품 또는 시스템이 작동하여 고장 날 때까지의 시간.
- 평균무고장시간(Mean time between failure, MTBF):MTTF와MTTR을 더한 값으로, 부품 또는 시스템이 작동하여 고장 난 후 수리하여 다시 작동할 때까지의 시간.
- 평균수리시간(Mean time to repair, MTTR):어떤 부품 또는 시스템이 고장 났을 때 수리하여 다시 작동할 때까지 걸리는 시간.

다. 생산가용도 분석 방법론

(1) 개 요

본 장에서는 생산가용도 분석 작업의 이해를 돕고자 생산가용도 분석 작업에 사용될 방법론들과 관련 이론에 대하여 설명하였다.

(2) 신뢰도와 가용도

새 제품이 작동을 시작하여 고장 날 때까지의 시간을 고장 도달 시간(Time to failure)이라고 한다. 같은 제품이라도 각기 고장 도달 시간이 다르므로, 다수 제품의 고장 도달 시간 평균값을 평균 고장 도달 시간(Mean time to failure, MTTF)이라 한다. 고장을 고치는 시간이 무한이 짧다고 하면, MTTF는 고장 주기라고 여길 수 있다. 주기와 횟수의 역수 관계로부터, 1/MTTF는 고장 횟수가 되며, 신뢰성 공학에서는 고장 횟수보다 고장 속도(Failure Rate)라 부르고, 대개 l로 표시한다.

$$\lambda = 1 / MTTF$$

신뢰도는 주어진 운전 조건에서 정해진 시간 동안 요구되는 성능을 나타낼 확률을 말한다. 따라서, 신뢰도는[0, 1] 범위의 값을 가지며, 신뢰도 결정을 위하여 '운전 조건', '임무 시간', '요구되는 성능'이 반드시 주어져야 한다. 고장률이 작으면(MTTF가 크면) 신뢰도는 커지고, 반대로 임무 시간이 늘어나면 신뢰도는 감소하다가 결국은 영이 된다. 또한, 성능은 고장을 결정하는 가장 중요한 지표가 된다.

일회사용을 목적으로 하는 제품, 즉, 한 번 쓰고 버리는 제품에서는 신뢰도가 유일하게 중요하다. 하지만, 고쳐 사용하는 제품에서는 수리 시간이 다른 중요한 지표가 된다. MTTF와 마찬가지로, 수리 시간에 대해서도 평균 수리 시간(Mean time to repair, MTTR)을 정의한다. 아래의 두 제품 중 어느 것이 더 유리할지를 비교하는 것은 자주 고장 나지만 수리와 고객 서비스가 잘되는 제품과 자주 고장 나지 않지만 수리 받기 어려운 제품 사이를 선택하는 것과 같은 패러다임이다.

- 제품A. 자주 고장 나지만 수리 시간이 짧음(MTTF와MTTR 모두 작음)
- 제품B. 가끔 고장 나지만 수리 시간이 김(MTTF와MTTR 모두 큼)

엄밀한 비교는 가용도(Availability)를 정의함으로써 가능하다. 여기서 가용도는 전체 시간 중에 정해진 성능을 나타내는 시간의 비율이다. 단순화해서 생각하면 다음과 같은 시나리오와 같이 작동, 고장, 수리가 반복된다.

- 대상 시스템을 작동하기 시작하면, MTTF 지나서 고장
- MTTR 만큼 걸려 수리
- 다시 작동을 시작하면MTTF 지나서 고장
- MTTR 만큼 걸려 수리

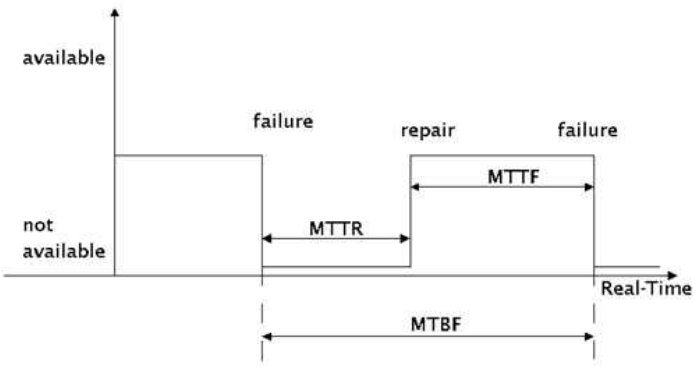


그림 3-9-1 MTTF 및 MTTR

따라서 가용도A는 다음과 같이 나타낸다.

$$A = \frac{MTTF}{MTTF + MTTR}$$

수리 시간 중, 정말 수리에 소비되는 활성 수리 시간(Active Repair Time)은 전체 수리 시간 중의 일부분인 경우가 많다. 부품 조달 시간이나 엔지니어 도착 시간

등도 수리 시간에 포함되어야 한다. 따라서, 어떤 사람들은 정지 시간(Down Time)과 작동 시간(Up Time)으로 정의하기도 한다. 이 때, 정지 시간은MTTR와 같다.

$$A = \frac{\text{Up Time}}{\text{Up Time} + \text{Down Time}}$$

가용도는 신뢰도, 정비도, 유지보수 지원에 영향을 받게 된다.

Availability = f (Reliability, Maintainability, Maintenance Support)

예를 들어 신뢰도가 동일한 두 제품을 사용하여도 어떻게 유지보수 및 유지보수 지원 활동을 하느냐에 따라 각각의 가용도는 다를 수 있다.

수학적 관계

시스템의 신뢰도를 이해하기 위해서는 다음과 같이 네 가지 함수를 고려한다.

- F(t): 고장 확률 함수(Failure probability function)
- f(t): 고장 확률 밀도 함수(Failure probability density function)
- R(t): 신뢰도 함수(Reliability function)
- z(t): 고장률 함수(Failure rate function)

F(t)는 제품이 [0, t] 에서 고장날 확률이다. 따라서 R(t)와는 다음 관계에 있다.

$$R(t) + F(t) = 1$$

이런 의미 때문에R(t)는 생존자 함수(Survivor function)라고도 한다. 확률과 확률 밀도 함수 사이의 관계로부터 F(t)와 f(t)는 다음 관계를 만족한다.

$$F(t) = \int_0^t f(u)\, du \quad \text{또는} \quad f(t) = \frac{d}{dt} F(t)$$

통상적인 밀도 함수와 마찬가지로 다음과 같은 의미를 가지고 있다.

[t, t+Dt] 사이에 제품이 고장날 확률 ≈ f(t) x Dt

t 시간까지 정상인 제품이 t+Dt 시간에 고장 날 조건부 확률을 z(t)라 한다.

$$z(t) = \frac{f(t)}{R(t)}$$

여러 가지 관계를 조합하면 다음과 같은 관계가 있다.

$$R(t) = \exp\left(- \int_0^t z(u) du \right)$$

MTTF는 평균 시간이므로 다음과 같다.

$$MTTF = \int_0^\infty t\, f(t)\, dt$$

고장 모델

위의 수학식이나 실제적인 상황을 감안하면, 시간에 따라서 고장률이 어떻게 달라지는지를 알아내는 것이 신뢰도를 추산하기 위한 가장 중요한 작업이다. 고장률

은 시간에 따른 함수이며, 작동 개시 시점(Burn-in period)이나 수명이 다한 시점(Wear-out period)에서는 고장률이 높다. 그 중간 영역에서는 대체로 고장률이 크게 변하지 않는데, 많은 경우 이 중간 영역은 시간에 따라 비교적 일정한 고장률을 보이는 경향으로 고장 모델에 널리 이용된다.

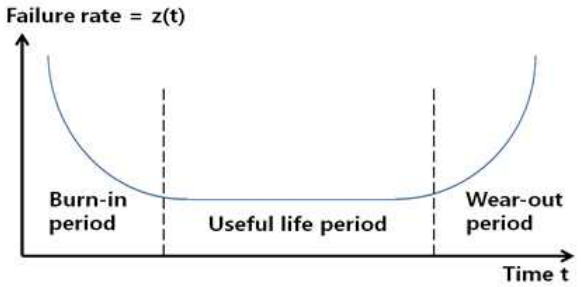


그림 3-9-2 Bath-Tub Curve

중간 영역에서의 경향을 고장 모델에 적용하여 시간에 따라서 고장률이 변하지 않는다고 가정하면 고장률은 지수 함수 모델(Exponential Model)로 정의 된다.

$$z(t) = \lambda$$

이로부터 다른 함수들도 구해보면 다음과 같다.

$$R(t) = \exp\left(-\int_0^t z(u)du\right) = \exp(-\lambda t)$$

$$f(t) = \lambda \exp(-\lambda t)$$

$$MTTF = \frac{1}{\lambda}$$

MTTF까지 제품이 고장 나지 확률은 R(t=MTTF)과 같으므로 다음과 같다.

$$R(MTTF) = \exp(-1) \approx 0.3679$$

지수 함수 모델 이외에도 다음과 같은 고장 모델 함수가 있다.

- Weibull 모델
- Gamma 모델
- Normal 모델
- Lognormal 모델
- Birnbaum-Saunders 모델
- Inverse Gaussian 모델

고장, 고장 상태, 고장 모드

고장은IEC 60050에 따르면 “요구되는 기능을 수행할 능력의 손실(the termination of the ability of an item to perform a required function)”이라고 정의된다. 이 정의에 따르면 고장의 정의를 위해서는 주어진 기능에 대한 정의가 선행되어야 한다.

예를 들어 펌프에 대해 고장을 정의해 보면 다음과 같다.

- 펌프의 목표 유량: 1.0 - 1.2 ton/hr
- 따라서 유량이 0.9 ton/hr나 1.3 ton/hr가 나오게 되면 고장이다.

고장(Failure)과 혼동되는 어휘로 고장 상태(Fault)가 있다. 고장은 '사건(Event)'을, 고장 상태는 '상태(State)'를 의미한다. 펌프의 유량에 대한 기능이 1.0-1.2 ton/hr라고 정의되면, 고장은 펌프의 유량이 점점 감소하여 1.0 ton/hr 이하로 내려가거나 1.2 ton/hr 이상으로 올라가는 그 순간을 일컫고 펌프가 유량에 대한 기능을 회복하지 못하는 상태를 고장 상태라 한다. 혼동되는 다른 어휘로 고장 모드(Failure Mode)와 고장 메커니즘(Failure Mechanism)이 있다. 고장 모드는 "고장난 부품에서 고장이 발견되는 변화(the effect by which a Failure is observed on a failed item)"로 정의된다. 이에 반하여, 고장 메커니즘은 고장이 일어나는 원인이다. 고장 모드는 관찰 가능하지만, 고장 메커니즘은 그렇지 않을 수도 있다. 예를 들어 압력 용기가 부식 되어 누출이 발생하는 경우 압력 하강은 관찰 가능하다. 반면에, 부식은 관찰될 수도 아닐 수도 있다. 고장 메커니즘이 부식임을 확정 짓기 위해서는 관찰 이상의 노력이 필요하다. 고장 모드와 고장 메커니즘이 반드시 일대일 대응되지는 않는다. 위의 예를 참고하면, 누출이 생기는 원인은 부식 이외에도 과도한 압력 상승, 낙하물에 의한 파손, 구조적 결함 등 여러 가지 다른 원인이 존재할 수 있다.

고장의 종류

고장은 대표적으로6가지의 항목에 따라서 분류된다.

- 고장이 나타나는데 걸리는 시간
  - ✓ 급격한 고장(Sudden Failure)
  - ✓ 점진적 고장(Gradual Failure)
- 감지 가능성(Delectability)
  - ✓ 감지 가능 고장(Evident or Detectable Failure)
  - ✓ 감지 불가 고장(Hidden or Undetectable Failure)
- 고장의 파급 영역(Scope of Failure)
  - ✓ 부분 고장(Partial Failure)
  - ✓ 전체 고장(Complete Failure)
- 고장의 원인(Failure Causes) - 인간적 측면
  - ✓ 일차적 고장(Primary Failure): 설계자의 오류에 의한 고장
  - ✓ 이차적 고장(Secondary Failure) 사용자의 오용에 의한 고장
- 고장의 원인(Failure Causes) - 기계적 측면
  - ✓ 물리적 고장(Physical Failure): 사용시간이나 부하가 원인이 된 고장
  - ✓ 체계적 고장(Systematic Failure): 설계 오류나 상호 작용에 의한 고장

- 고장의 영향
  - ✓ 위험 고장(Dangerous Failure): 위험한 결과가 초래되는 고장
  - ✓ 안전 고장(Safe Failure): 심각한 결과가 초래되지 않는 고장

어떤 분류에 따르는 것이 좋은지는 어떤 제품에 어떤 이유로 고장을 분류하는가에 따라 달라진다. 예를 들어, 해양플랜트의 화재 감지기라면, 마지막 분류를 우선 고려할 것이며, 전체 시스템의 통합을 다루는 엔지니어라면 세 번 째 분류에 관심이 많을 것이다.

(3) 신뢰도 추산

단일 구성품의 신뢰도는 다음 관계식을 사용하여 추산할 수 있다.

$$R(t) = \exp(-\lambda t)$$

$$f(t) = \lambda \exp(-\lambda t)$$

$$MTTF = \frac{1}{\lambda}$$

MTTF까지 제품이 고장 나지 않을 확률[R(t=MTTF)]은 다음과 같다.

$$R(MTTF) = \exp(-1) \approx 0.3679$$

직렬 연결은 구성 요소 하나의 고장이 전체 시스템의 고장으로 이어지는 구성을 말한다. 단위 공정들의 연결과 같은 의미이다. 예를 들면, 압축기와 후단 냉각기(After-Cooler)의 연결이 이에 해당된다. 압축기나 후단 냉각기 둘 중의 하나가 고장 나면, 다른 것의 고장에 상관없이 전체 시스템이 고장이다. 두 요소의 직렬 연결을 고려하면 아래 그림과 같다.



그림 3-9-3 두 요소 직렬 연결

(시스템의 고장 확률) = (요소A의 고장 확률) + (요소B의 고장 확률)
- (요소A와B가 동시에 고장 날 확률)

이를 수식으로 표현하기 위하여 다음과 같은 기호들을 정의한다.

$$R_A(t) = \exp(-\lambda_A t)$$

$$F_A = 1 - R_A(t) = 1 - \exp(-\lambda_A t)$$

$$R_B(t) = \exp(-\lambda_B t)$$

$$F_B = 1 - R_B(t) = 1 - \exp(-\lambda_B t)$$

전체 시스템의 고장 확률은 다음과 같이 표현된다.

$$\begin{aligned} F(t) &= 1 - R(t) = F_A + F_B - F_A \cdot F_B \\ &= (1 - R_A) + (1 - R_B) - (1 - R_A) \cdot (1 - R_B) \\ &= 1 - R_A \cdot R_B \end{aligned}$$

따라서 시스템의 신뢰도는 다음과 같다.

$$R(t) = R_A \cdot R_B = \exp\left[-(\lambda_A + \lambda_B)t\right]$$

즉, 시스템의 신뢰도는 두 요소의 신뢰도의 곱과 같으며, 시스템의 고장률은 두 요소의 고장률을 더하면 된다. 요소의 개수가 늘어나더라도 신뢰도 추산식은 변하지 않는다. 시스템의 신뢰도는 모든 요소의 신뢰도의 곱과 같으며, 시스템의 고장률은 모든 요소의 고장률을 합한 것과 같다.

병렬 연결은 하나의 구성 요소가 고장 나더라도 전체 시스템이 고장 나지 않는 구성을 말한다. 아래의 그림과 같이, 100% 용량의 펌프 두 개를 설치하면 병렬 연결이 된다. (만약, 50% 용량의 펌프를 배관상 병렬로 연결하면, 신뢰도 관점에서는 직렬 연결이다.)

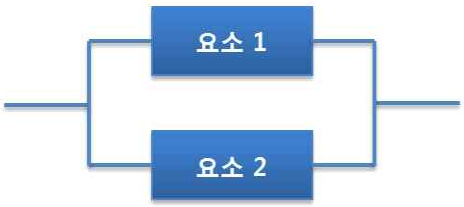


그림 3-9-4 두 요소 병렬 연결

두 요소 중 하나만 작동하더라도 시스템이 제대로 작동하므로 다음과 같이 표현된다.

(시스템의 작동 확률) = (요소A의 작동 확률) + (요소B의 작동 확률)
- (요소A와B가 동시에 작동 확률)

앞서 정의한 기호들을 사용하여 표현하면 다음과 같다.

$$\begin{aligned} R(t) &= R_A + R_B - R_A \cdot R_B \\ &= \exp(-\lambda_A t) + \exp(-\lambda_B t) - \exp\left[-(\lambda_A + \lambda_B)t\right] \end{aligned}$$

두 요소의 고장률이 같다면 다음과 같이 간략하게 표현된다.

$$R(t) = 2\exp(-\lambda t) - \exp\left[-2\lambda t\right]$$

해양플랜트 안전시스템(가스 및 화재 감지기, 차단밸브 등)의 신뢰도는 앞에서 설명한 직렬연결과 병렬연결 개념을 적용하여 구한다. 예를 들어 신뢰도 90%을 갖는 동

일한 가스 감지기를 설치할 때 이를 직렬로 연결할 경우 전체 시스템의 신뢰도는 다음과 같다.

$$R(t) = 0.9 \times 0.9 = 0.81$$

반면 동일한 감지기 두 개가 설치되어1개가 고장 날 경우에도 다른 감지기가 작동할 경우 전체 시스템의 성능에는 문제가 없도록 병렬로 연결된 전체 시스템의 신뢰도는 다음과 같다.

$$R(t) = 1 - ((1 - 0.9) \times (1 - 0.9)) = 0.99$$

위의 예에서 볼 수 있듯이 보통 병렬 설계는 직렬 설계에 비해 우수한 신뢰성을 보장해 준다. 이에 따라서 해양플랜트의 안전시스템 설계에는 병렬 연결이 많이 고려된다. 다만, 병렬 연결은 직렬 연결에 비해 추가적인 장비 구매를 필요로 하므로 비용 상승이 발생한다. 안전향상과 비용 상승의 문제는 해양플랜트 설계에서 항상 동반되는 문제이다. 이를 해결하기 위해 비용-효과 평가(Cost Benefit Analysis) 등을 수행한다. 병렬 연결을 일반화해 보면 다음과 같다. 3개의 요소를 설치해서1개의 요소를 작동시킬 수도 있고(100% x 3), 2개의 요소를 작동시킬 수도 있다(50% x 3). 따라서, 설치 요소 개수와 작동 요소 개수에 따라 단위 요소의 용량이 달라진다. 일반적으로 병렬 연결은 다음과 같이 표기한다.

kooN= kout of N= 설치된N개 요소 중k개 요소가 작동

단위 요소의 용량은 100%/k가 된다. 2oo3 연결에서는 3개의 요소를 설치하고 이 중 2개 장치가 작동하면 시스템은 정상 작동이라고 간주한다. 병렬 연결 kooN에서 각 구성 요소의 고장률이 같다면, 시스템의 신뢰도는 다음과 같이 추산한다.

시스템의 신뢰도= k개 이상이 작동할 확률

= k개가 작동할 확률+ (k+1)개가 작동할 확률+ … + N개가 작동할 확률

$$= \sum_{x=k}^{N} {}_{N}C_{x}(t)\ e^{-\lambda t x}(1 - e^{-\lambda t})^{N-x}$$

여기에서 ${}_{N}C_{x}$는 N개에서 x개를 뽑을 조합의 수이다.

복잡한 시스템의 신뢰도 추산의 경우, 시스템 구성을 표현하기 위해 신뢰도 블록선도(Reliability Block Diagram, RBD)와 고장수목분석(Fault Tree Analysis, FTA)을 주로 사용하며, 시스템에서 부품의 고장으로 인한 영향(Criticality)을 분석하기 위하여 고장모드 및 영향 분석(FMEA: Failure Mode and Effects Analysis)을 주로 사용한다.

신뢰도 데이터베이스

신뢰도 분석 결과의 정확도 수준은 얼마만큼 신뢰할 수 있는 데이터를 사용하였는지에 달려있다. 신뢰도 분석 작업을 위하여 상업적으로 이용 가능한 많은 부품의 신뢰도 데이터베이스가 존재한다. 부품신뢰도 데이터베이스는 어떤 부품에 대한 고

장률(Failure rate)을 제공한다. 어떤 데이터베이스는 고장 모드 분포와 수리 시간을 제공하기도 한다. 부품의 생산자와 구성에 관한 정보는 일반적으로 공개되지 않는다. 예를 들어, Offshore Reliability Database (OREDA)의 경우 상업적으로 구입할 수 있는 책 외의 데이터는Database 구축에 참여한 회사들만 열람할 수 있다. 대부분의 상업적 신뢰도 데이터베이스는 Failure rate가 일정하다는 가정 하에 작성되고 있다. 참조를 위하여 '부록A: 신뢰도 데이터베이스'에 신뢰도 분석 작업에 일반적으로 사용되고 있는 데이터베이스에 대한 정보를 수록하였다.

(4) 가용도 추산

단일 구성품의 가용도

가용도는 고장 속도(고장률)와 수리 속도(수리율)에 의해서 결정된다. 즉, 긴 시간 동안 고장과 수리의 균형이 가용도로 표현된다. 정상 운전인 상태에 있을 확률(가용도)을 ,고장 상태에 있을 확률(비가용도)을 라 하면, 시스템은 고장 또는 정상 운전 상태에 있으므로, 다음의 관계식으로 표현할 수 있다.

$$A(t) + U(t) = 1$$

정상 상태가 늘어나는 속도는 정상 상태가 생기는 속도(즉, 고장이 고쳐지는 속도)에서 정상 상태가 없어지는 속도(즉, 고장으로 이행하는 속도)를 빼면 된다. 고장나는 속도를 λ, 고장이 수리되는 속도를 μ라 하면, 정상 상태가 늘어나는 속도는 다음 식으로 표현하면 다음과 같다.

$$\frac{d}{dt}A(t) = \mu \cdot U(t) - \lambda \cdot A(t)$$

초기에 시스템이 정상 상태라고 하고 (즉 A(0)=1), 위의 두 식을 연립하여 풀면 A(t)가 다음과 같이 얻어진다.

$$A(t) = \frac{\mu}{\mu+\lambda} + \frac{\lambda}{\mu+\lambda}\exp[-(\mu+\lambda)t]$$

두 번째 항은 시간이 증가함에 따라, 지수적으로 감소하므로, 첫 번째 항에 점근하게 된다.

다중 구성의 가용도

구성요소가 늘어나면 해석적인 해를 구하기가 쉽지 않으며, 상용 프로그램을 사용해야 한다. 상용프로그램들은 Markov 해석이나 Monte-Carlo 해석을 사용한다. 전자는 미분방정식을 풀게 된다. 하지만, 시스템의 상태는 요소상태의 조합이므로, 요소의 상태가 여러 개이면 시스템의 상태 개수가 기하급수적으로 늘어나게 되고, 가용도 결과를 해석적인 방법으로 계산하는 것이 현실적으로 거의 불가능하게 된다. 따라서 복잡한 다중구성의 시스템에 대해 일반적으로 Monte-Carlo 방법을 적용하고 있다. 이는 난수를 발생시켜 고장확률함수 F(t)와 비교하는 방식을 취한다.

Markov 해석

Markov 해석은, 각 부품들의 정상, 고장, 정비상태 등으로 표현되는 시스템의 상태(State)들과 상태들 사이의 가능한 전이율(Transition rate)로 시스템의 신뢰도를 표현하는 방법론이다. 과거에 모든 시간에 대한 정보를 통하여 미래를 예측할 때 가장 최근의 과거만 알면 예측 가능하다는 이론을 바탕으로 하며, 만약 미래 시스템 상태(state)의 조건부 확률 분포가 오직 현재의 상태(state)에 의해 영향을 받고 과거의 상태에 의한 영향을 받지 않는다면, 그 확률과정은Markov 속성을 지녔다고 한다. 부품들의 상태전이 상황을 아래 그림과 같이 Markov 방향 그래프(directed graph)로 표현하기도 한다.

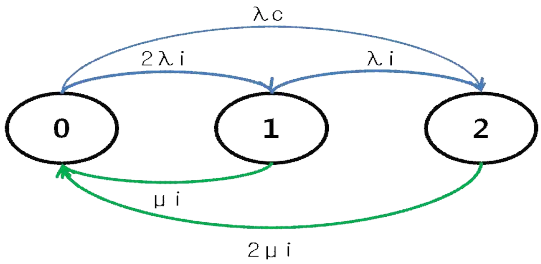


그림 3-9-5 Markov 방향 그래프(Sample)

Monte-Carlo 해석

몬테카를로 해석이란, 시뮬레이션을 이용한 기법의 일종으로, 많은 수의 실험을 바탕으로 통계 자료를 얻어 그 자료로부터 역산하여 어떤 특정한 수치나 확률분포를 구하는 방법이다. 즉, 구하고자 하는 수치의 확률적 분포를 반복 가능한 실험의 통계로부터 구하는 방법을 말한다. 몬테카를로 해석은, 특성상 통계자료가 많을수록, 또한, 입력값의 분포가 고를수록 결과의 정밀성이 보장될 수 있다. 이러한 이유로 컴퓨터를 이용한 시뮬레이션이 행해진다.

몬테카를로 해석의 특징으로는, 우선 적용하기 쉽다는 장점이 있다. 실제로 원주율의 값을 정확히 구하기 위해서는 무한급수에 관한 지식과 오차범위에 관한 지식 등 다양한 배경 지식을 바탕으로 올바른 알고리즘을 만들어 그 값을 계산해야 하지만, 몬테카를로 해석 방법은 그런 모든 절차와 관계없이 짧은 컴퓨터 프로그램 몇 줄 만으로 쉽게, 비교적 정확한 수치를 얻어낼 수 있다. 이런 장점은 이론적 배경만으로는 계산하기 어려운 수치들, 예를 들어, 복잡한 형태를 가진 표면에 빛을 비추었을 때 반사광의 분포, 복잡한 분자계의 화학적 특성 분석, 핵융합로에서 중성자빔이 반응에 미치는 영향 등을 계산할 필요가 있을 때 효과적이다. 때문에 컴퓨터를 이용한 분석이 발달한 최근에는 거의 모든 과학 및 공학 분야에 걸쳐 몬테카를로 해석이 광범위하게 사용되고 있다.

(5) 정비도 분석

정비도(Maintainability)는 시스템에 고장이 발생하였을 경우 설계 시 계획된 인원이 계획된 조건 하에서 일정 기간 내에 그 시스템을 정상 운전 상태로 복귀시킬 수 있는 확률을 의미한다. 시스템을 정상 운전 상태로 복귀시킨다는 것은 정비에 의한 수리 또는 부품 교환 작업을 의미하며, 이를 위하여 소요되는 시간이 정비도의 주요 변수로 작용할 수 있고, 그 소요 시간이 평균 수리시간 MTTR을 나타낸다. 만약, 고장 시점으로부터 수리가 완료되는 시간, 즉, 수리시간을 T라 하고 m(t)를 수리시간 T의 확률밀도함수라 하면, 정비도의 측도는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

ⓐ 정비도함수 M(t) : 고장 난 시스템이 시간 t 이내에 정상운전상태로 복귀 확률

$$M(t) = \int_0^t m(u)du$$

ⓑ 평균 수리시간 MTTR : 사후 유지보수만 실시할 경우

$$MTTR = \int_0^\infty tm(t)dt$$

ⓒ 수리율 μ(t) : 시간 t까지 고장상태이던 시스템이 즉시수리 완료될 비율

$$\mu(t) = \frac{m(t)}{1 - M(t)}$$

ⓓ 평균 정지시간 (Mean Down Time) : 계획 및 사후 유지보수 모두 실시 경우

$$MDT = \frac{f_p MPMT + f_c MCMT}{f_p + f_c}$$

이 때, f_p = 계획 유지보수 빈도, f_c = 사후 유지보수 빈도, MPMT = 평균 계획 유지보수 시간, MCMT = 평균 사후 유지보수 시간을 나타낸다.

(6) 신뢰도 기반 유지보수 기법

신뢰도 기반 유지보수(RCM: Reliability Centered Maintenance) 해석은 시스템의 고장과 이에 따른 인명, 환경, 자산의 손실을 예방하기 위하여 시스템의 최적 유지보수 방법을 제공하는 기법이다. RCM 해석 기법은 다음과 같은 문제에 대하여 해결책을 제시한다.

- RCM 적용이 필요한 주요 대상 시스템 성능과 이와 관련된 기준
- 시스템의 운전 중 발생 가능한 주요 고장
- 주요 고장 원인
- 주요 고장이 인명, 환경, 자산 등에 미치는 영향
- 고장 발생 시 피해 결과
- 주요 고장을 막기 위한 적절한 방법과 그 주기
- 만약 적절한 보수 방법이 없을 경우 대비책

위 7개 중 항목 1~5번째까지는 FMEA를 통해 해결 가능한 것이다. 즉, RCM은 상당부분 FMEA의 결과를 활용하게 된다. 마지막 두 항목인 6~7번째 해당되는 최적 유지 보수 방법 및 주기 결정 단계는 RCM의 핵심 단계이다. 전 단계에서 파악된 주요 아이템들의 고장 특성에 따라 적절한 유지보수 방법과 주기를 결정하는 단계이다. 이 단계에서 아래 그림과 같은 RCM 업무 결정 논리도(RCM Task Decision Logic Diagram)가 사용된다. 업무 결정 논리도를 이용한 해석을 통해 적절한 사전 유지보수 방법을 결정한다.

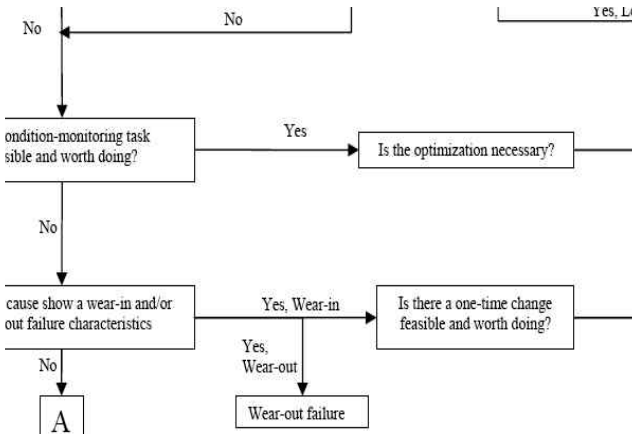


그림 3-9-6 RCM 업무 결정 논리도

일반적으로 시스템의 유지보수 방법은 계획정비(Preventive/Planned Maintenance)와 사후정비(Corrective Maintenance)로 나뉜다. 사후정비는 대부분 고장으로 인한 피해가 발생한 경우이므로 RCM 해석에서 제시하는 방법에서 제외된다. 즉, RCM은 기본적으로 예방 및 계획정비에 의한 시스템의 유지 보수 방법을 제공한다.

RCM 해석 방법은 대상 시스템에 따라 각 수행 방법이 달라진다. 최초로 항공기 산업에 적용된 RCM 해석 기술은 이후 다양한 분야에 적용되고 있다. 주요 적용 사례를 정리하면 다음과 같다.

- 항공기: 1978년 미 국방부에 의해RCM 기법이 개발된 후 군항 기는 물론 민간 항공기에도 성공적으로 적용되고 있다. MIL-STD-2173 (AS), NAVAIR 00-25-403 등이 이와 관련된 대표적인 기준서이다.
- 핵발전소: 현재 전기 생산을 목적으로 운전되는 핵발전소 중400개 이상이 시스템의 안전성과 신뢰성 향상을 위해 RCM 기법을 이용하고 있다. OMF (Optimisation de la Maintenance par la Fiabilité) at EDF

(France)와 Nuclear Regulatory Commission (NRC, 미국)에서 RCM 기법의 사용을 의무화하고 있다.

위에서 언급한 분야는 그 동안 많은 자료의 축적과 적용을 통해 RCM 기법의 적용이 상당 부분 정형화 되어있다. 일반적인 RCM 각 수행 단계와 그 결과물을 정리하면 다음과 같다.

- RCM 해석용 자료 준비
  - ✓ 설계 및 운전자료
  - ✓ 성능 관련 규정 및 기준
- 대상 시스템 정의(Defining System)
  - ✓ 시스템 구성 및 성능 체계도(Functional Block Diagram)
  - ✓ 시스템 및 구성 아이템 운전 특성 명세서(operating Context)
- 주요 성능 및 고장 분석
  - ✓ 체계적인 성능 및 그 고장 특성 명세서
- 중요 아이템 선정 해석(Critical Item Selection)
  - ✓ 성능상 주요 아이템 선정(Functional Significant Item)
  - ✓ 유지보수 비용이 큰 아이템 선정(Maintenance cost significant items)
- 선정 아이템 고장 관련 자료 수집 및 해석
  - ✓ 주요 아이템 고장빈도, 수명 등 예측
- 선정 아이템의 고장모드 및 영향 해석(FMECA)
  - ✓ 주요 고장의 원인, 특성, 영향, 결과, 위험도 등 규명
- 최적 유지 보수 방법 및 주기 결정(Failure Management Strategy)
  - ✓ 고장 특성에 따른 감지 방법(Detection Method)
  - ✓ 유지 보수 방법(Maintenance Task)
  - ✓ 유지 보수 주기(Maintenance Interval)
  - ✓ 유지 보수를 위한 자원 분배 방법 결정
  - ✓ 유지 보수 업무 및 자원 그룹화(Maintenance Grouping)
- 시행 및 보완(Implementation & Updating)

RCM 수행의 첫 단계인 해석 자료 준비부터 세 번째 단계인 주요 성능 및 고장 분석 과정은 기존의 HAZID, HAZOP, FMEA 등에서 고장 또는 위험요소 파악에 공통적으로 사용되는 기법이다. 중요 아이템 선정은 위에서 파악된 시스템의 고장과 밀접한 연관이 있는 부품 또는 장치를 선정하는 단계이다. 중요 아이템 선정 해석에 사용되는 기법들은 설계단계에서 시스템의 고장에 가장 큰 영향을 줄 수 있는 아이템 또는 유지보수가 우선적으로 필요한 아이템 선정 등에 이용될 수 있다. 따라서 이 해석 기술은 시스템의 개념 및 기본설계 단계에서 설계 최적화에 적용 가능하며, 선정된 중요 아이템에 대해서는 고장율 등 신뢰성 자료의 수집 및 해석이 필요하다.

선정된 중요 아이템에 대해서 그 고장 모드, 원인, 영향, 고장 특성 등을 파악하는 FME(C)A를 수행한다.

최적 유지 보수 방법 및 주기 결정 단계는 RCM의 핵심 단계이다. 전 단계에서 파악된 주요 아이템들의 고장 특성에 따라 적절한 유지 보수 방법과 주기를 결정하는 단계이다. 이때 사용되는 기법이 RCM 업무 결정 논리도(RCM Task Decision Logic Diagram)이다. 업무 결정 논리도를 이용한 해석에서 “수행 가능성”과 “경제성 평가”를 거쳐 적절한 유지 보수 방법이 결정된다. 마지막 단계는 작성된 RCM 프로그램을 수행하면서 지속적인 보완을 하는 단계이다.

위에서 검토한 바와 같이 RCM 기법은 기존의 정성적 위험성 해석기술, 확률적 시스템 신뢰성 해석기술, 통계학적 자료 처리 기술, 경제성 평가 기술 등의 다양한 기술요소들이 복합적으로 필요하며, 각각의 기술요소만으로도 시스템의 위험성, 안전성, 경제성 해석에 적용 가능한 특징이 있다. 또한 특정 한 두 전문가 집단의 노력만으로도 훌륭한 결과를 얻기 힘들며 관련된 다양한 집단의 기술과 노력이 필요한 분야이다.

(7) 조건 기반 유지보수 기법

조건 기반 유지보수(CBM: Condition Based Maintenance)는 대상 시스템의 성능을 기존 운전 자료와 신뢰성 기법을 이용해 예측을 한 후 운전 중 수집된 시스템의 성능을 분석하여 적절한 유지보수 방안을 결정한다. 이는 다음과 같이 크게3단계의 절차로 구성된다.

- 운전 중 시스템의 주요 운전 인자의 거동 변화를 측정, 수집, 해석
- 시스템의 주요 고장에 이르는 시간 등을 예측(수명주기 예측)
- 심각한 고장이 발생하기 전 적절한 유지 보수 수행

CBM을 위해 수집되는 자료는 대상 시스템의 운전 특성, 수집의 용이성, 시스템의 고장과의 연관성 등에 의해 결정된다. 엔진의 경우 보통 다음과 같은 자료들이 수집 대상이 된다.

- 진동 자료(Vibration Data)
- 음향 자료(Acoustic Data)
- 오일 분석 자료(Oil Analysis Data)
- 온도, 압력, 습도 자료
- 배출 자료(Emission Data)

CBM 다음 단계는 수집된 자료 해석이다. 자료 해석은 이론적으로 수집된 자료 중 오차를 생기게 할 수 있는 자료를 제거하는 단계와 이를 해석하는 두 단계로 구성된다. 자료 해석을 통해 대상 시스템의(잔여)수명을 예측한다.

- 자료 정리(Data Cleaning): 무결점(Error-Free) 자료 수집
- 자료 해석(Data Analysis): 수명 예측(Lifetime Prediction)

CBM의 마지막 단계는 자료 해석을 통해 얻은 결과를 통해 적절한 유지보수 방안을 결정하는 것이다. 즉, 해석된 자료와 기준 자료와의 비교 등을 통해 유지보수가 필요 유무를 결정한다. 고장 형태에 따라 필요한 유지보수 방안 결정은RCM 해석 결과에 의존한다.

(8) 생산가용도 분석

생산가용도는 분석대상 생산 설비의 실제적으로 가능한 생산량을 추산하는 방법론으로, 특정 기간 동안의 계획된 생산량에 대한 실제 가능한 생산량의 비율을 나타내고 있다. 이러한 생산가용도 분석 결과는 각각의 시스템들이, 생산 설비에 요구되는 생산량을 어느 정도 만족하면서 가동되는지를 보여주는 지표로서, 해양 플랜트의 성능평가를 위한 중요한 방법론으로 인식되고 있다.

해양 플랜트의 경우, 생산 설비의 평균 생산 효율 평가를 위해서 뿐만이 아니라, 생산설비의 구성요소 및 시스템에 대한 유지 보수 간격, 예비 부품의 보유 계획 등 최적의 유지 보수 전략을 수립하기 위하여 생산가용도의 정확한 예측이 요구된다. 이러한 측면에서 보면, 생산가용도 분석은 해양 플랜트의 설계 및 운용을 포함하는 모든 사항을 광범위하게 고려하기 때문에, 해양 플랜트의 신뢰도 공학 적용을 포함한 통합적인 모든 작업의 틀을 제공하게 된다.

생산가용도는 사후 유지보수(Corrective maintenance) 작업 및 예방적 유지보수(Preventive maintenance) 작업의 간격/빈도에 영향을 받는다. 또한, 요구되는 예비부품의 보유 계획은, 해상의 열악한 환경에서 작업이 이루어지는LNG-FPSO의 특성에 따라, 공간의 제약 및 중량을 충분히 고려하여 적용되어야 하며, 특히 유지 보수를 위한 부품조달에 긴 시간이 요구되는 품목은 생산 설비의 생산 효율에 심각한 영향을 미칠 수 있다. 다음은 생산가용도 분석을 통하여 얻을 수 있는 대표적인 결과들이다.

- 고려되는 생애주기 기간 동안에 시스템의 원유/가스 생산 효율의 정량화;
- 생산량 감소에 지배적인 영향을 주는 주요 아이템/시스템(Critical items/systems) 식별;
- 생산설비 운용 중 계획된 설비 운용 및 유지 보수 계획 검증;
- 최적 예비 부품 보유 계획 수립.

가장 현실과 가까운 실제적인 시스템 운용상황 및 조건을 가정하고, 해양구조물 생산 설비의 생산가용도 추산을 통하여 상기 결과들을 얻기 위한 방법으로, 몬테카를로 시뮬레이션(Monte Carlo Simulation)의 사용이 증가하고 있다. 몬테카를로 시뮬레이션 방법론 사용의 가장 큰 장점 중 하나는, 실질적인 유지 보수 계획과 운용 시나리오의 적용이 시뮬레이션 작업에 반영 가능하다는 점이다. 이러한 이유로 몬테카를로 시뮬레이션이 현재 여러 산업에서 광범위하게 사용되고 있다.

생산가용도는, 단순히 시스템의 운전, 고장, 유지 보수만을 고려하는 것이 아니고, 이에 더하여 해양플랜트의 운용 방식까지 함께 고려된 개념으로, 생산성을 평가하

는 실질적인 지표가 된다. 해양플랜트에서 생산가용도는 발주처와 시공사간의 중요한 계약관리 지표가 된다.

생산가용도를 고려하는 이유는 초기 설계 시 설정한 목표 생산량의100%가 실제적으로 생산되지 않기 때문이다. 그러한 원인이 되는 사건을 몇 가지 들어보면 다음과 같다.

- 공정 장비의 고장 및 수리
- 유틸리티 설비의 고장 및 수리
- 안전 시스템의 고장 및 수리
- 예방 정비 및 안전 시스템 성능 검사를 위한 정기적인 운전 중지
- 시간에 따른 유입 흐름의 감소(예: 유전 압력의 감소, 물 성분의 증가)
- 수리의 지연(부품 조달 지연, 수리 인력 부족 등)
- 대형 중대 사고(화재, 폭발)

생산을 저해하는 이러한 사건에도 불구하고, 운전자들은 생산가용도를 최대한으로 상승시키고자 노력한다. 이러한 노력들은 크게2 가지로 나누어진다.

- 사건 발생 시 가용도를 최대화시키는 운전 시나리오 선택
- 사건 처리를 위한 유지 및 보수 우선순위 결정

첫 번째 노력의 한 예를 들면, 전원이 부족할 때(가스터빈 발전기 고장이나 변전시설의 부분 고장 등으로), 어느 단위 장치부터 정지시킬 것인가를 선택해야 한다. 특정 단위 공정(예: 가스 재 주입 공정)을 모두 정지시킬 수도 있고, 특정 단위 공정 중 일부 장치만(예: 가스 재 주입 공정의 압축기 3대 중 2대)을 정지시킬 수도 있다. 따라서 고장이냐 정상이냐를 따지는, 가용도와 달리 생산가용도는 부분 부하(Part Load)를 고려해야 한다.

두 번째 노력은 확보하고 있는 유지 보수 인력이나 자원이 한정되어 있기 때문에 발생한다. 여러 단위 장치가 고장 났을 때, 어느 장치부터 고치는 것이 생산가용도를 최대화시키는지 결정해야 한다.

해양 플랜트의 생산가용도를 해석적으로 구하는 것은 불가능하며, 일반적으로 시뮬레이션 기반의 상용 프로그램을 사용한다. 즉, 기본적인 장비가 수백 개 이상이고, 여기에 몇 가지 운전 또는 유지보수 시나리오를 결합하면 해석적 해석이 불가능할 정도로 많은 경우의 수가 나온다. 이에 따라 확률적 접근법이 주로 사용된다. 대표적인 확률적 접근법 기반 방법에는 다음의 2가지가 있다.

- Monte Carlo Simulation
- Petri-net

생산 효율 분석을 위해서는 운용 분석(Operability analysis) 내용을 시뮬레이션에 적용하여야 한다. 운용 분석은 생산 설비의 운용과 관련된 정보로서, LNG-FPSO Topside 공정의 시스템/장비/탱크 용량 및 성능, Flaring 운용, 공정 시동 시간

(start-up time), 계획된 생산 공정 휴지(downtime) 시간(emergency shutdown test, fire and gas detection system test, total shutdown with inspection, etc.) 등을 나타내며, 이러한 모든 정보를 분석하여 시뮬레이션에 적용한 후, 생산 효율 분석 결과를 바탕으로 새로이 제안된 운용 계획을 산출하여 다시 검토하여야 한다.

시뮬레이션에 의한 생산가용도 추산

몬테카를로 시뮬레이션은, 다양한 확률적 특성과 고장 패턴을 가지는 시스템들에 대하여 많은 수의 가상 시뮬레이션을 수행함으로써 시스템 가용도를 추산하는 방법론이다. 이러한 작업을 가능하게 하기 위하여, 시스템 상태 전이(Transition)의 확률이 작성되어야 하며, 실제 시스템의 운용 중 발생 가능한 시스템 상태(State)의 종류와 많은 수의 시스템 상태 전이 발생 시점(Time)들이 작성되어야 한다. 예를 들어, 시스템은 시간에 따라 고장과 수리가 발생하는 펌프, 밸브, 전자회로 등 물리적인 부품(Nc)으로 구성되어있다. 각각의 구성 부품들은 작동(Working) 상태, 고장(Failed) 상태, 대기(Standby) 상태 등 다양한 양상에 놓여 있을 수 있으며, 각각의 구성 부품들에 대하여 각기 다른 상태(State)로 전이를 나타내는 확률 행렬(Probability matrix)을 작도할 수 있다.

몬테카를로 시뮬레이션의 각 시행(trial)은, 각기 다른 시간에 시스템 구성(configuration)을 하나의 상태(state)에서 다른 상태(state)로 변화하는 것을 추적하여 분석하는 임의 행로(Random walk)를 발생시키는데 있다. 시행(Trial) 중에는, 시간t' 에 주어진 시스템 구성(configuration) k' 에서 시작하여, 언제 다음 전이(Transition)가 발생하며, 전이의 결과로써 그 시스템의 새로운 구성(configuration)이 어떤 것인지 결정되어야 한다. 이러한 과정은 '간접 접근법(Indirect approach)'과 '직접 접근법(Direct approach)', 두 가지 접근법의 MC 시뮬레이션에 의하여 결정될 수 있다.

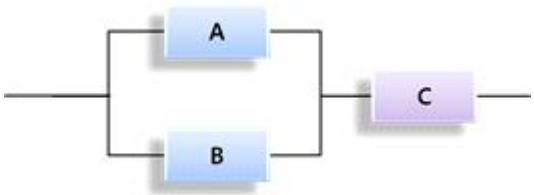


그림 3-9-7 병렬-직렬 연결 logic 예시

상기 그림과 같이, 부품 A와 B가 병렬로 연결되어 있으며, 여기에 부품 C가 직렬로 연결되어 있는 시스템이 있다고 하자. 부품 A와 B는 두 가지의 다른 운용 모드와 고장 상태를 가지고 있으며, 부품 C는 세 가지의 운용 모드와 고장상태를 가지고 있다. 예를 들어, 부품 A와 B가 펌프라면 두 가지 운용 모드는 50 %와 100 %의 운용 모드를 가지고, 부품 C가 밸브라고 한다면 세 가지 운용모드는 'fully-open', 'half-open', "closed'가 될 수 있다. 편의를 위하여, 부품의 각 상태로의 변이 시간은 지수분포를 따른다고 할 때, 부품 i의 상태 j에서 상태 m으로의 전이

확률은 $\lambda^{i}_{ji\to mi}$로 나타낼 수 있다. 다음 표들은 구성부품 A, B와 C에 대한 전이 확률 매트릭스를 보여주고 있다 (rate of self-transition $\lambda^{i}_{ji\to ji}$ = 0). 부품들은 초기에 즉, t=0일 때 nominal 상태(예, pumps A & B = 50 %-flow, valve C = fully open)를 유지하고, 그 상태는 Index 1을 나타내며, 부품 A와 B의 고장 상태(failure state)는 Index 3을, 부품 C의 고장 상태는 Index 4를 나타낸다. 따라서, 운용 로직은, 부품 C의 고장 상태 4 에 해당하는 Minimal cut set 1과 부품 A와 B가 각각 고장 상태 3에 위치하는 Minimal cut set 2를 야기한다.

표 3-9-1 부품 A & B 상태전이 행렬

Initial \ Arrival	1	2	3
1	0	$\lambda^{A(B)}_{1\to 2}$	$\lambda^{A(B)}_{1\to 3}$
2	$\lambda^{A(B)}_{2\to 1}$	0	$\lambda^{A(B)}_{2\to 3}$
3	$\lambda^{A(B)}_{3\to 1}$	$\lambda^{A(B)}_{3\to 2}$	0

표 3-9-2 부품 C 상태전이 행렬

Initial \ Arrival	1	2	3	4
1	0	$\lambda^{C}_{1\to 2}$	$\lambda^{C}_{1\to 3}$	$\lambda^{C}_{1\to 4}$
2	$\lambda^{C}_{2\to 1}$	0	$\lambda^{C}_{2\to 3}$	$\lambda^{C}_{2\to 4}$
3	$\lambda^{C}_{3\to 1}$	$\lambda^{C}_{3\to 2}$	0	$\lambda^{C}_{3\to 4}$
4	$\lambda^{C}_{4\to 1}$	$\lambda^{C}_{4\to 2}$	$\lambda^{C}_{4\to 3}$	0

간접 접근법 MC 시뮬레이션

모든 부품들이 정상 상태(nominal state; j_A=1, j_B=1, j_C=1)에 위치해 있는 시간t=0에서 출발하여, 정상 상태 1을 벗어나는 부품 A(B)의 전이 확률은, 전이 시간이 지수분포를 따르며 상태(state) 2와 3이 상호배타적일 때, $\lambda_1^{A(B)} = \lambda_{1\to 2}^{A(B)} + \lambda_{1\to 3}^{A(B)}$로 나타낸다. 이와 마찬가지로, 정상 상태 1을 벗어나는 부품 C의 전이 확률은, $\lambda_1^{C} = \lambda_{1\to 2}^{C} + \lambda_{1\to 3}^{C} + \lambda_{1\to 4}^{C}$로 나타낼 수 있다. 또한, 시스템의 현재 configuration (j_A=1, j_B=1, j_C=1)을 벗어나는 시스템 전이 확률은, $\lambda_1^{(1,1,1)} = \lambda_1^{A} + \lambda_1^{B} + \lambda_1^{C}$로 나타낼 수 있다. 역 변환 방법론(inverse transform method)을 적용함으로써, 다음 식과 같이 첫 번째 시스템 전이 시간 t_1을 추출할 수 있다.

$$t_1 = t_0 - \frac{1}{\lambda^{(1,1,1)}} \ln(1 - R_t)$$

이 때, R_t ~ U[0,1] 이다. 만약, $t_1 < T_M$이라 가정하면, 어떤 부품이 전이를 일으켰으며 어떤 상태(state) 인지와 같이 어떤 전이가 발생하였는지 결정하여야 한다. 초

기 nominal 상태 1로부터, 주어진 시간 t_1에 부품 A, B, C의 전이가 발생할 확률은 각각 다음과 같다.

$$\frac{\lambda_1^A}{\lambda^{(1,1,1)}}, \frac{\lambda_1^B}{\lambda^{(1,1,1)}}, \frac{\lambda_1^C}{\lambda^{(1,1,1)}}$$

따라서, 역 변환 방법론(inverse transform method)이 이산분포에 적용될 수 있다. 시간 t_1에 부품 B가 전이되었다면, 부품 B의 전이 상태(state)는, 상호배타적이며 완전한 상태변화를 이룬 이산 확률 집합에 역변환방법론을 적용시킴으로써 추출할 수 있다. 지금까지 전이 샘플링을 두 단계로 나누어 진행하였으나, 구간 [0, 1]을 $\lambda_{1\to2}^A, \lambda_{1\to3}^A, \lambda_{1\to2}^B, \lambda_{1\to3}^B, \lambda_{1\to2}^C, \lambda_{1\to3}^C, \lambda_{1\to4}^C$에 비례하는 부분 구간 2+2+3으로 나눈 후, 한 번에 부품과 최종 전이 상태를 추출하기 위하여 단일 난수 R_{CS}~U[0,1]를 사용할 수 있다. 상기 두 가지 절차는 통계적으로 동등하다.

첫 번째 전이의 결과, 시간 t_1에 그 시스템은 configuration (1, 3, 1) 상태에서 운용되고 있다. 다음으로, 업데이트된 시스템 전이 확률을 바탕으로 다음 전이 시간 t_2를 추출하기 위한 시뮬레이션이 진행된다.

$$\lambda^{(1,3,1)} = \lambda_1^A + \lambda_3^B + \lambda_1^C$$

다음 전이는 다음 수식에 의하여 발생한다.

$$t_2 = t_1 - \frac{1}{\lambda^{(1,3,1)}} \ln(1 - R_t)$$

이 때, R_t ~ U[0,1] 이다. 만약, $t_2 < T_M$이라 가정하면, 전이를 발생한 부품과 부품의 최종 상태는 적절한 이산 확률에 inverse transform method를 적용함으로 추출된다. Trial 시뮬레이션은mission time T_M까지 하나의 시스템 configuration 상태에서 다른 상태로의 다양한 전이가 진행된다. 앞서 설명한 바와 같이, 시스템이 고장 형태(*, *, 4) 또는(3, 3, *)로 전이할 때, unreliability와 순간 비가동률 추산을 위하여 계수는 적절하게 수집된다. 예를 들어,

- 시스템이 trial 중 처음으로 고장 날 때, 기록은 unreliability counter $C^R(t_j), t_j \in [\tau_{in}^1, T_M]$에 추가 된다;
- 또한, 시스템 trial 중, 각 시점에 시스템이 고장상태로 전이 될 때, 기록은 unavailability counter $C^A(t_j), t_j \in [\tau_{in}, \tau_{out}]$에 추가 된다. τ_{in}과 τ_{out}은 각각 시스템이 고장상태로 변화할 때와 고장상태를 벗어날 때의 시간을 나타낸다.

$$G^R(t_j) = \frac{c^R(t_j)}{M} = System\ \ unreliability\ \ in [0, t_j]$$

많은 수의 trial M을 수행한 후, 그저 M으로 나누고, 다음 각각의 카운터 $C^R(t_j)$와 $C^A(t_j), t_j \in [0, T_M]$의 누적 내용인 시간 간격 Δt로 나누어, 시스템 unreliability와 순간 비가동률 추산을 얻을 수 있다.

직접 접근법 MC 시뮬레이션

상기 설명한 간접 접근법과 다른 방법으로, 시뮬레이션은 직접 접근법에 의하여 수행될 수 있다. 시스템이 nominal configuration(1, 1, 1)에 위치해 있는 시간 t=0에서 출발하여, 모든 전이 시간들은 추출될 수 있다.

$$t^{i}_{1\to m_i} = t_0 - \frac{1}{\lambda^{i}_{1\to m_i}} \ln\left(1 - R^{i}_{t,\,1-m_i}\right)$$

i = A, B, C

m_i = 2, 3 for i = A, B

m_i = 2, 3, 4 for i = C

Where, $R^{i}_{t,\,1-m_i}$ ~ U[0, 1]

이러한 전이 시간들은 from t_{min} to $t_{max} \le T_m$과 같이 순차적으로 증가하는 순으로 나열된다. 예를 들어, t_{min}이 고장 상태 3인 부품 A의 전이를 나타낸다고 하자. 부품 A와 관련된 다른 전이 시간 추출 분은 타임라인에서 취소된다. 그리고 전이 발생으로 인한 그 시스템의 상태 변화 (3, 1, 1)에 따라 현재 시간/시점 $t_1=t_{min}$로 이동한다. 부품 A의 새로운 전이 시간은 다음 수식에 의해서 추출되며, 전이가 연속적으로 발생하는 타임라인의 적절한 부분에 위치한다.

$$t^{A}_{3\to m_A} = t_1 - \frac{1}{\lambda^{A}_{3\to m_A}} \ln\left(1 - R^{A}_{t,\,3-m_A}\right)$$

m_A = 1, 2

$R^{A}_{t,\,3-m_A}$ ~ U[0, 1]

시스템의 전이(transition) 발생과 관련하여 시뮬레이션은 연속되는 시간에 따라 진행된다. 각각의 전이 발생 후, 지난 전이를 격은 부품과 관련된 전이 시점이 무효화 되고, 동일한 부품의 새로운 상태(state)로부터의 전이 시점이 새로이 추출되어 추가됨으로써 타임라인은 업데이트 된다. 시뮬레이션 trial 동안, 매번 시스템이 고장 상태(failed configuration)가 되는 때, 상기 간접 접근법에서 설명하였듯이, 계수는 수집되며, M trial이 끝난 후, unreliability와 instantaneous unavailability 추산 결과는 산출된다. 구성 부품의 고장과 수리 작용이 각기 다른 확률적 분포 법칙에 의하여 표현되는 시스템의 경우, 상기 설명한 간접 접근법에 의한 MC 시뮬레이션과 비교하여, 직접 접근법에 의한 MC 시뮬레이션의 사용이 더욱 적합하다.

라. 생산가용도 분석 절차

(1) 분석 흐름도

해양플랜트는 자본 및 기술집약적인 복잡한 공정으로 이루어져 있으며, 관련 기술 적용에 있어 거대한 투자자본과 막대한 운용비용이 요구된다. 이러한 해양플랜

트의 최적 시스템 성능 및 운용 방식 결정에 대한 판단은 신뢰도, 정비도 및 요구되는 생산량을 반영한 생산가용도 분석 수행을 통하여 얻을 수 있다. 생산가용도 분석의 궁극적인 목적은 시스템 휴지시간(system down time)을 줄이기 위하여 필요한 설계 결정을 돕기 위한 것으로 아래 그림의 6단계 절차에 따라 수행된다.

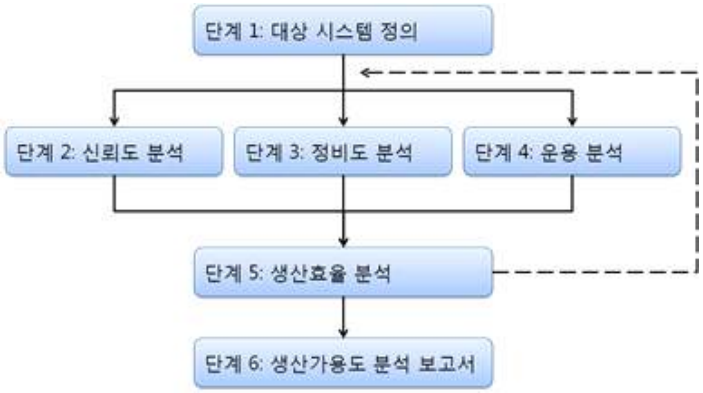


그림 3-9-8 생산가용도 분석 흐름도

상기 절차에 따라, 시스템이 목표로 하는 신뢰도 성능 또는 요구되는 생산 목표를 충족하기 위하여 필요한 시스템 신뢰도 성능, 유지보수 및 운용 계획을 결정할 수 있으며, 이를 설계에 반영하여 신뢰도 또는 정비도를 개선하기 위해서는 장비 가격과 운용비용 등을 고려한 비용효과 평가가 이루어져야 한다.

(2) 단계 1 : 대상 시스템 정의

생산가용도 분석의 첫 번째 단계는 대상 시스템을 정의하는 것으로, 시스템 정의, 분석을 위한 가정사항 정의 및 요구되는 분석의 상세 수준을 포함한 생산가용도 분석 작업의 범위를 정의하는 것으로부터 시작된다.

가용도 분석 범위 정의를 위하여 크게 두 가지 관점에 대한 정의, 즉, 하드웨어 관점에서의 가용도 정의와 시스템 가용도를 만족하기 위하여 필요한 운용활동 요구사항의 정의가 고려되어야 한다. 또한, 분석 대상 시스템을 이해하고 생산가용도 요구조건들을 명확히 해야 하며 이를 바탕으로 생산가용도 분석 계획을 수립하여야 한다.

System definition

대상 시스템에 대한 정확한 이해는 생산가용도 분석의 목적과 범위를 명확히 정의하기 위한 기초자료가 된다. 이를 위하여 필요한 대상 시스템의 설계/시험/분석 자료가 가용도 분석 팀에 제공되어야 하며, 제공된 자료를 바탕으로 분석 팀은 생산가용도 분석 목적과 범위를 정의하고 생산가용도 분석 작업 계획을 수립하여야 한다.

Target production

대상 시스템의 생산효율 목표를 설정하기 위하여, 요구되는 생산량을 고려한 목표 생산효율을 식별하고, 요구되는 시스템의 목표 신뢰도를 식별한다. 요구되는 생산효율의 변경은, 생산가용도 분석 계획에서 시스템의 신뢰도 및 정비도와 운용방식의 변화를 초래한다. 따라서 목표 생산량 및 생산 기간은 분석 초기에 명확히 정의되어야 한다.

가정 사항

생산가용도 분석 작업은 대상 시스템을 대상 기간(생애 주기) 동안 운용함으로써 생산물(원유/가스)을 얼마만큼 생산해 낼 수 있는지 시뮬레이션을 통하여 산출하는 작업이다. 시뮬레이션을 통한 생산효율 산출 결과는 현실과는 차이가 있을 수 밖에 없지만, 최대한 실제 운용상황과 근접하도록 대상 시스템의 전 생애 주기 시뮬레이션을 수행하고 시뮬레이션 조건에 대하여 분석 팀과 선주 및 설계 팀 간의 합의를 이루기 위해서는 분석 작업 전 생산가용도 분석에 대한 가정 사항들을 미리 정리하여야 한다. 또한 정리된 가정 사항들은 모든 관계자들의 검토를 토하여 합의가 이루어져야 한다.

(3) 단계 2 : 신뢰도 분석

두 번째 단계는 시스템 신뢰도 분석을 위하여 논리적으로 시스템을 표현하는 신뢰도 모델을 만드는 단계이다. 신뢰도 모델은 주로 신뢰도 블록선도(Reliability Block Diagram) 또는 고장수목(Fault Tree)을 사용하여 구성할 수 있다. 신뢰도 모델을 작성하고 논리적 및 정량적으로 평가하기 위해서는 일반적으로 상용 소프트웨어를 사용하며, 신뢰도 모델 작성 절차는 다음과 같은 단계를 따른다.

- 시스템 정상 운용 상태 정의
- 시스템의 논리적 작동을 고려하여 대상 시스템을 (되도록 가장 큰 단위의) 독립된 장비 또는 부품 단위로 분류
- 효율적으로 신뢰도 모델을 작성하기 위하여 대상 시스템을 필요한 수만큼의 구획으로 분류
- 신뢰도 모델 구성(시스템이 작동할 수 있도록 각 장비들 및 구획을 논리적으로 연결, 가정 사항 적용 및 데이터 입력)

신뢰도 분석에 있어 신뢰할 수 있는 결과를 얻기 위하여 신뢰도 데이터의 선택이 중요하다.

(4) 단계 3 : 정비도 분석

정비도는 수리 또는 부품 교환 작업을 통하여 시스템을 고장 상태에서 정상 운전 상태로 복귀시키는 작업을 의미하며, 여기에서는 시스템 고장 예방을 위한 계획정

비 작업과 수리 및 보수 작업을 위한 인력 운용 및 예비 부품 보유 계획을 포함한다. 정비도 분석을 위해서는 다음과 같은 사항들에 대한 정의가 필요하다.

- 계획정비 작업 계획
- 수리 작업 인원 운용 계획(Mobilization time & shift, Number of members, Specialist support, Tools etc.)
- 예비 부품 보유 및 운용 계획(Location of spare parts (Mobilization time, Number, Lead time etc.))
- 고장 모드 별 요구 수리 시간(Active repair time, Repairs to be prioritized, Restart/Ramp-up time etc.)

일반적으로, 활성 수리 시간(active repair time)에 대한 정보는 신뢰도 데이터베이스를 사용하고, 재 시동/생산 시동 시간(restart/ramp-up time)에 대한 정보는 해양플랜트 운용 경험을 바탕으로 산출한다.

(5) 단계 4 : 운용 분석

해양플랜트는 운용 조건 또는 운용 계획에 따라 공정 시스템의 구성, 요구되는 신뢰도, 요구되는 생산효율이 결정된다. 운용 분석을 위해서는 다음과 같은 사항들에 대한 정의가 필요하다.

- Shut Down (생산공정 휴지기간/계획 휴지기간) 후 공정 재 시동/생산 시동 시간(Restart delay/Ramp-up time)
- 이중화 장비 운용 계획(Redundancy equipment start-up)
- 원유 가스 등 생산물 저장 공간 및 이송 계획(Storage size & export)
  - ✓ Berths - weather, demurrage lay time
  - ✓ Shuttles - capacity, cost/hour, early/late arrivals
- Flaring 운용 계획 (빈도, 기간, 양)
- 계약 요구 생산량 보상 계획(Security of supply)
  - ✓ Contract recovery
- Sales profile

(6) 단계 5 : 생산효율 분석

생산효율 분석은 상기 분석 내용들을 바탕으로, 정의된 기간 동안의 계획된 생산량에 대한 실제 가능한 생산량의 비율을 산출하는 작업으로, Markov 해석이나 Monte Carlo 해석을 이용한 생애주기 시뮬레이션(Life-Cycle Simulation)을 수행한다. 생산효율 분석 단계는 생산량에 영향을 미치는 주요 시스템(Critical System)을 식별하고, 이전 단계에서 정의된 조건들을 최적화 할 수 있는 개선방안을 식별하는 과정으로 다음과 같은 단계를 따른다.

- 이전 단계에서 준비된 정보 검토 및 시뮬레이션 수행

- 분석 결과 검토 및 비용효과 평가를 고려한 개선 사항 제안
  - ✓ 장치/시스템 성능 개선 검토
  - ✓ 공정 구성 개선 검토
  - ✓ 유지/보수 계획 검토
  - ✓ 예비 부품 관리 계획 검토
- 제안된 개선 사항 반영 후 시뮬레이션 재 수행
- 생산효율 분석 결과 검토

생산효율 분석 결과를 바탕으로 설계 및 운용에 대한 개선방안을 마련하기 위하여 플랜트 공정과 관련된 모든 영역을 검토하여야 한다. 다음은 검토하여야 할 개선가능 영역의 예를 보여주고 있다.

- 설계 개선 검토
  - ✓ 운용 마진 향상을 위한 장비설계 개선
  - ✓ 고장발생 감소를 위한 장비설계 개선
  - ✓ 고장에 대한 회복력 또는 계속 운용 능력 증대를 위한 장비 이중화 및 구성 개선
- 정비도 개선 검토
  - ✓ 계획 유지보수(Preventive Maintenance)
    - 신품 교환
    - 고장 전 기능저하 식별
    - 고장 전 수리 및 교체
    - 고장 발생 간격 연장
    - 수리시간 저감
  - ✓ 사후 유지보수(Corrective Maintenance)
    - 수리시간 저감
    - 고장 재발 저감
    - 고장에 대한 근본 원인 식별 및 제거
  - ✓ 예측 유지보수(Predictive Maintenance)
    - 초기 고장 단계 감지 데이터 검토하여 표적 유지보수 설정
- 운용 개선 검토
  - ✓ 예비부품 가용성 개선
  - ✓ 수리장비 가용성 개선
  - ✓ 수리 작업인원 운용 개선
  - ✓ 장비에 대한 불필요한 가 부하 저감을 위한 운용 개선

(7) 단계 6 : 생산가용도 분석 보고서

생산가용도 분석의 모든 단계에서 정의된 사항들 및 분석 결과는 보고서 작성 시 명확히 기록되어야 한다. 생산가용도 분석 보고서 작성에 있어 최소한 아래 사항들은 명확히 작성되어야 한다.

- 대상 시스템에 대한 생산가용도 분석 목적
- 생산가용도 분석 범위
- 참조된 서류 목록 및 문헌
- 생산가용도 분석을 위하여 사용된 방법론 및 프로그램
- 분석에 사용된 데이터 목록
- 생산가용도 분석을 위한 가정사항 목록
- 생산가용도 분석 절차
- 생산가용도 분석 결과 및 제안된 개선사항
- 제안된 개선사항에 대한 비용효과 평가 내용
- 분석결과를 고려한 기타 제안사항

10절 LNG-FPSO 안전설계 모듈 2 안전무결도

1. 서론

LNG-FPSO Topside 공정 시스템은 대량의 천연가스(natural gas)를 대상으로 생산, 전처리, 액화, 저장, 하역 등의 작업을 상시로 수행하는 시스템이다. 천연가스는 가연성이 상당히 높은 메탄(methane, CH4)이 주성분인 위험물질이므로, LNG-FPSO Topside 공정은 예기치 안전 누출에 의한 화재 및 폭발 사고에 항상 노출되어 있다. 1988년 7월 발생한 파이퍼알파 플랫폼 사고는 해양플랜트 사고의 대표적인 예라고 할 수 있다. 이 사고를 통해 167명이 사망했으며, 약21조원의 손실이 발생한 Occidental Petroleum社는 파산하게 되었다.

화재 폭발사고 뿐만 아니라 독성 가스 흡입, 질식, 추락 등도 일상 적인 업무 중에 발생 가능하다. 출퇴근에 해당하는 선박이나 헬리콥터에 승선해 있는 상태에서도 사고의 위험이 있다. 장치의 유지 보수를 위하여, 크레인으로 장치를 옮기는 과정도 사망 사고의 위험을 포함하고 있다. 이러한 사고들은 시스템의 성능 목표를 방해하는 가장 중요한 요소이며, 위험도 관리는 Plant 설계, 생산 및 운영에 있어서 필수적이다.

대부분의 해양플랜트 공사는 위험도 관리를 위해 다음과 같은 문서들을 생산한다.

- 위험도 관리 철학(Risk Management Philosophy)
- 배치도 평가(Layout Assessment)
- 위험요소 파악(HAZID: Hazards Identification)
- 위험요소 및 운전(HAZOP: Hazards & Operability)
- 위험요소 목록(Hazard Register)와 SHEAMS(SHE or HSE Action Monitoring System)
- 개별 안전 및 위험도 해석
- 생산가용도 해석(Production Availability Study)
- 안전무결도 해석(SIL Study)

본 지침은 안전무결도 해석을 위한 것이다. 이를 위해 기본적인 개념인 위험도(Risk), 위험도 허용기준(Risk acceptance criteria) 및 안전무결도 해석을 위해 선행되어야 할 위험요소 식별 (HAZID), 위험요소와 운전(HAZOP) 사항에 대하여 설명하고, 안전무결도 방법론과 함께 최종적으로는 안전무결도 해석 절차에 대해 기술하고 있다.

2. 용어

다음의 용어들은 위험도/신뢰도 분석 관련 일반 용어들로써, 그 정의를 명확히 이해하는 것이 중요하다.

- Common cause failure - failure, which is the result of one or more events, causing coincident failures of two or more separate channels in a redundancy system, leading to system failure
- Dangerous failure - failure which has the potential to put the safety-related system in a hazardous or fail-to-function state
- Dependent failure - failure whose probability cannot be expressed as the simple product of the unconditional probabilities of the individual events which caused it
- Diagnostic coverage - percentage of hardware failures detected by automatic diagnostic tests
- Diagnostic test interval - interval between on-line tests to detect faults in a safety-related system that have a specified diagnostic coverage
- Electrical/electronic/programmable electronic system (E/E/PES) - system for control, protection or monitoring based on one or more programmable electronic devices, including all elements of the system such as power supplies, sensors and other input devices, data highways and other communication paths, and actuators and other output devices
- Equipment under control (EUC) - equipment, machinery, apparatus or plant used for manufacturing, process, transportation, medical or other activities
- External risk reduction facility - measure to reduce or mitigate the risks which are separate and distinct from, and do not use, E/E/PE safety-related systems or other technology safety-related systems
- Failure - the termination of the ability of a functional unit to perform a required function, or behaviour not in accordance with the specified requirements.
- Fault - abnormal condition that may cause a reduction in, or loss of, the capability of a functional unit to perform a required function
- Functional safety- part of the overall safety relating to the EUC and the EUC control system which depends on the correct functioning of the E/E/PE safety-related systems, other technology safety-related systems and external

risk reduction facilities

- Functional safety assessment - investigation, based on evidence, to judge the functional safety achieved by one or more E/E/PE safety-related systems, other technology safety-related systems or external risk reduction facilities
- Harm - physical injury or damage to the health of people either directly, or indirectly as a result of damage to property or to the environment
- Hazard - potential source of harm
- Hazardous event - hazardous situation which results in harm
- Hazardous situation - circumstance in which a person is exposed to hazard(s)
- Impact analysis - activity of identifying the effect that a change to a function or component in a system will have to other functions or components in that system as well as to other systems
- Logic system - portion of a system that performs the function logic but excludes the sensors and final elements
- Necessary risk reduction - risk reduction to be achieved by the E/E/PE safety-related systems, other technology safety-related systems and external risk reduction facilities in order to attain the tolerable risk
- Proof test - periodic test performed to detect failures in a safety-related system so that, if necessary, the system can be restored to an "as new" condition or as close as practical to this condition
- Random hardware failure - failure, occurring at a random time, which results from one or more of the possible degradation mechanisms in the hardware
- Risk - combination of the probability of occurrence of harm and the severity of that harm
- Safe failure - failure which does not have the potential to put the safety-related system in a hazardous or fail to function state
- Safe state - state of the EUC when safety is achieved
- Safety - freedom from unacceptable risk
- Safety function - function to be implemented by an E/E/PE safety-related system, other technology safety-related system or external risk reduction facilities, which is intended to achieve or maintain a safe state for the EUC, in respect of a specific hazardous event
- Safety integrity - probability of a safety-related system satisfactorily

performing the required safety functions under all the stated conditions within a stated period of time

- Safety integrity level (SIL) – discrete level (one out of a possible four) for specifying the safety integrity requirements of the safety functions to be allocated to the E/E/PE safety-related systems, where safety integrity level 4 has the highest level of safety integrity and safety integrity level 1 has the lowest
- Safety integrity requirements specification – specification containing the safety integrity requirements of the safety functions that have to be performed by the safety-related systems
- Safety lifecycle – necessary activities involved in the implementation of safety-related systems, occurring during a period of time that starts at the concept phase of a project and finishes when all of the E/E/PE safetyrelated systems, other technology safety-related systems and external risk reduction facilities are no longer available for use
- Safety requirements specification – specification containing all the requirements of the safety functions that have to be performed by the safety-related systems
- System – set of elements which interact according to a design, where an element of a system can be another system, called a subsystem, which may be a controlling system or a controlled system and may include hardware, software and human interaction
- Systematic failure – failure related in a deterministic way to a certain cause, which can only be eliminated by a modification of the design or of the manufacturing process, operational procedures, documentation or other relevant factors
- Target failure measure – intended probability of dangerous mode failures to be achieved in respect of the safety integrity requirements, specified in terms of either
- Tolerable risk – risk which is accepted in a given context based on the current values of society
- Validation – confirmation by examination and provision of objective evidence that the particular requirements for a specific intended use are fulfilled
- Verification – confirmation by examination and provision of objective evidence that the requirements have been fulfilled

다음의 용어들은 안전무결도 분석 관련 주요 용어들로써, 그 정의를 명확히 이해하는 것이 중요하다.

- BPCS - Basic Process Control System. A system that responds to input signals from the process and/or from an operator, and generates output signals, causing the process to operate in the desired manner. The BPCS consists of a combination of sensors, logic solvers, process controllers, and final control elements which automatically regulate the process within normal production limits. Includes a HMI (human machine interface). Also referred to as process control system.
- C&E - Cause & Effects
- CCF - Common Cause Failure. Failure of more than one device, function, or system due to the same cause.
- Hazard - Condition or practice with the potential to cause harm to people, the environment, property, or reputation
- HAZOP - Hazard and Operability
- IEL - Intermediate Event Likelihood
- Impact event - The event which is the first sign of harm to people, environment or assets before the hazard results in end-consequence.
- Initiating cause - A failure, error, situation, or condition that results, or may result in the propagation of a hazardous event.
- Initiating event - The minimum combination of failures (or errors) necessary to start the propagation of a hazardous event. It can be comprised of a single initiating cause, multiple causes, or initiating cause(s) in the presence of enabling conditions.
- IPL - Independent Protection Layer. Independent protection layer device, system, or action that is capable of preventing a postulated accident sequence from proceeding to a defined, undesired endpoint. An IPL is (1) independent of the event that initiated the accident sequence and (2) independent of any other IPLs. IPLs are normally identified during layer of protection analyses.
- LOPA - Layer Of Protection Analysis
- PFD - Probability of Failure on Demand, The probability that a system will fail to perform a specified function on demand.
- RRF - Risk Reduction Factor, Measurement of performance of SIF (RRF = 1/PFD).

- SIF – Safety Instrumented Function. The safety function with specified integrity level that is necessary to achieve functional safety by putting process to a safe state or maintaining it in a safe sate under predefined conditions. SIF is implemented using SIS.
- SIL – Safety Integrity Level. Numerical representation of the integrity required, and capability of SIF. It addresses hardware reliability and capability to avoid systematic faults. SILs for SIFs operating in demand mode are defined for hardware reliability in terms of probability of failure on demand (PFD).
- SIS – Safety Instrumented System. Instrumented system used to implement one or more SIF. SIS is composed of sensors, logic solvers, and final elements. An emergency shutdown system (ESD) is a specific example of an SIS.
- TMEL – Target Mitigated Event Likelihood. Maximum frequency for specified severity of consequence.

3. 관련규정과 위험도 개요

가. 목적과 범위

본 지침서의 목적은 공정산업의 안전무결도(SIL) 결정과 관련된 국제 표준인 IEC 61508과 IEC 61511을 실제 프로젝트에 적용하기 위한 지침을 제공하는 것이다. 이를 위해 본 지침서는 IEC 61508과 IEC 61511에서 SIL이 차지하는 위치와 동시에 전체 RISK ASSESSMENT 과정에서 SIL의 의의를 제시할 것이다. 공정에서 안전무결도는 단순하게 평가결과를 도출하는 데 한정되는 것이 아니라 실질적인 안전설계 과정일 수밖에 없기 때문에 지침 역시 기본 공정에 대한 설계문서와 상호 연동된다. 따라서 본 보고서(지침서)는 각 단계별로 필수적으로 입력되어야 하는 자료들과 그를 통해 도출되는 출력 자료들의 명세 그리고 입력과 출력 사이에 작용하는 활동들에 대한 정의를 통해 지침을 제시할 것이다.

나. Risk

Safety는 대상이 되는 Risk(위험도)를 정의하지 않고서는 올바르게 이해될 수 없다. 위험한 상황을 지시하는 용어들은 많으나, 프로세스 산업에서 위험한 상황은 장치가 오작동할 때 또는 외부의 요인에 의해 설계된 프로세스에 장애가 생길 때 발생한다. 이는 위험한 상황을 초래하는 것으로서 아래와 같이 도식화 할 수 있다.

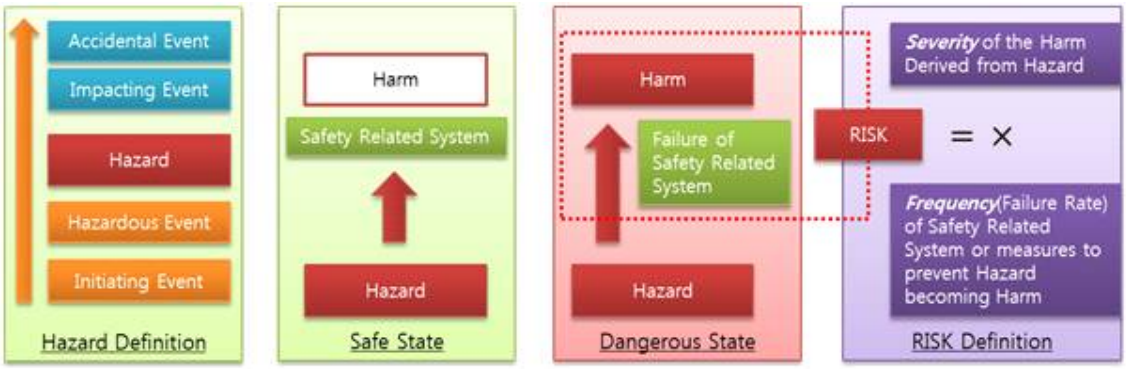


그림 3-10-1 RISK 개념도

공정에서 안전계장은 위험한 상황을 미연에 방지하고자 설치된다. 위험한 상황은 잠재적 위험(Hazard)이 안전계장의 작용 없이 사고로 발전할 때 발생한다. 따라서 위험도의 대상은 잠재적 위험이 야기하는 사고의 심각도와 잠재적 위험이 사고로 발전할 확률이 된다. 이와 관련해서 61508에서는 위험도를 심각도(Severity)와 빈도(Frequency)의 곱으로 표현한다.

Risk=Severity ×Frequency

이 간단한 수식은 리스크의 양면성을 표현한다. 위험의 심각도와 발생하는 빈도를 모두 고려해야하는 것이 위험도 분석(Risk Assessment)의 핵심이다. 아무리 심각도가 크다 하더라도 발생하는 빈도가 무시할 정도로 적다면 위험도는 작다. 반대로 아무리 심각도가 작더라도 수시로 발생하는 사건이라면 위험도는 크다. 위험도 분석의 최종 지향점인 안전설계란 결국 위험도를 줄이는 것이고 이는 간단하게 말해서 사건의 심각도를 줄일 수 있는 방책을 강구하고, 안전계장의 고장확률을 줄이는 것이다. 물론 모든 사고가 인명이나 재산 그리고 환경에 영향을 끼치지 않고 사고의 발생확률이 무시해도 될 만큼 작다면 최상이겠으나 이는 가능하지 않기 때문에 바로 허용 가능한 위험도(Acceptable Risk) 개념이 도출된다.

다. Risk Reduction

앞서 말한 바와 같이 안전의 목적은 위험을 없애거나 허용 가능한 한계까지 위험을 줄이는 것이다. 이를 위해 외부 안전설비나 안전계장(SIS) 그리고 공정시스템을 동원한다.

위험도 감소 대책을 통해 위험도를 감소시키는 것은 생명이 걸린 문제이니만큼 당연히 정성적인 대책 수립여부를 넘어 정량적인 계산까지 이뤄져야 한다. SIL 또한 이 정량적인 위험도 계산의 일환이라고 할 수 있다. 물론 전반적인 위험도 분석 보다 SIL은 전체 공정설계 중 안전계장의 설계 단계에 초점을 맞춘 개념이다. 즉, 위험도 감소를 위해 동원하는 대책 들이 달성하는 효과를 정량적으로 평가하는

것이 SIL Allocation 활동이라고 말할 수 있다.

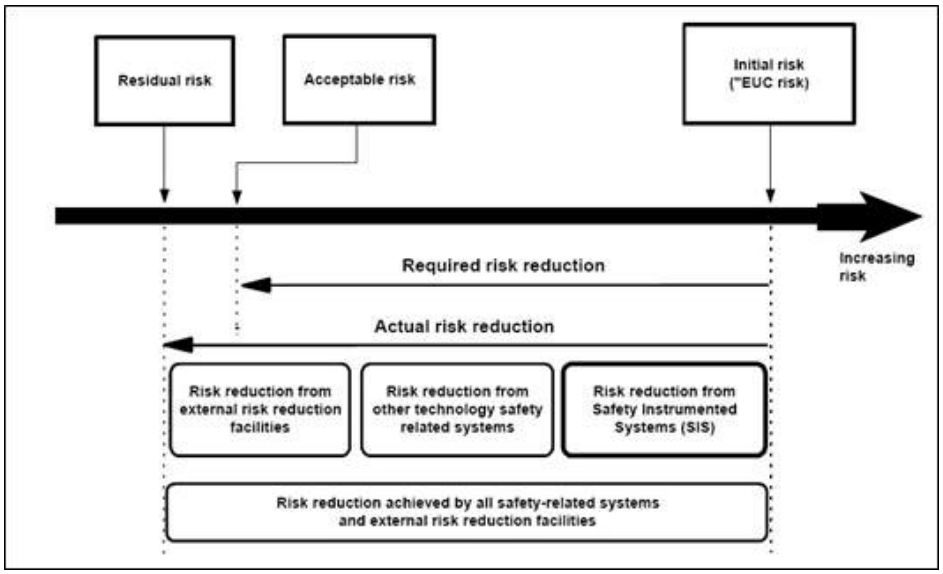


그림 3-10-2 위험도 감소의 일반적 개념

라. SIL Allocation & Verification

안전무결도 등급 결정(SIL Allocation)은 위 그림에서 정의된 “Initial Risk”를 “Acceptable Risk”까지 끌어내리기 위해 추가로 필요한 안전계장의 등급을 결정하는 것이고, 검증(Verification)은 설계 종료 후 추가 적용된 안전계장이 목표를 달성할 수 있는지를 검증한다. 이를 그림으로 표현하면 아래와 같다.

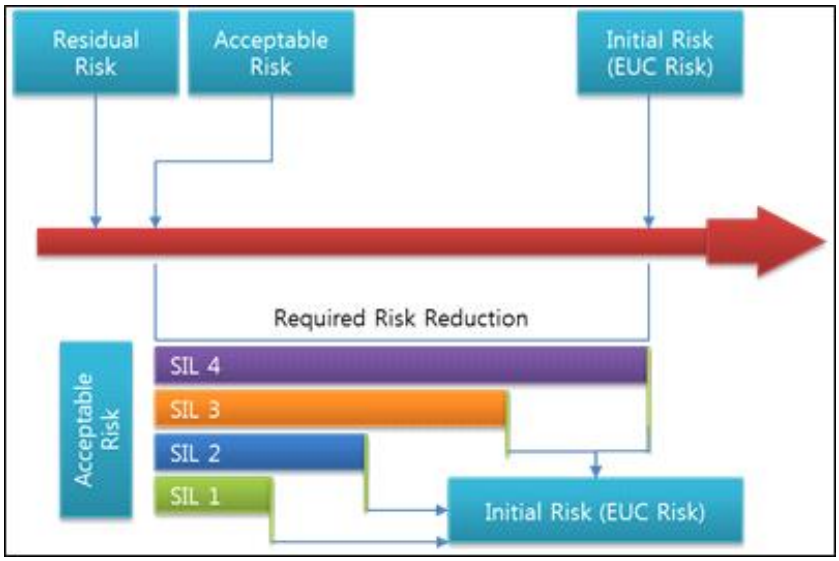


그림 3-10-3 SIL Allocation 개념

위험도를 줄이기 위해 공정에서 표준적으로 사용하는 안전시스템은 IEC 61511에서 다음 그림과 같이 제시된다.

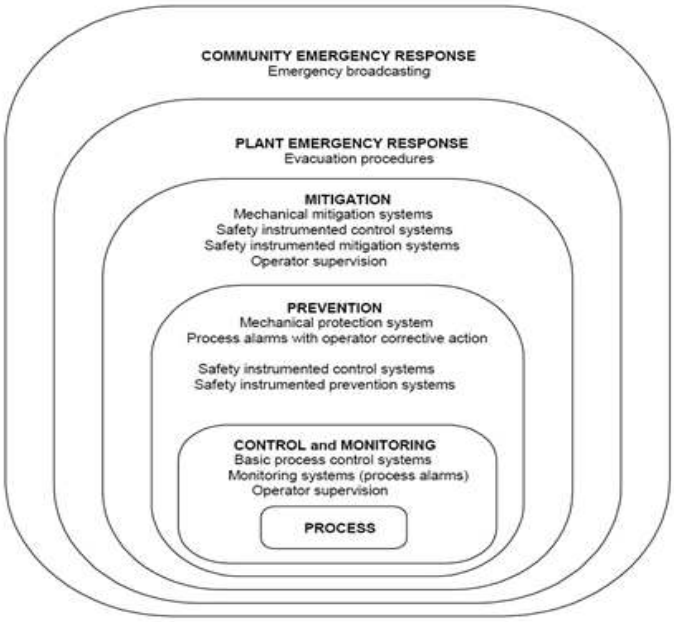


그림 3-10-4 공정플랜트에서의 일반적인 위험도 감소 방법 (IEC 61511-1, 2002)

4. 위험도 허용 기준 (Risk acceptance criteria)

안전설계를 위한 위험도 분석을 위해서는 먼저 허용 가능한 위험도 기준이 수립되어야 한다. 현실적으로 모든 위험을 배제하는 것은 불가능하기 때문이다. IEC 61508은 허용 가능한 위험도는 아래와 같이 정의한다.

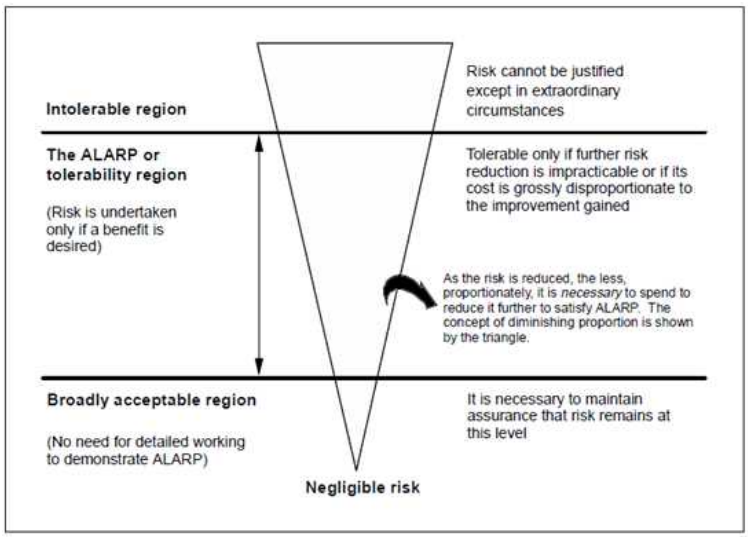


그림 3-10-5 허용 가능한 위험도

가. ALARP

ALARP(As Low As Reasonably Practicable)는 위험도 허용기준 설정의 핵심적인 개념이다. 합리적으로 적용 가능할 정도로 낮은 위험도를 말하며, 통상 허용 가능한 위험도를 말한다. 그리고 이 위험도는 각각 심각도 대비 빈도로 표현된다. 일례로 노르웨이가 IMO 회의에 제시한 허용 가능한 위험도는 아래 표와 같이 심각도에 대한 빈도수로 제출됐다.

허용 가능한 위험도 수준은 국제규정과 국내법 그리고 회사 내부 규정에 의해 결정된다. 엄격할수록 안전한 위험도 기반 설계의 원칙에 따라 가장 엄격한 기준을 적용하여 허용 가능한 위험도를 정의한다.

표 3-10-1 노르웨이가 제시한 위험도 허용 기준

Risk exposed persons(Severity)	Risk acceptance criteria (Frequency)
Boundary between broadly acceptable and tolerable risk	10^{-6}/year
Maximum tolerable risk for worker (e.g. crew members)	10^{-3}/year
Maximum tolerable risk for public (e.g. passengers)	10^{-4}/year

(1) Risk Matrix

허용 가능한 위험도가 정의되어 있지 않거나 정의되어 있더라도 실제 프로젝트에 적용하기 어려운 경우에는 위험도를 결정하는 과정이 선행되어야 한다. 대표적인 방법으로는 리스크 매트릭스(Risk Matrix) 방법을 꼽을 수 있다. Risk Matrix 방법은 심각도(Severity Level or Index)와 빈도(Frequency Index)를 단계별로 구분하여 각각의 경우에 해당하는 위험도를 행렬형식으로 나타내는 방법이다. 위험도와 빈도의 짝이 높은 부분은 허용 불가한 리스크가 되고 위험도와 빈도의 짝이 낮은 부분은 허용 가능한 리스크가 된다. 이 때 허용 가능과 불가능을 가르는 기준은 역시 결정되어야 한다.



그림 3-10-6 Risk Matrix

아래 표는 통상적으로 적용되는 Frequency Index이고 이는 Risk Matrix의 열을 구분하는 데 사용된다.

표 3-10-2 Frequency Index

Index	Description	Frequency of event occurrence
5	Frequent	More than once per 0.1 year (month)
4	Probable	Once per 1~0.1 year
3	Occasional	Once per 10~100 years
2	Remote	Once per 100~1,000 years
1	Improbable	Once per 1,000~10,000 years

아래 표는 위험도의 결과를 사람과 자산에 대한 영향을 기준으로 구분한 표이고 이는 Risk Matrix의 행을 구분하는 Severity Index가 된다.

표 3-10-3 Consequence (Severity) Index

Index	Consequence	Description	
		Effect on human safety	Effect on a offshore plant
1	Negligible	Disturbance or fatigue	No effect, Minor material damage
2	Minor	Medical treatment more than 12 hours	Minor production influence
3	Major	Permanent disability or prolonged hospital treatment	Production interrupted for weeks
4	Critical	One fatality	Production interrupted for months
5	Catastrophic	Several fatalities	Total loss

위 두 표의 각 행과 열의 인덱스에 따라 리스크를 구분하면 아래 표와 같은 매트릭스가 작성된다.

표 3-10-4 Risk Matrix

Event Frequency / Consequence severity		1	2	3	4	5
		Once per 1,000~10,000 years	Once per 100~1,000 years	Once per 10~100 years	Once per 10~1 year	Once per 1~0.1 year
Catastrophic	5	H	H	H	H	H
Severe loss	4	M	H	H	H	H
Major damage	3	M	M	H	H	H
Damage	2	L	L	M	M	H
Minor damage	1	L	L	L	L	M

위 표에서 H (High)는 허용 불가능 수준, M (Medium)은 ALARP (As Low As Reasonably Practicable) 수준, L (Low)는 허용 가능 수준의 위험도를 의미한다.

- High 위험도: 허용 불가능하며, 추가 정량적 분석을 통해 정확한 위험도 분석이 필요하다.
- Medium 위험도: 허용 가능하지만, 비용-편익분석을 통해 위험도를 합리적인 실행 가능한 수준까지 낮춰야 한다.
- Low 위험도: 충분히 낮은 수준의 위험도이기 때문에 더 이상 고려할 필요가 없다.

5. 위험요소 및 위험도 분석 (Hazard and risk analysis)

가. 개 요

위험도에 대한 기준을 정의했다면 공정에서 위험요소를 식별하기 위한 작업을 진행해야 한다. 이를 위해서는 먼저 위험요소 식별이 되는 대상을 정의해야 한다. 이는 IEC 61508에서 EUC(equipment under control)란 개념으로 제시된다. 또한 IEC 61508 은 위험요소에 대해 아래와 같은 사항들을 식별할 것을 권고한다.

- 통제 대상 기기(Equipment Under Control, EUC) 및 대응 제어 기기(Associated Control Equipment)에서의 위험 요소와 위험한 상황
- 위험 요소에 기인한 연속적인 상황 변화
- 정의된 위험 요소들과 관련된 EUC의 위험도
- 위험도 감소를 위한 요구 조건 등

나. 위험요소식별 방법(HAZID Techniques)

위험요소 식별을 위한 방법은 HAZID와 HAZOP으로 구분되고 HAZID는 주로 개념설계 단계에서 수행하고 HAZOP은 기본설계 단계에서부터 적용된다.

다. 위험요소와 운전(HAZOP Study)

HAZOP은 전형적인 공정 검토 과정이다. 플랜트의 잠재적인 위험 요소들과 운용상의 문제점들을 식별하기 위하여 장비와 운용에 관한 사항들을 검토한다. HAZOP 과정은 설비에서의 위험 요소를 조기 식별하여 안전설계에 도움을 준다. HAZOP의 표준적 결과물은 아래와 같이 제시된다.

표 3-10-5 HAZOP Study Worksheet

Ref. No.	Guide-word or deviation	Possible causes	Consequence	Safeguards	FI	SI	RI	Actions required	Action allocated to	Comments
1-1	High flow	Too high flow from bunkering vessel	- High pressure in bunkering line - Bunkering line leakage High pressure at LNG fuel tank and tank damage	- PT on the bunkering line - PSV on the LNG fuel tank	2	3	6	Consider interlocking between the feed valve and the PT		Consider installation of a flowmeter and interlocking between the feed valve and the flowmeter

HAZOP 수행결과 식별 가능한 정보는 다음과 같다.

- Cause-Effect(Consequence) : 예상되는 사고의 원인과 결과
- FI/SI/RI : 사고의 빈도(Frequency Index), 심각도(Severity Index), 위험도(Risk Index)
- Safeguards : 설계에 적용된 안전대책
- Action required : 안전을 위해 추가로 조치해야 할 사항

6. 안전기능(SIF), 안전계장(SIS)

가. 개요

HAZOP 결과 위험요소를 식별했다면 위험요소에 대한 안전기능과 안전계장을 정의해야 한다. 안전기능(SIF, Safety Instrumented Function)은 위험도 감소를 위해 적용되어야 하는 기능을 말하고 안전계장(SIS, Safety Instrumented System)이란 안전계장을 구현하는 장치라 할 수 있다.

나. Local Safety Function과 Global Safety Function

해양플랜트의 SIF는 Local Safety Function과 Global Safety Function으로 나눌 수 있다. Local Safety Function은 EUC에 따라 구분되는 기능이고, Global Safety Function은 전체 공정에 적용되는 기능이다. 각각은 아래와 같이 구분된다.

(1) EUC

IEC 61508 에서 EUC는 생산, 공정, 수송, 의료 및 기타 활동을 위해 사용되는 장비나 기계류, 기관 또는 플랜트로 정의된다. EUC 구분에 대한 경계는 명확히 제시되지는 않으나, ISO 10418에서 언급된 구성요소들로 구분할 수 있다. EUC는 Local Safety 와 Global Safety를 구분하는 기준이 되고 또한 HAZOP의 대상이 되는 노드(node) 구분을 위해서도 사용된다. ISO 10418의 구분은 아래와 같다.

- Wellheads and Flowlines / Wellhead injection lines
- Headers / Pressure vessels
- Atmospheric pressure vessels
- Fire and exhaust heated components
- Pumps
- Compressor units
- Pipelines
- Heat exchangers

(2) Local Safety Function : ISO 10418에 의해 Local safety function은 아래와 같이 규정된다.

표 3-10-6 Local Safety Function

Undesirable Events	Protection Methods / Safety Function
Overpressure	Pressure Safety High
Leaks	Flow Safety Low Pressure Safety Low Level Safety Low
Liquid overflow	Level Safety High
Gas blowby	Level Safety Low
Underpressure	Pressure Safety Low
Excess temperature	Temperature Safety High Level Safety Low Flow Safety Low
Direct ignition source	Temperature Safety High Pressure Safety Low
Excess combustible vapours in the firing chamber	Pressure Safety Low Temperature Safety Low Flow Safety Low
Excess temperature	Temperature Safety High

(3) Global Safety Function

해양플랜트에서 Global Safety Function은 아래와 같은 안전 기능을 포함한다.

- Emergency Shutdown Function
- Blowdown Function
- Electrical Isolation Function
- Fire and Gas Detection Function
- Fire Fighting Function

7. 안전무결도(SIL) 결정 (SIL Allocation) 방법론

가. 개요

안전무결도를 결정하는 방법은 다양하다. IEC 61511의 정량적 방법, Risk Matrix, Safety Layer Matrix, Risk Graph 및 방호계층 분석(LOPA) 등이 대표적이다. 안전무결도 결정에는 정량적인 방법과 정성적인 방법이 모두 적용된다. 안전계장의 기능과 위험요소에 대한 식별 그리고 방호계층의 적용 등은 정성적 방법으로 이뤄지고, 안전무결도 등급 산출 및 해당 위험요소의 위험도는 정량적인 방법으로 결정한다.

나. 안전무결도(SIL) 분석 방법론

(1) 안전무결도 정의

안전무결도(SIL, Safety integrated Level)란 안전계장(SIS, Safety Instrumented System)의 등급(Level)을 고장확률(PFD)에 따라 구분한 것이다. 고장확률에 대한 등급은 아래 표와 같이 IEC 61508에 정의되어 있다.

표 3-10-7 안전무결도 정의 (IEC 61508-1)

Safety Integrity Level	Low Demand Mode of Operation (average probability of failure to perform its design function on demand - PFD)	Continuous / High Demand Mode of Operation (probability of a dangerous failure per hour - PFH)
4	$10^{-5} \leq PFD < 10^{-4}$	$10^{-9} \leq PFH < 10^{-8}$
3	$10^{-4} \leq PFD < 10^{-3}$	$10^{-8} \leq PFH < 10^{-7}$
2	$10^{-3} \leq PFD < 10^{-2}$	$10^{-7} \leq PFH < 10^{-6}$
1	$10^{-2} \leq PFD < 10^{-1}$	$10^{-6} \leq PFH < 10^{-5}$

SIL 등급이 두 가지로 구분되는 이유는 안전계장에 대한 요구도가 시스템 구성에 따라 다르기 때문이다. 통상적으로 Low Demand와 High Demand를 구분하는 기준은 Proof Test 빈도다. 일반적인 Proof Test 기간은 년 1회이기 때문에 요구도가 년 1회 이하일 경우 Low Demand로 그 이상일 경우 High Demand로 분류한다. 위 정의에 따라 안전계장 관련 주요 개념을 정리하면 아래 그림과 같다.



그림 3-10-7 안전무결도 개념

안전계장(SIS)은 공정시스템에 필요한 안전기능(SIF)를 구현하는(Realization) 장치 또는 시스템을 말하고, 안전무결도(SIL)는 안전계장(SIS)의 고장확률에 따른 등급이다.

(2) 안전무결도(SIL) 결정(Allocation) 방법론

LOPA 기법 개요

앞서 언급한 바와 같이 안전무결도 결정방법은 다양하나, 본 과제에서는 가장 대표적인 방법론인 방호계층분석(LOPA) 기법을 적용했다. 방호계층분석은 HAZOP과 정량적 위험도 분석 중간단계로써, HAZOP에서 식별된 위험원인과 결과분석에 따라 허용 가능한 위험도 수준을 정의하고 시스템이 이를 만족하는지 평가한다. 만약 분석결과 시스템에 높은 수준의 안전계장이 추가로 도입되어야 한다면 정량적 위험도 분석을 수행하거나 설계를 변경할 것을 권고한다.

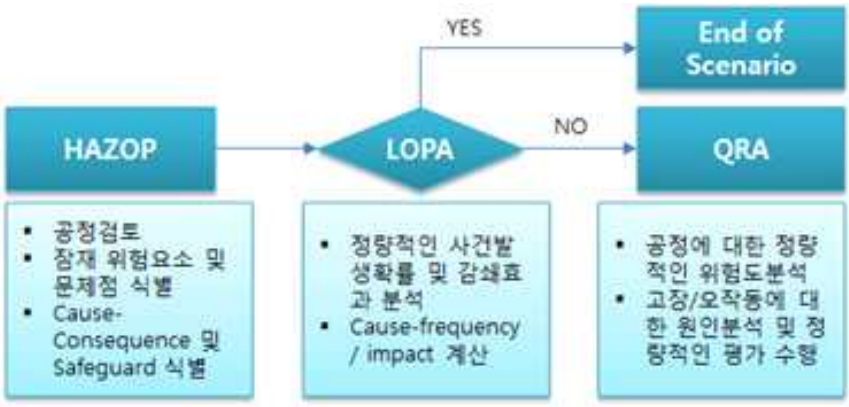


그림 3-10-8 LOPA의 위치

LOPA가 평가를 수행하는 대상은 공정설계에 포함된 방호계층(PLs, Protection Layers)이다. 간단하게 말하면, LOPA 분석의 핵심은 그림8.2와 같이 제시된 모든 방호계층을 뚫고 사고가 발생할 확률을 계산하는 것이다. LOPA 분석에서 제시되는 방호계층을 특별히 독립방호계층(IPL, Independent Protection Layer)이라 부르는데 이는 다른 방호계층으로부터 “독립되어”있어 다른 방호계층에 장애가 있더라도 작동하는 방호계층을 말한다. 앞서 말한 SIS 역시 IPL의 한 부분으로 간주된다.

LOPA 기법에서 SIL 등급은 중간사건발생빈도(IEL)과 목표위험도(TMEL)의 차이로 결정된다. 즉 모든 독립된 방호계층(IPL)이 작동하지 않는 가운데 사고가 발생할 확률(IEL, Intermediate Event Likelihood)이 목표위험도보다 낮게 시스템을 설계하는 것이 목표라고 할 수 있다.

8. 안전무결도 분석 절차

가. 안전무결도 분석 단계

LOPA 절차는 다음 그림과 같은 순서도로 나타낼 수 있다. 아래 순서도를 간단하게 설명하면, HAZOP에서 도출된 사고의 최대 허용한계(TMEL)과 사고발생확률을 비교하여 사고발생확률이 목표치보다 크면 안전계장을 추가하고 작으면 다음 위험분석 시나리오로 넘어가라는 것이다.

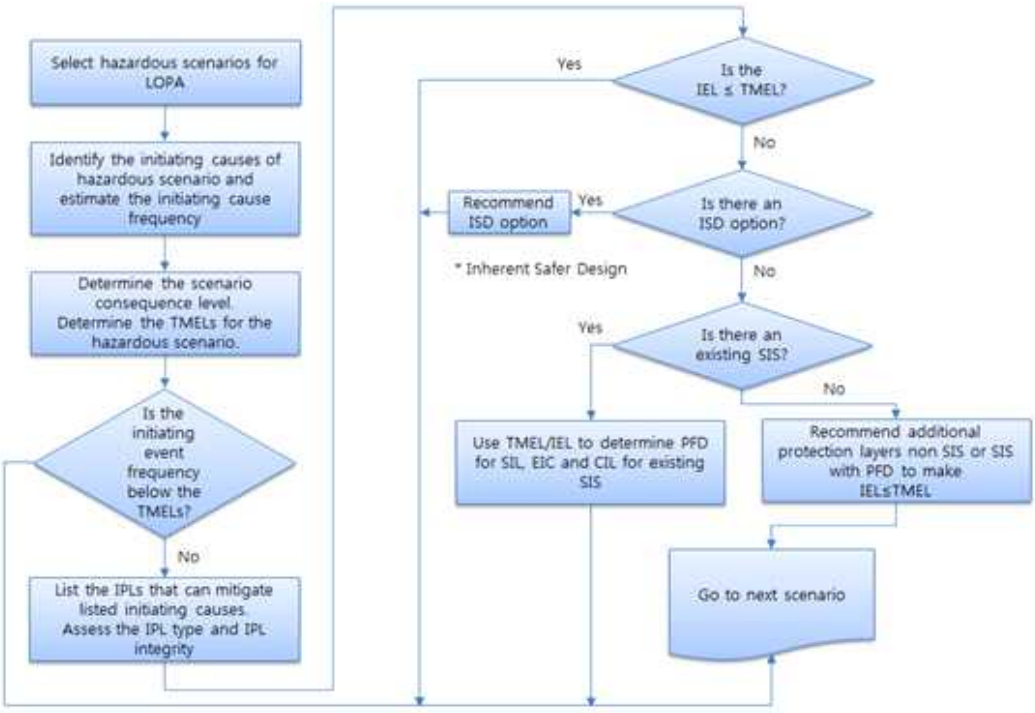


그림 3-10-9 LOPA 순서도 (LOPA Flowchart)

이를 위해 LOPA 분석은 다음과 같은 단계를 따라 이뤄진다.

표 3-10-8 LOPA 분석단계

구 분	설 명
1단계	위험시나리오 선택
2단계	사건발생확률(ICL) 식별
3단계	위험도에 따른 최대 허용한계(TMEL) 설정
4단계	ICL과 TMEL 비교 - ICL이 TMEL보다 작으면 다음 위험시나리오로 이동, 크면 다음 단계로 이동
5단계	사건발생확률을 경감시키는 독립방호계층(IPL)의 신뢰성분석
6단계	독립방호계층을 고려한 중간사건발생확률(IEL) 계산 - IEL이 TMEL보다 크면 다음 단계로 이동, 작으면 다음 위험시나리오로 이동
7단계	내재적 안전설계 평가
8단계	현존 SIS의 신뢰성 분석(SIS의 PFD에 대한 재검토) - 추가로 필요한 SIF의 안전무결도(SIL) 등급 결정
9단계	다음 위험시나리오로 이동

나. 단계별 분석절차

(1) 1단계 : 위험시나리오 선택

HAZOP 수행 결과 식별된 위험 시나리오(원인-결과), 위험도 순위, 사건 발생 원인 목록, 독립방호계층(IPL)들을 정리하는 단계다. 이 단계에서는 앞서 표로 제시한 LOPA 워크시트 앞부분을 작성한다. 즉, LOPA에서 정량적으로 측정할 위험도의 정성적인 목록을 정한다.

(2) 2단계 : 사건발생확률(ICL) 식별

식별된 사고발생 원인(initiating cause)의 확률을 결정한다. 사고 확률을 결정하기 위해 해당 분야 전문가의 의견과 CCPS, BP, OREDA 등의 데이터베이스를 참조한다.

(3) 3단계 : 위험도에 따른 최대 허용한계(TMEL) 설정

LOPA에서는 사고의 위험도에 따라 최대 허용한계(TMEL)을 설정한다. TMEL은 심각도 등급(severity level)에 따라 발생확률을 적용한 자료로 제시된다.

(4) 4단계 : ICL과 TMEL 비교

사고가 발생하려면, 원인이 발생할 때 프로세스는 가동중이어야 하고 그 시점에 운용인원이 그 자리에 있어야 하며, 반드시 점화되야 한다. 따라서 이 단계에서는 아래와 같이 사건발생확률(ICL)에 조정수치(modifier)를 곱하여 사건발생확률을 보정한다.

$$\mathrm{ICL(modified)} = \mathrm{ICL} \times P_{tr} \times P_p \times P_i$$

Ptr(probability of time at risk) : 프로세스 가동확률

Pp(probability of occupanc of person) : 인원배치 확률

Pi(probability of ignition) : 점화확률

이 단계에서는 위와 같이 보정한 ICL과 TMEL을 비교하여 ICL이 TMEL보다 적다면 사고가 발생할 확률이 목표보다 작으므로 다른 조치를 취할 필요가 없고 크다면 다음 단계로 넘어간다.

(5) 5단계 : 사건발생확률을 경감시키는 독립방호계층(IPL)의 신뢰성 분석

TMEL을 충족하기 위해 사건발생확률을 경감시키는 것이 5단계의 주목적이다. 5단계에서는 설계에 포함된 독립방호계층(IPL)의 장애확률을 식별한다. 사고가 발생하려면 설계에 배치된 모든 독립방호계층이 동작하지 않아야 하므로 독립방호계층의 신뢰성은 고장(장애)확률로 정량화할 수 있다. 설계에 반영된 모든 독립방호계층의 PFD를 LOPA log-sheet에 기록함으로써 본 단계를 종료한다.

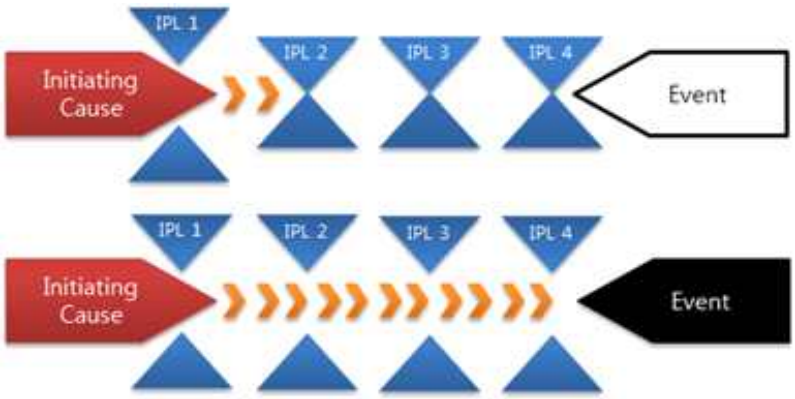


그림 3-10-10 IC, IPL, EVENT 관계도

(6) 6단계 : 독립방호계층을 고려한 중간사건발생확률(IEL) 계산

이 단계에서는 앞의 1단계에서 5단계까지 결과를 바탕으로 중간사건발생확률을 구한다. 이벤트(사건)이란 모든 독립방호계층이 작동하지 않을 때 발생하므로, 4단계에서 보정한 ICL에 5단계에서 구한 각 독립방호계층들의 장애확률을 모두 곱하면 중간사건발생확률을 얻을 수 있다.

$$\text{IEL} = ICL_{(modified)} \times PFD_{IPL\,1} \times PFD_{IPL\,1} \times PFD_{IPL\,2} \times PFD_{IPL\,3} \times \cdots \times PFD_{IPL\,n}$$

이렇게 구한 IEL과 TMEL을 비교하여, IEL이 TMEL보다 작으면 목표치보다 사건발생확률이 낮으므로 현 시나리오에 대한 LOPA 분석을 종료하고 다음 위험시나리오로 이동한다. 그러나 IEL이 TMEL 보다 크다면 IEL을 줄여줄 수 있는 새로운 SIS가 배치되거나 설계를 변경하는 다음 단계가 필요하다.

(7) 7단계 : 내재적 안전설계 평가

7단계까지 왔다면 IEL이 TMEL 보다 크기 때문이다. 이 단계 이하에서는 IEL 수치를 더 줄여줄 수 있는 방법들을 다룬다. 우선 독립방호계층으로 포함되지 않는 내재적 안전설계를 평가할 수 있다. 새로운 안전계장을 추가하는 것보다 설계에 반영된 요소를 식별하는 것이 경제적, 기술적으로 유리함은 두말할 나위도 없다. 만약 내재적 안전설계가 반영되었다면 해당 요소의 장애확률이나 사고가 안전설계를 넘어 작용할 확률을 구한다. 정량적 평가가 불가하다면 가장 큰 값인 “1”을 적용하는 것이 원칙이다.

(8) 8단계 : 현존 SIS의 신뢰성 분석(SIS의 PFD에 대한 재검토)

내재적 안전설계 요소가 없다면 현재 SIS의 PFD 값을 보정하거나 새 SIS를 도입해야 한다. 현존하는 SIS의 PFD를 재검증하기 위해서 데이터베이스와 운용기록이 적용될 수 있다. 보정을 해도 IEL이 TMEL보다 크다면 남는 방안은 새로운 안전계장(SIS) 도입이다. LOPA에서는 새로운 안전계장의 안전무결도(SIL) 등급을 산출하는 것으로 작업이 종료된다. 물론 앞서 말한 바와 같이 SIL 3 이상의 안전무결도 이상의 안전계장이 필요하다는 결과가 나오면, 공정시스템을 재설계해야 한다. 경제적이고 안전한 시스템을 위하여 LOPA 기법은 SIL 2 이하의 안전계장을 권고하기 때문이다. 다음은 SIL 등급 산출 산식이다.

$$SIL_{PFD} = \text{TMEL} \div \text{IEL}$$

(9) 9단계 : 다음 위험시나리오로 이동

8단계로 모든 과정이 종료된다. 본 단계에서는 최종적으로 LOPA 워크시트를 마무리한다.

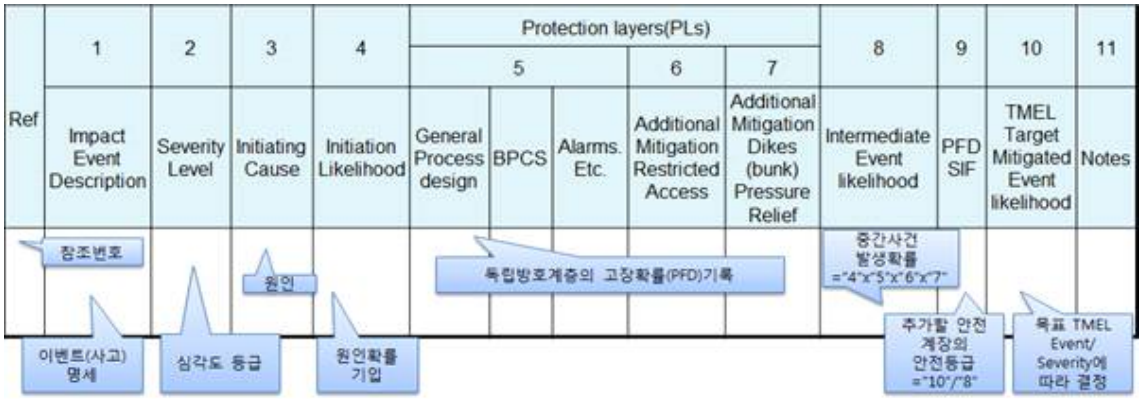


그림 3-10-11 LOPA 결과-워크시트

9. 안전무결도 분석 지침

가. 일반 사항

8장에서 서술했던 단계별 분석지침을 서술하기에 앞서 전반적인 안전무결도 분석지침은 아래와 같이 도식화 할 수 있다.



그림 3-10-12 안전무결도 분석 지침 개요

안전무결도 분석은 안전무결도 분석 워크샵을 중심으로 이뤄진다. 공정 전문가와 안전 전문가 그리고 시설과 장비에 관련된 전문가들이 참가하여 공정시스템의 위험도를 평가하고 필요한 안전계장의 안전무결도를 논의하는 것이 안전무결도 분석 워크샵의 목적이다.

나. 준비 단계

(1) 분석팀 구성

LOPA 분석 팀을 기능에 따라 구분하면 아래 그림과 같다. 작업의 완성도를 책임지고 작업수행에 있어 필요한 정보 식별을 주관하는 팀장과 공정설비, 제어시스템, 공정운용 그리고 공정안전에 대한 필수 전문가 그룹과 장비와 재료, 기계 및 정비, 기자재와 관련된 기타 전문가그룹으로 구성되고 팀장은 팀원 중 1인을 서기로 임명하여 작업 수행에 대한 기록을 남겨야 한다. 다음으로 분석팀은 공정시스템(설비)설계 및 생산자와 발주자로부터 독립된 집단이어야 한다. 즉, 발주자와 생산자가 아닌 제3집단에 의해 구성되어야 하고 분석팀의 팀장은 독립성과 전문성에 특히 주목할 필요가 있다.

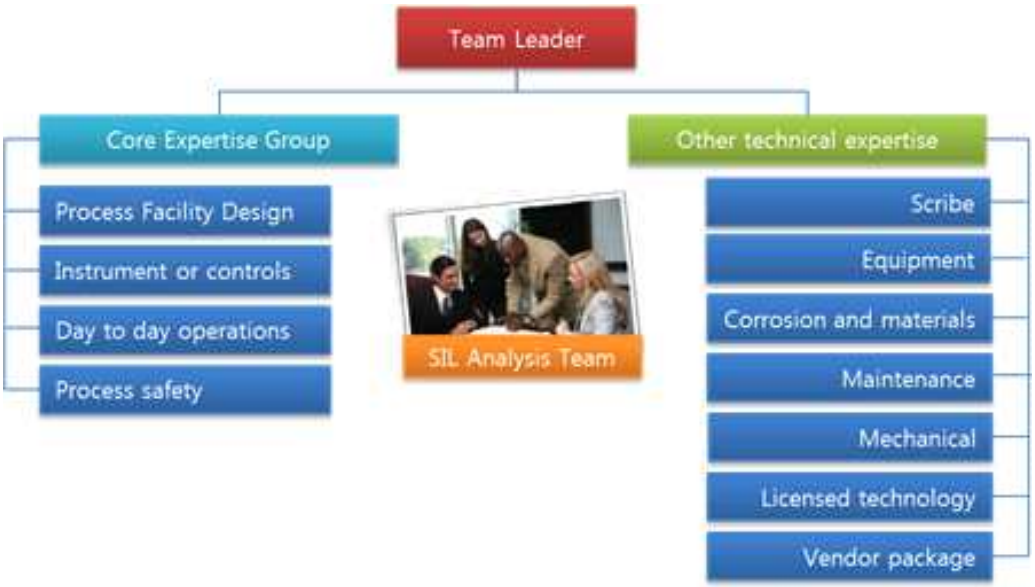


그림 3-10-13 분석팀 구성

(2) 워크샵 자료준비

일반적으로 워크샵을 수행하기 위해 필요한 자료 목록은 아래와 같다.

표 3-10-9 LOPA 자료 목록 (BP, GP 48-03)

구 분	자 료 목 록
기본자료	사고시나리오(Hazard scenario) HAZOP report 시스템 회로에 대한 명세서 시스템 계통의 원인-결과 관계도 P&ID 현존 SIS에 대한 SIL 등급 (과거 수행실적)
필수자료	현존 SIS에 대한 요구사항 명세 C&E chart 압력용기 설계자료 운용절차 사고결과분석자료

기본 자료는 SIL 분석 시 당연히 제공되어야 하는 문서이고, 필수자료는 요청 시 반드시 제공되어야만 하는 자료를 말한다. 상기 표에서 기술된 목록은 전체 자료를 의미하지는 않는다. 자료목록은 SIL Workshop의 기본이 되는 LOPA worksheet에 기본 자료를 제공하는 데 목적이 있다. 따라서 자료 목록에서 중요한 것은 기재된 목록의 문서가 제공되었는가가 아니라 필요한 정보가 제공되었는가 이다. 아래 그림은 LOPA worksheet를 기반으로 필요한 정보들을 정리한 표이다.

Ref	1	2	3	4	Protection layers(PLs)					8	9	10	11
					5			6	7				
	Impact Event Description	Severity Level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	General Process design	BPCS	Alarms, Etc.	Additional Mitigation Restricted Access	Additional Mitigation Dikes (bunk) Pressure Relief	Intermediate Event likelihood	PFD SIF	TMEL Target Mitigated Event likelihood	Notes
1	Over Pressure of amine Regenerator and potential 3 to 9 fatalities	D	LV-2702 Malfunction	0.1				Occupancy 0.5	PSV 0.01	5E-4	0.017 (SIL 1)	1E-5	
			Operator error	0.1			0.1		PSV 0.01	1E-4			

그림 3-10-14 표준 LOPA worksheet

다음 표는 표준 LOPA worksheet에서 필요로 하는 정보의 명세를 다룬다.

표 3-10-10 LOPA 워크시트 필요정보

순번	워크시트 항목	필요정보	필요문서
1	Ref	▪ SIL 등급 배정을 위한 참조번호로서 EUC에 따라 구분 ▪ HAZOP 노드 번호와 유사 작성	▪ HAZOP 보고서
2	Impact Event Description	▪ 사고 설명(HAZARD)	▪ HAZOP 보고서
3	Severity Level	▪ 해당 사고에 대한 심각도 등급 ▪ 프로젝트의 위험도 평가에서 기준이 되는 심각도 기준	▪ HAZOP 보고서 ▪ 사고관련 국내/외 규정 ▪ 회사내규
4	Initiating Cause	▪ 사고시나리오에서 식별된 사고원인	▪ HAZOP 보고서 ▪ C&E chart ▪ 사고시나리오
5	Initiation Likelihood	▪ 원인(초기)사건 발생빈도	▪ 위험도 데이터베이스
6	General Process design	▪ 일반 공정설계에서 BPCS와 안전계장(설비)를 제외한 안전설계 내용	▪ PFD ▪ P&ID ▪ 공정설계사양서
7	BPCS	▪ BPCS의 안전기능 명세	▪ PFD ▪ P&ID ▪ BPCS 사양서
8	Alarms. etc.	▪ 안전을 위한 경보장치 설계사양	▪ P&ID ▪ 경보장치 사양서 ▪ 작업인원 배치 및 운용지침
9	Additional Mitigation Restricted Access	▪ 인원접근제한을 통한 안전 대책	▪ 작업인원 배치 및 운용지침
10	Additional Mitigation Dikes(bunk), Pressure Relief	▪ 안전설비를 통한 방호계층 설계	▪ P&ID ▪ 설비 배치도면
11	Intermediate Event likelihood	▪ 워크샵 입력사항	-
12	PFD_{SIF}	▪ 워크샵 입력사항	-
13	TMEL Target Mitigated Event likelihood	▪ 허용 가능한 위험도	▪ RISK MATRIX ▪ HAZOP 보고서 ▪ 사고관련 국내/외 규정 ▪ 회사내규
14	Notes	-	-

(3) 단계별 지침

앞에서 단계별 분석절차를 통해 LOPA 분석기법의 순차적 진행단계에 대해 서술하였다면, 단계별 지침은 워크샵 준비를 위한 데이터 확보에 대해 기술한다.

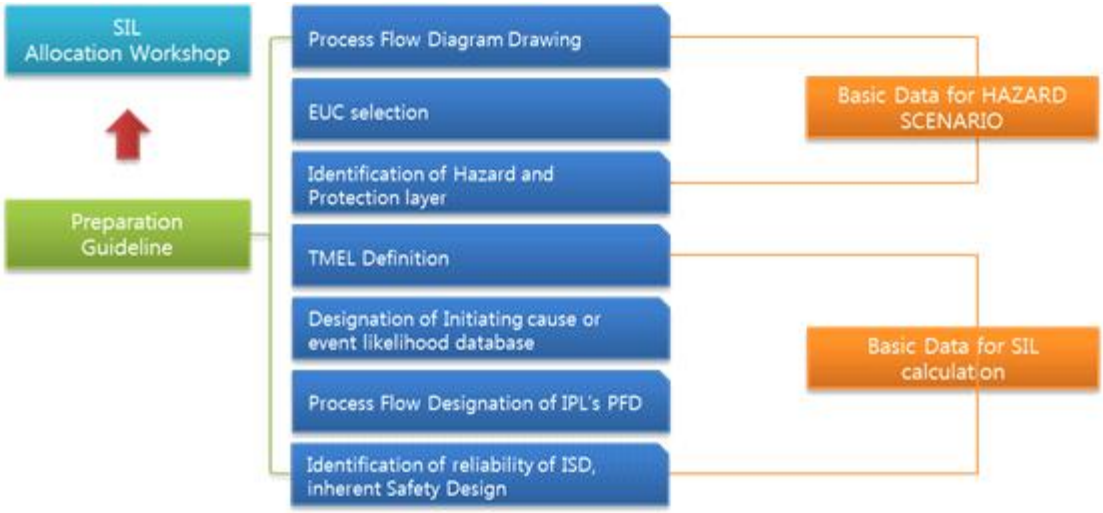


그림 3-10-15 SIL 워크샵 준비 사항

① 프로세스 흐름도 작성(확보)

프로세스 흐름도는 전체 공정에서 각 공정이 어떻게 진행되는지를 한 페이지에 알기 쉽게 표현한 도면을 말한다. 프로세스 흐름도가 있어야만 전체 공정에서 해당 EUC의 역할을 알 수 있기 때문에 이 자료는 SIL 워크샵에서 P&ID 분석 전에 참가자들에게 보여주는 중요한 자료가 된다. 따라서 P&ID 분석을 유기적으로 진행하기 위해서라도 본 흐름도는 반드시 확보 또는 작성되어야 한다. 자료는 설계자 나 발주자가 작성한 자료를 기본으로 하고, 워크샵 팀에서는 최대한의 신뢰성확보와 책임소재를 명확히 하기 위해 공정과 관련된 일체의 도면자료는 작성해서는 안 된다.

② EUC 선정

EUC는 SIL allocation의 단위로서 ISO 10418에 의거 선정된다. 설계자는 FLOW DIAGRAM에 기반하여 각 EUC를 선정하고 해당 EUC의 명칭, 기능 그리고 프로세스 상 위상에 대해 기술한 자료를 제출해야 한다.

③ 위험요소 및 방호계층 식별

SIL 분석팀에서는 설계자가 제출한 도면을 바탕으로 기반으로 위험요소 및

방호계층을 식별하여 아래 표와 같이 목록화한다. 또한 아래 표와 같이 위험도 시나리오도 작성하여 워크샵 이전에 주문주와 설계자에게 통보해야 한다.

표 3-10-11 위험요소 및 방호계층 표

EUC 명칭	위험요소	방호계층
Pressure vessels	Overpressure	Pressure Safety High
	Leaks	Flow Safety Low
		Pressure Safety Low
		Level Safety Low

표 3-10-12 위험도 시나리오(Hazardous Scenario) 작성 예

EUC 명칭	초기사건(Initiating Cause)	사건(Event)
Pressure vessels	BPCS loop failure	Overpressure

④ 목표위험도(TMEL) 정의

목표위험도를 설정하기 위해서는 먼저 참조해야 할 것은 회사의 자체규정과 국내/국제 규정이다. 회사에 심각도 대비 빈도로 표현된 허용 가능한 위험도 수준이 없을 경우, SIL 분석팀에서는 국내/국제 규정 또는 신뢰할 만할 기준으로 목표위험도를 설정하고, 주문주와 설계자에게 통보해야 한다. 주문주는 또한 환경, 인명, 자산과 같은 대표적 분류 외에 추가하고자 하는 위험도 종류를 SIL 팀에게 통보하여 워크샵에서 방호계층을 분석하기 위한 목표를 분명히 할 필요가 있다.

⑤ 초기사건발생빈도(Initiating cause or event likelihood) 데이터베이스 확보

SIL 분석팀에서는 초기사건발생빈도 데이터베이스의 명칭을 주문주와 설계자에게 통보하여야 한다. 또한 대표적인 초기사건발생빈도 도표를 정리하여 주문주와 설계자에게 사전에 공지할 필요가 있다.

⑥ 독립방호계층 고장빈도(IPL의 PFD) 데이터베이스 확보

널리 통용되는 PFD 데이터베이스 중 무엇을 기본 자료로 사용할지를 확정하여 역시 주문주와 설계자에게 통보한다. 고장빈도에 대한 데이터베이스는 SIL Allocation 뿐만 아니라 SIL Verification에서도 동일하게 적용되어야 하므로 최대한 신뢰성있는 데이터베이스를 선정해야 한다.

⑦ 내재적 안전설계(ISD, inherent Safety Design) 신뢰성 자료 확보

SIL 분석팀은 설계자와 주문주에게 공정설계 중 장치나 설비로 구현된 안전계장을 제외하고 공정에 포함되거나 압력용기 또는 관장치에 반영된 내재적 안전설계의 내용을 SIL 분석팀에게 통보해야 한다. 내용에 포함되어야 할 정보는 다음과 같다.

- 안전설계 명칭
- 안전설계 반영 도면
- 신뢰성(고장 또는 오작동 확률, PFD 및 사고 차단 또는 경감효과)

다. 워크샵 진행

워크샵은 LOPA 워크시트에 내용을 기입하는 방식으로 진행한다. 다음 그림은 워크샵 진행 절차이다.

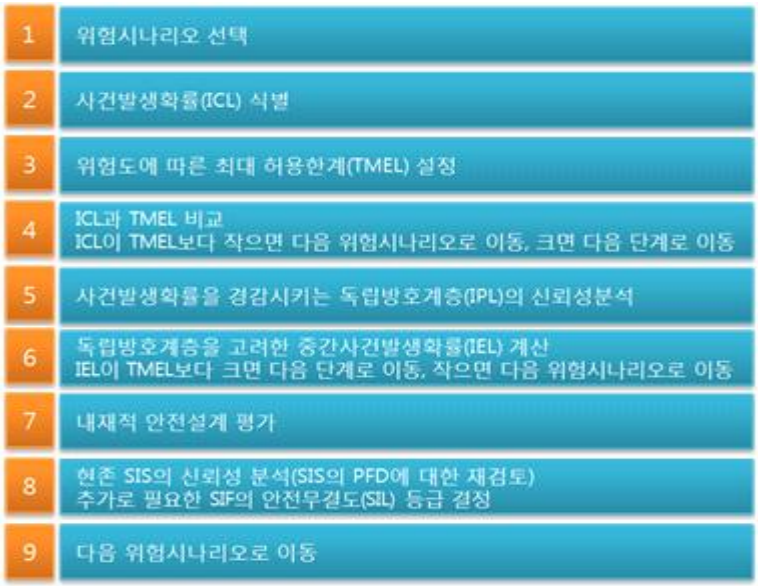


그림 3-10-16 워크샵 진행 절차

SIL 팀에서는 워크샵 진행을 위해 사전에 충분히 자료를 확보하여야 한다. 워크샵에서는 로그시트의 수치 선택을 제외한 기타 활동들이 최대한 이뤄지지 않도록 팀장은 회의 준비를 철저하게 해야 한다.

라. 보고서 작성

SIL 워크샵이 종료되면 SIL 분석 팀장 주관 하에 아래 정보를 포함하는 보고서를 작성하여 주문주와 설계자에게 발송한다.

표 3-10-13 SIL 분석 보고서 수록사항

보고서 수록 사항		설 명
보고서 수신자		보고서 수신자는 주문주와 설계자를 말한다.
요약		보고서 내용에 대한 요약을 말하고, 전체 분석 EUC 개수, IPL 개수, 각 EUC 별 SIL 등급 및 권고사항 요약
작업범위		작업범위에서는 SIL 분석의 대상이 되는 EUC 집합을 기술한다.
공정시스템 설명 및 설계목적		공정 및 설계목적을 서술한다.
방법론 검증		SIL 분석에 적용하는 방법론에 대해 서술한다.
사용된 수치 식별		SIL 분석 사용되는 수치에 대한 일반적인 범례를 명시한다.
SIL 분석 팀 구성과 역할		분석팀의 업무분장을 기술한다.
권고사항 요약		권고사항을 각 EUC 별로 정리하여 기술한다.
참고자료 (P&ID 및 기타자료 목록)		참고자료에 대한 목록을 서술한다.
배부표		본 문서가 배포되는 수신처의 목록을 기술한다.
부록	용어정의	분석보고서의 용어 설명을 수록한다.
	가정	분석에 앞선 전제, 특히 Common Cause Failure에 대한 가정을 포함한 전체 가정을 기술한다.
	LOPA 로그시트	LOPA 워크시트 표준양식을 서술하고, 워크샵 결과 식별된 사항을 기록한다. 통상적으로 LOPA 로그시트는 SIL 분석보고서의 중간 요약본 성격을 가진다. SIL 팀에서 별도 양식을 작성할 경우 해당 양식에 대한 설명도 포함시켜야 한다.
	SIL 워크시트	SIL 워크시트는 워크샵 진행을 위해 SIL 팀에서 별도로 작성하는 문서를 말하며 양식에 대한 설명과 함께 워크샵에서 토의된 사항이 모두 수록되어 있어야 한다.
	권고사항 리스트	권고사항 리스트를 작성하여 추후 검증이 용이하도록 한다.
	워크샵 참가인원	워크샵 참가인원의 방명록을 첨부한다.
	기타 참고사항	기타 참고사항을 기술한다.

10. 신뢰도 데이터베이스

신뢰도 분석 결과의 정확도 수준은 얼마만큼 신뢰할 수 있은 데이터를 사용하였는지에 달려있다. 신뢰도 분석 작업을 위하여 상업적으로 이용 가능한 많은 부품 신뢰도 데이터베이스가 있다. 부품신뢰도 데이터베이스는 어떤 부품에 대한 Failure rate (고장률)을 제공한다. 어떤 데이터베이스는 고장 모드 분포와 수리 시간을 제공하기도 한다. 부품의 생산자와 구성에 관한 정보는 일반적으로 공개되지 않는다. 예를 들어, Offshore Reliability Database (OREDA)의 경우 상업적으로 구입할 수 있은 책 외의 데이터는 Database 구축에 참여한 회사들만 열람할 수 있다. 대부분의 상업적 신뢰도 데이터베이스는 Failure rate가 일정하다는 가정 하에 작성되고 있다.

가. NPRD (Non-electronic Parts Reliability Data)

NPRD는 기계적, 전자기계적, 전자 부품과 같은 다양한 부품의 Failure rate를 제공한다. 또한 사용환경, 품질수준(군사용/상업용)에 따른 Failure rate를 제공한다. 미국 국방성(DoD) 정보 분석 센터 산하 신뢰도 분석 센터(Reliability Analysis Center, RAC)에서 NPRD를 관리하며, 또한 다양한 부품의 고장률 데이터를 수집, 분석, 배포하고 있으며 신뢰도 관련 다양한 업무를 수행하고 있다.

일반적으로 부품의 Failure rate 예측모델은 전자부품에만 적용되었지만 기계부품에 대해서는 그런 예측 모델을 만들기가 불가능하다. 그래서 다양한 데이터 출처로부터 Failure rate를 수집한다. NPRD는 아래 데이터 출처를 활용한다.

- 출간된 자료 또는 논문
- 정부 지원 연구에서 나온 데이터
- 군 유지보수 시스템에서 나온 데이터
- 상업적 보증수리 시스템에서 나온 데이터
- 여러 산업의 유지보수 시스템에서 데이터
- 여러 단체에서 제출된 다양한 고장 데이터

데이터 수집에서 중요한 요소 중 하나는 고장(failure)의 기준이다. NPRD에서는 유지보수 관련 담당자가 명확히 고장이라고 판단하는 경우 또는 어떤 문제로 부품을 교체하는 경우를 고장의 기준이라고 말한다.

나. MIL-HDBK 217F

Military handbook; Reliability Prediction of Electronic Equipment(MIL-HDBK 217F)은 전자 시스템에서 Integrated circuit, Transistor, Diode, Resistor, Capacitor,

Relay, Switch, Connector와 같은 다양한 종류의 부품에 대해 Failure rate 예측모델을 가지고 있다. 부품의 환경적 스트레스 조건을 제어할 수 있은 실험실에서 Failure rate 예측을 할 수 있다. MIL-HDBK 217F의 Failure rate은 특정 고장과 연관이 있고, 외부 환경에 의한 영향 또는 Common cause failure와는 연관이 없다. MIL-HDBK 217F는 Failure rate를 예측하기 위한 공식과 특정 환경의 영향을 반영하는 데이터를 제공한다. 현장에도 MIL-HDBK 217F는 사용되지만, 더 이상 수정 또는 보완되지 않는다. 하지만 신뢰도 분석 센터(RAC)는 Prism을 출시하여 사용하고 있다.

다. FARADIP.THREE

FARADIP.THREE는 현장 출판된 여러 데이터베이스들을 연구하여 Failure rate의 상한과 하한을 나타난다. 이 데이터베이스는 현재까지 출판된 데이터베이스와 다르게 신뢰도 엔지니어가 선택할 수 있은 Failure rate의 범위를 제공한다. 그래서 그것은 하나의 데이터베이스에 의한 분석보다 더 현실적인 예측을 가능하게 한다. 이 데이터베이스는 정유업계, 군용, 항공 등 20개 이상의 다양한 데이터베이스를 기초로 만들어졌다. 그래서 신뢰도, 위험도 분석 시 다양하게 사용될 수 있다. Failure mode는 다른 Database와는 다르게 Percentage로 나타낸다. 또한 각 부품에 대한 자동 자가진단 범위(auto-diagnostic coverage)를 제공하기도 한다. 이 데이터는 IEC 61508의 Safety-integrity level 평가에서 사용된다.

라. OREDA(Offshore Reliability Data)

전 세계의 여러 곳에 설치된 해양 플랜트는 다양한 설비, 장비, 운영조건 등을 가지고 있다. 이러한 해양플랜트의 신뢰도와 유지보수에 관련된 폭넓은 자료를 수집/교환하기 위해 OREDA가 1981년 설립되었다. 현장은 Offshore topside/subsea 장비뿐만 아니라 Onshore E&P 장비의 신뢰도 데이터도 수집하고 있다.

OREDA의 주요 목적은 오일/가스 탐사/생산 장치들의 설계의 운용에 있어서 안전과 비용-효율성을 향상시키는 데 기여하는 것이다. 유지보수와 운용 데이터의 수집과 분석, 높은 품질은 신뢰도 데이터베이스 구축, RAMS 기술의 교환을 통해서 그렇게 할 수 있을 것이다.

이 OREDA handbook은 수집된 데이터를 모두 포함하지 않는다. 장비의 제조사, 설치위치, 플랜트 위치 등과 같은 추가적인 정보는 OREDA project 참가 회사들만 인터넷에서 열람할 수 있다. 이 handbook에 수록된 데이터는 장비의 전 생애주기를 포함하지 못한다. 일반적으로 2~4년 동안 수집된 자료들이다. 하지만 Bathtub curve의 Useful life phase에 해당하는 데이터이므로 신뢰 할 만하다. failure rate가

일정하다는 것을 증명하기 위해 어떤 통계적인 방법이 사용되지 않았다. 또한 bathtub의 가장 낮은 부분을 나타내기 때문에 failure rate는 최소값이라고 말 할 수 있다. 어떤 아이템이 시간의 흐름에 상관없이 failure rate는 일정하다면 그 아이템은 “새것처럼 좋다”라고 가정할 수 있다.

여러 데이터베이스에서 신뢰도 데이터 수집에 많은 노력을 기울임에도 불구하고 모든 신뢰도 데이터에는 아래와 같은 이유 때문에 어느 정도의 불확실성이 존재한다. 이렇게 Failure rate 데이터 수집에 많은 불확실성이 존재함에도 불구하고 부품의 종류, 복잡도에 따라 비슷한 수준의 Failure rate 값을 가진다.

- 사람의 실수, 외부 영향과 같은 공통원인고장(common cause failure)에 의한 고장인지 불확실하다.
- 심각한 고장인지 사소한 고장인지 불확실하다.
- 일반적인 Failure rate를 의미하기 때문에 제조업체의 특성을 반영하지 않는다.
- 부품이 정확히 어떤 운용조건에서 사용되었는지 불확실하다. 높은 신뢰도의 부품이 악조건에서 사용되었을 경우 Failure rate가 불확실하다.
- 부품의 작동시간이 불확실하다.
- 유지보수 기록이 완벽하지 않아 Failure rate가 불확실하다.

마. PDS Method and Handbooks

PDS Method와 Data handbooks은 SINTEF라는 북유럽 최대의 연구소에서 개발되었다. 이 Method는 Safety instrumented system의 신뢰도/가용도를 정량화하는 아주 유용한 방법론이며, IEC 61508/61511 standard를 잘 따른다. 이 방법론은 석유산업에서 널리 사용되고 있다.

Data handbook은 지속적으로 업데이트되고 있으며, 노르웨이 석유 산업에서 사용되는 안전 시스템의 경험 데이터를 광범위하게 축적하고 있다. 이 Data Handbook에는 Detector, Transmitter, Valve, Control logic에 대한 다양한 신뢰도 데이터를 보여주고 있으며, 이런 데이터들의 출처는 OREDA, RNNP, Vendor data, 전문가들의 판단 등이다.

11절 LNG-FPSO 안전설계 모듈 3 화재/폭발 위험도

1. 서론

LNG-FPSO Topside 공정 시스템은 대량의 천연가스(natural gas)를 대상으로 생산, 전처리, 액화, 저장, 하역 등의 작업을 상시로 수행하는 시스템이다. 천연가스는 가연성이 상당히 높은 메탄(methane, CH4)이 주성분인 위험물질이므로, LNG-FPSO Topside 공정은 예기치 안전 누출에 의한 화재 및 폭발 사고에 항상 노출되어 있다. 이에, 화재 및 폭발 사고는 LNG-FPSO의 안전을 위협하는 가장 치명적인 위험요소 중 하나가 되며, 화재 및 폭발 사고의 위험도를 합리적이고 체계적으로 분석하는 것은 LNG-FPSO의 기본설계를 보다 안전하게 개발하는 데 있어서 반드시 수행하여야 하는 필수 작업이라 할 수 있다. 즉, 화재/폭발 위험도 분석은 LNG-FPSO Topside 안전설계를 위한 핵심 기술 중 하나라 할 수 있다.

화재/폭발 위험도 분석의 목적은 다음과 같이 요약할 수 있다.

- 공정 시스템에서 발생 가능한 화재 및 폭발 사고 시나리오 식별
- 화재 및 폭발 사고의 발생 가능성과 사고 결과에 대한 추산
- 화재 및 폭발 사고의 정량적 위험도 추산 (인명 및 재산 관련)
- 화재 및 폭발 사고의 위험도 수준 평가
- 화재/폭발 위험도 저감을 위한 비용 효율적 설계 개선방안 작성

가연성 물질을 다루는 공정 시스템의 화재/폭발 위험도 분석은 일반적으로, [누출 ➔ 점화 ➔ 화재/폭발 ➔ 피해]와 같은 연쇄적인 사고전개 과정을 단계별로 나누어 순차적으로 수행된다. 각 단계별로 고려되어야 하는 설계 특성을 파악하고 관련 세부 분석 작업들을 수행한다. 각 세부 분석들은 서로 밀접하게 연관되어 있으며, 분석을 위한 입출력 정보를 상호 제공한다. 모든 분석 결과는 화재/폭발 사고의 발생빈도와 사고결과를 정량적으로 도출하는 것으로 귀결되고 이들을 조합하면 정량적인 화재/폭발 위험도를 산출할 수 있다. 화재/폭발 위험도는 공정 작업자의 인명 안전성과 공정 시스템 주요 장비의 안전성을 중심으로 산출되고 평가된다. 위험도 평가 결과를 근거로 하여 공정 시스템의 설계를 보다 안전하게 개선할 수 있는 효과적인 설계 개선방안이 도출될 수 있는데, 실용적인 설계 개선방안을 작성하기 위해서는 비용 효율성 측면에 대한 고려가 반드시 수반되어야 한다.

본 지침은, 천연가스와 같은 가연성 물질의 누출로부터 비롯되는 LNG-FPSO Topside 공정 시스템의 화재와 폭발 사고를 대상으로, 기본적인 방법론과 함께 구체적인 위험도 분석 절차와 단계별 수행 작업, 그리고 분석 결과의 공정 설계 반영 요령에 대해 상세히 기술하고 있다.

2. 용어

ALARP	As Low As Reasonably Practicable
API	American Petroleum Institute
BA	Breathing Apparatus
BDV	Blowdown Valve
BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion
EPCI	Engineering, Procurement, Construction and Installation
ER	Escape Route
ESD	Emergency Shutdown
ESDV	Emergency Shutdown Valve
ETA	Event Tree Analysis
FEED	Front-End Engineering & Design
FI	Frequency Index
FMECA	Failure Mode, Effects and Criticality Analysis
FTA	Fault Tree Analysis
HAZID	Hazard Identification
HAZOP	Hazard & Operability
HVAC	Heating, Ventilation and Air Conditioning
LFL	Low Flammability Limit
OREDA	Offshore Reliability Data
P&ID	Process and Instruments Diagram
PFD	Probability of Failure on Demand
QRA	Quantitative Risk Assessment
RI	Risk Index
SDV	Shutdown Valve
SI	Severity Index
TDIIM	Time Dependent Internal Ignition Model
TEMPSC	Totally Enclosed Motor-Powered Survival Craft
TR	Temporary Refuge
UFL	Upper Flammability Limit

3. 화재/폭발 위험도 분석 방법론

가. 개요

LNG-FPSO Topside 공정 시스템의 주 가연성 물질은 메탄 성분의 천연가스이다. 이의 누출은 점화원인 스파크, 정전기, 전기기기 등을 만나 화재 또는 폭발로 이어진다. Topside 공정에서의 가연성 물질 누출은 점화원의 양상에 따라 화재, 폭발, 희석의 세 가지 상태 중 하나로 귀결된다. 화재/폭발 위험도 분석은 초기의 위험요소, 즉 누출을 출발점으로 하여 잠재적 사고 유형을 시나리오 형태로 전개하고 그 발생빈도와 사고결과를 체계적으로 분석하게 된다. 화재/폭발 위험도 분석 방법론의 핵심은 다음과 같은 4 가지로 간추릴 수 있다.

- 공정 격리구획 및 공정 상태 : 긴급차단밸브를 기준으로 공정 내부를 분리, 격리시킬 수 있는 구획을 정의한 후, 격리구획 별로 내부 공정 상태 및 공정 물질 조성, 양 등을 구체적으로 식별한다. 이를 통해 화재/폭발 위험도 분석의 대상 구획을 선정할 수 있으며 누출 분석을 위한 필요 조건들을 정의할 수 있다.
- 누출 분석 : 누출은 화재 및 폭발 사고의 공통 초기사건이다. 발생 가능한 누출 홀의 크기, 누출 발생빈도, 공정 상태에 따른 누출 속도, 각종 안전장치(긴급차단장치, 긴급감압장치 등)에 의한 시간 별 누출 변화 등을 구체적으로 분석하고, 이를 통해 후속 사고의 양상을 예측한다.
- 사고 시나리오 : 누출로부터 파급되는 각종 사고 양상을 논리적이고 체계적으로 정의한다. 보통 사건수목분석(event tree analysis) 기법을 적용하여 사고 시나리오를 전개하고 있다. 사고 시나리오는 주로 점화원, 가스 및 화염 감지기, 긴급차단장치, 긴급감압장치의 작동 유무에 따라 분기될 수 있다. 사고 시나리오 정의를 통해 발생 가능한 사고결과와 발생빈도를 추산할 수 있으며, 이는 위험도 분석의 핵심 작업이 된다.
- 화재/폭발 현상 및 사고결과 : 식별된 사고결과가 작업자, 공정 설비, 자연환경에 미치는 영향을 정량적으로 산출하기 위해서는 화재/폭발 사고의 물리적 현상(복사열, 화염, 폭발압 등)을 엄밀한 분석을 통해 구체적으로 계산하여야 한다. 이를 위해 실험, 해석적 계산, 시뮬레이션 등을 수행할 수 있다. 플랜트 공정의 경우, 일반적으로 화재 및 폭발 역학 이론 및 해석 모델을 사용한 계산을 수행해 오고 있다. 그러나 최근 들어서는 해석적 모델의 불확실성을 극복하고 보다 현실적인 최적 결과를 얻고자 하는 목적으로 전산유체역학(CFD)에 기반한 시뮬레이션 방법을 적극 활용하고 있는 실정이다. 이는 급격히 발전한 전산기기 성능에 힘입은 바가 크다.

● 화재/폭발 위험도를 분석 방법론의 바탕이 되는 기본 배경 지식과 핵심 개념들을 아래에 정리하였다. 구체적인 화재/폭발 분석 방법의 절차와 내용은 다음에서 상세히 기술하고 있다.

나. 화재/폭발 특성

화재 및 폭발의 발생에 기여하는 3요소는 아래 그림과 같이 연료(fuel), 산화제(oxidizer), 점화원(ignition source)이다.



그림 3-11-1 화재 및 폭발 발생의 3요소

LNG-FPSO Topside 공정 시스템에서 존재할 수 있는 연료로는 천연가스(methane, CH4가 주성분)를 대표적으로 고려할 수 있다. 천연가스는 가연성이 상당히 높은 위험물질로써 LNG-FPSO Topside 공정 내에 기체 또는 액체 형태로 대량이 상존하게 된다. 따라서, 천연가스 주성분인 메탄의 화재/폭발 특성을 이해하는 것이 중요하다. 관련하여, [그림 3-2]는 메탄의 주요 특성들을 보여 주고 있다. 그 외, 천연가스에 비해 상대적으로 소량이 존재하는 각종 가연성 물질(예를 들어, 디젤유, 수소가스 등)들도 화재/폭발의 연료로써 고려할 필요가 있다. 연료 물질의 적절한 제어는 화재/폭발 사고의 방지 및 완화 측면에서 매우 중요한 수단이 된다.

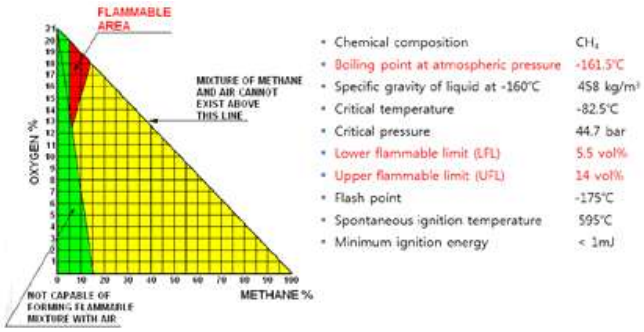


그림 3-11-2 메탄의 화재/폭발 관련 주요 특성

산화제는 대기 중에 항상 존재하는 산소가 대표적이다. LNG-FPSO Topside 공정 시스템은 항상 공기 중에 노출되어 있으므로, 화재/폭발 사고의 방지 및 완화를 위한 산화제의 제어는 사실상 불가능하다고 판단할 수 있다. LNG-FPSO Topside 공정 시스템에는 수많은 장비와 기기들이 설치된다. 이러한 장비와 기기들 모두가 (심지어 작업자까지) 점화원이 될 수 있음을 이해해야 한다. 이러한 점화원들을 적절히 제어하는 것 또한 화재/폭발 사고 측면에서 매우 중요하다.

화재와 폭발은 기본적으로 동일한 연소반응이지만, 그 특성에 있어서는 다소의 차이가 있다. 반응률, 화염, 과압, 소음들의 측면에서 화재와 폭발의 차이점을 정리하면 아래 표와 같다.

표 3-11-1 화재와 폭발의 비교

	화 재	폭 발
반응률 (reaction rate)	fast	extremely fast
화염 (flame)	diffusion flame	premixed flame
과압 (overpressure)	weak	strong
소음 (sound)	noisy	ear-splitting

LNG-FPSO Topside 공정의 특성을 고려할 때, 발생 가능한 화재 및 폭발의 유형 및 특징을 정리하면 아래 표와 같다.

표 3-11-2 LNG-FPSO Topside 발생 가능 화재 및 폭발 유형

	유 형	특 징
Fire	Pool fire	수평 방향으로 넓게 퍼진 가연성 액체 웅덩이 표면에서 기화되는 증기가 지속적으로 연소하는 화재. 가연성 액체가 누출된 바닥 형상에 따라 화재가 정지해 있거나 흐를 수 있음.
	Jet fire	방향성과 큰 운동량을 가지고 지속적으로 누출되는 가연성 물질(기체 또는 증발성 액체)의 연소로써, 특정 방향으로의 화염 기둥을 동반함. 화염 기둥에 직접적으로 노출되는 주변 구조물 또는 장비에 큰 열손상을 가할 수 있음.
	Flash fire	방해물이 없는 개방된 공간에서 혼합 가연성 가스가 순간적으로 연소하는 현상. 폭발 과압은 상당히 낮은 편이나, 순간적인 고열의 영향이 위험함.
Explosion	Gas explosion or VCE	혼합 가연성 가스의 연소로 인해 급격하고 급속한 압력 상승이 일어나는 과정. 폐쇄 공간 또는 개방 공간 모두에서 발생 가능함. 순간적으로 높은 폭발 과압의 영향이 가장 위험함.
	BLEVE	저장용기 내부 액체의 기화에 의해 지속적으로 고압이 형성되고, 누적된 고압으로 인해 결과적으로 용기의 폭발이 발생함. 외부 화재의 영향으로 용기가 가열되는 경우 주로 발생. BLEVE 발생으로 인한 연관 사고가 위험함. (주변 기기 또는 구조물의 고속 이동 및 후속 거대 화염)

다. 누출

모든 설비 및 배관은 누출 발생의 가능성을 가지고 있다. 누출이 생기는 다양한 원인으로는 장기적인 부식, 낙하 물체로 인한 구조 손상, 작업 품질 불량 등이다. 이런 모든 일들을 예측하고 일반화 하기는 현실적으로 매우 어렵다. 결과적으로, 누출 크기 분포는 주로 과거의 사고 데이터 통계를 기반으로 하는 데이터베이스를 이용하고 있다. 여러 가지 데이터베이스는 누출 크기 분포에 대한 자료를 제공하고 있는데, 아래와 같은 대표적인 상용 데이터베이스 몇 가지가 산업 현장에서 활발히 사용되고 있다.

- DNV LEAK (2008)
- E&P Forum Hydrocarbon Leak and Ignition Database (1992)
- API 581 Risk Based Inspection Base Resource Document (2000)

이러한 데이터베이스는 일반적으로 설비 및 배관의 종류와 기하학적 크기에 따라 적절한 누출 발생빈도를 수치로 제공하고 있다. 누출 발생빈도를 산출하기 위하여 상기 데이터베이스를 이용할 때, 구체적으로 필요한 설계 정보들은 다음과 같다.

- 배관/밸브/플랜지의 크기, 길이, 개수
- 펌프 및 압축기의 용량, 종류, 개수
- 용기의 용량, 종류, 개수
- 기타 각종 장비의 용량, 종류, 개수

화재/폭발 위험도 분석은 대표적인 누출을 상정하고, 이를 중심으로 수행된다. 실용적인 관점에서, 실제 분석 작업에서는 다수의 누출들을 몇 가지 범위로 그룹화하고, 각 그룹의 누출들을 대표할 수 있는 대표 누출을 정의하여 사용하고 있다. 이러한 접근법은 모든 누출에서 압력과 조성이 동일한 구획 내에서 유효하게 적용할 수 있다.

대부분의 공정 시스템은 대기압보다 상당히 높은 압력에서 작동한다. 공정 시스템 내, 외부의 압력 차이는 누출 물질의 위상 변화 및 누출율(또는 누출 속도)에 큰 영향을 미친다. 공정 압력과 대기압의 압력 차이가 작을 때, 누출율은 압력 차이에 비례하는 경향을 보인다. 그러나 압력 차이가 크면, 누출율은 음속까지 증가하게 되는데, 어떤 경우에도 음속을 넘지는 않는다. 이러한 현상을 쵸킹(chocking)이라 한다. 정리하면, 누출율은 압력차를 변수로 하는 관계식으로 유추가 가능하며, 쵸킹 현상의 유무에 따라 특성이 크게 변하게 된다.

누출량은 공정 물질의 압력, 위상, 양에 따라 결정된다. 누출이 탐지되면 공정의 격리구획은 차단밸브에 의해 즉시 고립화 된다. 그러므로 격리구획은 누출 구멍을 제외하고는 폐쇄된 압력용기의 일종으로 분류할 수 있다. 공정 물질이 가압된 가스라면 내압은 누출이 계속될수록 줄어 들게 되며, 결과적으로 누출율은 시각에

따라 감소하게 된다. 반대로, 공정 물질이 가압된 비휘발성의 액체(원유)라면 누출량은 액체의 낮은 압축성에 따라 급진적으로 감소한다. 만약, 공정 물질이 가압된 휘발성 액체라면(LNG 또는 LPG) 누출량은 누출 구멍의 특성에 영향을 받게 된다. 고압에서도 여전히 가스 상태로 유지된다면 내압은 누출에 따라 감소하나, 액체 상태라면 액체가 증기의 공급원 역할을 하게 되고, 증기 누출이 오랜 시간 동안 상당히 지속될 수 있다.

라. 점화

누출된 가연성 물질이 점화원과 접촉할 때 화재 또는 폭발이 발생하게 된다. 만일, 점화원이 존재하지 않거나 연소에 필요한 수준보다 낮은 점화 에너지를 가질 경우, 가연성 물질의 누출은 화재나 폭발로 이어지지 않는다. 누출 초기 발생하는 점화를 즉시점화(immediate ignition)이라 하고, 누출 발생 후 일정 시간 후 발생하는 점화를 지연점화(delayed ignition)라 한다. 일반적으로, 즉시점화는 화재 사고를 일으키고, 지연점화는 폭발 사고를 일으킨다고 알려져 있다.

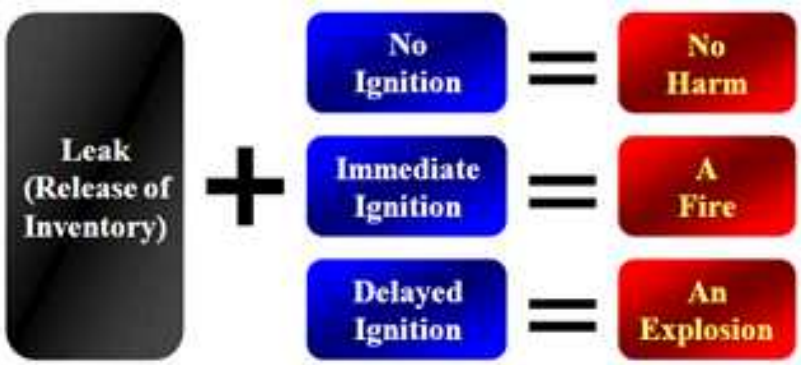


그림 3-11-3 점화 유형에 따른 화재 및 폭발 사고 발생

정량적인 화재/폭발 위험도 분석을 위해서는, 점화 확률의 정량적 산출이 필요하다. 점화 확률의 산출은 Cox, Lee and Ang 이 제안한 가스 및 액체 누출의 상관관계로부터 추산할 수 있다. 일반적으로 가연성 물질의 대량 누출 시, 최대 점화 확률은 가스 누출 시 0.3이라 알려져 있고, 액체 누출의 경우 0.08로 알려져 있다. 전체 점화 확률로부터 즉시점화와 지연점화의 발생 확률은 각각 50% 정도 된다.

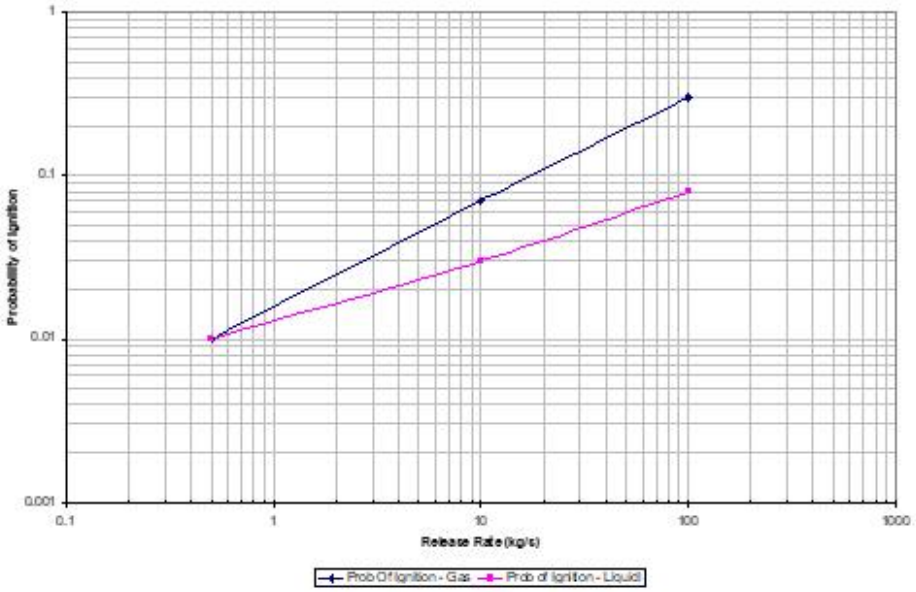


그림 3-11-4 가스 및 액체 누출에 대한 점화 확률

마. 안전시스템

개념적으로 화재 및 폭발 사고에 대응하는 안전시스템은 아래 그림과 같은 다중 계층 구조로 구성되고 있다. 외부 계층의 안전시스템은 내부 계층의 안전시스템이 작동하지 않거나 실패하는 경우 활성화 된다.

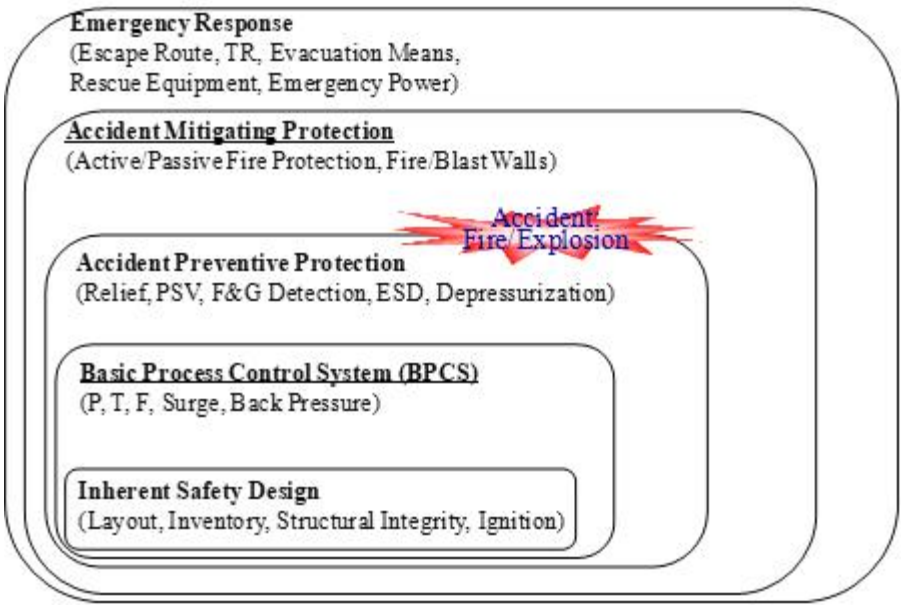


그림 3-11-5 공정 시스템의 화재/폭발 사고 대응 안전시스템의 다중 계층 구조

첫 번째 안전시스템 계층은, 안전 배치, 가연성 공정 물질의 최소화, 점화원의 제거, 구조 안전성 등을 통한 위험요소의 최소화를 지향하는 근본적 안전설계(inherent safety design)이다. 두 번째 안전시스템 계층은, 기본적인 공정 통제 시스템(basic process control system)으로, 유량, 온도, 압력 등의 공정 변수를 안전하게 통제하는 시스템이다. 압축 흡입기 및 펌프 배압 컨트롤이 이에 속한다. 세 번째 안전시스템 계층은 두 번째 안전시스템이 실패하는 경우 작동한다. 이는 각종 안전밸브(예로써, relief valve, pressure safety valve 등)를 통해 공정 내부 압력을 줄이거나, 누출된 가연성 물질 또는 화염을 조기에 탐지하거나, 비상 시 비상차단장치 및 비상감압장치를 작동시킨다. 세 번째 안전시스템도 실패하여 화재 또는 폭발 사고가 확산되는 경우, 네 번째 안전시스템 계층인 사고 완화 장치들이 작동하여 사고 결과(consequence)를 최소화한다. 이는 발생된 사고의 영향을 완화시키고자 소화 장치를 작동시키거나, 화재 및 폭발의 영향으로부터 인명 및 설비를 보호하는 차단벽 등에 해당한다. 모든 안전시스템이 실패하면, 최후의 안전시스템 계층으로써 긴급 대피 및 탈출이 시행된다.

화재/폭발 대응 안전시스템 설계에 있어서 일반적으로 가장 중요하게 고려되는 개념들을 정리하면 아래와 같다.

- 공정 구획 격리(process segmentation)
- 긴급 감압(emergency depressurization or blowdown)
- 화재 및 가스 탐지(fire and gas detection)
- 소화 장치(deluge and firewater system)
- 방폭/방화 차단벽(fire and blast walls)
- 긴급차단(emergency shutdown)

바. 화재/폭발 사고 영향의 정량화

식별된 화재/폭발 사고 시나리오들의 최종 사건은 인명, 환경, 공정 설비에 다양한 영향, 즉 사고결과를 초래할 수 있다. 인명의 경우, 가벼운 부상에서 다수 작업자의 사망까지 사고 시나리오의 전개에 따라 다양한 사고결과가 발생할 수 있다. 환경의 경우, 소량의 원유 누출, 대규모 지역의 광범위한 유류 오염, 유독가스에 의한 공기 오염 등을 고려할 수 있다. 그러나, 액화천연가스를 주로 다루는 공정 시스템에서는 주요 공정 물질인 천연가스의 특성 상 상대적으로 환경에 대한 사고결과의 심각성이 크지 않으리라 예상된다. 마지막으로, 공정 설비의 경우, 화재/폭발 사고에 의해 인접한 구조물 및 공정 장비, 배관, 전기장치 등이 손상을 입을 수 있고, 이로 인해 공정의 생산성이 크던 작던 저하될 수 있다. 이러한 사고결과들을 합리적이고 일관성있게 정량화하는 것이 위험도 분석 수행에 반드시 필요하다.

화재/폭발 사고가 인명에 끼치는 영향 또는 사고결과는 사망자 수로써 정량화할 수 있다. 부상 및 질병으로 인한 상해자 수는 통상 등가 사망자 수로 환산되어 함께 고려된다. 화재 및 폭발 사고의 열역학적 인자에 따른 영향을 구체적으로 분류하여 기술하면 다음과 같다.

- 화재(jet fire, pool fire, flash fire)의 복사열(thermal radiation) 수준 및 유효범위에 따른 사망자 수
- 화재(jet fire, pool fire)의 화염 강도 및 유효범위에 따른 노출 사망자 수
- 폭발(gas explosion)에 의한 급격한 압력 변화, 즉 폭발 과압(explosive overpressure)의 수준 및 유효범위에 따른 사망자 수

단, 복사열, 화염, 폭발과압의 영향을 정량화할 때, 공정 작업자의 위치(실내, 실외, 사고 지점과의 거리, 사고 지점 사이에 장애물 존재 여부 등)에 따른 효과를 동시에 고려하여야 한다.

화재/폭발 사고가 공정설비에 미치는 영향 또는 사고결과는 대상 시스템과 위험도 분석의 목적에 따라 다양한 형태로 정량화될 수 있다. 대표적으로 고려하고 있는 내용을 요약하면 아래와 같다.

- 화재(jet fire) 화염의 직접 접촉에 의한 설비, 제어실, 거주구의 손상
- 화재(jet fire) 화염의 직접 접촉에 의한 주요 구조물의 파괴
- 폭발 과압에 의한 설비, 제어실, 거주구의 손상
- 폭발 과압에 의한 주요 구조물의 파괴
- 복사열, 화염, 폭발 과압에 의한 대피로, 대피구역, 탈출 장비 등의 손상

화재/폭발 사고가 주변 자연환경에 미치는 영향의 정량화에 대해서는 현재 전세계적으로 많은 논의가 진행 중으로, 특별히 제시되고 있는 통일된 기준은 없는 실정이다. 액화천연가스는 특성 상 자연환경에 미치는 영향이 매우 제한적이라 할 수 있으므로, 이에 대한 내용은 생략한다.

4. 화재/폭발 위험도 분석 절차

가. 목적

화재/폭발 위험도 분석의 목적은 다음과 같다.

- LNG-FPSO Topside 공정 시스템에서 발생 가능한 잠재적 화재/폭발 사고 식별 및 문서화
- 잠재적 화재/폭발 사고의 발생확률 및 사고결과 추산
- 잠재적 화재/폭발 사고의 위험도 추산 및 평가
- 잠재적 화재/폭발 사고의 위험도 저감을 위한 합리적 설계 개선방안 작성

나. 개요

화재/폭발 위험도 분석의 전체적인 절차는 아래와 같이 정리할 수 있다.



그림 3-11-6 화재/폭발 위험도 분석 절차 개요

첫 번째로, 분석 대상 시스템의 설계 내용을 분석하고 화재/폭발 위험도 분석 수행에 필요한 각종 정보들을 수집한다. 수집된 정보를 바탕으로 대상 시스템 내에서 발생 가능한 가연성 물질의 잠재적 누출을 조사하고, 이를 통해 합리적인 초기사건을 정의한다. 정의된 초기사건으로부터 화재 및 폭발 사고에 관련되는 다양한 사고 시나리오들이 체계적으로 전개될 수 있다. 이때, 화재 및 폭발 사고들을 예방 또는 완화할 수 있는 여러 안전시스템들의 성공적인 기능 발휘 여부가 사고 시나리오 전개의 분기점을 형성한다. 사고 시나리오 전개는 최종적인 사고 결과 형태의 구체적 정의로 마무리된다. 사고 결과 형태란 인명, 주요 장비, 주요 구조물, 대피로, 대피구역, 자연환경 등에 미치는 영향을 의미한다. 이어서, 위험도 분석 작업이 시작된다. 위험도는 발생확률과 사고결과의 조합이므로 위험도 분석 작업은 일반적으로 발생확률 분석(frequency analysis)과 사고결과 분석(consequence analysis)의 2 단계로 나누어 진다. 식별된 각 사고 시나리오의 발생확률은 초기사건의 발생확률과 사고 시나리오 전개에 관여하는 안전시스템들의 고장확률을 조합하여 추정할 수 있다. 또한, 식별된 각 사고 시나리오의 결과들은 검증되고 합리적인 이론이나 소프트웨어를 사용하여 추정할 수 있다. 추정된 사고 시나리오 별 발생확률과 사고결과를 조합하면 최종적으로 해당 위험도를 산출할 수 있고, 이 위험도를 위험도 평가기준과 비교하여 수용 가능 여부를 평가하게 된다.

만약 위험도 수준이 수용될 수 없을 만큼 높다고 평가되면, 적절한 설계 개선 또는 운용 방안 개선이 반드시 이루어져야 한다. 위험도 수준이 수용 가능하다고 평가된다면, 추가적인 위험도 저감을 위한 개선 방안은 그 비용 효율성을 고려하여 검토될 수 있다. 화재/폭발 위험도 분석 절차의 개별 분석 단계 및 세부 작업 항목을 정리하면 아래 표와 같다.

표 3-11-3 화재/폭발 위험도 분석 절차 단계별 세부 내용

분석 단계		세부 작업 항목
단계 0	대상 시스템 분석	- 설계 문서 검토를 통한 대상 시스템 정보 수집 - 공정 격리구획 (isolatable segment) 정의 - 구획 별, 공정 상태조건 정의 - 가연성 또는 유독성 공정 물질 정의 - 분석 대상 격리구획 선정
단계 1	누출 분석	- 대상 구획에서 발생 가능한 대표 누출 홀 정의 - 대상 구획 내 장비 및 부품 정보 수집 - 대표 누출 홀의 누출 빈도 추산 - 대표 누출 홀의 누출 속도 (누출율) 추산
단계 2	사고 시나리오 분석	- 누출 분석 결과를 기반으로 초기사건 정의 - 대상 구획 내부 잠재적 점화원 및 점화확률 정의 - 초기사건의 확산 방지 또는 완화를 위한 안전시스템의 종류 정의 및 해당 고장확률 추산 - 초기사건, 점화원, 안전시스템을 고려하여 사고 시나리오 전개 (일반적으로 사건수목전개 기법 적용 가능) - 모든 사고 시나리오별 사고결과와 영향 식별 - (필요 시) 사고 시나리오별 사고결과 특성에 따라 적절히 범주화
단계 3-1	위험도 분석 - 발생빈도 분석	- 단계 1, 2 에서 추산된 발생빈도 자료 수집, 정리 - 식별된 사고 시나리오에 발생빈도 자료 입력 - 사고 시나리오별 사고결과의 발생빈도(조건부 확률) 정량적 추산 - (필요 시) 사고결과의 발생빈도 수준(frequency level) 정의
단계 3-2	위험도 분석 - 사고결과 분석	- 사고 시나리오별 사고결과를 기반으로, 발생 가능한 화재 또는 폭발의 물리적 현상 분석 (복사열, 화염 범위, 폭발 과압 등) - 사고결과의 물리적 현상이 인명, 공정 시스템, 환경에 미칠 수 있는 영향의 심각도 추산 및 정량화 - (필요 시) 사고결과의 심각도 수준(consequence level) 정의
단계 4	위험도 평가	- 대상 시스템의 운용 특성을 고려 구체적 위험도 평가기준 정의 (필요 시, 단계 0 에서 미리 정의 가능) - 추산된 발생빈도와 사고결과 심각도를 조합하여 정량적 위험도 산출 - 산출된 위험도와 평가기준을 비교하여 위험도 허용가능 여부 평가 - 허용 불가능 위험도를 가지는 요주의 사고 시나리오 식별
단계 5	결론	- 화재 및 폭발 사고 관점에서 대상 시스템의 위험도 수준 정리 - 허용 불가능 위험도 수준의 사고 시나리오를 고려하여, 구체적인 위험도 저감 방안 작성 - 작성된 위험도 저감 방안의 비용-효과 검토 - 최적 설계개선방안 정의 및 제시

화재/폭발 위험도 분석의 단계별 세부 작업 항목들은 상호 연결되어 각각의

자료와 분석 결과를 공유한다. 단계별 세부 항목들의 관계를 데이터의 흐름을 기준으로 정리하면 아래 그림과 같다.

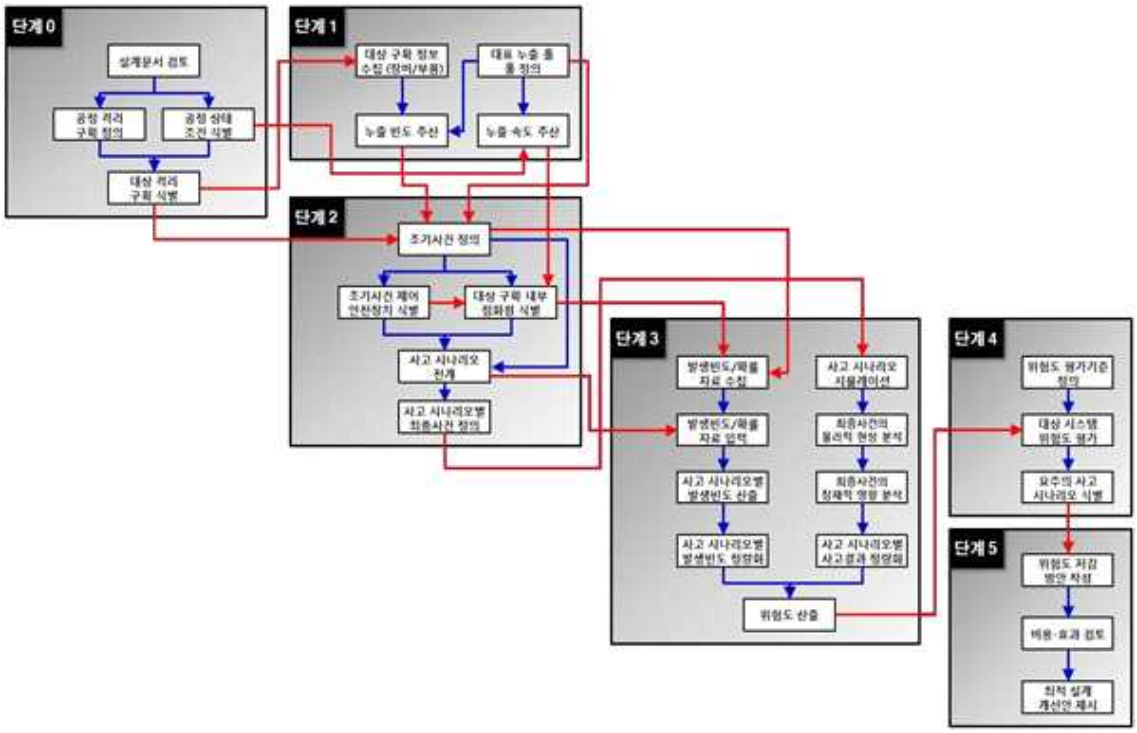


그림 3-11-7 화재/폭발 위험도 분석 세부 항목간 연관성 및 주요 데이터 흐름 개요

다. 단계 0 : 대상 시스템 분석 (target system analysis)

첫 번째로, 화재 및 폭발 사고의 위험도를 분석할 대상을 구체적으로 이해하고, 후속 작업에서 사용되는 각종 데이터를 수집하는 사전작업이 수행되어야 한다. 즉, 대상이 되는 공정 시스템의 각종 설계문서들을 입수하고, 위험도 분석에 필요한 내용들을 체계적으로 식별 및 정리하는 작업이 필요하다. 이를 통해, 화재/폭발 위험도 분석의 작업 범위 및 경계를 명확히 정의할 수 있다. 대상 시스템 분석에 있어, 수행할 주요 작업 항목들은 다음과 같다.

- 설계문서 검토 - 대상 공정 시스템의 설계는 다양한 문서로 구체화된다. 이 중, 화재/폭발 위험도 분석에 필요한 설계문서들을 식별하고, 일정에 차질이 없도록 설계자로부터 조기에 확보 및 검토하는 것이 필요하다.
- 공정 정보 분석/수집 - 확보한 설계문서들을 분석하여 독립적으로 구분될 수 있는 격리구획(isolated segment)들을 정의하고, 각 구획의 공정 상태조건을 명확히 정리한다. 일반적으로 긴급차단밸브(emergency shutdown valve)를 기준으로 격리구획을 구분할 수 있다.
- 분석 대상 격리구획 정의 - 초기 위험도 분석(HAZID, HAZOP, CE chart

등) 결과와 격리구획별 정보를 바탕으로 화재 및 폭발 사고의 위험도가 상세하게 분석될 필요가 있는 대상 구획을 선별한다.

라. 단계 1 : 누출 분석 (leak analysis)

가연성 물질의 예기치 안전 누출은 일반적으로 유정, 라이저, 파이프라인, 공정장비, 파이프, 밸브, 플랜지, 저장 탱크 등에서 발생할 수 있다. 공정 시스템의 화재 및 폭발 사고는 대부분 이러한 의도되지 안전 가연성 물질의 누출로부터 비롯된다. 따라서, 합리적이고 개연성있는 누출 분석은 화재/폭발 위험도 분석에 있어 매우 중요하다. 합리적인 가정, 신뢰할 만한 고장/사고 기록 자료, 그리고 적절히 검증된 이론과 방법론을 기반으로 수행된 누출 분석은 화재/폭발 위험도 분석 결과의 완성도를 높이는 데 큰 도움이 된다. 누출 분석에서 다루는 중요한 변수는 다음의 세 가지이다.

- 누출 홀 크기
- 가연성 물질의 특성 (특히, 화학적 조성)
- 누출의 지속성 (특히, 공정 상태 조건 및 누출 조건)

누출 분석에 있어, 수행할 주요 작업 항목들은 다음과 같다.

- 대표 누출 홀 정의 - 대표 누출 홀 크기를 몇 개로 그룹화하여 정의하고 사용하는 것이 실용적인 관점에서 유용하며, 또한 일반적이다. 보통 사용되는 배관의 지름을 고려하여, 3~4개의 그룹으로 누출 홀 크기를 분류하고, 해당 그룹을 대표할 수 있는 하나의 누출 홀을 정의하고 있다.
- 공정 장비/부품 정보 수집 - 일반적으로 part-counting 기법을 많이 사용하고 있다. 이는, 각 격리구획 별로 장비 및 배관 등의 설계 정보를 식별하고 체계적으로 수집하는 기법이다. 주요 수집 정보로는 종류, 형상, 수량, 크기, 길이이다.
- 누출 빈도 추산 - 과거의 누출 사고 데이터로부터 각 대표 누출 홀 크기에 대한 누출 빈도를 격리구획 별로 산출한다. 앞서 수집한 격리구획의 장비/부품 정보를 사용하게 된다. 실제적으로, 해양플랫폼의 공정 시스템에 활용 가능한 누출 사고 데이터베이스가 여러 가지 존재하고 있다.
- 초기 누출율 추산 - 분석하고자 하는 각 격리구획의 초기 누출 현상을 합리적으로 모델링하여야 한다. 이를 통해 초기 누출율(leak rate) 또는 누출 속도를 계산할 수 있다. 초기 누출율은 누출 홀의 크기와 해당 격리구획의 공정 상태 조건(공정 물질의 종류, 양, 내부압력, 내부 온도 등)에 따라 결정된다.

마. 단계 2 : 사고 시나리오 분석 (accident scenario analysis)

가연성 물질의 누출로부터 야기될 수 있는 다양한 사고 시나리오들을 체계적으로 탐색 및 분석한다. 공정 시스템에서 천연가스와 같은 가연성 물질의 의도하지 안전 누출은 크게 보아 화재 사고 또는 폭발 사고를 일으킬 수 있으므로, 사고 시나리오 분석은 화재와 폭발 사고를 중심으로 수행되어야 한다.

화재 및 폭발 사고는 시나리오의 전개 양상에 따라 공정 작업자, 공정 주요 장비 및 배관, 그리고 주변 자연환경에 다양한 영향을 미칠 수 있다. 작업자 부상 및 사망, 공정 장비 손상 및 이로 인한 생산 차질, 대피로 또는 대피구역의 손상, 환경 오염, 구조물 열 파괴 등의 여러 사고결과를 예상할 수 있다. “단계 2”의 목적은 공정 시스템의 가연성 물질 누출로부터 잠재적으로 야기될 수 있는 화재 및 폭발 사고의 다양한 양상을 이해하고, 개연성있는 사고 전개 시나리오들을 정의한 후, 최종적으로 발생 가능한 여러 가지 사고 결과들을 식별하는 것이다. 사고 시나리오 분석에 있어, 수행할 주요 작업 항목들은 다음과 같다.

- 초기사건 정의 - 누출 분석의 결과는 사고 시나리오의 초기사건으로 직결된다. 대부분의 경우, 격리구획과 대표 누출 홀 크기, 그리고 공정 물질의 종류에 따라 초기사건을 정의하고 있다.
- 점화원 정의 - 화재 및 폭발의 발생에 있어 점화원의 존재는 필수 불가결한 요소이다. 일반적으로 공정 시스템에는 전기장치, 회전기기, 고온장비 등과 같이 다양한 점화원들이 상당수 존재하고 있다. 심지어 가벼운 정전기조차 화재 및 폭발을 일으킬 수 있는 점화 에너지를 제공할 수 있다. 이러한 점화원들을 식별하고 정량적으로 정의하는 것은 사고 시나리오 전개에 있어서 매우 중요하다. 일반적으로 점화는 즉시점화와 지연점화의 두 종류로 나눌 수 있다. 즉시점화는 보통 화재 발생에 기여하고, 지연점화는 폭발 발생에 기여한다고 알려져 있다. 따라서, 두 점화 종류에 대한 명확한 구분이 필요하며, 각각의 발생 빈도가 정량적으로 산출되어야 한다.
- 안전시스템 식별 - 공정 시스템에는 일반적으로 다중의 안전시스템들이 설치된다. 이들을 크게 보면, 예방적 안전시스템과 완화적 안전시스템의 두 가지로 나눌 수 있다. 예방적 안전시스템은 화재 및 폭발 사고의 발생 차단을 주목적으로 하며, 완화적 안전시스템은 화재 및 폭발 사고 발생 후 사고의 확산 및 피해 감소를 주목적으로 하고 있다. 사고 시나리오의 다양한 양상은 이러한 안전시스템들의 작동 여부에 따라 결정된다. 따라서 운용 가능한 안전시스템의 식별과 그들의 고장확률을 명확히 정의하는 것이 사고 시나리오 전개에 있어 반드시 필요하다. 화재 및 폭발 사고로부터 인명 및 공정 장비를 보호하기 위하여 일반적으로 설치되는

공정 안전시스템으로는, F&G detection system, Emergency shutdown system, Emergency depressurization system (blowdown system), Fire water system, Escape, evacuation and rescue system을 들 수 있다.

- 사고 시나리오 구축 - 초기사건으로부터 수많은 최종사건과 사고결과들이 발생할 수 있다. 사고 시나리오는 하나의 초기사건이 여러 최종사건들로 전개되는 순차적 양상 또는 연결관계를 의미한다. 초기사건별로 다양한 사고 시나리오가 여러 개 도출될 수 있는데, 각 시나리오들의 중요한 분기점은 점화원 및 안전시스템이 된다. 앞서 정의된 점화 종류와 식별된 안전시스템들을 적용하여 구체적인 사고 시나리오들을 구축할 수 있다. 사고 시나리오의 체계적 전개를 위하여 일반적으로 사건수목분석(event tree analysis) 기법을 활용하고 있다.
- 최종사건 정의 및 사고결과 범주화 - 구축된 사고 시나리오로부터 최종사건을 명확하게 정의할 수 있다. 모든 최종사건들은 화재 및 폭발 사고 관점에서 정의되며, 이들은 공정 시스템의 작업자, 공정 장비, 자연환경에 다양한 영향을 끼치게 된다. 이러한 최종사건의 영향을 사고결과라 한다. 사고결과는 관련 시나리오 및 최종사건에 따라 작업자, 공정 장비, 자연환경에 심각한 영향을 줄 수도 있고, 거의 영향이 없을 수도 있다. 따라서 사고결과의 영향을 구체적으로 정의하고 정량화하는 것이 중요하게 된다. 필요한 경우, 사고결과의 영향을 비슷한 수준의 것들로 범주화하는 것이 후속 작업에 도움이 될 수 있다.

아래 그림은 화재/폭발 위험도 분석의 “단계 0”부터 “단계 2”까지의 연관 관계를 데이터 흐름 형태로 요약하여 나타내고 있다.

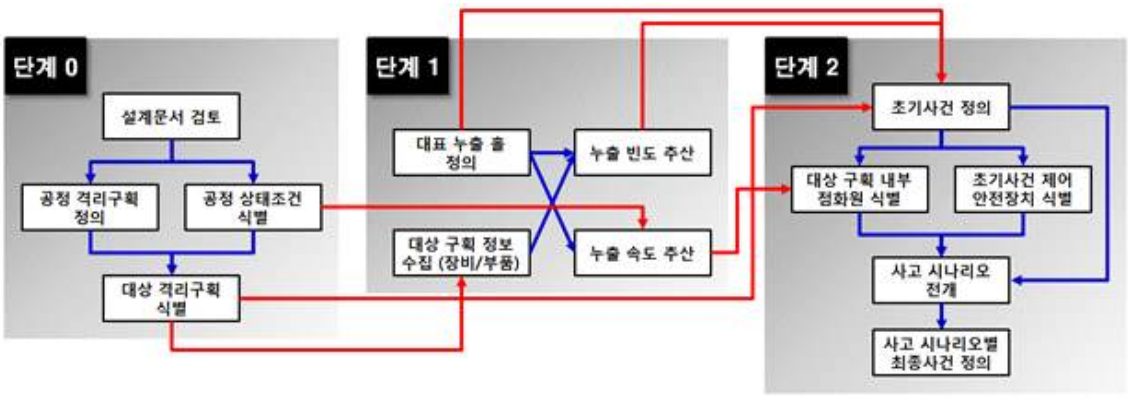


그림 3-11-8 화재/폭발 위험도 분석 단계별 연관성 - 단계 0,1,2

바. 단계 3 : 위험도 분석 (risk analysis - frequency & consequence analysis)

위험도는 사고의 발생빈도(frequency)와 사고결과(consequence)를 조합한 것이라 정의할 수 있다. 따라서 위험도 분석 작업은 발생빈도 분석과 사고결과 분석의 두 가지로 이루어 진다. 따라서 "단계 3"의 목적은 모든 사고 시나리오들의 발생빈도를 합리적으로 분석하여 정량화하고, 모든 사고 시나리오들의 최종사건으로부터 발생 가능한 사고결과를 합리적으로 분석하여 정량화하는 것이다.위험도 분석에 있어, 수행할 주요 작업 항목들은 다음과 같다.

- 사고 시나리오 별 발생빈도 분석 - 앞서 수집된 각종 발생빈도 및 확률 자료들을 조합하여 개별 사고 시나리오의 발생빈도를 분석할 수 있다. 사건수목분석 기법은 이를 위한 체계적인 방법을 제공하고 있다. 사고 시나리오의 발생빈도를 분석하기 위하여는 아래와 같은 빈도 및 확률 자료가 필요하다. 이들은 모두 앞의 누출 분석 단계 및 사고 시나리오 분석 단계에서 결정된 자료들로써, 사고 시나리오의 발생빈도가 기본적으로 조건부 확률임을 고려할 때, 조건이 되는 확률 사건으로써 기능한다고 볼 수 있다.
  - ✓ 초기사건의 발생 확률(즉, 대표 누출 홀 크기 별 누출 빈도)
  - ✓ 점화 확률(즉, 즉시점화와 지연점화 종류 별 발생 확률)
  - ✓ 안전시스템의 고장확률
- 발생빈도 정량화 - 발생빈도 분석 결과는 보통 정량적 수치로 산출된다. 이를 특별한 가공 없이 개별 사고 시나리오의 정량적 발생빈도로 바로 결정할 수 있다. 필요한 경우, 발생빈도의 수준을 그룹화하여 몇 개의 범주로 나누고, 해당하는 발생빈도 지수(frequency index)를 정의할 수도 있다. 이러한 경우, 산출된 발생빈도 값이 해당하는 범주의 발생빈도 지수를 선택하고 사고 시나리오에 부여한다.
- 최종사건의 현상 분석 - 합리적인 가정과 이론을 바탕으로, 화재 및 폭발 사고 시나리오의 최종사건들을 모델링하여 물리적 현상을 구체적으로 분석하여야 한다. 대표적으로 복사열, 화염범위, 폭발 과압의 정량적 산출이 필요한데, 관련 이론에 기반한 해석적 방법이나 전산수치해석에 기반한 시뮬레이션 방법을 사용할 수 있다. 이를 위해, 몇 가지의 전문 상용 프로그램들이 현재 활용되고 있다.
- 사고결과 분석 - 사고결과란 최종사건이 인명, 장비, 환경에 미칠 수 있는 잠재적 영향을 의미한다. 화재 및 폭발에 관련되는 최종사건의 물리적 현상, 즉 복사열, 화염범위, 폭발 과압 등이 공정 시스템의 작업자와 주요 장비, 그리고 주변 자연환경에 미칠 수 있는 영향을 체계적으로 분석하는 작업이 수행되어야 한다. 이를 통해 잠재적인 사상자 수준, 주요 공정 장비의 손상 수준, 대피로 및 대피구역의 손상 수준, 주요

구조물의 파괴 수준 등을 결정할 수 있다.

- 사고결과 정량화 - 사고결과 분석은 최종적으로 손실의 정량화로 마무리 된다. 잠재적인 인명 손실, 공정 시스템 손실, 환경 손실들을 구체적으로 수치화하는 것이 필요하다. 사고결과의 정량화 과정에는 다분히 주관적인 견해가 반영될 수 있다. 이를 방지하기 위하여, 사고결과 정량화 작업을 최대한 객관화하고 사고 시나리오 별로 일관성을 유지하기 위한 구체적 전략 또는 기준이 필요하게 된다. 이와 관련하여, 육상 및 해상 플랜트 산업계에서는 몇 가지 구체적인 기준을 제시하고 있다. 필요한 경우, 사고결과의 심각성 수준을 그룹화하여 몇 개의 범주로 나누고, 해당하는 사고결과 심각성 지수(severity index)를 정의할 수도 있다. 이 경우, 산출된 사고결과의 정량적 값이 해당하는 범주의 심각성 지수를 선택하고 사고 시나리오에 부여한다.
- 위험도 산출 - 앞에서 분석된 발생빈도와 사고결과를 조합하면 위험도를 얻을 수 있다. 보다 구체적으로, 발생빈도의 정량적 수치와 사고결과의 정량적 수치를 곱하여 위험도 값을 산출할 수 있다. 경우에 따라, 위험도 매트릭스와 같은 준정량적 위험도 개념을 적용할 수 있는데, 이 때는 발생빈도 지수와 사고결과 심각도 지수를 곱하여 위험도 지수를 산출한다. 최종적으로 식별된 모든 사고 시나리오와 최종사건에 대하여 정량적 위험도를 산출할 수 있다.

다음 그림은 화재/폭발 위험도 분석 “단계 3”의 내부적 데이터 흐름을 요약하여 나타낸 것으로, “단계 2”와의 연관 관계도 포함하고 있다.

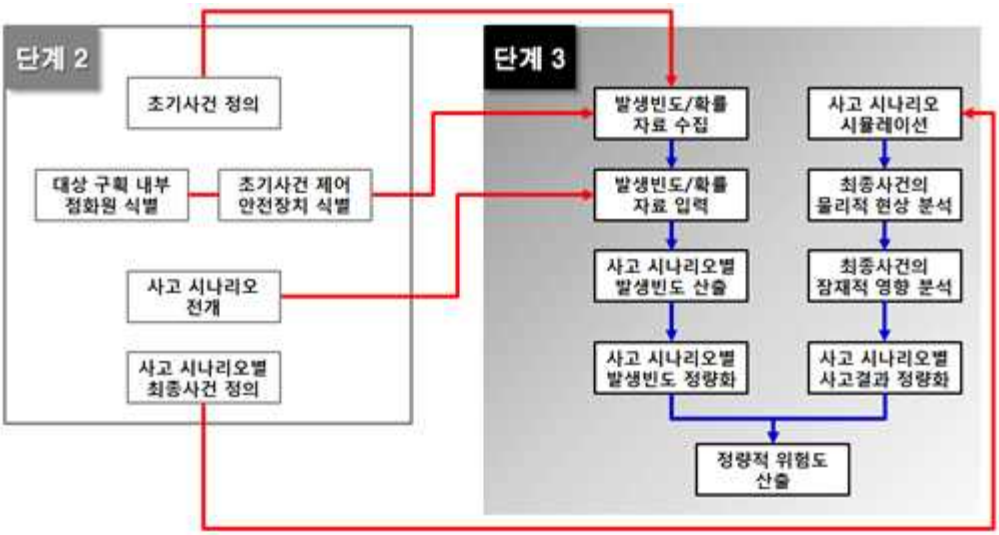


그림 3-11-9 화재/폭발 위험도 분석 단계별 연관성 - 단계 3

사. 단계 4 : 위험도 평가 (risk assessment)

위험도 평가 단계의 목적은, 모든 가능한 최종사건에 대하여 정량화된 위험도들의 허용 가능성(risk acceptability or risk tolerability)을 평가하는 것이다. 이를 위하여 명확한 위험도 평가기준의 정의가 선행되어야 한다. 평가기준과 산출된 위험도를 비교하여 허용 가능성 여부를 평가하면, 문제가 될 수 있는 사고 시나리오들을 구체적으로 식별할 수 있다. 식별된 요주의 사고 시나리오들은 각각의 특징적인 사고 전개 과정을 가진다. 이러한 사고전개 과정의 특성들은 위험도 저감을 위한 구체적인 방안을 고안내는 효과적인 근거 자료가 될 수 있다. 위험도 평가에 있어, 수행할 주요 작업 항목들은 다음과 같다.

- 위험도 평가기준 정의 - 위험도 평가기준의 정의는 대상 시스템의 특성에 적합하도록 정의되어야 한다. 보통 정량적 수치로 평가기준을 정의하는데, 설계 정보의 개발이 부족한 초기설계 단계에서는 위험도 매트릭스와 같은 준정량적 형태로도 정의될 수 있다. 육상 및 해상 플랜트 산업계에서 실제로 사용되고 있는 몇몇 평가기준 사례들은 위험도 평가기준 정의에 좋은 참고가 될 수 있다. 필요에 따라, 위험도 평가기준은 대상 시스템 분석 단계에서 미리 정의될 수도 있다. 위험도 평가기준 정의 시, 일반적으로 ALARP 원칙(as low as reasonably practicable)을 고려하고 있다.
- 위험도 허용 가능성 평가 - 위험도의 허용 가능성 여부는 평가기준과의 단수 비교를 통해 평가될 수 있다. 산출된 위험도가 평가기준을 초과하면, 화재 및 폭발 사고의 위험성 측면에서 과도한 위험도가 잠재된 설계라 판단할 수 있다.
- 요주의 사고 시나리오 식별 - 평가기준을 초과하는 높은 위험도는 반드시 저감되어야 한다. 위험도 평가 결과, 과도한 위험도에 해당하는 사고 시나리오를 명확히 식별할 수 있으며, 이들에 대하여는 위험도를 저감할 수 있는 추가적 방안을 고민해야 한다.

아. 단계 5 : 결론 (conclusion)

본 단계의 목적은, 수행 완료한 화재/ 폭발 위험도 평가 결과를 요약 및 정리하고, 큰 문제를 야기할 수 있으리라 예상되는 화재 및 폭발 사고의 유형을 제시하는 것이다. 또한, 위험도가 과도하여 저감을 위한 추가 노력이 요구되는 경우, 구체적인 설계 개선방안을 고안하여 제시하는 것이다. 이를 통하여, LNG-FPSO Topside 공정 시스템 설계가 화재 및 폭발 사고 측면의 안전성을 합리적이고 수용 가능한 수준에서 유지할 수 있음을 증명할 수 있다. 결론

단계에서 수행할 주요 작업 항목들은 다음과 같다.

- 각 사고 시나리오 별 위험도 평가 결과를 요약 및 정리한다. 구체적으로 해당 위험도가 “허용 불가능한 수준인가?”, “ALARP 수준인가?”, “무시 가능한 수준인가?”를 기술한다.
- 위험도 평가 결과, 허용불가능 위험도 식별된 사고 시나리오에 대하여는,
  - ✓ 위험도를 허용 가능한 수준으로 감소시킬 수 있는 모든 방안의 작성 및 적용 필요
  - ✓ 이는 기존 설계를 개선하거나 운용 방식을 변경하는 형태임
  - ✓ 관련 구역에는 작업자들이 위치하거나 접근하지 않도록 제한 필요
- 위험도 평가 결과, 허용가능하지만 ALARP 위험도가 식별된 경우,
  - ✓ 사고 시나리오의 특성을 고려하여 추가적인 위험도 저감이 가능한 방안 작성 필요
  - ✓ 작성된 방안에 대하여는 비용-효과 분석을 수행하고, 추가 방안의 시행에 의한 위험도 저감 효과와 추가 비용 투입의 효율성을 기준으로 최종적인 적용 여부를 결정
  - ✓ 관련 구역에는 최소한의 필수 인원만 배치하고, 체류 시간을 최소화하여야 함
  - ✓ 또한, 관련 구역 내 작업자들은 비상 시 대처 요령에 대하여 충분히 교육받아야 함
- 위험도 평가 결과, 무시 가능한 수준의 위험도가 식별된 사고 시나리오에 대하여는,
  - ✓ 일반적으로, 추가적인 위험도 저감 방안이 불필요
- 최종적으로, 해석 대상 시스템의 화재/폭발 위험도 수준을 정리하고, 요구되는 또는 권고되는 설계 개선 방안을 제안한다.

아래 그림은 화재/폭발 위험도 분석의 “단계 4”와 “단계 5”의 데이터 흐름을 요약하여 나타낸 것으로, “단계 3”과의 연관 관계도 포함하고 있다.

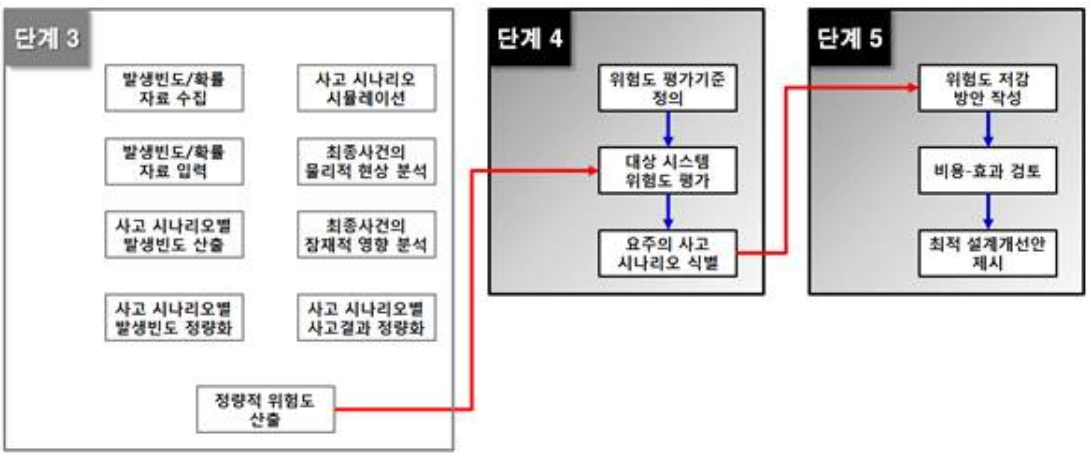


그림 3-11-10 화재/폭발 위험도 분석 단계별 연관성 - 단계 4,5

5. 화재/폭발 위험도 분석 결과의 활용

앞 장에서 설명한 절차에 따라 화재/폭발 위험도를 분석한 결과는 공정 시스템 설계의 안전성을 판단할 수 있는 합리적 근거가 된다. 더불어 화재/폭발 위험도 분석 결과를 통해 식별된 수많은 정보들은 안전성 측면에서 공정 시스템 설계를 보다 효과적으로 개선할 수 있는 방안을 작성하는 중요한 출발점이 될 수 있다. 본 장에서는 보다 안전한 공정 시스템 설계 개발에 있어서 화재/폭발 위험도 분석 결과가 활용될 수 있는 방안을 간략히 기술하였다.

가. 잠재적 사고의 이해

공정 시스템에서는 다양한 형태의 화재 또는 폭발 사고가 발생할 수 있다. 대표적인 사고 유형은 pool fire, gas jet fire, liquid spray jet fire, flash fire, fire ball, sea pool fire, VCE (vapor gas cloud explosion), BLEVE (boiling liquid expanding vapor explosion) 등이 있다. 화재/폭발 위험도 분석을 수행하면 보다 개연성있고 치명적인 결과를 유발할 수 있는 잠재적 사고 유형을 효과적이고 구체적으로 식별해 낼 수 있다. 이를 통하여, 공정 시스템 및 주변 구조물의 설계를 개발할 때 화재 및 폭발 사고의 위협을 예방하거나 완화할 수 있는 방안을 효과적으로 반영할 수 있다.

나. 주요 기기 및 구조물 배치 검토

위험도가 높은 화재 및 폭발 사고의 유형과 그 양상을 정확히 이해하면, 사고의 영향을 최소화 할 수 있도록 주요 기기 또는 주요 구조물의 위치를 결정할 수 있다. 즉, 화재/폭발 위험도 분석을 수행하면 치명적 복사열량 도달 영역, 직접 화염 노출 가능 영역, 과다 폭발압력 작용 영역, 가연성 액체 고임에 의한 pool fire 노출 가능 영역 등을 구체적으로 식별할 수 있고, 이러한 위험 영역의 바깥으로 주요 기기 및 구조물을 배치할 수 있다. 또한 이미 작성된 설계의 기본 배치가 화재/폭발 사고의 위험 측면에서 근본적으로 문제가 없는 지를 평가할 수도 있다. 결과적으로, 화재/폭발 위험도 분석 결과를 통해, 위험도 저감에 있어 가장 기본적이고 효과적인 배치 설계를 수행할 수 있다.

다. 안전시스템의 효과 및 개선 방안

화재 및 폭발 사고의 발생을 방지하거나 이미 발생한 사고의 영향을 완화하고 주변으로의 확산을 차단하기 위하여 공정 시스템에는 다양한 안전시스템들이 설치된다. 화재/폭발 위험도 분석을 수행하면, 위험도의 저감에 있어서 이러한 안전시스템들이 얼마나 효과적으로 기여하고 있는지를 평가하고, 이를 통해 추가적인 안전시스템의 설치 필요성 또는 안전시스템 설계의 추가적인 개선 필요성을 식별해 낼 수 있다. LNG-FPSO Topside 공정 시스템의 화재/폭발 위험도 분석에서 고려하는 대표적인 안전시스템의 종류와 각 안전시스템 별로 위험도 분석 결과를 근거로 검토되어야 하는 주요 사항들은 다음과 같다.

- 대피, 탈출 관련 안전시설 : 주요 대피로(escape route), 대피 장소(muster area, temporary refuge), 탈출 장소(lifeboat landing area), 탈출 수단(evacuation means) 등의 설계 건전성이 명확히 분석 및 평가될 수 있다. 유독성 가스, 화염, 복사열, 폭발 과압 등에 의해 상기 안전시설들이 훼손되거나 이용 불가능하게 될 수 있으며, 이는 작업자의 부상 및 사망에 중대한 영향을 주는 요소가 되고, 결과적으로 인명위험도에 중대한 부정적 기여를 하게 된다. 따라서, 화재/폭발 위험도 분석 결과를 활용하면, 이러한 안전시설의 설계 완성도 및 안전성을 보다 효과적이고 합리적으로 평가할 수 있다.
- 방화벽(fire/blast wall) : 화재 및 폭발 사고에서 발생하는 화염, 복사열, 폭발 과압들은 주변의 주요 장비 및 작업자에게 심각한 영향을 줄 수 있다. 이러한 위협으로부터 주요 장비와 거주구를 보호하기 위한 목적으로 방화벽(또는 방폭벽)을 설치하게 된다. 화재/폭발 위험도 분석 결과를 활용하면 방화벽의 필요성, 설치 위치, 유형, 구조 설계, 관통구 설계들을 보다 합리적이고 효과적으로 결정할 수 있다.
- 내화설계(PFP, passive fire protection) : 화재 사고에 의한 화염 및 복사열에 직접적으로 노출되는 장비 및 구조물은 치명적인 영향을 받을 수 있다. 이러한 범위 내에 존재하는 각종 장비 및 구조부재들에 대하여는 비상 시 충분한 안전성을 유지하기 위한 내화설계가 적절히 적용되어야 한다. 화재/폭발 위험도 분석 결과를 통해 내화코팅 종류, 적용 구조부재 종류(jacket legs, primary truss bracing, main girders, risers, deck area, deck support beams, load bearing beams 등), 적용 압력용기, 적용 공정 장비(flare KO drum, gas scrubber, separator, degasser, flare header line 등) 등을 구체적으로 결정할 수 있다.
- 갑판 유형 : 해양플랫폼의 공정 시스템은 제한된 공간으로 인해 보통 모듈화되어 다층 구조 형태로 설치된다. 공정 장비 및 배관 등이 놓이는 각 층들의 바닥 판은 격자형 갑판(grated deck)과 판형 갑판(plate deck)의 2가지 형태 중 하나로 시공되는데, 각 유형별로 화재/폭발 위험도에 미치는 영향이 다를 수 있다. 예를 들어, 격자형 갑판은 화재/폭발 위험도

측면에서 볼 때 pool fire 예방, 폭발 과압의 감소와 같은 장점을 가지나, 폭발성 가스운의 과대 형성을 허용할 수 있는 단점도 함께 가지고 있다. 판형 갑판의 경우에는, 화염 확산 차단, 가스운 확산 차단 등의 장점과 함께 pool fire 조건 형성, 폭발 과압 증가 조건 형성과 같은 단점을 가지고 있다. 화재/폭발 위험도 분석 결과를 검토하면 가장 합리적이고 안전한 형태의 갑판 구조를 판단할 수 있다.

- 긴급구호장비(life saving appliances) : 비상 상황에서 작업자들의 생존성을 확보하기 위하여 긴급구호장비들이 설치되는데, 주로 안전한 호흡과 대피, 탈출을 위한 장비들로써 자가 호흡장비, 구명정, 탈출뗏목 등이 대피 장소와 같은 안전구역에 비치된다. 이들의 적절한 수량과 위치는 화재/폭발 위험도 분석 결과를 통해 보다 합리적으로 결정될 수 있다.
- 공정 긴급차단 및 감압 장치 : 긴급차단 및 긴급감압장치는 화재/폭발 사고의 제어를 위한 핵심 안전시스템 중 하나이다. 대부분의 화재 및 폭발 사고는 가연성 공정 물질의 예기치 안전 누출로부터 비롯된다. 이때 가연성 물질의 누출량, 누출 속도, 누출 지속 시간을 최소화하기 위한 목적으로 긴급차단 및 긴급감압장치가 설치된다. 이러한 긴급차단 및 감압장치의 특성과 성능은 화재/폭발 위험도 분석의 중요한 자료가 되며, 분석 결과를 통해 그 효과와 적절성이 합리적으로 평가될 수 있다.
- 소화장치(fire fighting system) : 발생된 화재 및 폭발 사고가 주변 장비나 구역으로 확산 또는 전파될 수 있다. 이러한 사고의 확산을 방지하고 나아가 발생된 사고를 제거하기 위하여 살수장치, 스프레이 장치, 이동식 소화기, 분말 소화장치 등이 설치된다. 이러한 각종 소화장치의 효과는 화재/폭발 위험도 분석에서 다루는 중요 대상물에 해당하며, 분석된 위험도 수준에 의해 그 적절성을 평가할 수 있다.

라. 최적 작업계획 수립

정량적 화재/폭발 위험도 분석 결과로써 인명위험도가 구체적인 수치로 산출된다. 이는 공정 시스템의 운용과 유지보수를 직접적으로 수행하는 현장 작업자의 작업 방식 및 근무 형태가 반영된 결과이다. 화재/폭발 위험도 평가 결과, 높은 수준의 인명위험도가 예상되는 사고 시나리오가 식별되면 해당 인명위험도를 저감하기 위한 위험도 저감 방안을 작성하게 되는데, 현장 근무자의 작업 계획은 위험도 저감 방안의 핵심 대상 중 하나가 된다. 허용 가능한 범위 내에서 현장 작업자의 안전을 보다 향상시킬 수 있는 최적의 작업자 배치 및 운용 계획 수립에 있어서 화재/폭발 위험도 분석 결과는 합리적이고 효과적인 근거가 될 수 있다.

6. Full Probabilistic Explosion Risk Analysis

가. 개요

확률적 폭발 위험도 분석 절차는, 앞서 본문에서 소개한 화재/폭발 위험도 분석 절차 중 가스 폭발 사고 시나리오들만을 대상으로 정밀한 확률론적 기법을 사용하여 가스 폭발 위험도를 보다 실제적으로 정량화하는 방법이다. 기본적인 절차의 구성과 개념은 본문의 화재/폭발 위험도 분석 절차와 많은 부분이 유사하나, 가스 폭발 메커니즘을 시간 변화에 따라 정밀하게 확률적으로 다루고 있다는 점에서 가장 큰 차이를 가지고 있다. 아래 그림은 확률적 폭발 위험도 분석 절차를 전반적으로 도식화한 것이다.

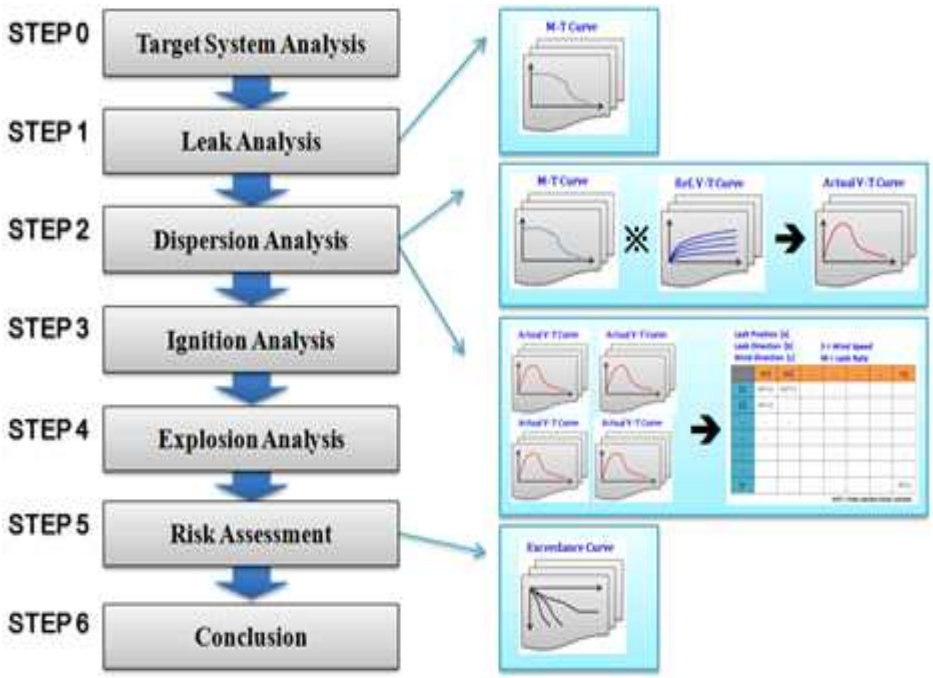


그림 3-11-11 확률적 폭발 위험도 분석 절차 개요

확률적 폭발 위험도 분석 절차의 가장 큰 특징으로는 두 가지를 언급할 수 있다. 첫째는, 가연성 가스의 누출로부터 가스운 생성, 점화, 그리고 폭발 발생까지의 메커니즘을 각 단계별로 나누고, 개별 단계들의 물리적 현상들을 실제로 발생하는 시간 변화 양상에 맞추어 모델링하고 있다는 점이다. LNG-FPSO Topside 공정에는 여러 가지 안전시스템들이 설치되어 있다. 통상적으로 설치되는 대표적 안전시스템으로는 화염/가스 감지시스템, 비상정지시스템, 비상감압시스템의 세 가지가 있다. 이러한 안전시스템들의 순차적인 작동에 의해 가스 누출 양상, 가스 확산 양상, 점화 밀도 양상들이 시간에 따라 연속적으로 변화하는 것이 시스템에서

실제로 발생하는 현상이라고 할 수 있다. 본 절차에서는 이러한 시간에 따른 각종 현상의 변화 양상들을 합리적인 가정을 기반으로 엄밀하게 다루고 있다.

두 번째 특징으로는, 가스 폭발 사고에 영향을 줄 수 있는 다양한 요인들을 보다 적극적으로 절차에서 고려하고 있다는 점이다. 구체적으로는, 본문의 화재/폭발 위험도 분석 절차에서 간과하고 있는 바람 방향, 바람 속도, 누출 방향을 추가적으로 다루고 있는데, 이들은 가스 확산에 의해 가연성 가스운이 형성되는 과정에 적지 안전 영향을 주기 때문이다. 이러한 세 가지 요소들을 추가로 고려함으로써 사고 시나리오의 분기가 상당히 복잡해지고 다루게 되는 사고 시나리오의 종류가 기하급수적으로 증가하게 된다. 확률적 폭발 위험도 분석 절차는 이러한 부분들을 현실적으로 반영할 수 있도록 개발되었다고 할 수 있다.

나. 단계 0 : 대상 시스템 분석 (target system analysis)

확률적 폭발 위험도 분석을 위한 준비 단계로써, 분석 대상이 되는 LNG-FPSO Topside 공정 시스템의 설계 정보를 구체적으로 식별하여 대상에 대한 이해를 명확히 하고 분석할 문제를 정의하는 것이다. 기본적으로 본문의 화재/폭발 위험도 분석 절차의 [단계 0]와 거의 동일한 작업을 수행하게 된다. [단계 0]의 주요 작업 내용은 다음과 같다.

- 설계 문서 검토를 통하여 세부 분석이 필요한 특정 모듈 또는 구획을 결정한다.
- 설계 문서 검토를 통하여 대상 모듈 또는 구획의 공정 조건들을 정의한다.
- 분석 목적을 기반으로 구체적인 폭발압력 계측 지점을 설정한다.
- CFD 기법을 이용한 폭발 시뮬레이션 수행을 위하여 3D geometry 모델을 작성한다.

[단계 0]에서 다루어지는 주요 설계 문서 및 데이터들을 분류하면 다음과 같다.

주요 설계 문서 및 사용 프로그램	Design basis Design philosophies - operation - shutdown & blowdown - safety, F&G detection, etc. Equipment specifications Layout/arrangement	PFD (incl. material balance table) P&ID Metocean data HAZID & HAZOP report C&E chart
주요 데이터 정의	Target module/segment(s) data - ID - process equipments - safety equipments (incl. SIS) - flammable inventory - process conditions (P, T, V)	Wind data - wind speeds (incl. freq.) - wind directions (incl. freq.) Parts count data (for LEAK)

다. 단계 1 : 누출 분석 (leak analysis)

확률적 폭발 위험도 분석의 첫 단계로써, 폭발 사고의 초기 원인이 되는 가연성 공정 물질의 누출 현상을 정량적으로 정의하는 작업이다. LNG-FPSO Topside 공정 시스템에서는 메탄 성분으로 이루어진 극저온의 액상 또는 기체상 공정물질을 대량으로 다루고 있다. 이러한 공정 물질의 누출은 폭발 사고가 일어나기 위한 초기 조건이 되므로, 누출 분석은 합리적인 폭발 위험도 분석을 위해 매우 중요한 작업이 된다. [단계 1]의 주요 작업 내용은 다음과 같다.

- 공정 시스템에서 누출이 발생할 수 있는 취약 구획을 정의한다.
- 누출 취약 구획을 기반으로 누출 지점 및 연간 누출 확률을 추산한다.
- 누출 지점에 대하여 발생 가능한 누출 방향들을 정의한다.
- 누출 지점에 대하여 발생 가능한 대표적 누출율을 정의한다.
- 공정 안전시스템의 순차적 작동을 고려하여 누출율의 시간 변화 데이터를 정의한다.

[단계 1]에서 다루어지는 주요 설계 문서 및 데이터들을 분류하면 다음과 같다.

주요 설계 문서 및 사용 프로그램	NORSOK etc.	LEAK software PHAST software FLACS software gPROMS software etc.
주요 데이터 정의	Leak position & frequency Leak direction & frequency	Initial leak rate & frequency Time-variant leak rate curve (MT Curve)

라. 단계 2 : 가스확산 시나리오 분석 (dispersion analysis)

누출된 공정 물질이 즉시 점화되지 않고 기체상으로 확산이 되면 대기 중에 폭발성 가스운을 형성할 수 있다. 대부분의 가스폭발 사고는 이러한 폭발성 가스운이 먼저 형성된 이후 점화가 되어 발생하게 된다. 확률적 폭발 위험도 분석의 두 번째 단계에서는 누출 이후의 폭발성 가스운 형성 과정을 다루게 된다. [단계 2]의 주요 작업 내용은 다음과 같다.

- 바람 방향 및 속도, 누출율 곡선 데이터를 기반으로 가스운 형성 시나리오를 정의한다.
- 공정 안전시스템의 영향을 무시한 초기 누출율을 기반으로 확산 시나리오를 정의한다.

- 각 확산 시나리오들에 대하여 시뮬레이션을 수행한다.
- 가스 확산 시뮬레이션 결과를 취합하여 폭발성 가스운 부피의 기준 곡선을 작성한다.
- 누출율 곡선과 가스운 부피 기준 곡선을 통합하여 실제 가스운 부피 곡선을 도출한다.
- 주요 데이터 곡선의 정의는 아래와 같다.
  - ✓ 시간 변화 누출율 곡선 : MT curve (leak rate-time curve)
  - ✓ 시간 변화 폭발성 가스운 부피 기준 곡선 : RVT curve (reference volume-time curve)
  - ✓ 시간 변화 폭발성 가스운 부피 실 곡선 : AVT curve (actual volume-time curve)

아래 그림은 [단계 2]에서 수행하는 가스 확산 시나리오 전개 개념과 시나리오 갯수의 추정 방법, 그리고 각 데이터 곡선들의 상관 관계를 간략히 표현하고 있다.

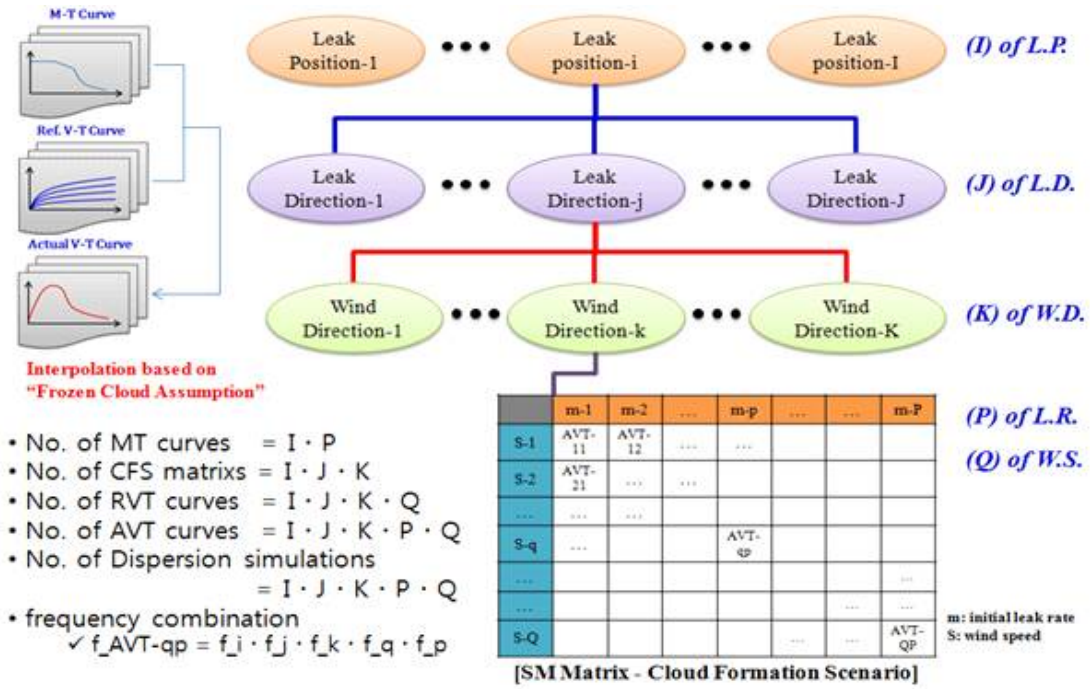


그림 3-11-12 가스 확산 분석 시나리오 구성 및 Actual Volume 시간변화곡선 개념

[단계 2]에서 다루어지는 주요 설계 문서 및 데이터들을 분류하면 다음과 같다.

주요 설계 문서 및 사용 프로그램	FLACS software ANSYS software etc.	
주요 데이터 정의	Dispersion scenario Scenario’s frequency	MT curve RVT curve AVT curve

마. 단계 3 : 점화 시나리오 분석 (ignition analysis)

생성된 가스운이 점화원과 접촉하면 폭발이 발생하게 된다. LNG-FPSO Topside 공정 시스템에는 각종 전기 장비, 펌프, 압축기, 공정 장비, 작업자 등의 수많은 점화원이 존재한다. 이러한 점화원들은 소량의 점화 에너지를 가지고도 충분히 폭발 사고를 일으킬 수 있다. [단계 3]에서는 공정 상에 존재하는 각종 점화원들의 수량을 조사하여 점화 밀도를 계산하고, 관련 점화 확률을 추산하는 작업을 수행한다. 또한, 앞서 [단계 2]에서 정의된 가스운 부피 곡선 데이터를 기반으로 적절한 크기의 가스운 범주를 정의하는 작업도 수행한다.

점화원들은 크게 연속적 점화원과 간헐적 점화원의 두 가지 특성으로 구분할 수 있다. 또한 점화 지점에 따라 폭발압력이 상당히 변화하는 현상을 고려하여 점화 지점도 가스운의 중심과 주변으로 구분할 수 있다. 아래의 그림에서는, 가스운 범주화의 개념과 점화원 특성, 그리고 점화 지점의 구분에 대한 전반적인 개념이 도식화 되어 있다.

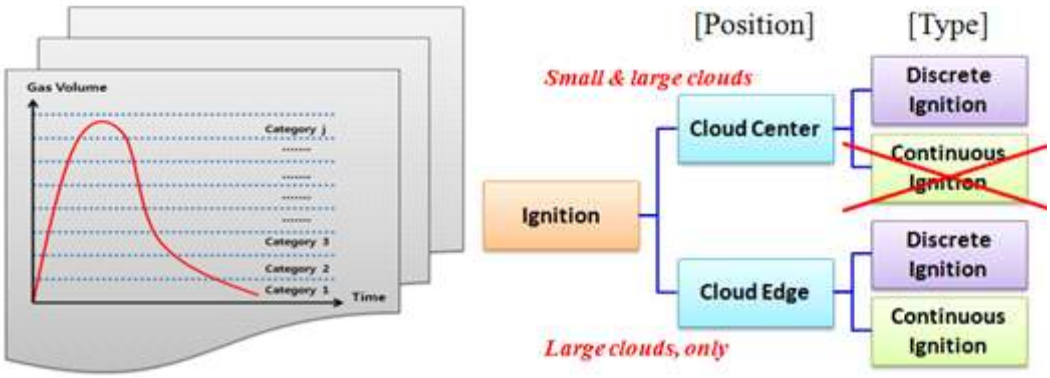


그림 3-11-13 가연성 가스운 범주화 및 점화 특성 분류 개념

[단계 3]의 주요 작업 내용은 다음과 같다.

- 가스운 부피 추정치를 기반으로 가스운 부피의 범주를 정의한다.
- 공정 시스템에 존재하는 점화원들의 수량을 종류별로 조사한다.
- 가스운 부피 범주에 따라 가능한 점화 지점을 정의한다.
- 가스운 부피 범주 및 점화 지점에 따라 가능한 점화원 특성을 정의한다.
- 점화원 특성에 따른 점화 밀도를 추산한다.
- 점화 밀도에 따른 점화 확률을 시간 변화 데이터 곡선으로 정의한다.

[단계 3]에서 다루어지는 주요 설계 문서 및 데이터들을 분류하면 다음과 같다.

주요 설계 문서 및 사용 프로그램	FLACS software TDIIM (time dependent internal ignition method) etc.	
주요 데이터 정의	Cloud categorization Deck area & volume Ignition type Ignition position	Ignition intensity Ignition frequency Ignition probability curve

바. 단계 4 : 폭발 시나리오 분석 (explosion analysis)

가스 폭발 시나리오는 크게 두 부분으로 구성된다. 하나는 폭발성 가스운의 형성이고, 두번째는 점화이다. 앞서 [단계 2]에서는 폭발서 가스운의 형성 시나리오 및 발생빈도가 정의되었고, [단계 3]에서는 점화 시나리오 및 발생빈도가 정의되었다. [단계 4]에서는 [단계 2]와 [단계 3]의 결과들을 조합하여 가스 폭발 시나리오를 완성하는 작업을 수행하게 된다. 가스 폭발 시나리오는 아래의 ExF 매트릭스(폭발-빈도 매트릭스, Explosion-Frequency matrix)의 형태로 정리될 수 있다. [단계 2] 결과를 기반으로 정의된 가스운 범주에 따라 적용 가능한 점화원 특성 및 점화 지점들을 개별적으로 할당하여 ExF 매트릭스가 완성된다.

표 3-11-4 폭발 확률 계산 데이터 구성 개념 - ExF Matrix

Cloud Category	Cloud Volume	Cloud Size	Ignition Postion	f_a	Ignition Type	Factors	Ignition Frequency	Explosion Frequency [4]	Explosion Freq. ID
1	V1	Small	Center	f_ac1	Discrete	Δt1	f_d1 = P_dis X V1 X Δt1 / V_deck	f_ijkpq X f_d1 X f_ac1	f_ijkpq_v1cd
2	V2	Small	Center	f_ac2	Discrete	Δt2	f_d2 = P_dis X V2 X Δt2 / V_deck	f_ijkpq X f_d2 X f_ac2	f_ijkpq_v2cd
3	V3	Large	Center	f_ac3	Discrete	Δt3	f_d3 = P_dis X V3 X Δt3 / V_deck	f_ijkpq X f_d3 X f_ac3	f_ijkpq_v3cd
			Edege	f_ae3	Discrete	Δt3	f_d3 = P_dis X V3 X Δt3 / V_deck	f_ijkpq X f_d3 X f_ae3	f_ijkpq_v3ed
					Continuous	Q-3	f_c3 = P_con X Q-3 / V_deck	f_ijkpq X f_c3 X f_ae3	f_ijkpq_v3ec
4	V4	Large	Center	f_ac4	Discrete	Δt4	f_d4 = P_dis X V4 X Δt4 / V_deck	f_ijkpq X f_d4 X f_ac4	f_ijkpq_v4cd
			Edege	f_ae4	Discrete	Δt4	f_d4 = P_dis X V4 X Δt4 / V_deck	f_ijkpq X f_d4 X f_ae4	f_ijkpq_v4ed
					Continuous	Q-4	f_c4 = P_con X Q-4 / V_deck	f_ijkpq X f_c4 X f_ae4	f_ijkpq_v4ec
5 [3]	N.A	N.A	N.A	N.A	N.A	N.A	N.A	N.A	N.A

완성된 ExF 매트릭스를 기반으로 최종적으로는 ExR 매트릭스(폭발-위험도 매트릭스, Explosion-Risk matrix)를 작성한다. ExR 매트릭스는 ExF 매트릭스의

각 가스운 범주에 대하여 폭발 위치 세분화를 추가하여 작성되며, 최종적인 폭발 발생빈도를 결정하게 된다. 또한 ExR 매트릭스에서 정의된 각 행들은 그 자체로 개별적인 폭발 시나리오를 나타내며, 이 폭발 시나리오들을 기반으로 폭발 시뮬레이션을 수행하게 된다. 폭발 시뮬레이션 수행 결과 얻어지는 관측지점에서의 폭발압력 수치들을 ExR 매트릭스에 입력하면 폭발 위험도 산출을 위한 모든 데이터들이 완성된다. 아래의 표는 ExR 매트릭스 구성 개념과 예제를 보여주고 있다.

표 3-11-5 폭발 위험도 계산 데이터 구성 개념 - ExR Matrix

f_v_p = frequency of each cloud position

								Final Risk Pairs for constructing Exceedance Curve	
Cloud Category	Cloud Volume	Cloud Size	Cloud Position	f_p	Ignition Position	Ignition Type	Explosion Frequency	Final Explosion Frequency	Peak Overpressure
1	V1	Small	1	f_v1_p1	Center	Discrete	f_ijkpq_v1cd	f_ijkpq_v1cd X f_v1_p1	a
			2	f_v1_p2	Center	Discrete	f_ijkpq_v1cd	f_ijkpq_v1cd X f_v1_p2	b
			3	f_v1_p3	Center	Discrete	f_ijkpq_v1cd	f_ijkpq_v1cd X f_v1_p3	c
			4	f_v1_p4	Center	Discrete	f_ijkpq_v1cd	f_ijkpq_v1cd X f_v1_p4	d
			5	f_v1_p5	Center	Discrete	f_ijkpq_v1cd	f_ijkpq_v1cd X f_v1_p5	e
			6	f_v1_p6	Center	Discrete	f_ijkpq_v1cd	f_ijkpq_v1cd X f_v1_p6	f
3	V3	Large	1	f_v3_p1	Center	Discrete	f_ijkpq_v3cd	f_ijkpq_v3cd X f_v3_p1	x1
					Edge	Discrete	f_ijkpq_v3ed	f_ijkpq_v3ed X f_v3_p1	x2
					Edge	Continuous	f_ijkpq_v3ec	f_ijkpq_v3ec X f_v3_p1	x3
			2	f_v3_p2	Center	Discrete	f_ijkpq_v3cd	f_ijkpq_v3cd X f_v3_p2	y1
					Edge	Discrete	f_ijkpq_v3ed	f_ijkpq_v3ed X f_v3_p2	y2
					Edge	Continuous	f_ijkpq_v3ec	f_ijkpq_v3ec X f_v3_p2	y3
			3	f_v3_p3	Center	Discrete	f_ijkpq_v3cd	f_ijkpq_v3cd X f_v3_p3	z1
					Edge	Discrete	f_ijkpq_v3ed	f_ijkpq_v3ed X f_v3_p3	z2
					Edge	Continuous	f_ijkpq_v3ec	f_ijkpq_v3ec X f_v3_p3	z3

[단계 4]의 주요 작업 내용을 간단히 정리하면 다음과 같다.

- [단계 3]의 결과를 이용하여 ExF 매트릭스를 작성한다. 관련 주요 데이터는 아래와 같다.
  - ✓ 가스운 부피 범주
  - ✓ 점화원 특성 : 연속 점화원 또는 간헐적 점화원
  - ✓ 점화 지점 : 가스운 중심 또는 가스운 테두리
  - ✓ 점화 확률 계산 값
  - ✓ 폭발 확률 계산 값
- ExF 매트릭스를 이용하여 ExR 매트릭스를 작성한다. 관련 주요 데이터는 아래와 같다.

✓ 가스운 부피 범주
✓ 점화원 특성 : 연속 점화원 또는 간헐적 점화원
✓ 점화 지점 : 가스운 중심 또는 가스운 테두리
✓ 가스운 위치 분류
✓ 최종 폭발 확률 계산 값
✓ 폭발 과압 관측 값

[단계 4]에서 다루어지는 주요 설계 문서 및 데이터들을 분류하면 다음과 같다.

주요 설계 문서 및 사용 프로그램	FLACS software ANSYS software etc.	
주요 데이터 정의	Cloud position Explosion scenario Explosion frequency	Peak overpressure

사. 단계 5 : 폭발 위험도 평가 (risk assessment)

[단계 4]까지의 작업들을 수행하면 확률적 폭발 위험도 분석의 모든 작업이 완료된다. [단계 5]에서는 앞서 수행한 분석 작업의 결과를 확인하고, 평가기준에 비추어 폭발 위험도가 문제 되는 지 여부를 평가하게 된다. 정량적 폭발 위험도 평가의 대표적 사례 중 하나는 허용 가능한 발생빈도를 가지는 최대 폭발압력의 발생 여부를 평가하는 것이다. 아래 그래프와 같이 ExR 매트릭스에서 계산된(또는 입력된) 결과를 도식화할 수 있는데, 세로축은 폭발 발생빈도의 연간 초과누적확률 값을 나타내고 가로축은 최대 폭발압력 값을 나타낸다. 따라서, 평가기준이 되는 폭발 발생빈도가 정의되어 있으면, 해당 발생빈도를 넘지 않는 확률로 발생할 수 있는 폭발압력의 최대치를 아래 그래프로부터 즉각 도출할 수 있고, 이렇게 결정된 폭발압력 최대치는 LNG-FPSO Topside 공정 시스템의 주요 구조물 및 방화 시스템의 설계하중으로 적용될 수 있다.

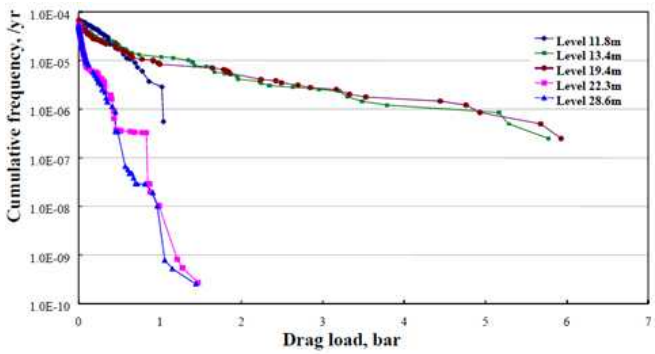


그림 3-11-14 확률적 폭발 위험도의 정량적 도식화 예 - 폭발압 초과확률 곡선

아. 단계 6 : 결론 (conclusion)

[단계 6]의 목적은, 수행 완료한 확률적 폭발 위험도 분석 결과를 요약 및 정리하고, LNG-FPSO Topside 공정 시스템 설계에 있어 큰 문제가 될 수 있으리라 식별된 사항들을 제시하는 것이다. 만일 위험도가 너무 과도하여 위험도 저감을 위한 추가 노력이 요구되는 경우, 구체적인 설계 개선방안을 고안하여 제시하는 것도 본 단계에 포함될 수 있다. 이를 통하여, LNG-FPSO Topside 공정 시스템 설계가 가스 폭발 사고 측면의 안전성을 합리적이고 수용 가능한 수준에서 유지할 수 있음을 증명할 수 있다.

12절 LNG-FPSO 안전설계 모듈 4 비공정 위험도

1. 대피/탈출/구조 분석 지침

가. 서론

본 지침서는 사망위험분석 (Fatality Risk Assessment)의 한 부분인 대피, 탈출 및 구조 분석(EERA: Escape, Evacuation and Rescue Analysis)에 대한 이해를 돕고 분석 작업을 원활하게 진행할 수 있도록 하기 위하여, EERA 수행 절차와 관련 방법론을 상세히 기술하고 있다. 본 지침은 LNG-FPSO를 대상으로 하며, EERA를 수행하는 궁극적인 목적은 다음과 같다.

- 대상FPSO의 EER에 대한 기준 검토 및EER 절차 제안
- 사고 상황에 대한 대응절차의 타당성 검토
- 잠재적으로 발생할 수 있는 위험 사항 식별 및 관련 대안의 설계 적용

LNG-FPSO의 EER (대피/탈출/구조) 장치 설계는, FPSO에 승선하고 있는 모든 사람이 안전하게 대피하는 것을 목적으로 한다. FPSO에 어떠한 사고의 발생을 고려할 때, 사고와 관련된 시나리오 전개에 따른 각 EER 단계의 진행은 매우 복잡할 수 있으며, FPSO FEED에 대한 정량적 위험도평가(QRA: Quantitative Risk Assessment) 작업을 위해서는 EER 단계에 대한 세심한 고려가 필요하다. FPSO 등 해양플랜트에 비상 상황이 발생 하였을 경우 일반적으로 아래 그림과 같은 단계에 따라 EER 상황이 진행된다.

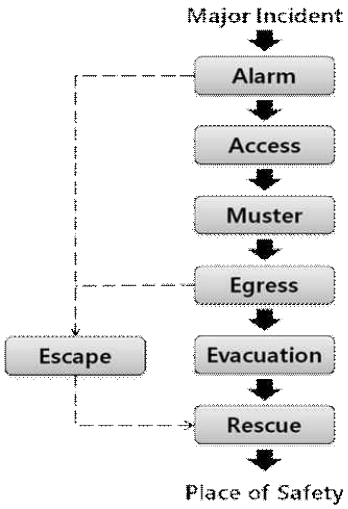


그림 3-12-1 해양플랜트 비상 대응의 주요 단계 흐름도

예를 들어, FPSO에 비상 상황이 발생하였을 경우, 중앙제어실에서 경보(관련 시스템을 통한 자동 경보 또는 경보기(Alarm Call Points)를 통한 수동 경보)가 발생

될 것이며, 중앙제어실 운영자는 일반 경고(General Alarm)음을 발생하고 이에 따라 선내방송(Public Address)을 비상 상황에 따라 방송해야 한다. 모든 선원은 자신이 일하던 장소 및 거주하던 장소에서 거주구역에 있는 주 대피장소로 이동하여야 하며, 주 대피장소에서 OIM(Offshore Installation Manager) 또는 주 운영 감독자의 지시에 따라야 한다. 주 대피장소로 이동하지 못하는 선원은 선수에 있는 보조 대피장소로 이동을 해야 하며, 보조 대피장소에는 주 제어실과 의사소통이 가능한 두 개의 독립적인 장치가 구비되어야 한다. 주 대피장소와 보조 대피장소는 가장 위험한 상황에서 최소 한 시간 이상 개개인을 보호할 수 있도록 설치되어야 한다.

사고 발생 후, 사고 원인 및 피해 정도에 따라 OIM은 시설물로부터의 퇴선을 결정할 수 있다. 이러한 경우에는 OIM은 사고의 상황에 따라서 탈출하는 수단을 결정을 해야 하며, 탈출 수단 결정을 위해서는 날씨, 가능한 탈출 시간 등에 대한 고려가 필요하다. 아래 그림은 EER 분석을 위한 OIM의 의사결정 모델을 보여주고 있다.

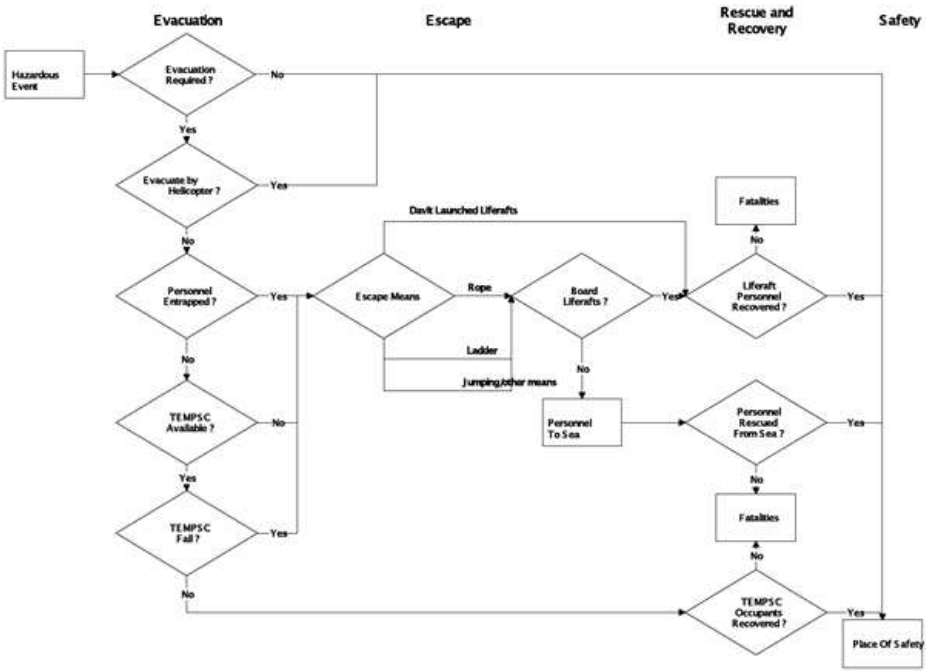


그림 3-12-2 EER 의사결정 흐름도

원거리 지역 및 비행 수단의 접근이 어려운 지역에서는 헬리콥터가 첫 번째 피난 수단으로 고려되지 않을 수 있지만, 헬리콥터는 운용이 용이한 최후의 탈출 수단이 될 수 있기 때문에 피난 수단으로써 완전히 무시되면 안 된다. FPSO의 주요 탈출 수단 및 관련 기준을 예로 들면 다음과 같다.

- 첫 번째 퇴선 수단으로는 SBV(stand-by vessel)이며, 이때 탈출 승선 방식은 상황이 허락하는 한, 직접 승선을 하겠으나, 2차적인 수송 방식도 고려 할 수 있다.
- 두 번째 퇴선 수단으로는 전폐형 구명정(TEMPSC: Totally Enclosed

Motor Propelled Survival Craft)을 이용하여 SBV로 이동하는 방식이 있다. 전폐형 구명정의 전체 대수는6척이고, 이중4척이 전체 승선인원을 모두 태울 수 있고, 거주구역 근처에 설치되어야 한다. (4척* 60 = 240)

- 세 번째 퇴선 수단으로는 구명뗏목(LR: Life Rafts)을 이용하여 탈출하는 방식이다. 구명뗏목은 전체 승선인원(POB)을 태울 수 있어야 하고, 설치 위치는 선원 및 여객 중에 전폐형 구명정에 접근 할 수 없는 경우를 고려해야 한다. 일반적으로 구명뗏목의 사용은 고려하지 않으며, 다만 OIM의 지시 하에 특수한 상황 및 피난이 절실한 상황에서 개개인이 빠르게 피난을 하는 수단이 될 수 있다. 구명뗏목은 25명이 탈수 있는 정도의 크기이고, 그물과 사다리 또는 비슷한 수단으로 승선 할 수 있어야 한다.

본 지침서는, EER 설계 기준을 바탕으로 하여, 대피, 탈출, 수색 및 구조 분석을 위한 절차와 방법론에 대한 상세한 기술을 포함하고 있으며, LNG-FPSO FEED에 대한 QRA 작업 시 인명 위험도 분석 작업 및 EER 장치 설계 작업을 위한 일관된 접근법의 제시를 목적으로 한다.

나. 용어

- ALARP As Low As Reasonably Practicable
- EPIRB Emergency Position Indicating Radio Beacon
- ER Escape Route
- EER Evacuation, Escape and Rescue
- FEED Front-End Engineering & Design
- FI Frequency Index
- FMECA Failure Mode, Effects and Criticality Analysis
- HAZID Hazard Identification
- HAZOP Hazard & Operability
- HSE (UK) Health and Safety Executive
- HVAC Heating, Ventilation and Air Conditioning
- OGP Oil and Gas Producers
- OREDA Offshore Reliability Data
- POB People on Board
- QRA Quantitative Risk Assessment
- RI Risk Index
- SBV Stand-by Vessel
- SI Severity Index

- TEMPSC Totally Enclosed Motor-Powered Survival Craft
- TR Temporary Refuge
- Escape(대피) - FPSO 선내에서, 주 대피장소 또는 보조 대피장소로 대피하고 움직이는 행위를 말한다.
- Evacuation(탈출) - FPSO를 탈출하는 행위를 말한다. 이때에 탈출 수단으로는 헬리콥터, SBV(Stan-by vessel), 또는 바다에 입수하는 행위도 포함한다. 성공적인 탈출 행위는 선박 구조물 위에서 육상, 안전한 해상 구조물 및 선박 위에 이동하는 행위를 뜻한다.
- Rescue(구조) - 선외에 피난민을 사고로부터 구해내서, 의료 시설이 있는 장소로 안전하게 이동하는 행위

다. 대피 위험도 분석

(1) 개요

대피 위험도 분석을 위해서는 각 사고 시나리오에 대한 이해와 시나리오 전개에 따른 대피 절차에 대한 이해가 선행되어야 한다. 예를 들어, 폭발 시나리오를 고려할 경우에는, 발화 시점을 정하는 것이 대피 단계를 결정하는 데에 주요한 사항이 된다. 때때로, 탈출은 발화가 이루어지기 전에 진행 되기도 한다. 만약 이러한 경우가 아니라면 폭발이 발생하고 폭발로 인한 즉각적인 사망자(immediate fatality) 외 인원이 대피하는 과정에서 발생할 수 있는 모든 시나리오를 고려해야 한다. 충돌과 같은 사고 시나리오로 인하여LNG-FPSO의 침몰 가능성이 발생한다면, 탈출은 신속하게 이루어 져야 한다. 또한, 여러 사고의 영향으로 구조의 변형 등이 발생하여 대피에 장애를 받는 상황, 부상에 의한 구조 및 대피 지연 시간 등도 고려되어야 한다. 이러한 여러 요소들을 고려하여, 대피 분석 시 다음과 같은 절차를 따른다.

- 사고 시나리오에 따른 각 구역에서의 대피에 대한 정성적인 평가
- 대피를 할 때에 발생할 수 있는 문제들에 대한 종합적인 평가
- 정량적인 분석에 의한 사망 위험도 분석

또한, 새로운 시설을 설치할 경우에는 다음과 같은 정량적인 분석이 필요하다.

- 대피 시간 분석
- 장애 요소
- 대피 할 때의 사망률 분석

퇴로는 개개인이 FPSO의 어느 장소에 있던지, 주 대피장소 및 보조 대피장소로 이동 할 수 있도록 설계되어야 한다. 또한 대피장소로부터 구명정 승정 구역으로 안전하게 이동할 수 있어야 하며, FPSO의 퇴로를 설계할 때에는 대피장소에 최소한 두 개의 퇴로가 연결되어야 한다. 퇴로는 항상 이용 할 수 있고, 식별이 용의하

며, 주요한 위험에 대해서 보호 되야 한다. 다음과 같은 내용이 퇴로를 설계할 때에 고려해야 할 사항이다.

- 사고 유발장소
- 사고의 규모
- 열 하중과 연기 발생
- 기간
- 바람의 방향
- 열과 연기 발생 장치에 대한 보호시설
- 퇴로의 수용 용량
- 이차 퇴로 수단

(2) 정성적 시나리오 분석

다음과 같은 사항들을 고려한 정성적인 분석 작업을 통해서 어느 구역에서든 가능한 퇴로를 분석한다.

- 플랫폼의 어느 구역에서든 안전 장소로 이동할 수 있는 퇴로를 적어도 하나, 확보해야 한다.
- 주 퇴로를 대처 할 수 있는 퇴로를 확보해야 한다.
- 주 퇴로는 어느 구역에서든 가장 짧은 시간 안에 안전구역으로 오는 통행로 이어야 한다.
- 위의 목표를 확보 할 수 있게, 모든 배치가 이루어져야 한다.

안전 퇴로는 사고가 발생한 직후, 충분히 안전한 대피가 이루어 질 수 있도록 외부 충격과 영향에 견뎌야 한다. 아래의 표는 퇴로에 대한 정성적 평가의 예시이다.

표 3-12-1 퇴로 정성적 평가 예

Escape from Module	Primary Route Identification	Distance	Protection	Secondary Route Identification	Distance	Protection	Alternative Mustering Identification	Protection
PXX.Y	Walkway E or W side of WD	Short	Exposed	Stairs E and W down to MD. Walkways E & W side of MD	Long	Partly exposed	Not relevant	-
PZZ.W	Walkway E or W side of WD	Short	Exposed	Stairs E and W down to MD. Walkways E & W side of MD	Long	Partly exposed	Not relevant	-

Abbreviations:
WD – Weather Deck
UPD – Upper Production Deck
MD – Mezzanine Deck Level
PD – Production Deck
LPD – Lower Production Deck

상기 표에서 쓰이는 축약적 표현의 정의는 다음과 같다.

- 주 퇴로(Primary Route): 특정 구역에서 개인이 첫 번째로 선택하는 퇴로, 이 퇴로는 노출되지 않아야 한다.
- 보조 퇴로(Secondary Route): 주 퇴로를 대처 할 수 있는 통로, 비교적 빠르게 대피 할 수 있는 통로 이어야 한다.
- 보조 대피구역(Alternative Mustering): 주 대피구역 외에 탈출을 위한 대피구역

만약 구조상 양현에 퇴로가 설치되어 있다면, 이는 두 개의 대체 가능한 주 퇴로(Two alternative primary escape ways) 라고 부른다. 왜냐하면, 양현은 구조상 열 하중에 견디기 쉬운 구조이기 때문이다. 퇴로의 거리에 대한 표현은 다음과 같이 정의된다.

- 짧은 거리(Short): 어떤 구역에서 대피구역까지 가장 짧은 거리, 같은 갑판상
- 보통 거리(Medium): 어떤 구역에서 대피구역까지, 계단을 오르거나 내려서 열 하중을 피해야 하는 대피 거리
- 긴 거리(Long): 열 하중을 피하기 위해서 어떤 구역에서 대피구역까지 계단을 두 번 이상 오르고 내려야 하는 거리

또한 보호수준의 정의는 화재에 노출되는 정도에 따라 다음과 구분할 수 있다.

- 노출(Exposed): 전체 퇴로의 갑판 및Bulkhead 상에 부족한 보호(Shielding) 시설
- 일부 노출(Partly exposed): 퇴로의 부족한 보호(Protection)시설
- 비 노출(Good): 전체 길이 상에 충분한 보호(Shielding) 시설

정성적 평가를 바탕으로 정량적 평가를 하기 위하여 다음과 같은 요소를 추가한다.

- 대피구역에 총 인원 (탈출에 대한 평가를 위해 추가)
- 이차 탈출 구역의 총인원 (탈출에 대한 평가를 위해 추가)
- 다른 구역에 갇힌 총인원 (사망위험 평가를 위해 추가)

(3) 대피 중 사망에 대한 분석

대피 상황에서의 사망자 분석은 주로 사건수목분석법(ETA)에 의해서 각각의 상황에 따른 사망자 분석을 하게 된다. 이러한 분석방법은 즉각적인 사망자 분석 방법과 같다. 사망자를 다룰 때에, 여기에서 다루는 퇴로는 한층에서 다루어지는 퇴로이고, 수직적인 움직임은 포함하지 않는다. 퇴로에서 발생하는 사망자 수를 표현하면 아래와 같다. ER(x,y)는 대피로의 위치를 표현한다.

$$fat_{ER,j} = P_{ER} fracfat_{ER,j} A^{+}(t)$$

$fat_{ER,j}$ = i 경우, 대피할 때에 발생한 사망자 수

P_{ER} = 퇴로에 적정한 인원

$fracfat_{ER,j}$ = j 경우, 열 하중에 의한 퇴로에서의 사망요소

$A^{+}(t)$ = 조정 함수

대피 중에 발생할 가능한, 열 하중에 대한 사망자에 대한 확률은 아래와 같다.

$$fat_{ER,j} = \begin{Bmatrix} 1, & \text{if } \dot{q}(x,y) \geq 50\text{kW/m}^2 \\ \text{linear increase } 0-1, & \text{for area with } \dot{q}(x,y) \geq 20\text{kW/m}^2 \\ 0, & \dot{q}(x,y) \leq 20\text{kW/m}^2 \end{Bmatrix}$$

$\dot{q}(x,y)$ = 퇴로에서의 열 하중

R1 = 모두 사망하는 열 하중 수치

R2 = 사망하기 시작하는 열 하중 수치

X,Y = 퇴로의 좌표

화재 및 폭발 위험도 분석에서, 열 하중은 R1 = 50 kW/m² 과 R2 = 20 kW/m² 로 구분 지을 수 있는데 이는 사망률과 밀접한 관계가 있다.

(4) 대피 퇴로 상세 분석

퇴로는 주/보조 탈출로 아래와 같이 나누어져 있다. 4개의 주 퇴로가FPSO의 길이방향으로 설치되어 있고, 이는 거주구역에 있는 주 대피장소로 이어져 있다.

- 두 개의 퇴로는 좌현에 배치되어 있고, 이중 하나는 주 갑판상과 다른 하나는 공정 갑판상에 배치되어 있다.
- 나머지 두 개의 퇴로는 우현에 배치되어 있고, 이중 하나는 주 갑판상, 나머지 하나는 공정 갑판상에 배치되어 있다.

이러한 주 퇴로는 내부적으로 연결이 되어 있는데 이는 가로 방향으로 연결되어 있으며, 좌현과 우현을 잇고 있다. 중앙의 파이프랙 (piperack)을 사이에 두고 공정 갑판의 하부를 통해서 연결되어 있다. 이러한 두 개의 갑판은 또한 수직으로 연결이 되어 있는데, FPSO의 길이에 따라 간격을 두고 계단을 통해 연결이 되어 있다. 중앙으로 통하는 공정 갑판상의 루트는 또 다른 탈출 수단으로 제공 된다. 중이층 갑판과 상갑판 또한 길이방향과 가로방향으로 주 탈출로와 연결이 되어 있어서 공정 갑판으로 연결이 된다.

일반적으로 퇴로는 잠재적인 화재에 의한 복사열에 대비한 구조물을 제공하지 않는다. 다양한 퇴로를 제공하는 것을 원칙으로 하며 이는 공정 구역 아래쪽의 갑판에 의해 제공되는 이중 보호막에 의해서 주 대피장소로 개개인을 탈출 하도록 유도한다. 또한, 불꽃에 의한 복사열에 대해서 선수에 있는 구명정과 관련 장구들은 보호 되어야 한다.

모든 주 퇴로는 환자 운송을 쉽게 할 수 있어야 한다. 모든 통로, 계단 등은 사람이 자장 호흡구를 착용하고도 쉽게 통과 할 수 있을 만큼 충분한 공간을 가져야 한다.

모든 구역에서 일반적으로5m 간격으로 두 개의 퇴로가 제공되어야 한다. 만약 퇴로가 설치되어 있지 않으면 적어도 하나의 계단이 설치되어야 한다. 각각의 퇴로는 분리된 탈출로를 제공해야 한다. 일반적으로 시건 장치를 해야 하는 구역, 창고, 보이드(void) 구역은 특별한 경우에만 들어가는 곳이므로, 이때에는 하나의 탈출로가 있어도 무방하다.

주 퇴로는 적어도 너비 1.50m 및 높이 2.2m를 가져야 한다. 보조퇴로는 적어도 너비 1.0m 및 높이 2.2m를 가져야 한다. 계단은 적어도 너비 0.8m를 가져야 한다.

상부에서의 위험 상황을 고려하여, 화물창, 평형수 탱크, 코퍼댐, 이중 격벽 및 보이드 구역과 같은 모든 화물 구역은 적어도 두 개의 퇴로를 제공해야 한다. 화물 갑판의 퇴로는 방출구 (환기구, PV, Breaker 등)에서 최소 3m 이상 떨어져야 한다.

탈출로는 개개인이 알아볼 수 있도록 퇴로 표지 및 바닥에 표식을 해두어야 한다. 이 표식은 주/보조 대피장소로 이어져 있어야 하고, 주 퇴로는 얼룩말 무늬로

표식을 해두어야 한다. 퇴로는 미끄럼 방지 장치가 있어야 하고 기름과 흐르는 물질에 의한 미끄럼 방지를 없애기 위한 배수 장치가 설치되어야 한다. 아래 그림은 해양구조물의 퇴로 배치도의 예시이다.



그림 3-12-3 해양구조물 퇴로 배치도

(5) 대피장소의 상세 분석

주 대피장소는 거주구역 내에 지정되어야 한다. 이 장소는 평소에는 다른 용도로 사용되어도 무방하지만, 비상시에는 240명(인당 0.5m² 면적)을 수용할 수 있어야 한다. 이 구역에는 중앙제어실 및 방송실과 교신을 할 수 있는 쌍방향 무선 송수신 장치가 독립적인 두 기기에 의해 제공 되어야 한다. 주 대피장소는, 전체 승선인원의 120 % 이상 개수의 구명동의를 제공해야 한다. 구명정으로 통하는 퇴로는 거주구역 내에 배치되어야 하고, 개인이 충분이 빠르게 통과 할 수 있는 너비여야 한다.

보조 대피장소는 주 대피장소로 대피를 할 수 없는 선원을 위해서 FPSO의 선수부에 설치되어 한다. 보조 대피장소는 폭발, 연기, 화재, 소음과 열에 의한 복사에 대비해서 적어도 60분 이상 견딜 수 있는 피난처로의 역할을 해야 한다. 이 장소로부터 선수에 있는 구명정으로 가는 통로에 적절한 보호 장치가 설치되어야 한다. 이 구역에는 중앙제어실 및 방송실과 교신을 할 수 있는 쌍방향 무선 송수신 장치가 독립적인 두 기기에 의해서 제공 되어야 한다. 보조 대피장소는, 수용할 수 있는 승선인원의 120 % 이상의 개수의 구명동의를 제공해야 한다. Smoke hood 및 탈출을 위한 호흡기기를 또한 제공해야 한다. 또 다른 대피 구역이 좌현에 인접하도록 거주구역의 외부에 제공되어야 한다(거주구역 내의 화재 및 심각한 내부 화재 대비용). 이 장소는 최대 240명의 수용이 가능하여야 한다.

- 거주 구역 내 120명을 수용
- 상부구조물의 장비 구역 내 60명을 수용
- 상부구조물의 공정 설비 구역 내 60명을 수용

공정설비 구역내의 60명을 선수 대피소에 수용할 수 있어야 하며, 1인당 공간은 0.3m² 이상으로 설계되어야 한다. 주 대피장소에서의 공기 흡입구에는 연기 및 탄

화 가스가 스며드는지에 대한 감지기가 설치되어야 한다. 불량한 공기가 흡입될 경우에는 흡입구는 자동으로 공기를 차단하여야 하고 완벽하게 밀봉 처리되어야 한다. 심각한 화재 및 가스 발생이 있을 경우에는 대피장소는 아래와 같은 제한치를 유지해야 하지만, 이는 1 시간을 넘지 않는다.

표 3-12-2 대피 장소의 제한치

변이	제한치
공기온도	최대50 ° C
CO	최대400 ppm
O2	최대17 %
CO2	최대15000 ppm
외벽 온도	최대400 ° C

거주구역에서 전면과 지붕에는 H60급의 방화 등급을 만족해야 한다. 측면에는 A60급의 방화 등급을 만족해야 한다. 대피장소로 지정된 거주구역은 위의 등급을 모두 만족해야 한다.

라. 탈출 위험도 분석

(1) 개요

실제적인 탈출 분석을 하기 전에, 탈출 수단에 대한 분석이 선행 되야 한다. 가장 탈출수단으로 선호하는 것은 헬기이다. 헬기는 다음과 같이 장소에 따라서 두 가지로 분류될 수 있다.

- 현장 헬기 - 현장에 항상 배치/탈출수단으로서 빠른 대응 가능
- 육상지원 헬기 - 육상과의 거리에 따라 탈출 시간에 영향 발생 가능

헬기는 또한 용도에 따라서 다음과 같이 구분된다.

- SAR (Search and Rescue) helicopters - 구조 수색용 장비 구비된 헬기
- 사람을 수송하기 위한 일반적인 헬기

예전보다 현재는 SAR 용 헬기가 늘어난 추세이다. 일반적으로 4개에서 5개정도의 구조물이 한 대의 헬기의 지원을 받고 있다. SAR 용 헬기는 지원하는 구조물 중 하나에 항상 배치되어 있어 비상시에 사용이 가능하다.

육상에서 헬기의 지원을 받는 경우, 이는 구조물이 있는 구역에 따라 대응시간이 달라질 수 있다. 헬기 운용에 있어서 다음과 같은 요인이 영향을 줄 수 있다.

- 구조물에 착화 여부
- 날씨 상태
- 헬기 착륙시설의 노출
- 구조 인원을 수용할 수 있는 능력 및 대응시간

일반적으로 헬기를 운용 할 때, 한 대 이상의 헬기를 운용하게 된다. 헬기는 거리에 따라서 운용하는 헬기의 숫자를 고려하게 되는데, 통상 3대의 헬기가 적절한 숫자이다. 왜냐하면, 공중에서의 공간 확보 때문이다. 하지만, 불에 노출된 상태에서는 헬기는 적절한 탈출 수단이 되기에는 힘들다. 다음과 같은 상황에서는 구명정이 더 좋은 탈출 수단이 될 수 있다.

- 화재발생
- Blowout의 영향으로 해수면에 착화가 일어나지 안전 상태(화재발생과 연기 발생을 전제로 한다)
- Blowout 이후 점화가 일어나지 안전 상태(화재발생과 연기 발생을 전제로 한다)

대피 구역 및 탈출로를 설계할 때에 화재와 폭발에 의해서 영향을 받지 않도록 설계해야 한다. 사고가 발생했을 때 탈출 구역으로 이동 할 수 없는 개개인이 두 번째로 지정된 탈출 구역으로 이동할 수 있다. 이 장소에서, 탈출하는 시간은 주 탈출 구역에서 탈출하는 시간과 같거나 짧아야 한다. 주 탈출 구역으로 이동한 이후에, 최초의 탈출 수단이 고장이 난 경우에 이를 대처 할 수 있는 탈출수단이 있어야 한다.

자유낙하식 구명정을 진수하는 시간은 일반적으로5분이 소요가 되며, 만약 풀어주는 장치가 고장이 난 경우에는 10분 정도의 시간이 진수하는 데에 소요가 된다. 이때 만약 구식의 구명정을 진수를 한다면, 이는 자유낙하식 구명정을 진수하는 시간보다 두 배의 시간이 걸리게 된다. 위에 나온 여러 사항을 보면, 전체적으로 대피 후 탈출하는 데에 까지 걸리는 시간은 25분에서 60분 정도가 걸리게 된다. 만약에 부상자를 고려한다면 이에 대해서 30분의 시간이 더 소요되고, 전체적으로 90분 정도의 소요시간이 걸리게 된다.

(2) 탈출 장애요인 분석

피난구역, 탈출 장치, 플랫폼의 주 구조물은 탈출을 위해서 최소한의 시간 동안은 손상을 입으면 안 된다. 이러한 각각의 장치에 영향을 주는 주요한 요인은 열 하중인데, 이는 전체적인 구조적 손상이나 각 장치의 고장을 줄 수가 있다. 이러한 분석은 다음과 같은 요소 별로 분석을 할 수가 있다.

- Shelter Area (Temporary Refuge)
- Command/control centre
- Main structure

피난구역에서 가장 고려해야 할 점은 연기의 유입 감지이다. 이러한 가능성에 대한 연구가 필요하며, 또한 구조적인 분석 장비도 갖추어서 사고 충격에 의한 분석도 이루어져야 한다.

(3) 탈출 사망 분석

탈출 시에 일어날 수 있는 사망은 여러 가지 방식으로 분석 할 수 있으나, 다음과 같은 분석 방식을 우선 들 수 있다.

- 여러 가지 탈출 수단 및 정해진 시나리오에 대한 FTA 통한 확률적 분석
- 각각의 탈출수단에 대한 평가
- ETA에 의한 각각의 탈출 분석에 대한 효율 조사
- 구명시설 분석

통계/확률적인 분석이 이루어지는데, 대표적으로는 Monte Carlo analysis가 있다. 탈출수단에 대한 가용도를 분석할 때에는 사망률에 대한 요소에 대해서 분석이 필요한데, 그에 대한 수식을 표현하면 아래와 같다.

$$A_{e,i} = 1 - N_{evacfail,i}/N_{escape,i}$$

$A_{e,i}$ = i 에 대한 가용도

$N_{evacfail,i}$ = 탈출하지 못한 인원

$N_{escape,i}$ = 대피에 성공한 인원

(4) 탈출 수단에 대한 상세 분석

본 장에서는 화재 발생이 일어난 사고 상황을 가정하고 그에 관련된 탈출 수단에 대해서 분석을 하도록 하겠다. 대부분의 화재 및 폭발 사고가 발생한 경우에는 헬기는 앞에서 언급했듯이, 적절한 탈출 수단이 되기 힘들다. 이에 따라, 가장 선호하는 탈출 수단임에도 불구하고, 이에 대한 고려는 전혀 하지 않도록 하겠다.

주수단 - SBV 로의 이동

주 수단은 준비되어 있는 선박 (SBV)로 이동하는 것이다. 두 대의 보트가 통로를 구성하여 개개인이 안전하게 FPSO에서 다른 운송 수단 및 시설로 이동 할 수 있어야 한다.

보조수단 - 구명정(TEMPSCs: Totally Enclosed Motor Propelled Survival Craft)

보조 수단은 전폐형 구명정으로, 주 대피장소 근처에 전체 승선인원의150 %를 이송할 수 있는 구명정이 설치되어야 한다. 구명정은 SOLAS 규정에 만족하도록 다음과 같이 설치되어야 한다.

- 주 대피장소(선미) : 4개의 자유 낙하식 구명정(척당 60명을 수용)
- 보조 대피장소(선수) : 2개의 Davit 낙하식 구명정, 양현에 설치됨(척당 60명을 수용)

선미의 주 승정 구역과 구명정은 화재와 폭발의 영향을 받지 않도록 거주구역에 있는 구조물에 의해 보호되야 한다. 선수의 구명정 또한 폭발에 대해 보호되어야 한다.

세 번째 수단 - 구명뗏목(LR: Life rafts)

퇴선을 위한 세 번째 수단인 구명뗏목의 개수는 전체 승선인원의 100%이다. 구명뗏목은 한 개당 25명의 인원을 수용할 수 있어야 한다. 이는 SOLAS 규정에 맞게 선수 및 선미에 설치되어야 한다. 또한 구명뗏목 접근하기 위한 사다리 또는 그물망이 제공되어야 한다.

비상상황에서도 구명뗏목은 적절한 속도로 작동해야 한다. 바다로 낙하된 구명뗏목은 작동 줄을 당겼을 경우에 즉시 작동하여, 형태를 유지해야 한다. Davit를 이용하여 바다로 낙하시키는 구명뗏목은 SOLAS 규정에 따라 FPSO에 배치되어야 한다. 이 수단은 단지 개인이 바다에 직접 입수하는 것을 방지하는 것을 목적으로 하기 때문에 작동 시에 어떠한 위험도 있으면 안 된다.

정상 작동 상태에서 단지 3개에서 4개의 구명정만이 모든 승선인원을 피신시키기 위하여 사용되며, 따라서 구명뗏목은 일반적으로 사용되지 않지만, 예상하지 못한 상황에서는 사용될 수 있다.

마. 수색 및 구조 위험도 분석

수색 및 구조에 대한 분석은 EERA의 마지막 단계이고, 이 분석은 구조물이 가진 원천적인 특성 외에도 외부조건에 의한 상황도 아우르고 있다. 대기 하고 있는 선박은 인명구조를 수행하는 데 중요한 역할을 하고 있으며, 이러한 선박의 운용은 날씨의 영향을 많이 받는다. 아래 표는 수색 구조에 대한 자료를 보여주고 있다.

표 3-12-3 북해 지역의 헬기 사고로부터 구조 기록

Date	Accident type	Installation	Position	No of pers involved	Rescue by	Rescue time (mins)	Weather cond.
15.07.88	Helicopter controlled ditch	Norwegian North Sea	70 miles from coast	18	SAR helicopter	approx 60 mins from ditch	3–4m w
14.03.92	Helicopter crash into sea	Shuttle flight Corm A to flotel		12 survivors, 5 died inside wreck, 6 died in water due to injuries	MOB, SAR helicopter	20 mins response time, additional 70 mins to rescue 6 survivors	27 knots, 15m w
25.07.90	Helicopter crash on deck and sea	Brent Spar		7 survivors	MOB	Short time	Calm
18.01.96	Helicopter controlled ditch	Flight to Ula/-Gyda	41 nm from Sola	18 pers	SAR helicopter	60 mins from ditch	Calm

(1) 수색 및 구조 시간 분석

아래 그림을 살펴보면 해역 및 구조 사항에 따른 시간을 보여주고 있는데, 구조시간은 다음과 같은 요소에 영향을 받는다.

- 인구수- 인구수가 늘어날수록 구조시간은 길어지게 되고 부상을 당한 인구수가 많을수록 구조시간을 길게 한다.
- 환경- 바다의 파고가 높게 되면 각 구조시설물이 도착하기 어렵다.

- 구역- 도움을 줄 수 있는 구조시설물과 거리가 가까우면 구조 시간은 단축된다.
- 바다/구조물- 구조 사항은 개인이 구조물위에 있거나, 바다 위에 있는 구명정, LR 또는 FRC에 있는가에 따라 시간이 달라질 수 있다.

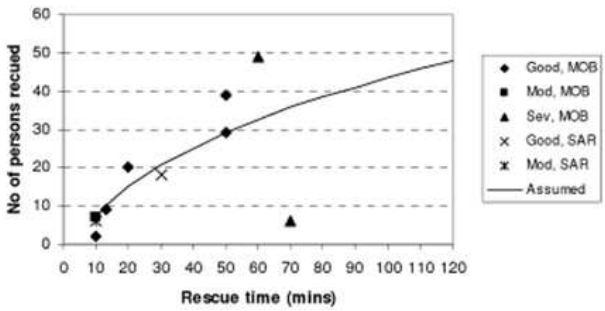


그림 3-12-4 구조정 및 SAR 헬기의 구조시간에 대한 구조자 수

표 3-12-4 북해 지역에서 헬기 사고 이외의 구조 기록

Date	Accident type	Installation	Position	No of pers involved	Rescue by	Rescue time (mins)	Weather cond.
01.11.75	Riser rupture, explosion & fire	Ekofisk A			66 persons transferred by work boat		5 m/s, 0.5 m w
27.03.80	Capsize	Alexander L. Kielland		89 survivors	59 in 2 LB, 47 in 1 LB by SAR hel	Few hours	Gale force
					12 in 2 LB by supply v	Few hours	
					16 in lifer, 9 by SAR hel, 7 by supply v	Unknown	
					7 from sea by supply v	< 30 mins	
					7 by Edda basket	Unknown	
15.02.82	Capsize	Ocean Ranger	Off New Foundland	84 pers	31 in 1 LB crushed against SBV, all drowned, remaining not sighted		
06.10.86	Burning shallow gas blowout	West Vanguard	Haltenbanken	79 survivors, 77 in 2 LB rescued by SBV, 2 from sea by MOB, 1 fatal from explosion	MOB, SBV	< 30 mins for 2 survivors, 1.5–2 h for 77 in LBs	Low wind, 2-3 m waves
06.07.88	Gas explosion & escalating fire	Piper Alpha	North Sea	62 survivors	MOB, SBV	22 in 20 mins, 39 in 50 mins, 63 in 120 mins	
22.09.88	Gas explosion & fire from blowout	Ocean Odyssey	Fulmar area	66 survivors, 8 from sea, 58 from 2 LBs	MOB, SBV	Unknown	8 m/s wind

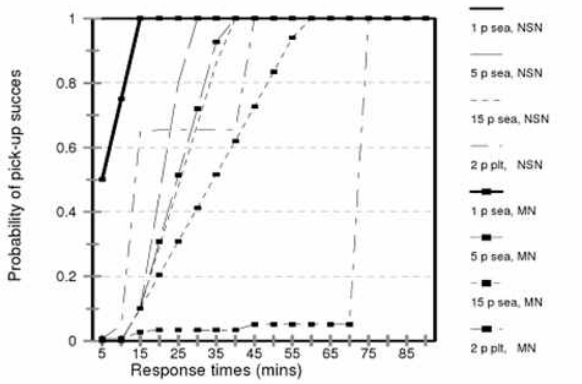


그림 3-12-5 북해 및 노르웨이 해역에서의 응답 시간과 구조 성공률과의 관계

(2) 구조 성능 검토

구조 인원은 환경과 시간에 따라 달라지는데, 시야 및 바람 등의 요인이 크게 영향을 준다. 아래 표를 보면 구조 수단에 따른 구조 인원을 확인 할 수 있다. 이 표는 낮 동안 시야가 완벽히 확보된 상태를 기준으로 하고 있다.

표 3-12-5 일부 구조 수단에 대한 구조 성능 추정치

Pick-up mode	Pick-up from lifeboats	Pick-up from liferafts	Pick-up from sea
Directly onto standby vessel Capacity,	Usually not possible	Can be done in good weather, and bad, if special equipment	Requires special equipment (net or similar)
Good weather		5–6 liferafts per hour	Up to 50 per hour
Bad weather		3–4 liferafts per hour	Up to 20 per hour
Directly onto other vessels	May be possible under ideal conditions	May be possible under ideal conditions	Not possible, unless it has a FRC
Standby's FRC, 1 boat, 1 crew (including transfer to standby vessel) Capacity,	Feasible up to H_S= 6m Will be demanding on crew	As for lifeboats	Feasible up to H_S= 6m, but dependent on locating survivors in sea. Will be very demanding on crew
Good weather	30 persons per hour	30 persons per hour	15 persons per hour
Bad weather	15 persons per hour	15 persons per hour	<10 persons per hour
Standby's FRC, if 2 crews (including transfer to standby vessel)	As above, but crew changes may tire them less	As for lifeboats	As above, but crew changes may tire them less
Capacity,			
Good weather	50 persons per hour	50 persons per hour	25 persons per hour
Bad weather	25 persons per hour	25 persons per hour	15 persons per hour
Standby's FRC, 2 vessels and 3 crews (including transfer to standby vessel)	As above, but crew changes may tire them less	As for lifeboats	As for lifeboats
Capacity,			
Good weather	70 persons per hour	70 persons per hour	35 persons per hour
Bad weather	35 persons per hour	35 persons per hour	25 persons per hour
SAR helicopter (assuming 20 min delay when emptying helicopter)	Feasible up to H_S= 8 m Limiting factor will be time required to empty helicopter when full	As for lifeboats	
Capacity,			
Good weather	17 persons per hour (helicopter capacity)	15 persons per hour	10 persons per hour
Bad weather	10 persons per hour	8 persons per hour	5–6 persons per hour

(3) 구조 시 사망 분석

구조시의 사망 위험도를 분석 할 경우에는 아래와 같이 여러 가지 환경적인 영향에 대해서 고려해야 한다.

- 구조 선박이나 헬기가 사고 장소에 도착하는 시간
- 쾌속 구조정이 사람을 구조 할 수 있는지에 대한 가용도
- 위에 열거한 수단이 구조 할 수 있는 인원
- 낮/밤
- 시야가 확보되었는지 확인
- 날씨 조건 및 바다의 상태
- 바다의 온도
- 구명복과 구명조끼
- 생존자의 외형조건
- 구조를 해야 할 인원이 분포되어 있는 상태

일반적으로 Monte Carlo Simulation을 사용해서 구조 분석을 수행한다. 사망요소 분석에 의한 구조 가용도 분석은 다음과 같은 식으로 표현 될 수 있다. 각 분석요소들은 여러 가지 사고 상황 및 환경적인 요인이 표현되어야 하고, 이에 대한 분석은 비상 대응 계획에 수립되어야 한다.

$$A_{r,i} = 1 - N_{\text{rescuel fail}}/N_{evac}$$

$A_{r,i}$ = i 상황에 대한 구조 가용도

$N_{\text{rescue fail,i}}$ = 구조 되지 못한 인원

$N_{evac,i}$ = 탈출에 성공한 인원

아래 식을 통해 전체적인 대피, 탈출, 구조 가용도를 분석할 수 있다.

$$A_{total} = 1 - (N_{escapefail} + N_{evacfail} + N_{rescuefail})/N_{total}$$

A_{total} = i 경우의 전체 대피, 탈출, 구조 가용도

$N_{escapefail}$ = 대피하지 못한 인원

$N_{rescuefail}$ = 구조 되지 못한 인원

N_{total} = 플랫폼 위의 인원

바. 대피 탈출 시간 상세 분석

성공적인 피난은 질서정연하고 통제된 '사고에 대한 대응'이라고 볼 수 있다. 각 상황에 따른 FPSO의 탈출시간에 따른 분류는 아래의 분석에 따른다. 이러한 분석은 모든 선원이 거주구역 안의 대피장소에 있는 것을 가정하고 전 선원이 FPSO의 구명정으로 대피하는 것을 고려한다. 마지막으로 주 대피장소와 구명정은 탈출 할 때까지 보호되는 것으로 간주한다.

(1) 거주구역내의 대피장소

첫 번째로 고려할 점은 모든 승조원 및 방문자가 대피장소로 모이는 것이다. 이러한 분석의 실행을 위해서 각 시간을 짧은 시간간격으로, 특정한 여러 가지 사항을 조합한다.

경고의 발생

대부분의 위험이 발생한 사항은, 화재를 예로 들자면, 감지기에 의해 화재발생에 대해서 신호가 공급 되고 이에 따라, 화재 신호가 선내에 PA/GA를 통해서 경고된다. 이는 자동으로 화재 신호가 발생하는 상황이다. 하지만, 이런 사항 외에 드문 경우이기는 하지만, 개인에 의한 화재 발생 상황 인식 및 이에 대한 초기 대응이 이루어 질 수 있다. 이에 따라 경고의 발생이 늦을 경우도 있다. 이에 따라서 사고 발생에 대한 지연시간은 T로 보며, T는 즉각적인 경고 발생과 개인에 의한 사고 상황 대응에 대한 시간의 범위로 볼 수 있다. 이는 0~5분 정도로 설정할 수 있다. 대부분의 경우 GA에 의한 경고는 준비 시간이 있기 때문에 이는 1분 정도의 지연 시간을 더 발생 시킬 수 있다.

경고에 대한 반응

경고 발생 후 모든 개개인은 이에 대해서 지정된 대피장소로 향하게 되어 있는데, 작업장소의 안전을 확보한 후에 이동하는 경우가 발생한다. 이는 이차적인 사고를 방지 하는 행위로써 중요하다고 볼 수 있다. 관련 소요 시간은 1~2분 정도이다.

거주구역 내에서 대피장소로 이동 할 때의 전개 사항

경고가 발생한 후에 이에 따라서 개개인은 작업 장소 및 FPSO의 각 구역에서 이동하게 된다. 이때에, 사고에 의해서 일부의 탈출루트가 막히거나 통항을 할 수 없는 경우를 고려 할 수 있다. 아래와 같은 소요시간 및 속도를 고려한다.

- 우선은 아무런 방해 없이 올 경우 - 5.5분이 소요
- 평균적으로 대피장소까지 오는 시간 - 7.5분이 소요
- 비상 대응팀이 사고 부상자를 수송하는 경우 - 20분이 소요
- 수직거리를 이동할 때의 사람의 속도- 75m/min
- 계단을 오르고 내릴 때에 사람의 속도 - 17m/min & 21m/min
- 최대로 우회하는 거리는 - FPSO 선박의 종류에 따라 다르다

피난의 준비

모든 승조원 및 방문자가 대피 장소에 도착한 후에 OIM는 탈출 및 피난상황에 대해서 점검을 한후에 모든 승조원이 피난을 할 준비가 되었는지 확인 한다. 이때에 걸리는 총시간은 T+15분이고, 환자가 발생하였을 경우에는 T+30분이다.

지정된 장소로 오는 도중에 장애가 되는 열, 폭발 하중 및 잘 보이지 않는 시야 등과 같은 요인은 반드시 고려 돼야 한다. 만약 발생한 연기가 지정된 장소 및 장소로 오는 통로의 식별을 어렵게 한다면, 이는 대피 하는 데에 큰 지장을 줄 수 있다. 그래서, 유출된 기름이 해상에서 연기를 발생하는 것은 큰 문제점 일 수 있다. 구조물 주위에 있는 연기는 탈출과 외부 수단의 접근을 방해 할 수도 있다.

열 하중 관련하여, 바람의 방향은 이러한 장애 요인을 결정하는 데에 중요한 요

인이 된다. 이러한 연기와 같은 장애 요인은 개개인을 안전구역에 오래 머물지 못하게 하고, 탈출로를 차단 할 수 있다. 그래서 각 구역은 따로 독립된 두 개의 퇴로를 가지고 있고, 장애 요인에 대한 고려를 하고 설계를 하게 된다.

(2) 구명정에 의한 피난

선박에서의 피난을 해야 되는 판단이 OIM에 의해서 결정되면, 이에 따라서 모든 승조원 및 방문자는 준비된 절차를 진행하게 된다. 훈련이 되어 있는 상황이기 때문에 SBV로 이동하기 위해 준비되는 총 시간은 T+17분이다. 이때에 구명정을 지정된 위치에 고정하고 나머지 승조원 태우는 데에 걸리는 시간은 T+22분, 구명정의 입/출구를 닫고, SBV로 접근할 수 있는 장소까지 옮기는 데에 걸리는 시간은 T+24분, 마지막으로 OIM와 같은 책임자를 태우고 완전히 구명정의 입/출구를 닫을 때까지 걸리는 시간은 T+25분이다. 만약 부상자가 있으면 이때에 걸리는 시간은 T+40분 이다. FPSO가 6 knots 로 움직이고, 500m 상공에서 구명정을 진수할 때 걸리는 시간은 T+27분이다. 만약 부상자가 있으면 T+48분의 시간이 소요된다.

(3) EER 시스템에 대해 요구되는 시간

위와 같은 분석에 따르면, SBV로 피난하는데 걸리는 시간은 30분 정도가 걸린다. 그러나 부상자를 고려하고 훈련된 비상 구조팀이 이에 대해 대응을 한다고 하더라도 거의 50분 가까이 시간이 소요가 되며, 여러 사항을 고려할 때 구명정을 이용하여 탈출하는 시간은 1시간 정도가 소요된다고 볼 수 이따. 이는 안전한 피난 사항에 대해서 특히 고려해야 할 점이다. 앞의 내용들을 근거로 하여 주 대피장소를 이용한 EER 시간의 추정치를 다음과 같은 표로 나타내었다.

표 3-12-6 EER 시간의 추정치

Time Element	Installation Specific Factors	Time (min)	Total Time (min)
Time to detect and initiate alarm	Automatic confirm detection via fire and gas detection system or manual push buttons	2	2
Time to reach mustering point	Time to make work place safe and proceed to mustering point	6	8
Time to complete roll call and assess situation	Account for personnel on board	10	18
Search for missing personnel	Don BA and perform search for personnel still trapped on installation	20	38
Decision to abandon platform	Report incident, injuries and decision to evacuate	(10)	38
Evacuation by lifeboat	Embarkation into lifeboat and launching	4	42
Contingency time		10	52
Total			52

사. EER 관련 설비

(1) 안전 관련 개인장비

다음과 같은EER 관련 설비들이 FPSO에 제공된다.

- 탈출장비 - 정상운전 상태에서의 각 구역에 인원에 따라서 비상 사다리 및 격자형 그물 같은 탈출을 위한 보충 기구들이 배치되어야 한다. 각 기구들은 충분한 길이를 가져서 사람이 구명동의 및 보호 장구를 착용하고도 다음 구획으로 이동이 용이 해야 한다.
- 구명동의 - 각 구획에 최대승선인원 대비 적절한 수량이 비치 되야 한다. (예 : 주 대피장소 - 120%, 선수 대피장소 - 120%, 자유 낙하 구명정 내부 - 20%, 승정구역 - 10%, 선수 Davit형 낙하 구명정 내부 - 20%, 승정구역 - 10%)
- 구명환 - FPSO 내부의 사람이 떨어질 수 있는 구역에 배치되어야 한다. 각 갑판에 길이 상으로 30m가 넘지 않는 범위에서 배치 되야 한다. 이는SOLAS 규정에 만족해야 하고, 구명환은 신호를 위한 자가등과 연기 발생장치와 같이 설치되어야 한다.
- 방진장치 - 주 피난 구역에 POB에 대하여 100 %에 해당하는 개수만큼 비치되어야 하고, 선수 대피 구역의 수용인원에 120 %에 해당하는 개수만큼 비치되어야 한다. 적어도 10분 이상은 작동해야 한다.
- 들것 - 적어도 비상 인원이 비치되어서 병실로 이송이 가능해야 한다. 병실과 들것의 위치는 신호등 및 표식으로 표시되어야 하고, 사고에 의한 충격에 보호 되야 한다.

(2) 비상 의사소통 수단

해상 VHF와 공중 VHF는 각각 고정 또는 휴대 할 수 있어서 해상 운송수단 및 공중의 운송수단과 각각 의사소통이 가능해야 한다. 비상 송수신 팀에 의한 의사소통은 본질적으로UHF로 가능해야 한다. 구명정에서의 의사소통 수단은 EPIRB, SART, 휴대용VHF 등의 장치가 이용되어야 한다.

원거리 통신은 원칙적으로 두 개의 독립된 수단에 의해서 이루어져야 한다. 이러한 수단을 이용하여 육상, Amenam platform 과 외부 기지와의 음성, 팩스, 데이터 통신이 가능해야 한다. 사설자동 전화교환기(PABX)는 FPSO의 통신수단을 제어하고 육상의 PABX와 송수신이 가능해야 한다.

PA와 GA 장치는 FPSO의 일반적인 의사소통 수단이기도 하지만 비상시에도 정상적으로 작동해야 한다. 한 구역에서 시각 인식 장치와 음성인식 장치는 분리된 전기회선으로 연결되어서(UPS), 독립적으로 구동해야 한다. PA/GA는 PABX와 인터페이스를 구성해야 한다. PA/GA장치는 중앙제어실, 통신실, 대피장소와 구명정 구역에 배치되어야 한다. 또한, GA 및 PAPA (Prepare to Abandon Platform

Alarm)에서 두 개의 음성 경고 장치가 제공되어야 한다.

주변이 85 dB 정도의 소음이 발생 하더라도, 음성 및 시각 신호가 제공이 되어서, 경고에 따라 선원이 즉각 대응할 수 있어야 한다.

FPSO의 주요 지역은 CCTV와 감시 장치 등이 설치되어야 한다. 감시 장치는 불꽃 및 폭발에 의해 보호 되어야 한다.

UHF는 휴대용 통신 수단과 공정 구역간의 의사소통수단을 제공해야 하고 안전하게 보수 유지가 되어야 한다. UHF는 PABX 및 PA/GA 장치와 인터페이스를 이루어야 하고, 이를 이용하여 PA/GA를 이용하고 방송 및 의사소통을 할 수 있어야 한다. UHF는 VHF와도 인터페이스 이루어야 한다. 안전 신호는 기본적으로 회사에 의해서 영어로 제공되어야 한다. 선원이 영어에 익숙하지 않다면, 의사소통이 가장 원활한 언어로 안전신호를 구성해야 한다.

(3) 비상 전력

다음의 비상 전력 수단이 FPSO에 제공된다.

- 비상발전기
- 독립전원공급장치(UPS)

비상 전력은 주 발전기가 전력을 공급하지 못할 경우에 선내에 필요한 전력을 공급하는 장치로, 선내에 전원공급이 되지 않을 경우 45초 이내에 필요한 전력을 공급하며, 이는 적어도 18시간 이상 아래 장치에, 전원공급을 연속적으로 해야 한다.

- 제어 및 안전장치
- 생명 유지 장치
- 공기조화 장치 (대피장소, 통신실, UPS실, 주제어실, 통신실, 병원)
- 통신장치
- 폼식 소화 장치의 펌프
- 주요 등화 장치 (적어도 정상 상태에 대해서 30% 이상의 등화장치 전력을 공급해야 함)

(4) 독립전원공급장치 (UPS)

UPS장치의 목적은 주 전원 장치가 전력을 공급하지 않을 때에, 비상발전기가 전기를 공급할 때까지 선박에 필요한 최소한 전력을 공급하는 장치를 말한다. 만약 비상발전기 작동이 실패한 경우에는 다음과 같은 장치에 전력을 공급해야 한다.

- 화재 및 가스 장치의 조정 및 차단 장치 (60분 이상)
- 생명유지 장치 (2시간 이상)
- 탈출 루트의 중요 등화 - 헬리콥터 갑판의 신호등, 무지향성 신호등, 구명정의 승선구역의 주요 등
- VHF, UHF, 위성 송신 장치, PA/GA
- 병실 시설

- 탈출 시에 사용되는 등화는 적어도 90분 이상 켜져 있어야 하며, 거주구역의 내부등은 120분 이상 켜져 있어야 한다.
- 항해장비는 SOLAS 규정에 따라서 96시간 동안 전원이 공급되어야 한다.

아. EER 시스템상의 재해 사건의 영향

재해 사건의 상당수는 그 각각의 발생가능성은 낮더라도, 대피 요구 및 FPSO로부터의 퇴선에 대한 가능성을 갖고 있다. 이 사고들의 일부는 퇴로, 거주구역/대피장소, 구명정 및 구명정 진수설비 등의 퇴선 수단과 같은 중요한 EER 시스템의 손상을 가져올 수도 있다. 재해사건의 영향에 대한 이해를 돕기 위하여, FPSO의 EER 시스템에 대한 다음 재해 사건의 영향을 간략하게 기술하였다.

- 공정상 누출(Process leaks)
- 라이저 / 플로라인의 고장(Riser / Flowline failures)
- 구조상 결함(Structural failures)
- 선박 충돌(Ship collisions)

(1) 공정상 누출

FPSO의 공정설비로부터의 탄화수소 누출은 다양한 규모 및 광범위한 압력 범위에서 발생할 수 있다. 화재 위험도 분석 시에 다음의 홀 크기에서 누출된 결과를 평가해 보았다.

- 소형(지름10mm 상당)
- 중형(지름50mm)
- 대형(지름150mm)
- 최대 지름

공정상 누출의 결과는 장비간의 격리용 비상정지시스템, 격리된 장비의 감압을 위한 blow-down 시스템의 사용으로 경감할 수도 있다.

가스의 추출 및 주입 시스템을 제외한 FPSO Topside의 공정 장치들은 최고 압력80 bar로 가동되고 있으며, 즉 이는 플로라인 및 공정 모듈 갑판(Process deck)에 위치한 양쪽의 생산설비, 상갑판(upper deck)에 있는 첫 번째 단계 분리기, 고압 압축 트레인(HP compression trains)과 및 공정 모듈 갑판의 탈수소 시스템 등이며, 이러한 장치들로부터 누출 점화되면 다음의 초기적 특성을 가진 결과로 제트파이어(Jet fires)가 야기될 수 있다.

- 소형홀: 화염길이 15m, 반경 4kW/m2, 복사 높이 20m
- 중형홀: 화염길이 70m, 반경 4kW/m2, 복사 높이 95m
- 대형홀: 화염길이 210m, 반경 4kW/m2, 복사 높이 280m

열의 복사 레벨 4 kW/m^2는 약 20초 후에 노출된 피부를 화상 입힐 정도의 고통을 야기하는 수치로서, 통상 인간으로 하여금 정상적인 탈출 행위를 취하기 위한

한계 수치로 주어진다. 큰 규모의 격리된 장치 중 첫 번째 단계 분리기의 경우, 기체 상태의 누출에 의한 화재 지속시간은 비상정지시스템 및 blow-down 시스템 모두가 효과적으로 작동하였을 경우 아래와 같은 결과로 나타난다.

- 소형홀: 화재 지속시간~55분, 반경 4 kW/m^2, 30분 후의 복사 높이 7m
- 중형홀: 화재 지속시간~30분, 반경 4 kW/m^2, 복사 높이는 무시 가능함.
- 대형홀: 화재 지속시간~6분, 반경 4 kW/m^2, 복사 높이는 무시 가능함.

비상정지시스템과 blow-down 시스템은 영향권 내의 살수(Deluge) 화재 보호 시스템, 화재 감지 시스템에 의하여 자동으로 초기화 된다. 명확하게는 Topside의 소형 기체 장치, 또는 기타 장치로부터의 누출인 경우에 화재 시간은 더욱 짧아질 수도 있다.

작은 제트 파이어(Jet Fire)는 약 30분 정도가 지날 경우 퇴로의 일부 손상을 야기할 수 있다. 그러나 본 FPSO 에 설계된 다양한 퇴로로 인하여 화재에 의한 인명피해는 없을 것이다. 공정모듈갑판 및 상갑판은 공정설비 아래에 있으므로, 그로 인해 다른 갑판상의 퇴로까지 열이 전달되지 않도록 하는 단열 차단판이 제공되며 특히 이러한 화재 하에 놓일 수 있는 경우는 더욱 공급하여야 한다.

중형 또는 대형 제트 파이어는 초기에 복사열의 높은 레벨에서 광범위한 구역에 걸쳐 영향을 미친다. 이것은 비록 공장 장치 및 배관과 구조에 화재원으로부터 떨어진 적절한 복사 차단막이 설치되더라도, 누출이 일어난 갑판 상의 FPSO 양 쪽의 퇴로를 손상시킬 가능성이 있다. 그러나 중형 누출의 경우에는 비상정치장치 및 blow-down 시스템이 효과적으로 작동한 경우 FPSO 데크의 전체에 걸친 열손상이 10분 남짓 정도만 계속된다. 대형 누출의 경우 응답 지속시간은5분 정도에 지나지 않을 것이다. 보통의 경우에는 선원은 대피장소로 통하는 손상되지 안전 퇴로를 찾기 위하여 공정장치 아래의 주갑판(main deck)과 같은 다른 갑판으로 가는 계단을 이용한다.

제트 파이어는 공정설비 및 배관의 고장에 의하여 상승할 가능성이 있으며 이로써 화재가 심화될 수 있다. 그러나 이것은 예상외로 10분 내로 발생하며, 이때 사람은 영향 구역으로부터 탈출이 가능하게 한다. 만약 점화되었다면 고압의 누유, 즉 분리기 바닥의 기체상태의 제트 파이어와 유사한 특성의 액체 토치(torch) 불꽃으로부터 야기된 것은 위와 같다. 다시 말해 화재 지속시간은 격리된 설비에 제공된 대형 누출보다 짧다.

저압 액상 누출은, 즉, 네 번째 단계 분리기의 하부에서 생산된 원유는 점화되면 액면 화재(Pool fire)를 발생시킬 수 있다. 누유 제거 설비(spill containment bunds)를 제공하거나, 배유(drainage) 등을 통해 화재의 확산을 제한 할 수 있으며, 적절한 곳에는 폼(foam)이 주입된 살수시스템(deluge system)으로 소화 할 수 있다. 액면 화재는 퇴로의 부분적 손상만을 야기시킬 수 있다.

FPSO의 주 대피장소는 거주구역 내에 있어야 한다. 거주구역은 공정 및 장비 구역으로부터 분리된 E&I 설비에 의해 공정 누출의 결과로부터 잘 차폐된다. 이 배치

의 특성은 거주구역에 걸쳐서 어떠한 공정 누출에 의한 직접적 화염 접촉도 방지하는 것이다. 거주구역은 PFP에 의해 자주적으로 보호되고, 모든 화재 시나리오에 대응하여 표면과 지붕상의 H60, 벽면 상의 A60을 제공하여 추가적으로 보호된다. 공정 모듈, 생산 및 테스트 장비, 첫 번째 단계 분리기와 가장 근접한 거리는 거주구역의 앞면에서 120m이다. 오직 공정 누출로 점화된 대형 및 최대 지름만이 이 길이의 제트 화염을 생산할 수 있으며 또한 이러한 사건의 지속시간은 만약 격리시키는 비상정지장치 및 누출 장비의 감압을 시키는 blow-down 시스템이 작동된다면(즉, 첫 번째 단계의 분리기로부터 가스 누출이 5분 미만이라면) 몇 분에 불과할 것이다. 그러므로 주 대피장소의 보전성은 특히 비상정지시스템이나 blow-down 시스템이 확실히 작동된다면 화염이나 복사열에 직접적으로 위협받지 않을 것을 것이라고 결론지을 수 있다.

FPSO의 선미에 위치한 네 대의 자유 낙하식 전폐형 구명정(TEMPSC)은 거주구역에 근접하여 있으며, 어떠한 사고 시나리오를 대비하더라도 가장 접근 가능한 퇴선의 수단일 것이다. 이 구명정들은 공정 화재의 직접적인 열적 영향으로부터 거주구역에 의해 전적으로 차단될 것이다. 거대한 또는 통제 불가능한 화재에 의하여 FPSO의 보전성이 위협을 받는 예기치 못한 사고의 경우에는 선원들이 회차 직송(direct transfer)으로 준비된 선박을 이용하는 것이 더 나을 수도 있다. 거주구역에 인접한 FPSO의 양쪽의 구명정의 승정 구역은 전폐형 구명정보다 뒤에 위치하여 대형화재에는 더 큰 해를 입을 수 있게 더 노출되어 있기 때문이다.

공정상의 화재 내의 주 대피장소에 선원이 불의의 사건으로 도달하지 못한 경우를 위하여 보조 대피장소가 두 개의 대빗 진수식 구명정이 함께 FPSO의 선수에 제공된다. 공정 모듈로부터 가장 근접한 구명정의 거리는 약 45M 이다. (비록 간헐적으로 이용되는 원유 하역용 펌프가 근접하여 있더라도.) 그러므로 이는 만약 그것들이 물리적으로 복사 및 제트 파이어 화염에 대하여 보호되지 않는다면, 보조 대피장소 및 관련된 구명정이 비록 비상정지 및 blow-down 시스템이 작동하더라도 중형의 공정 제트 파이어에 노출되면 약 10분 동안 열적 손상이 있을 수 있다고 결론지을 수 있다. 이것은 대피장소와 차단된 구명정 근처에 공급할 수 있는 대피소의 제공을 요구한다. 또한 대피장소로부터 구명정까지의 퇴로를 보호할 필요성을 야기한다. (아마도 퇴로로부터 이 대피소까지 이어지는 곳의 지엽적인 인명 보호 수단의 제공과 함께). 이러한 선수의 구명정의 수단을 이용하여 퇴선이 가능하게 하도록, 대피소와 보호용 차폐막의 방화 등급은 인명과 구명정의 보호를 위해 최소 시간 30분 이상이 가능한 등급으로 제공되어야 한다. 이것은 비상대피소의 경우 최소 60분 이상을 견뎌야 한다는 문구와 함께 안전 설계 개념에 기록되어야 한다. 이것은 대피소 및 이와 관련된 차폐막 등이 H60 방화 등급 이상이 되어야 한다는 것을 의미한다. 탄화수소 화재는 만약 연료의 완전 연소를 위한 충분하지 안전 양의 산소가 있다면 많은 양의 분진과 일산화수소(CO)를 생성할 수 있다. 연기 생성은 고분자량으로 된 연료와 장비, 벽 및 갑판 및 천장으로 제한된 공기가 유입된 정체된

구역에서 발생된 화재에 의하여 더욱 증가할 수 있다. 그러므로 공정상의 화재에 의한 사고가 있는 경우, 퇴선의 수단 또는 집결 장소, 퇴로를 위한 메커니즘(mechanism)이 추가적으로 손상될 가능성이 있으므로 Smoke Envelopment 가 추가적으로 제공되어야 한다.

FPSO 의 topside에는 네 번째 단계의 분리기와 원유 이송 펌프가 위치한 모듈에서 연기 생성이 발생될 수 있다. (본 FPSO 의 경우 S5 모듈). 비록 S5모듈이 상갑판 아니더라도 근접한 모듈에서 정체될 수가 있고, 아래로부터 제한된 공기 흐름으로 축적시킬 수 있다. 이 지역의 대형의 자연 발화된 누출은 방대한 양의 연기를 만들 수 있고, 풍향 및 풍속에 따라 근접한 상갑판 위로 떠오를 수 있다.

만약 거대한 액상 화재가 주갑판에서 일어난다면, 이것은 또한 거대한 양의 연기를 생산할 가능성을 갖고 있고, FPSO의 양쪽으로부터 새어 나와 공정모듈 갑판을 따라 수평으로 이동할 수 있다. 이 연기 기둥은 복잡한 형태와 동력을 갖고 있다.

거주구역의 통풍장치의 흡입구는 연기 및 탄화수소 감지기가 장착되어 있을 것이다. 연기나 가스가 감지되면, 환기 시스템은 정지되고, 댐퍼는 연기의 진입을 막기 위해 흡입구 및 배기구를 막을 것이다. 또한, 인명 보호를 위하여 공정 모듈 근처나, 집결 구역의 선실 내에 연기 후드가 설치될 것이다. 그러므로 이와 같이 결론지을 수 있다.

- 개방 구역에서의 화재는 화염의 상승으로 인한 퇴로의 연기에 의한 손상이 발생할 개연성이 낮다.
- 공정모듈 갑판상의 대형 유류 화재는 퇴로의 일부 손상은 야기할 수 있지만, 광범위 손상의 원인이 될 수는 없다.
- 주갑판 상의 대형 화재는 퇴로를 손상시킬 수 있다. 그러나, 연로(smoke paths)는 복잡하여 오직 CFD 모델링으로 특성을 분석할 수 있다.

EER 시스템을 잠재적으로 손상시킬 수 있는 메커니즘은 가연성 가스이다. 그러나 거주구역의 환기 흡입구는 가스 감지기와 함께 공급된다. 가연성 가스는 만약 농축되면 질식시킬 수 있을 정도로 퇴로를 손상시킬 가능성이 있다. 그러나 이러한 영향은 방대한 비가연성 가스 누출의 경우에만 가능하며, 퇴로의 전체에 걸친 손상을 일으킬 가능성은 없다.

밀폐구역 또는 정체구역 내의 가스 누출의 점화가 늦어지면 폭발의 원인이 될 수 있다. 잠재적인 폭발 과압의 산출은 최근에는 GexCon에 의하여 수행되지만, 결과치는 아직 사용이 불가능하다. 모든 노력은 공정모듈 갑판의 하부 장소에서의 가연성 가스 누출 가능성을 피하는 설계를 하는 것에 치중되지만, 실제 가스 구름의 점화 결과는 평가되고 있다. 통상 폭발은 직접적으로 근접하면 인명이 살아남을 개연성은 낮지만, 직접적이고 광범위한 퇴로의 손상은 폭발 과압의 결과로서 발생한다고 예상되지 않는다. 주 대피장소를 포함한 거주구역, 보조 대피장소 및 퇴선 설비의 설계에는 폭발 해석의 결과가 감안되어야 한다.

폭발은 topside의 구조 및 공정설비에 손상을 입힐 수도 있다. 그러나 이러한 시

나리오는 EER 설비의 원형을 즉각적으로 위협하지는 않으며, 만약 FPSO의 전체에 걸친 원형이 위협된다면 FPSO에서 퇴선할 수 있다.

(2) Riser / Flowline Failure

라이저나 플로라인 상의 고장은 선박 충돌, 낙하물 등의 충격, 부식, 재료 또는 기계적 결함, 피로 또는 자연적 결함 등으로 해수면 또는 해저에서 발생할 수 있다. 결과적인 누출은 핀홀 크기에서 최대 지름 파열까지의 범위일 수 있지만, 오직 대형 누출의 경우에만 FPSO 에 거대한 영향을 주는 화재사고를 가져온다. 해저 웰로부터 생산 라이저를 포함한 플로라인 및 라이저는 FPSO의 양쪽에 붙어 있으며 선체중앙부에 잡혀 있다.

FPSO의 모든 라이저 및 플로라인은 라이저의 비상정지밸브(ESDV Plus SDV)가 이중화 되어 장착되어 있다. 플로라인의 경우 해저 웰헤드에서 윙 및 마스터 밸브가 다운홀의 안전밸브에 의해 이중화된다. 플로라인으로부터의 대형 누출은 해저 트리 밸브와 라이저 비상정지 밸브의 차단의 결과 및 라인 압력의 커다란 변화를 야기할 수 있다고 예상되며, 그러므로 장치를 격리시킨다. 비상정지 및 트리 밸브를 작동시키는 거의 고장은 선체 전체의 구조적 원형에 위험성을 일으키는 지연적인 화재를 일으킬 수 있다고 생각할 수 있지만, 이 시나리오는 매우 드물 것이다.

생산 플로라인의 고장의 결과는 화재 위험 분석에서 해석되었다. 효과적인 비상정지 장치를 공급함으로써, 대형 홀(150 mm)로부터의 누출률은 매우 높은 초기 값(> 200 kg/sec)으로부터 10분 후 5 kg/sec보다도 작게 빠르게 경감될 것이다. 중형 홀 (50mm) 을 위한 지속시간은 비록 누출률이 초기값 29 kg/sec로부터, 10분 후 10kg/sec로 줄어든다 하더라도 30분 정도일 것이다. 그러나 소형홀(10mm) 의 누출은 비상정지 장치가 작동하더라도 최소 60분 이상 지속될 것이다. 플로라인으로부터의 해상누출은 점화되면 제트 파이어를 초래할 수 있다. 대형 제트파이어의 가능성은 격리장치가 공급되어 제한되더라도 선체의 구조적 결함을 발생시킬 수 있고, 작은 화재의 경우도 지역적인 손상을 야기할 수 있다. 계선 시스템의 불꽃 접촉은 대형 혹은 격리되지 안전 제트 파이어에 의하여 발생할 수 있다. FPSO의 양쪽 퇴로상에는 이러한 플로라인 화재로부터 열적 복사에 의하여 손상될 수 있지만, 화재로부터 먼 곳은 거주구역의 대피장소에 인명을 도달할 수 있게 남아있을 것이며, 퇴선 수단에 직접적인 손상은 입히지 않을 것이다. 가장 가까운 플로라인으로부터 선미의 밀폐형 구명정까지의 거리는 130m이며, 거주구역의 구조에 의하여 보호될 것이다. 그러므로 EER 시스템은 이러한 환경에 적절하다고 결론지을 수 있다.

플로라인으로부터의 해상 누출은 점화된다면 해상화재를 일으킬 수 있다. 화재해석 결과에 의하면, 격리 설비가 공급된다면, FPSO의 선체까지 올라오는 손상을 발생시킬 가능성은 낮다. 위의 해상 플로라인 누출에 관하여 말하자면, 이러한 화재에 의하더라도 FPSO의 한쪽 퇴로는 손상받지 안전 채로 남아있을 것이며, 퇴선 수단의 직접적인 손상도 없을 것이다. 그러므로 예기치 못한 사건의 발생이 없다고 간

주한다면, 선미 구명정을 사용한 퇴선은 가능하다.

SSIV 연구에 의하여 FPSO 가스 추출 배관의 해저 격리 밸브의 필요성 조사를 수행하였다. 그리 고 이 배관에 SSIV의 설치는 SSIV 연구의 basis에 의하여 만들지 않아도 된다고 결론지었다. 가스 추출 라이저로부터의 누출률은 SSIV의 부재 시 비록 대형홀 및 최대 지름홀에서 60분 후에 매우 급격히 감소하더라도 60분 이상의 긴 지속시간을 갖는다. 위의 가스 추출 라이저에서의 해상 누출은 점화되면 제트 파이어를 발생시킨다. 이러한 화재는 60분 후에 FPSO 선체에 대한 충격을 줄 수 있고, 상승된 손상은 구조 결함 결과를 가져올 수도 있다. 계선 시스템의 불꽃 접촉의 가능성은 선체로부터 제공된 차단막과 거대한 분리 거리 때문에 무시 가능하다. 선체의 불꽃 접촉의 사고는 FPSO로부터의 퇴선을 적절한 방법으로 만들 수도 있다. 그러나 라이저 화재로부터 떨어진 FPSO 측면의 퇴로는 거주구역 내의 대피장소에 선원들이 도달하도록 남아있을 것이다. 가스 추출 라이저와 관련된 위치 및 거주구역 때문에 가스 추출 라이저 화재로부터 제트 파이어 접촉의 직접적인 가능성은 무시 가능하다. 가스 추출 라이저로부터 선미 구명정까지의 거리는 약 200m이며, 거주구역의 구조에 의해 차단되어 직접적인 접촉에 민감하지 않다. 그러므로 EER 시스템은 이러한 상황에도 적합하다고 할 수 있다.

가스 추출 라이저로부터의 아래의 해상 누출은 점화되면 해상 화재를 발생시킨다. SSIV 연구로부터 200m 깊이 또는 그보다 작은 깊이에서 대형 혹은 최대지름홀의 누출로부터 발생한 해상화재의 경우 FPSO 선체를 손상시킬 수도 있다. 위의 해상 라이저 누출과 관련하여, FPSO의 한쪽 퇴로는 이러한 화재에 손상되지 안전채로 남아 있어야 하며, 퇴선 수단에 직접적인 손상이 없어야 한다. 그러므로 선미 구명정을 이용한 퇴선이 가능하여야 한다.

가스 주입 라이저는 매우 높은 압력(401 bar)에서 작동한다. 그러나 라이저 비상정지밸브와 가스 주입 웰헤드 사이에 격리 설비가 가스 추출 라이저나 배관보다 훨씬 작게 하며, 격리된 누출의 지속시간은 대형 누출의 60분보다 상당히 짧게 만든다. 그러므로 EER 시스템의 가스 주입 라이저 누출의 결과는 일반적으로 가스 추출 라이저 누출에서 해석된 결과보다 훨씬 작다.

(3) 구조적 결함

구조적 고장 상태는 FPSO 의 보전에 다음을 포함하여 심각한 상태를 나타낸다.

- 평형수 시스템 고장
- 설계 하중 고장
- 악천후 시(바람/파도) 또는 지진 상태에서의 고장
- Anchorline 고장

대단히 중요한 평형수 시스템의 고장 상태는 무결함 또는 손상된 복원성 계산에 의하여 정의 된다. 유사하게 설계 상태 내의 구조적 결함 상태는 프로젝트의 이 단계에서 정의되도록 설계 외의 부분으로 남겨둔다. 이러한 고장 모드의 과도한 결과

는 그러나 하나 또는 여러 개의 화물 탱크 파손으로 인한 해역으로의 기름 유출과 복원성 손실을 고려한다.

FPSO의 거대한 크기 때문에 복원성의 손실은 예기치 못하게 즉각적으로 일어날 수 있으며, 이 때문에 필요하다면 인명은 구명정으로의 대피 및 퇴선 할 수 있다. 유사하게 원유의 방대한 유출은 즉각적인 점화는 동행하지 않으며 그러므로 인명이 집결 구역에 안전하게 도달하는 것이 가능하게 한다. 만일 점화가 일어나면 발생된 화재는 FPSO의 한쪽 측면을 밀폐시킬 개연성이 있다. 그쪽 측면의 퇴로는 복사열 또는 연기 때문에 이용이 불가능할 것이지만, 다른 측면의 퇴로는 손상되지 안전 채로 남아 있을 것이다. 화물 탱크의 파국적인 파열의 결과로써 선박의 양쪽의 원유 의 즉각적인 점화가 있을 경우에만, 일부 선원이 대피 장소에 도달하지 못할 것이다. 그러나 이러한 사고의 가능성은 극히 낮다. 자유 낙하식 전폐형의 모든 구명정은 해상에서의 화재로부터 달아날 수 있도록 장착되어 있다.

FPSO 계선 시스템은 단일 앵커라인의 고장을 고려하여 설계되어 있으며, 이러한 사고에 위험이 없도록 부착되어 있다. 다중의 앵커라인 고장은FPSO를 매우 멀리 이동시킬 것이며, 앵커라인 및 라이저에 과도한 스트레스를 남길 것이다. 이 시나리오는 전적으로 연구되도록 남겨져 있지만, 가장 심각한 환경하에서는 구명정에 의하여 퇴선하도록 고려되어 있다.

FPSO는 매우 강한 바람과 파랑 상태에서도 견디도록 설계되어 있다. FPSO의 구조기반은예기치 못한 사고의 결과로 극도로 나쁜 상태에 놓여 있더라도 성공적인 퇴선이 수행될 가능성의 필연성은 매우 낮다.

(4) 선박 충돌

선박 충돌 연구는 기본 설계 단계에서 위험도 분석의 일부로 수행되었다. 이 연구의 목적은 잠재적인 선체 충돌 FPSO 및 관련 시설에 얼마나 위협적인지를 결정하기 위함이었다. 이 연구의 결론은 다음과 같다.

- FPSO와 다른 선박이 지나갈 때의 위험은 선로의 원격조종, FPSO의 레이더 경고 시스템의 공급, 잠재적인 충돌 가능성을 피하기 위한 비상지원용 예인선의 사용(특히 선박의 이동을 포함) 등으로 낮다.
- FSSO와 대부분의 작업지원선(supply vessel) 충돌은 적은 충돌 속도 및 운동 에너지에서 발생하여 FPSO 에 최소한의 손상만을 야기한다. (즉, 펜더(Fender) 손상 또는 선체 외판의 작은 찌그러짐 등)
- FPSO의 라이저 및 플로라인과 작업지원선의 충돌이 일어날 가능성은 비록 적절한 펜더 등의 수단으로 보호되고 있더라도 이것들의 실패로 인해 존재한다.

만약 임박한 충돌에 대한 충분한 경고가 있다면, 공정 설비는 정지되고 인명은 가능한 퇴선 준비를 위하여 대피될 것이다. OIM은 만약 높은 에너지의 충돌이 예상되면 예방책으로 퇴선을 명령할 것이다.

라이저 고장의 경우를 제외하고, 충돌 후 FPSO로부터의 퇴선은 지속적인 침수를 가져오는 선체의 관통 등의 극도의 상황에만 필요하다. 지속적인 침수의 경우, FPSO의 선체의 구획은 질서정연한 퇴선이 수행되는 충분한 시간을 유지하는 부력을 보장하게 한다. 만약 화물 탱크 누출이나 해수면에서의 원유 화재는 FPSO의 한 쪽을 밀폐시킬 수 있고, 이로써 복사열이나 연기로부터 다른 쪽의 퇴로를 손상 받지 않게 할 수 있다. 선원은 해상화재의 노출로부터 견뎌내도록 설계된 FPSO의 전폐형 구명정으로 퇴선할 수 있다.

자. 결론 및 권고사항

LNG - FPSO의 대피, 탈출 및 구조 위험도 분석은 사망위험도 분석을 기반으로 하고 있다. 이 분석을 위해서는 광범위한 정보 수집과 결과 예측에 대한 다양한 요소에 대한 토론 및 그에 대한 심층적인 분석이 필요하다. 해양 플랫폼의 설계 단계에서 인명안전 분석을 위한 핵심적인 요소로 사고가 발생한 후에 발생할 수 있는 시나리오에 대한 위험도분석은 단계적으로 이루어지게 된다.

첫 번째 단계에서는 공간 및 시간에 대한 분석을 통해, 사고 상황을 결정하게 된다. 이러한 분석이 이루어지는 이유는, 즉각적인 재해 상황(Immediate fatalities)은 사고가 이루어진 시간 및 공간 상황에 따라서 천차만별로 이루어지기 때문이다. 예를 들자면, 사고가 발생했을 때에 개인이 초기 화재가 발생하는 근원지에 있다면, 사고의 초기 단계부터 심각한 위험도를 고려해야 한다. 사고 분석의 방법으로는 각 사건별 사건 수목 분석법이 사용되고, 이에 따른 시나리오 분석을 위한 모델링 작업도 병행하게 된다.

두 번째 단계에서는, 대피, 탈출, 수색 및 구조를 구분하여, 각 단계별 중점 진행사항 및 구성요소 분석을 하게 된다. 이는 아래와 같이 세 단계로 구분 할 수 있다.

- 대피 구역 단계(Mustering phase) - 이 단계에서는 TR(Temporary Refuse) 및 구명정 승선구역과 TS(Temporary Sheltering)에서 이루어지는 구성요소 및 분석이 이루어진다.
- 탈출 단계 - 이 단계에서는 첫 번째, 두 번째, 세 번째 등으로 구분된 탈출 방법의 구성요소 및 분석이 이루어진다.
- 구조 단계 - 이 단계에서는 생존자를 탈출 상황에서 구조해서 안전한 장소로 이동하는 구성요소 및 분석이 이루어진다.

때때로, 비상상황에서 새로운 단계가 추가 되는 경우가 있는데, 이는 부분적인 구성원만 해당하는 경우가 있고, 심각한 상황을 예방하기 위해서 추가 되는 경우가 있다. 추가적인 단계 또한 전체적인 평가가 이루어져야 한다. 모든 단계는 비상경보 발생으로부터 전체 인원이 안전한 장소로 완전히 대피했을 때까지의 상황을 분석하고, 평가해야 한다.

2. LNG-FPSO 선박충돌 위험도 분석 지침

가. 서론

선박충돌 위험도 분석이란 특정 해역에 설치 및 고정되어 있는 해상 플랫폼에 주변을 운항하는 선박 또는 접근하는 보급선 등이 충돌함으로써 발생할 수 있는 위험도를 정량적으로 평가하는 작업이다. 선박충돌 위험도는 Topside 공정의 위험도 보다는 해상 플랫폼의 구조적 안전성에 밀접한 관련이 있는 비공정 위험도의 하나이다. 이를 통해 인접 선박의 충돌에도 구조적 안전성을 충분히 확보할 수 있는 해양 플랜트의 설계를 개발할 수 있으며, 또한 그 결과는 선박 충돌에서 발생할 수 있는 인명피해 및 재산, 환경에 대한 위험도를 저감하기 위한 대안을 마련하는데 사용될 수 있다.

위험도 평가를 바탕으로 한 위험도 기반설계(Risk-based Design)는 목표기반 설계 또는 성능기반 설계라고 불리는데, 궁극적으로 안전에 관한 목표 (또는 허용 기준)를 설정해 두고 위험도를 평가하여 체계적인 절차에 따른 설계를 가능하게 한다.



그림 3-12-6 선박 충돌 사고 사례 (2004년 3월)

선박 충돌 위험도 분석 주요 목표는 다음과 같다.

- 잠재적인 선박 충돌 시나리오를 식별
- 선박 충돌 결과 및 충돌 에너지를 결정
- 설계 기준에 대한 충격 에너지를 평가
- 선박 충돌의 위험도 평가
- 선박 충돌 방지를 위해 권장 사항을 확인하고 충돌사고를 줄이기 위함

본 지침서는, LNG-FPSO 주변을 운항하는 선박, 원유 또는 LNG등을 운송하기 위해 접근하는 탱커선 그리고 각종 물자 등을 제공하는 보급선에 의해 발생 가능한 충돌 사고의 위험도를 분석하기 위한 절차와 방법론을 기술하고 있다. LNG-FPSO 주변 해역에 부유하는 기타 물체 및 시설 등에 의한 충돌 사고는 본 지침서에서 고려하지 않는다.

나. 용어

- ALARP As Low As Reasonably Practicable
- ETA Event Tree Analysis
- FEED Front-End Engineering & Design
- FMECA Failure Mode, Effects and Criticality Analysis
- FTA Fault Tree Analysis
- HAZID Hazard Identification
- OGP Oil and Gas Producers
- OREDA Offshore Reliability Data
- QRA Quantitative Risk Assessment

다. 충돌 위험도 분석 절차

(1) 충돌 위험도 분석 접근법

충돌 위험도 분석을 위한 절차는 다음과 같다.

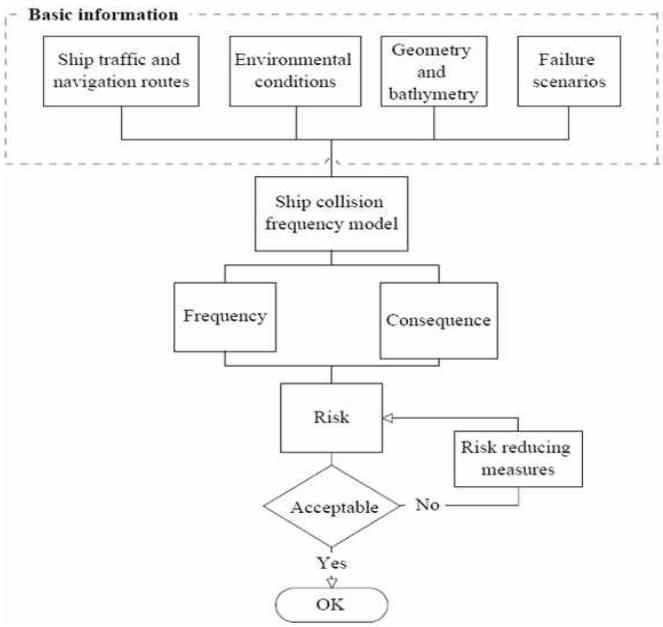


그림 3-12-7 충돌 위험도 분석 절차

(2) 위험요소식별

위험요소식별 (Hazard Identification 또는 HAZID)은 잠재된 위험요소를 탐색하고 식별하는 작업이다. 위험도를 자세하게 분석하는 것보다 잠재된 위험요소를 누락 없이 찾아내는 것이 이 단계의 중요한 임무가 된다. 인접하여 운항하거나 보급을 위하여 접근하는 선박의 상황을 고려하여, 선박 충돌 위험도 분석에서 고려해야 할 필요성이 있는 위험요소들을 관련 전문가들과 논의하고 구체적으로 식별한다.

(3) 충돌 확률 분석

해상 플랫폼 주위의 항해 경로, 환경적 요인(바람, 파도, 수심, 조류) 등을 고려하여 충돌 가능한 선박 및 충돌 시나리오를 정의하고, 관련 충돌 빈도수 또는 충돌 확률을 분석한다. 이를 위하여 아래 그림과 같은traffic route sketch를 활용할 수 있다.

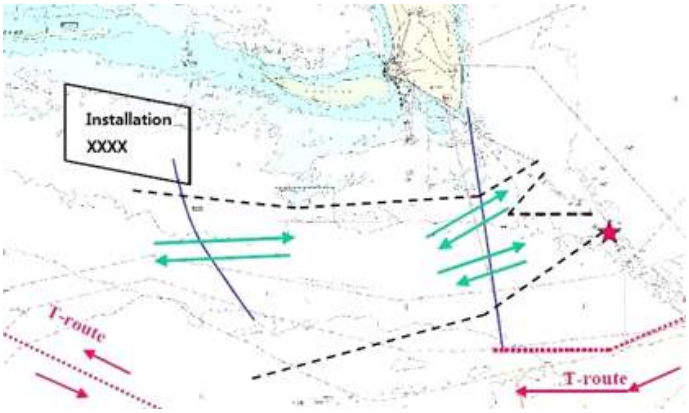


그림 3-12-8 Traffic route sketch 예시

(4) 충돌 결과 분석

해상 플랫폼 주변을 운항하는 선박이나 접근하는 보급선과 같이 충돌 가능성이 비교적 높은 특정 선박에 대하여 충돌에너지를 결정하여야 하는데, 일반적으로 항로 관련 자료와 보급선 등의 각 상황 별 중량과 속도를 정하여 충돌에너지를 계산한다.

(5) 충돌 위험도 평가

위험도 평가는 사고의 빈도와 피해규모를 고려하여, 얼마나 심각한 위험도 인지를 정량화하고 그 허용 가능 여부를 판단하는 작업이다. 충돌 확률(빈도)과 충돌 결과(피해규모)를 이용하여 정량적인 위험도를 산출할 수 있고, 이를 초기에 정의된 위험도 허용기준과 비교, 평가한다. 위험도가 허용 불가능한 수준으로 높은 경우에는, 일반적으로 해상 플랫폼의 구조설계를 적절히 보강하여 충돌 위험도를 충분히 감소시키는 방안을 적용하고 있다.

라. 충돌 가능한 선박에 대한 조사

해상플랫폼 구조물과 인접 선박의 충돌 관련하여 두 가지 형태가 고려될 수 있다

(1) 해상플랫폼 주변 통행 선박

해상 플랫폼 주변을 운항하는 각종 선박이 고려되어야 한다. 이러한 선박에 의한 충돌은 해당 해상 플랫폼의 운용과 직접적인 관련이 없는, 즉 직접적으로 접근하지 안는 일반 상선, 어선, 해군 함정 등과 같은 다양한 선박들을 고려한다.

일반 상선

일반 상선의 경우는 다음과 같은 이유로 가장 큰 위험요소를 가지고 있다.

- 선박이 일반적으로 대형선이고, 항해속도가 작지 안아 충돌 시의 충돌 에너지가 큼
- 항로가 특정 항구 주변과 같은 일부 지역에 매우 밀집되는 경우가 많음

해군 함정

함정의 경우는 아래와 같은 이유로 충돌 위험요소 판단에서 제외 되는 것이 보편적이며, 본 연구에서도 함정에 대한 고려는 배제하였다.

- 다른 선박에 비해 현존하는 척수가 현저히 적음
- 선박의 특성상 통제불능 상태에 이르는 확률이 적음
- 항해 전반적인 부분에 걸쳐 우수한 기술과 장비 및 선박 제어 능력을 가지고 있음
- 선원의 업무 수행 능력이 우수하고 능숙함
- 함정의 항로 내에 존재하는 해상 플랫폼을 간과하거나 실수할 확률이 낮음

어선

어선은 규모가 큰 선박부터 작은 선박까지 다양하며, 이는 크게 두 가지 그룹으로 분류된다.

- 해안 지역의 어선
- 조업 지역의 어선

조업 지역에서의 어선에 대하여는 조업 작업 중 수행되는 선박 운용 형태가 다양하고 복잡하지만, 일반적으로 조업 중에는 선수방향으로 직행을 하지 않고, 그 속도 또한 낮은 특성을 가지고 있다. 어선에 의한 충돌의 경우, 일반적으로 해상 플랫폼의 구조물에 치명적인 위험을 줄 정도로 그 규모가 크지 안다. 보편적으로 큰 어선의 경우 1000톤 정도가 되며, 이는 보급선 등이 표류 상태에서 충돌하는 에너지 수준 정도에 해당할 수 있다. 본 연구에서는 어선에 대한 고려는 제외하였다.

(2) 해상 플랫폼에 접근하는 선박

해상 플랫폼에 접근하는 선박이라 함은, 해상 플랫폼의 운용 지원 및 화물 적하역을 목적으로 직접적으로 접촉하는 각종 보급선, 대기 선박, 유조선, LNG선 등을 의미한다.

보급선

해상 플랫폼에 각종 장비 및 물자를 공급하는 선박으로써, 보급선의 접근 빈도와 선박 중량은 해당 해상 플랫폼의 실제 운용 상황에 맞게 설정되어야 한다. (예를 들어 주당 1~2회 정도의 빈도로 접근하며 중량은 7000톤으로 가정) 일반적으로 상당히 재는 접촉을 시도하는 보급선의 충돌 가능성을 고려하여 각종 보호 장치가 해상 플랫폼 주위에 설치되고 있다. (예로써, risers, pump caisson, moorings의 보호를 위한 protective fender설치)

기타 선박

기타 접근 선박으로써, 원유 및 LNG등의 화물 적하역을 위한 각종 탱커선, 작업선, 쾌속 구조정 등을 다양하게 고려할 있다. 그러나, 이들은 접근 빈도 측면에서 중요성이 상대적으로 적다고 볼 수 있으며, 일반적으로 보급선을 위주로 충돌 위험도를 분석하고 있다.

(3) 충돌 시 엔진 작동 상태에 의한 분류

엔진 작동 중의 충돌이란, 충돌하는 선박의 엔진이 충돌 당시에 작동하고 있는 경우를 의미한다. 이러한 충돌은 의도되지 안전 사고라 간주될 수 있으며, 해상 플랫폼으로의 접근 시에 접근 속도를 적절히 감속시키는 일련의 작업이 실패한 경우라고 가정할 수 있다. 엔진이 멈춘 표류 상태에서의 충돌이란, 파도, 조류, 바람 등과 같은 환경적인 요소의 영향으로 표류 상태인 선박이 해상 플랫폼에 충돌하는 경우를 의미한다. 이러한 충돌은 위에 언급된 접근하는 선박과 관련하여 일어나기도 하지만, 단순 통행하는 선박의 엔진 정지와 같은 사고로 인해 발생하기도 한다.

마. 충돌 확률 분석

(1) 접근 선박의 확률 분석 - 보급선

해상플랫폼에는 자주 접근하는 보급선의 안전한 접촉을 위하여 특정 구역, 즉 berthing area가 지정되어 있다. 보급선에 의한 충돌 사고는 주로 이 구역에서 발생하며, 해당 확률은 지난 수십 년간 조사된 사고 통계로부터 추산될 수 있다. 다음 표는 영국정부(UK HSE)에서 제공하는 충돌확률 자료로써, 1980년~2005년 동안 FPSO에 대한 사고통계에 의하면 전체 충돌확률은 대략 연간 8.9×10^{-2} 정도가 된다.

표 3-12-7 접근 선박의 충돌 확률

Type of Vessel	Visiting Frequency (per year)	Percentage	Collision Frequency (per year)
Supply Vessel	104	36.5	3.20E-02
Methanol Tanker	4	1.4	1.30E-03
Offloading Tanker(1)	59	20.6	1.80E-02
Offloading Tanker(2)	7	2.5	2.20E-03
Offloading Tanker(3)	7	2.5	2.20E-03
Fast Crew Boat	104	36.5	3.20E-02
Total	285	100%	8.90E-02

접근하는 선박의 충돌 확률을 “정박/작업/표류”와 같은 세 가지로 분류하면 아래 표와 같다.

표 3-12-8 접근 선박의 충돌 확률(정박/작업/표류)

Vessel	Probability
On arrival	5%
Maneuvering	20%
Drifting	75%

표 3-12-9 접근 선박의 충돌 확률(정박/작업/표류)

Type of Vessel	On Arrival Frequency (per year)	Maneuvering Frequency (per year)	Drifting Frequency (per year)	Total Frequency (per year)
Supply Vessel	1.6E-03	6.4E-03	2.4E-02	3.20E-02
Methanol Tanker	2.6E-04	5.2E-04	-	1.30E-03
Offloading tanker(1)	3.6E-04	1.44E-03	-	1.80E-02
Offloading tanker(2)	4.4E-05	1.76E-04	-	2.20E-03
Offloading Tanker(3)	4.4E-05	1.76E-04	-	2.20E-03
Fast Crew Boat	1.6E-03	6.4E-03	2.4E-02	3.20E-02

선박의 충돌 에너지 레벨은 운동 에너지 식으로부터 산출될 수 있다. 이 때 충돌 에너지는 속도의 제곱에 비례하기 때문에 가정된 충돌 속도에 따라 에너지 레벨이 민감하게 반응하므로, 충돌 속도의 가정이 매우 중요하다. 선박의 작업 시와 표류 시의 충돌 속도 가정은 아래 표와 같이 기술될 수 있다.

표 3-12-10 선박 작업 시 충돌속도 가정 예

Speed Range(knots)	Mean Speed(m/s)	Fraction of Incidents
0 - 1	0.3	27
1 - 2	0.8	26
2 - 3	1.3	13
3 - 4	1.8	7
4 - 5	2.3	20
5 - 6	2.8	7

표 3-12-11 선박 표류 시 충돌속도 가정 예

Speed Range(knots)	Mean Speed(m/s)	Fraction of Incidents
0 - 2.5	0.3	27
2.5 - 5.0	0.8	26
5.0 - 7.5	1.3	13
7.5 - 10.0	1.8	7
10.0 - 12.5	2.3	20
> 12.5	2.8	7

(2) 주변 운항 선박의 확률 분석

해상 플랫폼 주위를 통행하는 개별 선박에 대해서는 다음의 식을 이용하여 충돌 확률을 추산할 수 있다. 아래 식 중P1 , P2 , P3는 다음 표와 같은 참고자료의 정보를 이용할 수 있다.

$$F_{CP} = N \times F_d \times P_1 \times P_2 \times P_3$$

F_{CP} = 운항중인 선박의 충돌 확률(년)

N = 해당 항로의 전체 통행량(선박 이동/년)

F_d = 해상 플랫폼을 향하는 항로의 영역에 있는 선박의 비율

P1 = 관측 부주의가 발생할 확률

P2 = 관측 부주의가 발생할 확률

P3 = 해상 플랫폼이 충돌전 경고를 받는데 실패할 확률

표 3-12-12 P1, P2, P3 참고자료(DNV, “Internal CMPT Guide, Rev 1)

Vessel Displacement (kilo tones)	P1	P1 P2	P1 P2 P3
< 5	0.1	9.1E-03	9.1E-04
5 - 15	0.1	9.1E-03	9.1E-04
15 -40	0.1	9.1E-03	9.1E-04
40 - 100	0.05	4.8E-03	2.4E-04
>= 100	0.05	4.8E-03	2.4E-04

바. 충돌 결과 분석

해상플랫폼에 충돌하는 선박의 충돌 에너지는 충돌 직전의 선박이 가지는 운동에너지와 같다. 이 충돌 에너지는 다음의 운동 에너지 식을 이용하여 산출할 수 있다

$$E = \frac{1}{2}\frac{M}{1000}kV^2$$

E : 충돌에너지 (MJ)
M : 질량 (tones)
V : 속도 (m/s)
K : 부가질량계수
K = 1.1 (선수미 방향의 충돌 & 엔진 작동 상태)
K = 1.4 (선박 측면으로 충돌 & 엔진 미작동 상태)

(1) 충돌 에너지 계산 예

예를 들어, 7,000 톤의 중량과 2 m/s 의 속도로 접근하는 보급선의 경우에 발생하는 충돌 에너지는 다음과 같이 산출될 수 있다.

- 선수미 방향의 충돌 시: E = 0.5 x (7000/1000) x 1.1 x 22 = 15.4MJ
- 선박 측면으로 충돌 시: E = 0.5 x (7000/1000) x 1.4 x 22 = 19.6MJ

보다 구체적으로, 상기 예를 든 보급선에 대하여 정박, 작업, 표류의 세 가지 경우로 나누어 각각의 접근 속도에 대한 충돌 에너지를 계산하면 아래 표와 같이 정리할 수 있다.

표 3-12-13 정박 및 작업 시 충돌 에너지 산출 예

	정박 시 충돌에너지	작업 시 충돌 에너지(MJ)					
		0.3 m/s	0.8 m/s	1.3 m/s	1.8 m/s	2.3 m/s	2.8 m/s
보급선	87.5	0.32	2.2	5.9	11.3	18.5	27.4

표 3-12-14 표류 시 충돌 에너지 산출 예

	표류 시 충돌 에너지(MJ)					
	0.3 m/s	0.4 m/s	0.5 m/s	0.6 m/s	0.8 m/s	1.2 m/s
보급선	0.1	0.2	0.3	0.5	0.8	1.9

(2) 충돌 에너지를 적용한 해상 플랫폼 구조물 안전성 평가 해석 예

해상 플랫폼 주변을 운항하는 선박이나 접근하는 보급선 등의 충돌에 대한 가상 시나리오를 작성하여 3차원 시뮬레이션 해석이 가능하다. 해석을 통하여 해상 플랫

폼 구조부재에 대한 구조안전성 평가를 하게 된다. 이를 통해 인접 선박의 충돌에 대하여 구조적 안전성을 충분히 확보할 수 있는 해상 플랫폼의 구조설계 개발을 수행할 수 있다.

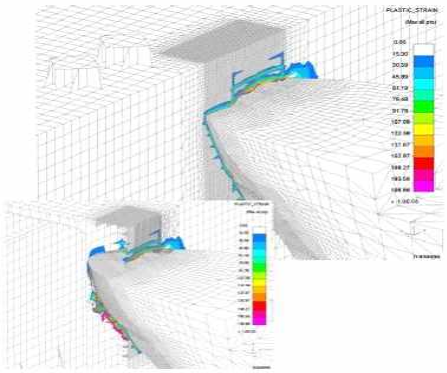


그림 3-12-9 보급선과 FPSO 외판의 충돌해석 예

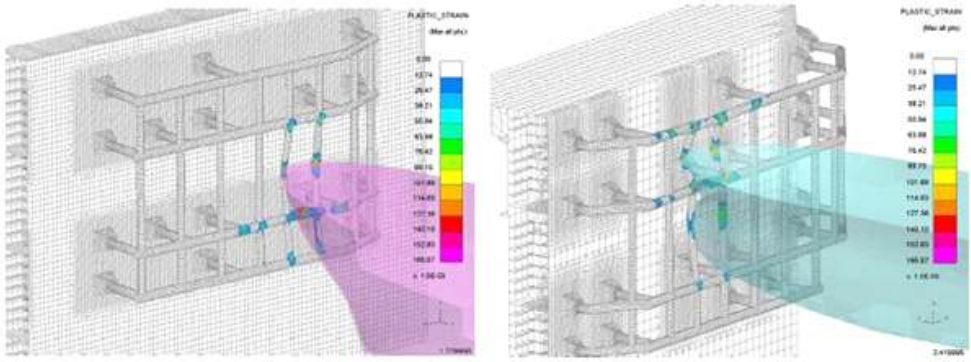


그림 3-12-10 보급선(좌) 및 유조선(우)과 FPSO 프로텍터의 충돌해석 예

사. 선박 충돌 위험도 평가

위험도 평가란 사고의 빈도와 피해규모를 고려하여, 얼마나 심각한 위험인지 정량화하는 작업이며, 다음과 같이 정의할 수 있다.

- 위험도(Risk) = 사고빈도(Frequency) x 피해규모(Consequence)

위험도 평가 작업은 두 요소인 사고빈도와 피해규모 추산으로 나누어진다. 피해규모는 정량화가 비교적 쉬운 편이다. 즉, 각종 시뮬레이션 및 해석 프로그램 등을 이용하거나 과거 경험에 의지하여 신뢰성 있는 수준으로 추산 가능하다. 하지만, 사고빈도는 예측하기 어려운 경우가 많다. 따라서 이러한 경우에는 대개 과거의 경험치 또는 통계자료를 이용하고 있다.

(1) 충돌 에너지 기준

충돌 에너지의 기준은 다루어지는 해상 플랫폼에 따라 다를 수 있지만, 아래와

같은 충돌 에너지 기준을 적용할 수 있다. 해당 에너지에 따라 위험도 매트릭스 카테고리를 분류하게 된다.

표 3-12-15 충돌 에너지 기준 예

Energy Band (Bow/Stern)	Energy Band (Side)	Description	Risk Matrix Categories
< 7 MJ	< 9 MJ	No damage, operations not interrupted and immediate repair not required.	Minor
> 7 MJ	> 9 MJ	Significant damage and no leak.	Significant
< 80 MJ	< 40 MJ	No cargo tank failure. Major asset damage	Major
> 80 MJ	> 40 MJ	Cargo tank failure and resultant fire. Catastrophic asset damage.	Catastrophic

(2) 위험도 매트릭스

사고의 위험도 수준을 고려하여 안전설계 반영 여부를 결정하는 평가기준이다.

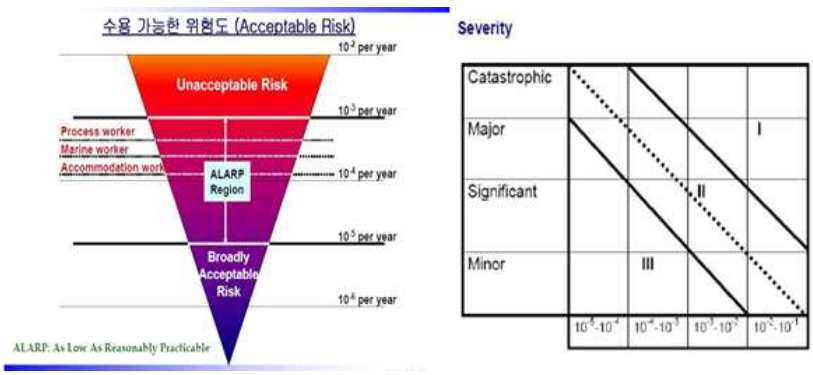


그림 3-12-11 위험도 삼각형 및 위험도 매트릭스 예

상기 그림에 표현되어 있는 위험도 매트릭스 예에서는, 세 가지 영역으로 위험도 수준을 구분하고 평가하고 있다. 각 영역에 대한 설명은 다음과 같다.

- Zone I: 고 위험도 영역. 위험도가 너무 높아 허용할 수 없는 수준이다.
- Zone II: 중 위험도 영역을 흔히 ALARP (As Low As Reasonably Practicable)영역이라고 한다. 글자 그대로, 논리적으로 실행 가능한 최소 위험도가 되도록 한다는 뜻이다. 기본적으로 위험도가 허용 가능한 수준이지만, 가능한 합리적인 수단을 통하여 추가적인 위험도 저감을 고려해야 한다.
- Zone III: 저 위험도 영역은 받아들일 수 있는 수준(Acceptance Level)보다 낮은 위험도를 말한다. 위험요소가 존재하는 한 위험도를 0으로 만들기는 불가능하다. 위험도를 0으로 만드는 방법은 위험요소 자체를 없애버리는 것 인이데, 이는 경제적 이득이나 편리를 얻고자 하는 대상 자체를 없애는 비정상적 상황이 된다.

(3) 보급선 충돌 위험도 평가 예

보급선의 정박 시 충돌 에너지가 25.4 MJ 로 가정하자. 정박 시 5%, 작업 시 20%, 표류 시 75%로 분류할 때, 정박 시의 충돌 확률은 $1.6x10^{-3}$(년) 이 되며, 작업 시의 충돌 확률은 $6.4x10^{-3}$(년), 표류 시에는 $2.4x10^{-2}$(년)이 된다. 이러한 충돌 확률과, 각각의 충돌 시나리오에 대한 충돌 해석 결과를 조합하면 최종적인 위험도 수준을 산출할 수 있으며, 이들을 위험도 매트릭스 상에 도시하면 아래 그림의 예와 같이 나타낼 수 있다.

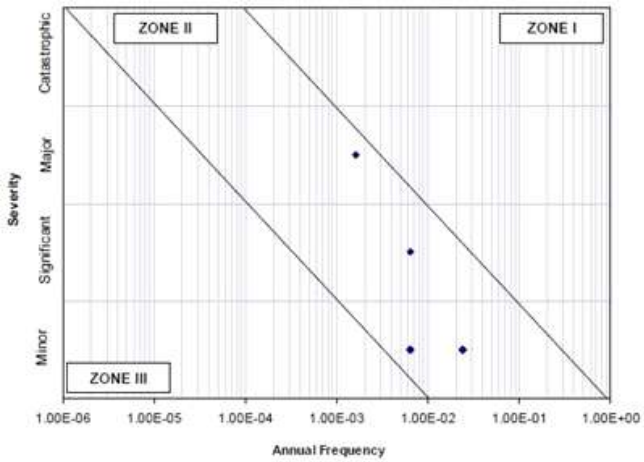


그림 3-12-12 해상 플랫폼에 대한 보급선의 충돌 위험도 결과 예

위 그림의 충돌 위험도 결과에서 보면, 해상 플랫폼에 대한 보급선의 충돌 위험도는 Zone ll (ALARP) 영역에 해당함을 알 수 있다. 따라서, 산출된 선박 충돌 위험도는 기본적으로 허용 가능한 수준이기는 하나, 보다 안전성을 높이기 위하여 합리적이고 경제적인 추가 설계 개선 방안을 고민할 필요가 있다고 볼 수 있다.

3. LNG-FPSO 낙하물 위험도 분석 지침

가. 서론

해양플랜트의 경우, 작업을 위해 많은 장비들이 크레인으로 이송되고, 보급선(Supply vessel)으로부터 정기적으로 장비 및 필수품이 이송되어야 하며, 이러한 크레인 작업 시에는 항상 낙하물의 위험에 노출되어 있다고 볼 수 있다. 또한, 좁은 공간에 많은 장비가 설치되어 있어서, 중요한 장비 또는 파이프라인에 낙하물이 떨어질 경우 큰 피해를 야기시킬 수 있다. 이러한 이유로 해양플랜트의 경우 낙하물의 위험도 분석이 설계 단계에서 필수적으로 수행된다. 낙하물 위험도 분석이란 정량적 위험도 평가(QRA: Quantitative Risk Assessment)의 한 부분으로써 낙하물과

관련된 위험요소를 정의하고, 위험도를 평가한 후 위험도를 허용 가능한 범위까지 낮추는 일련의 작업이다. 해양플랜트의 낙하물 위험도 분석의 수행 절차는 다음과 같다.

- 보급선으로부터 이송되거나 플랫폼을 가로지르는 화물의 수와 양 정의
- 위험한 이송 작동(작업)과 낙하와 흔들림의 위험에 노출된 지역의 정의
- 정의된 낙하 시나리오에 잠재한 사고 결과 검토(공정장비, 배관, 심해 파이프라인에 피해를 줄 수 있는 시나리오)
- 낙하물에 의한Topside 장비와 심해 장비의 위험도 평가
- 낙하물에 의한 위험도를 낮추기 위한 요소 정의(예: Layout 변경, 화물 무게 제한, 파이프라인 주위에 충격완화를 위한 메트리스 설치)
- 낙하물 위험도 분석 결과를QRA에 제공

낙하의 위험을 내포하고 있는 화물은 다음과 같이 세 가지로 분류 할 수 있다

- 승선원들의 생활과 작업을 위해 매일 사용되는 소모품
  - ✓ 음식(건조식품, 냉동식품, 신선한 재료)
  - ✓ 소모품(디젤 오일, 등유, 화학약품, 메탄올, 유압오일, 신선한 물)
  - ✓ 유지보수를 위한 필요한 여러 가지 종류의 예비 부품
- 검사, 유지보수, 수리를 위해 필요한 큰 장비들
- 사람(경우에 따라서 작업자나 부상을 당한 사람이 크레인을 통하여 이송 될 수 있다.)

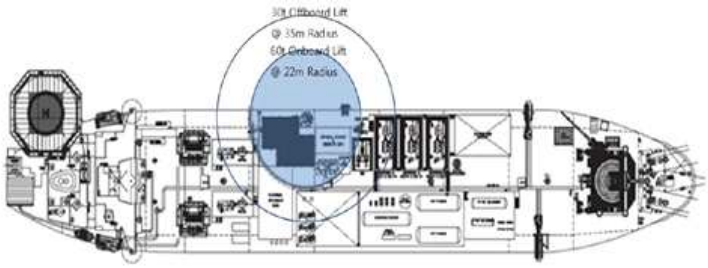


그림 3-12-13 Working radius of the pedestal crane

해양플랜트의 크레인은 주로 보급선에서 해양플랜트로, 아니면 무거운 장비가 플랫폼 내에서 위치를 변경할 때 사용된다. 해양플랜트 크레인의 기능을 정리하면 다음과 같다.

- 보급선으로부터 화물을 이송
- 어떠한 해상 조건에서도 음식, 생명유지 물품 이송
- 심각한 해상 조건에서도 주요 예비 부품 및 장비 이송
- 어떠한 해상 조건에서도 한 구역에서 다른 구역으로 음식 수송
- 작업자 등의 사람 수송

해양플랜트에서는 유지보수를 목적으로 한 화물 이송을 위해 크레인뿐만 아니라 다른 장비들도 사용될 수 있다(승강기, 모노레일, 트레일러, Elephant crane, Fork-lift truck 등).

나. 용어

- ALARP As Low As Reasonably Practicable
- BOP Blow-out Preventer
- CBV Cost-benefit Value
- ETA Event Tree Analysis
- FEED Front-End Engineering & Design
- FMECA Failure Mode, Effects and Criticality Analysis
- HAZID Hazard Identification
- HAZOP Hazard & Operability
- OGP Oil and Gas Producers
- OREDA Offshore Reliability Data
- P&ID Process and Instruments Diagram
- PFD Probability of Failure on Demand
- PSV Platform Supply Vessel
- PLEM Pipeline End Manifold
- QRA Quantitative Risk Assessment

다. 낙하물 위험도 분석 절차

(1) 낙하물 위험도 분석 개요

일반적으로 위험도는 빈도 (Frequency)와 결과 (Consequence)의 조합이므로, 크게 빈도와 결과를 추산하는 방법으로 나눌 수 있다. 위험도 분석은 먼저 위험요소를 정의하고, 정의된 위험요소가 사고로 이어지는 시나리오를 구성한다. 구성된 시나리오에 따른 빈도와 결과를 추산하고, 심각성에 따른 수준을 설정한 후 위험도를 계산한다. 계산된 위험도가 허용 수준 이상으로 높으면 빈도와 결과를 수정하고, 이를 허용 수준 이하가 되도록 반복한다. 아래의 그림은 해양플랜트에 적용되고 있는 일반적인 위험도분석의 이론이다.

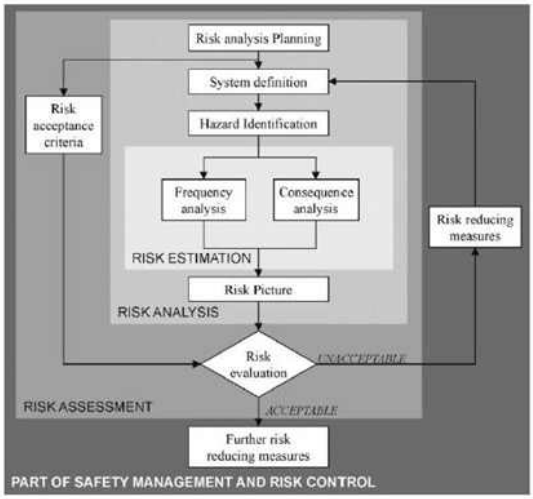


그림 3-12-14 일반적인 위험도 평가 방법(NORSOK, 1998)

LNG-FPSO에 대한 낙하물 위험도 분석 작업은 FPSO 상부구조물(Topside)로의 낙하 위험도(On-board risk)와 해저(Into the sea)로의 낙하 위험도(Over-board risk)로 나누어 수행될 수 있다. 본 지침서에서는 이와 관련된 위험도 평가 절차 및 방법론에 대하여 기술하였다. 다음 표는, 일반적으로 사용되는, 낙하물 위험도 분석을 위하여 필요한 자료와 수행 내용 및 결과를 간략하게 요약하여 표로 나타내었다.

표 3-12-16 낙하물 분석에 필요한 자료, 수행 내용 및 결과물 요약

분석 필요 자료	• 크레인 사고 기록 자료(OREDA, WOAD) • 화물운영 자료(이송 일정, 화물 수, 무게, 이송 철학) • 크레인의 용량과 운영 자료(크레인의 반경과 속도에 따라 크레인에 작용하는 부하) • 플랫폼의Layout과 크레인 이송 경로
분석 수행	다음의 작업들이 분석을 위해 수행된다. • 크레인에 의한 낙하 부하의 확률과 빈도 • 플랫폼이나 해저에 낙하물의 영향을 미칠 확률과 빈도 • 목표 대상에 떨어질 때의 충격 에너지(Impact energy) • 충격 에너지(Impact energy)와 충격 빈도와의 관계 • 위험도 평가
분석 결과물	▪ 크레인 사고로 인한 위험도 평가는 다음을 보고하기 위함이다. ▪ 크레인 사고로 인한 낙하 부하의 확률과 빈도는 크레인 사고자료, 크레인 운영자료, 화물운영 일정을 이용하여 계산한다. ▪ 낙하하는 장소에 따른 확률은 크레인 사고로 인한 기록 자료로부터 구한다. 이 자료를 이용하여 플랫폼과 해저, 보급선으로 낙하하는 빈도를 구할 수 있다. ▪ 목표 대상에 떨어질 영향 빈도는 장소에 따른 낙하 빈도와 영향을 미칠 확률을 곱함으로써 구하여 진이다. ▪ 플랫폼과 해저로 떨어지는 충격 에너지는 각각 화물의 무게와 영향분포자료를 이용하여 구한다. ▪ 계산된 충격 빈도와 충격 에너지는 큰 충격 에너지로 재 정리되고, 누적 빈도가 가장 큰 충격 에너지와 목표 대상의 충격 에너지 사이에서 관찰된다.

(2) 낙하물 위험도 분석 절차

낙하물 위험도 분석은 크레인, 모노레일, 승강기, 트레일러 등을 이용하여 화물을 정기적으로 이송할 때 낙하물의 위험도를 평가하기 위함이다. 낙하물의 위험도 분석의 절차는 아래의 그림과 같이 정리될 수 있다.

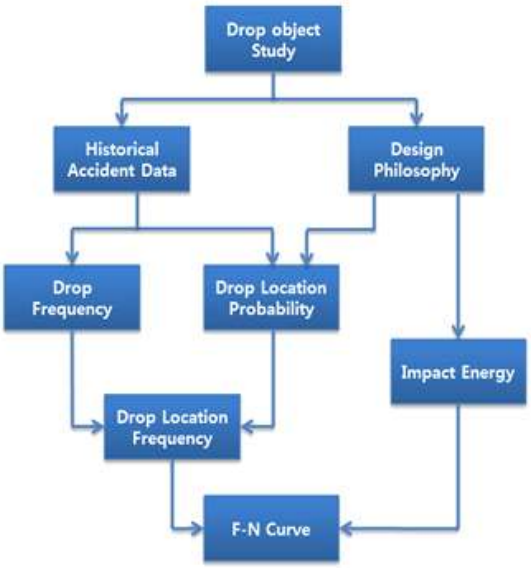


그림 3-12-15 낙하물 위험도 분석 절차

낙하물의 위험도 분석도 일반적인 위험도 분석과 마찬가지로 빈도와 결과로 나누어서 진행된다. 빈도는 크레인의 사고 자료와 플랫폼의 Layout을 이용하여 추산하고, 결과는 크레인 운영자료와 화물자료를 이용하여 추산한다. 빈도와 결과를 조합하여F-N Curve를 나타내어 위험도의 수준을 나타낸다. 아래 그림은 HIRI와 EEUK에 의해서 수행된 F-N curve를 예로 보여주고 있다.

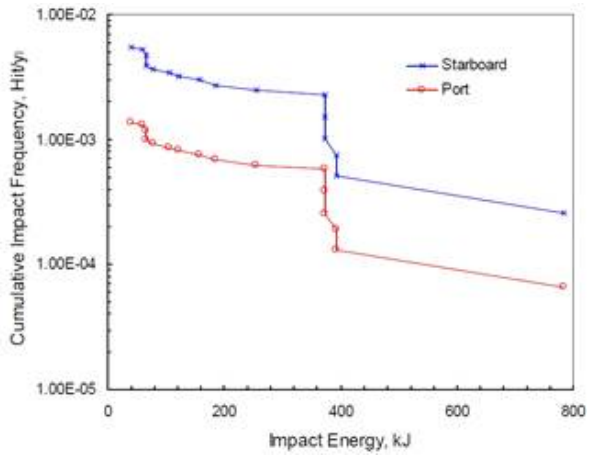


그림 3-12-16 F-N curve of port and starboard platform area by HIRI

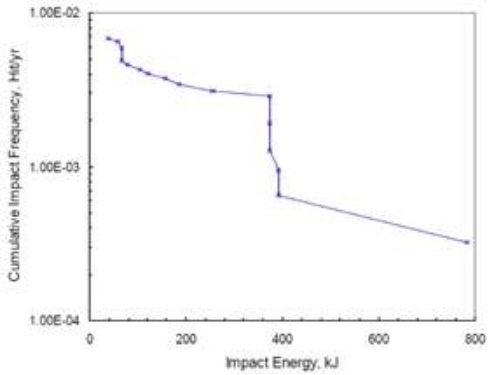


그림 3-12-17 F-N curve of overall platform area by HIRI

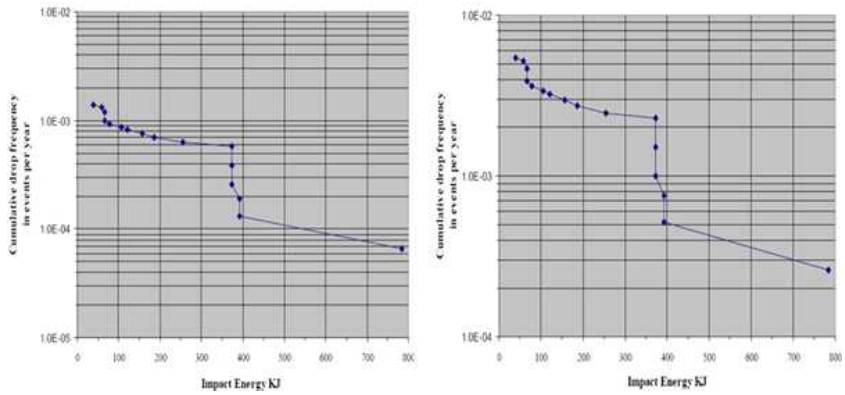


그림 3-12-18 F-N curve of port & starboard platform by EEUK

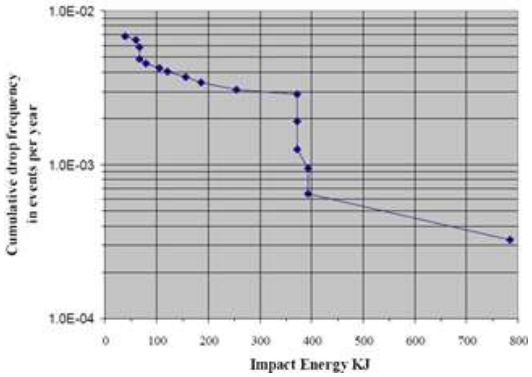


그림 3-12-19 F-N curve of overall platform area by EEUK

낙하물의 기록은 연간 플랫폼에서 발생한 빈도, 연간 크레인에서 발생한 빈도에 대한 자료를 주기에는 충분하다. 하지만, 경우에 따라서는 QRA에 유용한 이송당 발생빈도를 구하기 위해서 추가적인 평가가 필요하다. 낙하물이 인명과 관련된 장비를 손상시킬 확률은 impact energy를 통해서 추산되어 진이다. Impact energy는 들어올려지는 화물의 양, 적절한 낙하 높이, 보호 구역(Deck)의 설계된 충격 저항을 고려하여 구한다. 낙하물 위험도 분석 작업 시에는 확률과 빈도의 개념에 주의가

필요하다. 확률은 특정한 곳에 화물이 떨어지는 사건의 발생빈도이고, 반면 빈도는 운영 기간 동안 낙하사고가 일어난 수를 나타낸다. 낙하사고의 확률과 빈도는 아래의 자료를 이용하여 추측한다.

- 크레인 사고 기록 자료(λ)
- 크레인 운영 자료(PDrop)
- 화물 운영 일정(FLift, PCU, FDrop, /yr)

낙하물이 목표대상에 떨어질 확률은 크레인의 분포와 전체 공간에서 목표 공간이 차지하는 부분을 고려하여 추측한다. 필요하면, 확률은 impact energy와 명백하게 계산된다. 낙하물이 목표 대상에 떨어져 영향을 줄 빈도는 영향을 줄 확률에 의한 지역의존 빈도를 곱함으로써 구해진다. 낙하물은 주요 장비나 시설물에 영향을 준다. Impact energy는 두 종류로 구분할 수 있다. 플랫폼으로 떨어지는 경우와 해저로 떨어지는 경우이다. 플랫폼으로 떨어지는 경우 자유 낙하에 의한 위치에너지를 이용하여 계산할 수 있고, 해저로 떨어지는 경우 최종 속도에 의한 운동에너지로부터 계산할 수 있다. 물속으로 떨어지므로 질량에 부가질량(Added mass)을 포함하여 계산하여야 한다. 낙하물 위험도 분석 작업에서는 최종적으로 impact energy와 누적 영향 빈도를 고려한 F-N Curve를 구한다. 누적 영향 빈도는 작은 하중에 의한 빈도도 포함한다. 낙하물 위험도 분석을 수행하기 위해서는 아래의 자료들이 요구된다.

- 크레인의 용량(최대 하중에 따른 크레인 반경, 크레인 속도, 들어올린, 이송 내려놓음에 관한 자료)
- 크레인 경로에 따른 플랫폼의 Layout
- 화물 운영 자료(이송 일정, 이송될 화물의 수와 무게, 이송 절차, 화물 운영 문서)

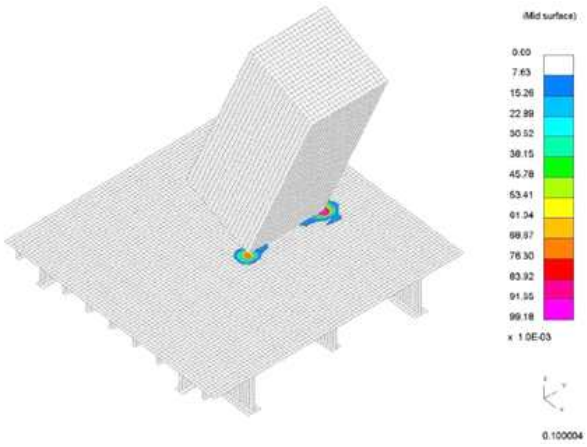


그림 3-12-20 Overall plastic strain plot of main lay-down

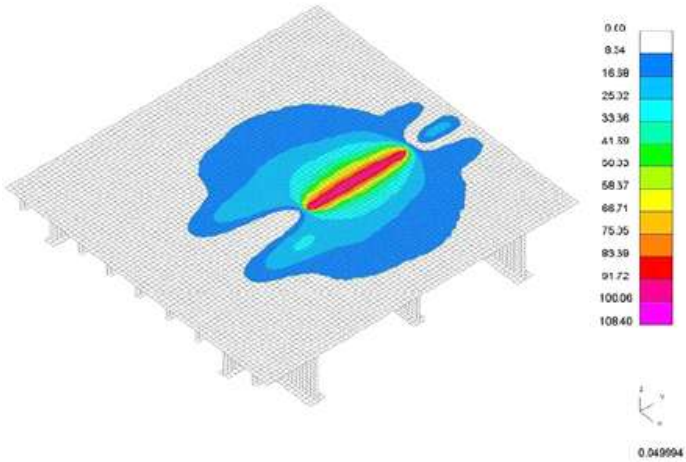


그림 3-12-21 Displacement plot of main lay-down

낙하물에 의한 구조물의 손상은 또 하나의 심각한 문제이다. 낙하물에 의한 구조물의 영향을 정밀하게 분석하기 위하여 일반적으로 유한요소를 이용한 비선형구조해석을 수행하고 있다. 아래 그림에서는 화물이 거주 지역이나 Lay-down 지역에 떨어지는 경우에, FPSO 구조물에 나타나는 영향을 분석하기 위하여 수행한 구조해석 결과를 보여 주고 있다. 이 분석의 목적은 낙하나 흔들림에 의한 사고 하중이 거주 지역이나 Lay-down 지역의 구조물에 영향을 미칠 때, 평평한 수평 구조물이 적절히 견딜 수 있는 지 여부를 검증하기 위함이다.

낙하물 위험도 분석에는 보통 아래와 같은 가정들(아래는 주요 가정들에 대한 예시를 보여주고 있음)이 적용된다. 이러한 가정들은 위험도 분석을 수행하기 전 반드시 발주처 또는 선주로부터 확인을 받아야 한다.

크레인

크레인은 연속적으로 사용 가능하다. 해양플랫폼으로 접근하는 보급선의 접근 허용 각도를 기준으로 크레인의 사용이 허용된다. 보급선의 접근 허용 각도는 바람의 영향을 고려해야 하는데, 예를 들어, 보급선의 엔진이 작동 불능 시, 보급선은 해양플랫폼으로부터 떠밀려 멀어질 수 있다.

상부 목표 대상

선상의 목표 대상이 피해를 입을 확률은 목표 대상의 표면 면적과 화물 접촉 면적의 합 비율의 함수이다. 그리고 평균 크레인 회전에 의해 표현된 최대 낙하 표면 면적은 들어올리는 장소에 의해 정의된 최대 최소 크레인 반경의 사이이다. Lay-down 지역의 충격 저항은 결정되어 있다. 비록 낙하물이 충격에너지의 25%를 흡수하고 나머지를 Deck가 흡수할 수 있지만, 전체의 Impact energy가 계산된다.

플랫폼의 해저 목표 대상

손상될 가능성이 있는 목표 대상은 risers, flowlines, umbilicals, mooring lines 등 이다. 300 m 안의 목표 대상물을 화물이 가격할 수 있다. 분석은 가정된 길이를 기반으로 한다.

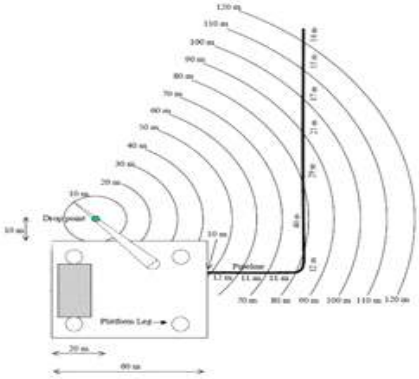


그림 3-12-22 Field layout with indication of 10-metre interval rings

Drilling Rig의 해저 목표 대상물

- 충격확률은 타깃 지역을 낙하 지역으로 나눔으로써 구할 수 있다.
- 타깃 지역은 flowline의 노출된 길이와 낙하물의 길이로부터 계산된다.
- 파이프라인의 타깃 너비는 화물이 각도에서 화물을 치는 확률을 보상하기 위해 무시하였다.

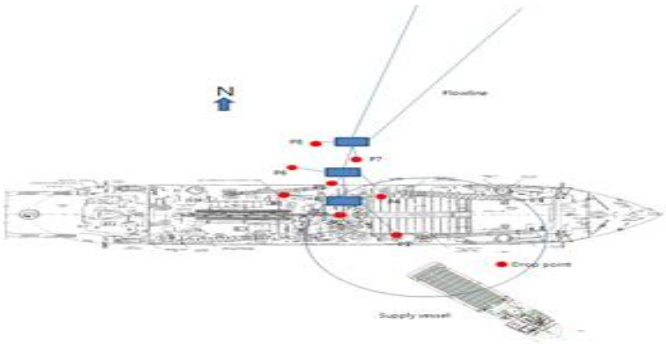


그림 3-12-23 Layout of production field

낙하물의 빈도

낙화물의 부하의 빈도는 OREDA를 참고하였다. OREDA는 해양에서 적용되는 크레인 시스템의 신뢰성 자료를 포함하고 있다. 크레인 시스템은 크레인 운전기사, 이송 케이블, 후크 뿐만 아니라 실제 크레인의 기계장치까지 포함한다. 작동 중 발생한 심각한 고장모드의 고장률은 평균값이 사용되었다.

풍향의 확률

풍속에 관한 자료가 이송 분포에 적용되기 위해 사용되었다.

낙하물 접촉 시 작용

- 낙하된 묶음 관들은 바다의 표면에 아무 충격을 주지 안고 개개의 관들로 가라 앉는다.
- 모든 낙하된 컨테이너들은 비었든 차있든 결국 물이 새어 들어간다.
- 가득 찬 식품 컨테이너는 화물 위와 주위에57 % 빈 공간을 포함하고 있다. (빈 공간은 물로 채워진다.) .
- 가득 찬 식품 컨테이너는 평균1의 비중을 가진이다.
- 비어 있는 컨테이너들은 가라앉기 전 완전히 물로 채워진다고 가정한다.
- 모든 낙하된 대형 용기는 가라앉기 전 물로 완전히 채워진다.

상부물의 충격 에너지

- 물체가 자유 낙하 할 때, 충격점에서의 운동에너지는0 이다.
- 물체와 충격을 받는 표면 둘 다 탄성변형으로 인해 에너지를 흡수한다.
- 반동된 물체는 탄성변형 때문에 다시 튀어 오르는 효과를 보인다.
- 물체가 떨어짐에 따라 발생하는 공기 저항은 무시되었다.
- 모든 물체는4 m 이상 들어 올려진다.

해저의 충격 에너지

- 물체가 바다로 떨어질 경우. 물체는 정 하중의 밸런스에 따라서 떠 있거나 가라 앉는다.
- 비어있는 물체도 처음에는 떠 있지만, 공기로 채워져 있던 공간이 물이나 물보다 밀도가 높은 물체로 채워질 때 가라 앉는다.
- 물체가 가라 앉음에 따라, 경계층을 형성하기 시작하고 물체의 표면에 접촉하고 있는 물은 물체와 같은 속도로 떨어진다.
- 떨어진 물체에서 멀리 있는 공간에서의 물은 고요하다. (멀리 있는 물은 떨어지는 물체에게서 방해를 받지 안는다.)
- 물체가 갑자기 정지할 때, 경계층에 있는 물은 어떤 후 충격력을 제공하고 지속적으로 움직이려고 한다. (후 충격력은 전단 응력과 부가질량 때문이다.)
- 항력계수는 물체의 모양과 레이놀드 수에 의한 함수이다. 무차원 수인 레이놀드수는 물체와 유체 사이의 상대적인 운동 관계를 결정한다.
- 낙하물에 의한 충격에너지는 충격의 운동에너지의 보존과 동일시 된다.

(3) 낙하물의 빈도

일반적으로 해양플랜트에서 낙하물의 낙하 하중 빈도는 OREDA Handbook과 WOAD를 통하여 구한다. OREDA Handbook은 해양플랜트에 적용되는 크레인 시

스템의 신뢰성 자료를 포함하고 있다. 물체를 들어 올릴 때 마다 낙하될 확률은 다음과 같다.

PDO = 1 - e-λt 그리고 PDO → λt 단, t << 1 일 때

예를 들어, t = 4.2 x 10-2 (hour)이고, λ = 3.1 x 10-4 (drops/operational hour) 라고 가정하면,

PDO = 4.2 x 10-2 x 3.1 x 10-4 = 1.3 x 10-5 (drops per lift)

가 된다. 낙하물이 타깃 물체로 떨어질 확률은 다음과 같다.

F_{target} = PDO x Flift x Pplatform x Ptarget (impacts per year)

P_{DO} = 물체는 들어올릴 때마다 낙하될 확률

F_{lift} = 일년에 들어올리는 횟수

$P_{platform}$ = 플랫폼에서의 낙하물의 차지 비율

P_{target} = 플랫폼 위의 타깃에 충격을 줄 확률

(4) 낙하물의 충격 에너지

물체가 자유낙하 할 때, 충격 지점에서의 운동에너지는 0 이 된다. 그리고 물체와 충격을 받은 표면은 탄성변형에 의해서 에너지를 흡수한다. 탄성변형은 표면 강성과 탄성계수의 함수이다. 따라서 바운드된 물체는 탄성변형에 의해서 다시 바운드되는 현상을 보인다. 낙하물이 전체의 충격에너지를 흡수하고, 타깃이 남은 에너지를 흡수한다. 만약 공기의 저항과 항력을 무시할 수 있다면, 떨어지는 위치에서의 물체의 위치에너지는 충격 지점에서의 물체의 운동에너지와 같다.

Impact Energy = 0.5 m v2 = m g h (Joules)

m: 물체의 질량 (kg),

v: 충격지점에서의 물체의 속도 (m/s),

g: 중력가속도, 9.81 m/s2,

h: 충격표면에서의 물체의 높이 (m).

(5) 물체의 흔들림에 의한 충격에너지

흔들림에 의한 충격은 크레인이 수평 회전 중에 타깃을 향하여 회전할 때 발생한다고 가정한다. 아래의 방정식은 크레인 회전에 의한 잠재적인 충격에너지를 추측하는데 사용된다. 크레인의 회전 속력이 N (rpm) 일 때, 회전 반경 R 에서의 크레인 하중 속력 v 는 아래와 같다.

v = N x 2 x R / 60 m/s.

최대충격하중은 회전 물체의 운동에너지와 같다. 즉, Impact Energy, E (J) = 0.5 mv^2 (Joules)

13절 LNG-FPSO 안전설계 모듈 5 RAM 분석

1. 서론

가. 목적과 범위

본 지침서는, LNG-FPSO Topside 공정 설계 단계에서 공정설비의 생산성, 유지보수성, 안전성 분석 및 평가를 위한 RAM 분석 절차를 제시하고 있다.

RAM 분석은 분석 대상 공정설계의 생산성능을 예측하고 생산량 감소에 영향을 미치는 시스템들을 분석함으로써 공정설계를 개선하며, 또한, 전 생애주기 동안 요구되는 생산 공정의 유지 및 보수비용 절감과 예비부품 최적화를 위하여 사용된다. 이러한 RAM 분석 절차를 제시함으로써 LNG-FPSO Topside 공정설계를 최적화하여 인명, 재산 및 환경에 대한 안전을 확보함과 동시에 생산설비의 효율을 최대화하고 소요 비용을 최소화하기 위한 공정설계 분석 작업에 사용하고자 한다.

본 지침서에서는, 신뢰도와 가용도 및 생산가용도의 정의, RAM 분석 방법론 및 분석 절차를 기술하여 RAM 분석 작업에 대한 이해를 돕고자 하였다.

(1) RAM 분석 일반

공정의 설계 단계에서 RAM 분석은, 공정 설계의 생산성능을 예측하고, 생산량 감소에 영향을 미치는 시스템들을 분석함으로써 장치 및 시스템 성능 개선, 공정의 구성 개선 및 새로운 공정의 적용 등 Topside 공정설계를 개선하며, LNG-FPSO 전 생애주기 동안 요구되는 생산 공정의 유지 및 보수비용 절감과 예비 부품 최적화를 위하여 사용된다.

RAM 분석 작업은 크게 '신뢰도 분석(Reliability analysis)', '가용도 분석(Availability analysis)', '정비도(유지/보수) 분석(Maintainability analysis)' 및 '생산 공정의 운용 분석(Operability analysis)', 생애주기(Life-cycle) 시뮬레이션을 통한 '생산 효율 분석(Production efficiency analysis)' 작업을 포함하며, 이러한 모든 작업은 신뢰도 공학 이론을 바탕으로 이루어지게 된다.

시스템 신뢰성 공학(System reliability analysis)은 다음과 같은 사항들을 효과적으로 해결하기 위하여 필요하다.

- 다양한 설계 대안(Design alternative)중에서 초기 투자비, 운전비용, 고장에 의한 생산 손실과 유지보수비용 모두를 고려하였을 경우의 최적 방안 마련: 신뢰성 공학과 전 과정 비용평가 (Life-cycle cost analysis)의 결합
- 설계된 해양플랜트는 설치 운전 시 잠재적인 고장이나 사고, 유지보수 활동으로 상당 기간 정상적인 운전이 어렵게 된다. 이 경우 1년에 몇 시간이나 운전을 중지해야 할 것인지 등을 고려한 해양플랜트의 목표

연간 가동 일수 및 연간 목표 원유/가스의 생산량 추산: 생산 가용도 (Production reliability) 해석

- 해양플랜트에 설치된 많은 안전시스템들에 대한 신뢰도 추산: 안전무결도(Safety integrity level) 해석
- 어떤 장치는 고장이 잘 일어나지 않고, 어떤 장치는 자주 고장이 난다. 어떤 장치는 전체 시스템에 중요하고 어떤 장치는 그렇지 않다. 해양플랜트를 구성하는 다양한 시스템 또는 장치들에 대한 체계적인 고장 분석과 고장으로 인한 피해를 최대한 줄이기 위한 효율적인 유지보수 전략 및 방법에 대한 결정과 이에 대한 정량적 분석: 신뢰도 기반 유지보수(Reliability-centered maintenance) 결정

나. 용어 정의

(1) 가용도 (Availability): 하나의 시스템 또는 부품이 (신뢰도, 정비도 및 정비지원의 관점을 고려한 상황에서) 가동을 필요로 하는 시점 또는 주어진 기간 동안 그 기능을 수행할 수 있는 능력.

$$\text{Availability} = \frac{\text{Up Time [Mean Time Between Failures]}}{\text{Total Time [Up time + MTTR + Mean Logistic Delay]}}$$

(2) 고장 (Failure): 하나의 시스템 또는 단일 아이템이 운용 중 요구되는 기능을 수행하는 능력을 상실하거나 요구되는 기능이 적정 수준에 미치지 못하는 상황을 이르는 말.

(3) 고장속도/고장률 (Failure rate): 단위시간당 고장 발생 횟수.

(4) 고장모드 (Failure mode): 고장이 발생한 부품에서 고장에 따른 증상, 조건 또는 유형.

(5) 고장모드영향분석 (Failure mode and effects analysis, FMEA): 귀납적 분석기법의 하나이며, 시스템에 영향을 미치는 모든 부품들을 대상으로 각각의 대상 부품이 고장 났을 경우 그 고장을 모드 별로 분류하고 그 고장이 전체 시스템에 미치는 영향을 분석하는 기법.

(6) 고장수목분석(Fault tree analysis, FTA): 연역적 분석기법의 하나로, 논리기호(AND/OR gate 등)를 사용하여 기본사건 (Basic event)으로부터 그 발생경과를 거슬러 올라가 나뭇가지 모양의 고장수목 (Fault tree)으로 전개한 다음 최상위 사건(Top event)의 발생 경로와 발생 원인, 발생 확률을 분석하는 기법.

(7) 고장확률 (Failure probability): 단위시간당 고장이 발생할 확률. 0에서 1까지 나타낼 수 있으며, 비가용도(Unavailability)와 동일한 의미.

(8) 계획 유지보수 (Preventive maintenance, PM): 고장이 발생하기 전에 계획적으로 주어진 시간마다 부품교체 및 정비를 행하는 유지보수 활동.

(9) 보급 지연 (Logistic delay): 수리작업 인원, 수리 장비, 부품 등의 조달 및 수송

과 관련된 지연 시간.
(10) 비용효과평가(Cost-benefit assessment, CBA): 생산효율을 높이기 위한 방안 적용 시 투자 비용 대비 효과 평가, 즉 비용 효율성이 충분한지 분석 및 평가하는 기법.
(11) 사후 유지보수 (Corrective maintenance, CM): 고장이나 결함이 발생한 후 이것을 수리에 의하여 회복시키는 유지보수 활동.
(12) 신뢰도 (Reliability): 하나의 시스템 또는 부품이 주어진 환경과 사용 조건에서 정해진 기간 동안 요구된 기능을 수행할 수 있는 능력.
(13) 신뢰도블록선도(Reliability block diagram, RBD): 어떤 시스템의 기능을 나타내는 성공기반 네트워크. 어떤 시스템 기능의 고장확률 계산 시 사용
(14) 안전 시스템 (Safety system): 어떠한 사건 (Event)으로 인한 결과의 심각도를 낮출 수 있는 안전 기능을 가진 시스템.
(15) 정비도 (Maintainability): 고장 회복 및 예방을 위한 정비 작업이 주어진 조건, 절차 및 정비자원에 따라 수행될 때, 고장이 발생한 부품 또는 시스템이 정상운용 상태로 수리 또는 교체 작업을 통하여 회복 될 가능성.
(16) 평균고장도달시간 (Mean time to failure, MTTF): 고장 간 평균 시간. 어떤 부품 또는 시스템이 작동하여 고장 날 때까지의 시간.
(17) 평균무고장시간 (Mean time between failure, MTBF): MTTF와 MTTR을 더한 값으로, 부품 또는 시스템이 작동하여 고장 난 후 수리하여 다시 작동할 때까지의 시간.
(18) 평균수리시간(Mean time to repair, MTTR): 어떤 부품 또는 시스템이 고장 났을 때 수리하여 다시 작동할 때까지 걸리는 시간.

2. 신뢰도 분석 기법 및 데이터베이스

시스템의 신뢰도는 다양한 기법을 통해 분석할 수 있으며, 대상 시스템의 구성 및 작동 특성에 따라 적합한 기법을 선정해야 한다.

가. 신뢰도 분석 기법

(1) Failure Modes and Effect Analysis (FMEA)

고장모드 및 영향 분석의 목적은 시스템에 발생할 수 있는 모든 가능한 고장 유형을 결정하고, 각 고장 유형에 대한 원인을 분석, 그 고장이 시스템 운용 중 끼칠 수 있는 영향을 분석하는 것이다. 고장 유형이란 부품의 고장과 같이 시스템의 기능에 영향을 미치는 것을 말한다. FMEA는 주로 다음과 같은 절차에 따라 수행된다.

System: Performed by:

Ref. drawing no.: Date: Page: of

Description of unit			Description of failure			Effect of failure		Faulure rate	Severity ranking	Risk reducing measures	Comments
Ref. no	Function	Operational mode	Failure mode	Failure cause or mechanism	Detection of failure	On the subsystem	On the system function				

그림 3-13-1 FMEA Worksheet (Sample)

① 부품 분류 및 기능 정의: FMEA 작업을 수행하기 위하여 주로 FMEA Worksheet를 사용하며, 시스템을 구성하는 부품을 Worksheet에 기술하고 각 부품을 정의하는 데에서부터 출발한다. 이 때 기능의 정의는 명확하여야 하며, 다른 부품들과의 연관 관계 또한 고려되어야 한다(상기 그림 참조).

② 고장모드 설정, 원인 및 고장 영향 추정: 가능한 고장모드들을 선정하고, 그 고장모드에 대한 원인을 추정한 후 고장모드가 시스템에 미치는 영향을 추정한다.

③ 고장 감지 식별: 고장 발생 시 그 고장을 감지할 수 있는 방법을 식별한다.

④ 고장 등급 결정: 고장에 의한 영향의 경/중과 그 고장의 발생 빈도 등을 종합적으로 판단하여 등급을 매기고, 고장에 대한 대응 방법의 범위와 고장 대응의 우선 순위를 결정한다.

⑤ 개선 제안: 고장 등급이 높은 것들에 대하여 고장발생 빈도 또는 고장으로 인한 영향 감소를 위한 대책 또는 개선안을 제안한다.

(2) Reliability Block diagram (RBD)

신뢰도 블록선도는 복잡한 시스템의 구성 부품 신뢰도가 어떻게 시스템의 작동과 고장에 관여하는지를 신뢰도 다이어그램으로 표현하는 방법론이다. RBD는 다음과 같은 절차에 따라 수행된다. RBD 작성 시에는 장비의 이중화가 된 경우를 제외하고 반복되는 블록이 없도록 주의하여야 하며, 설계가 상세해질수록 작은 단위의 블록으로 세분화하여 상세한 RBD을 작성하여야 한다.

⑥ 시스템 정상 운용 상태 정의.

⑦ 시스템의 논리적 작동을 고려하여 대상 시스템을 되도록 가장 큰 단위의 장비 또는 부품 단위 블록으로 분류

⑧ 시작되는 노드와 끝나는 노드 정의

⑨ 시작되는 노드로부터 끝나는 노드까지 시스템이 성공적으로 작동되는 과정에 따라 블록들을 연결하여 RBD 작성.

(3) Fault Tree Analysis (FTA)

고장수분석은 고장을 체계적으로 분석하는데 유리하다. FTA를 이용하면 다양한 분석이 가능하고, FMEA 수행에 상세 정보를 제공하는데 이용된다. FMEA에서 파악된 주요 고장 모드에 대해 해당 고장 모드가 발생하는 원인과 발생 확률을 정량적으로 평가할 경우 FTA가 활용된다. 따라서, 상세한 분석을 위해서는 FTA로 시작하는 것이 유리하다. 정보는 고장 종류, MTTF, MTTR을 포함하고 있다.

FTA는 해양시스템의 신뢰성 및 위험성 해석, 고장(Failure) 분석 및 해석 등에 사용되는 Top-down 방식의 방법론이다. FTA는 발생 가능한 잠재적인 사고(이를 'TOP event', FMEA에서 고장 모드)의 발생 원인 경로 분석 및 그 확률을 계산하는데 활용된다. FTA에서는 TOP event의 원인이 될 수 있는 개별 또는 결합된 하위수준의 고장 또는 사건들로 상관 관계를 나타낸다. TOP event의 원인들은 논리연산자('connected logic gates')로 표시된다. FTA 절차는 다음과 같다.

① 해석 대상 시스템, TOP event (potential accident), 해석 경계 조건 결정
② 대상 시스템 및 경계 조건에서 TOP events에 대한 각각의 FTA 모델 구성
③ Minimal cut set 파악
④ FTA 정성적 분석
⑤ FTA 정량적 분석
⑥ 해석 결과 보고

TOP event는 가능한 분명하고 명확하게 정의한다. 다음과 같은 질문들은 TOP event 정의에 도움이 된다.

- What e.g., "Fire"
- Where e.g., "in the process oxidation reactor"
- When e.g., "during normal operation"

TOP event의 즉각적이며, 필요 충분한 조건을 파악한다. 위에서 파악된 즉각적이며, 필요 충분한 조건들을 "AND" 또는 "OR-gate"을 이용해 연결한다. 위의 절차(즉, TOP event 원인이 되는 조건을 "AND" 또는 "OR-gate"로 연결하는 것) 를 적절한 수준(단계, 이를 Basic Event)까지 진행한다.

Basic Event는 더 이상 하위 수준으로 분석이 어려운 단계로 다음과 같은 조건을 만족해야 한다.

- 각각의 Basic Event는 서로 독립적이어야 함
- 고장률을 가지고 있어야 함

나. 신뢰도 데이터베이스

(1) NPRD (Non-electronic Parts Reliability Data)

NPRD는 기계적, 전자기계적, 전자 부품과 같은 다양한 부품의 Failure rate를 제공한다. 또한 사용환경, 품질수준(군사용/상업용)에 따른 Failure rate를 제공한다. 미국 국방성(DoD) 정보 분석 센터 산하 신뢰도 분석 센터(Reliability Analysis Center, RAC)에서 NPRD를 관리하며, 또한 다양한 부품의 고장률 데이터를 수집, 분석, 배포하고 있으며 신뢰도 관련 다양한 업무를 수행하고 있다.

일반적으로 부품의 Failure rate 예측모델은 전자부품에만 적용되었지만 기계부품에 대해서는 그런 예측 모델을 만들기가 불가능하다. 그래서 다양한 데이터 출처로부터 Failure rate를 수집한다. NPRD는 아래 데이터 출처를 활용한다.

- 출간된 자료 또는 논문
- 정부 지원 연구에서 나온 데이터
- 군 유지보수 시스템에서 나온 데이터
- 상업적 보증수리 시스템에서 나온 데이터
- 여러 산업의 유지보수 시스템에서 데이터
- 여러 단체에서 제출된 다양한 고장 데이터

데이터 수집에서 중요한 요소 중 하나는 고장(failure)의 기준이다. NPRD에서는 유지보수 관련 담당자가 명확히 고장이라고 판단하는 경우 또는 어떤 문제로 부품을 교체하는 경우를 고장의 기준이라고 말한다.

(2) MIL-HDBK 217F

Military handbook; Reliability Prediction of Electronic Equipment(MIL-HDBK 217F)은 전자 시스템에서 Integrated circuit, Transistor, Diode, Resistor, Capacitor, Relay, Switch, Connector와 같은 다양한 종류의 부품에 대해 Failure rate 예측모델을 가지고 있다. 부품의 환경적 스트레스 조건의 제어할 수 있는 실험실에서 Failure rate 예측을 할 수 있다. MIL-HDBK 217F의 Failure rate은 특정 고장과 연관이 있고, 외부 환경에 의한 영향 또는 Common cause failure와는 연관이 없다. MIL-HDBK 217F는 Failure rate를 예측하기 위한 공식과 특정 환경의 영향을 반영하는 데이터를 제공한다. 현재에도 MIL-HDBK 217F는 사용되지만, 더 이상 수정 또는 보완되지 않는다. 하지만 신뢰도 분석 센터(RAC)는 Prism을 출시하여 사용하고 있다.

(3) FARADIP.THREE

FARADIP.THREE는 현재 출판된 여러 데이터베이스들을 연구하여Failure rate의 상한과 하한을 나타난다. 이 데이터베이스는 현재까지 출판된 데이터베이스와 틀리

게 신뢰도 엔지니어가 선택할 수 있는 Failure rate의 범위를 제공한다. 그래서 그것은 하나의 데이터베이스에 의한 분석보다 더 현실적인 예측을 가능하게 한다. 이 데이터베이스는 정유업계, 군용, 항공 등 20개 이상의 다양한 데이터베이스를 기초로 만들어졌다. 그래서 신뢰도, 위험도 분석 시 다양하게 사용될 수 있다. Failure mode는 다른 Database와는 틀리게 Percentage로 나타낸다. 또한 각 부품에 대한 자동 자가진단 범위(auto-diagnostic coverage)를 제공하기도 한다. 이 데이터는 IEC 61508의 Safety-integrity level 평가에서 사용된다.

(4) OREDA(Offshore Reliability Data)

OREDA는 전 세계의 여러 곳에 설치된 해양 플랜트는 다양한 설비, 장비, 운영조건 등을 가지고 있다. 이러한 해양플랜트의 신뢰도와 유지보수에 관련된 폭넓은 자료를 수집/교환하기 위해 1981년 설립되었다. 현재는 Offshore topside/subsea 장비뿐만 아니라 Onshore E&P 장비의 신뢰도 데이터도 수집하고 있다.

OREDA의 주요 목적은 오일/가스 탐사/생산 장치들의 설계의 운용에 있어서 안전과 비용-효율성을 향상시키는 데 기여하는 것이다. 유지보수와 운용 데이터의 수집과 분석, 높은 품질은 신뢰도 데이터베이스 구축, RAMS 기술의 교환을 통해서 그렇게 할 수 있을 것이다.

이 OREDA handbook은 수집된 데이터를 모두 포함하지 않는다. 장비의 제조사, 설치위치, 플랜트 위치 등과 같은 추가적인 정보는 OREDA project 참가 회사들만 인터넷에서 열람할 수 있다.

OREDA handbook에 수록된 데이터는 장비의 전 생애주기를 포함하지 못한다. 일반적으로 2~4년 동안 수집된 자료들이다. 하지만 Bathtub curve의 Useful life phase에 해당하는 데이터이므로 신뢰할 만 하다. failure rate가 일정하다는 것을 증명하기 위해 어떤 통계적인 방법이 사용되지 않았다. 또한 bathtub의 가능 낮을 부분을 나타내기 때문에 failure rate는 최소값이라고 말 할 수 있다. 어떤 아이템의 시간의 흐름에 상관없이 failure rate는 일정하다면 그 아이템은 '새것처럼 좋다'라고 가정할 수 있다.

여러 데이터베이스에서 신뢰도 데이터 수집에 많은 노력을 기울임에도 불구하고 모든 신뢰도 데이터에는 아래 이유 때문에 어느 정도의 불확실성이 존재한다.

- 사람의 실수, 외부 영향과 같은 공통원인고장(common cause failure)의한 고장인지 불확실하다.
- 심각한 고장인지 사소한 고장인지 불확실하다.
- 일반적인 Failure rate를 의미하기 때문에 제조업체의 특성을 반영하지 않는다.
- 부품이 정확히 어떤 운용조건에서 사용되었는지 불확실하다. 높은 신뢰도의 부품이 악조건에서 사용되었을 경우 Failure rate가 불확실하다.
- 부품이 작동시간이 불확실하다.

● 유지보수 기록이 완벽하지 않아 Failure rate가 불확실하다.

하지만 위와 같이 Failure rate 데이터 수집에는 많은 불확실성이 존재함에도 불구하고 부품의 종류, 복잡도에 따라 비슷한 수준의 Failure rate 값을 가진다.

(5) PDS Method and Handbooks

PDS Method와 Data handbooks은 SINTEF라는 북유럽 최대의 연구소에서 개발되었다. 이 Method는 Safety instrumented system의 신뢰도/가용도를 정량화하는 아주 유용한 방법론이며, IEC 61508/61511 standard를 잘 따른다. 이 방법론은 석유 산업에서 널리 사용되고 있다.

Data handbook은 지속적으로 업데이트되고 있으며, 노르웨이 석유 산업에서 사용되는 안전 시스템의 경험 데이터를 광범위하게 축적하고 있다. 이 Data Handbook에는 Detector, Transmitter, Valve, Control logic에 대한 다양한 신뢰도 데이터를 보여주고 있으며, 이런 데이터들의 출처는 OREDA, RNNP, Vendor data, 전문가들의 판단 등이다.

3. RAM 분석 방법론

(1) 개요

본 장에서는 RAM 분석 작업의 이해를 돕고자 RAM 분석 작업에 사용될 방법론들과 관련 이론에 대하여 설명하였다.

(2) 신뢰도와 가용도

새 제품이 작동을 시작하여 고장 날 때까지의 시간을 고장 도달 시간(Time to failure)이라고 한다. 같은 제품이라도 각기 고장 도달 시간이 다르므로, 다수 제품의 고장 도달 시간 평균 값을 평균 고장 도달 시간(Mean time to failure, MTTF)이라 한다. 고장을 고치는 시간이 무한이 짧다고 하면, MTTF는 고장 주기라고 여길 수 있다. 주기와 횟수의 역수 관계로부터, 1/MTTF는 고장 횟수가 되며, 신뢰성 공학에서는 고장 횟수보다 고장 속도(Failure Rate)라 부르고, 대개 l로 표시한다.

$$l = 1 / MTTF$$

신뢰도는 주어진 운전 조건에서 정해진 시간 동안 요구되는 성능을 나타낼 확률을 말한다. 따라서, 신뢰도는 [0, 1] 범위의 값을 가지며, 신뢰도 결정을 위하여 '운전 조건', '임무 시간', '요구되는 성능'이 반드시 주어져야 한다. 고장률이 작으면(MTTF가 크면) 신뢰도는 커지고, 반대로 임무 시간이 늘어나면 신뢰도는 감소하다가 결국은 0이 된다. 또한, 성능은 고장을 결정하는 가장 중요한 지표가 된다.

1회사용을 목적으로 하는 제품, 즉, 한 번 쓰고 버리는 제품에서는 신뢰도가 유일하게 중요하다. 하지만, 고쳐 사용하는 제품에서는 수리 시간이 다른 중요한 지표가

된다. MTTF와 마찬가지로, 수리 시간에 대해서도 평균 수리 시간(Mean time to repair, MTTR)을 정의한다. 아래의 두 제품 중 어느 것이 더 유리할지를 비교 하는 것은 자주 고장 나지만 수리와 고객 서비스가 잘되는 제품과 자주 고장 나지 않지만 수리 받기 어려운 제품 사이를 선택하는 것과 같은 패러다임이다.

- 제품 A. 자주 고장 나지만 수리 시간이 짧음 (MTTF와 MTTR 모두 작음)
- 제품 B. 가끔 고장 나지만 수리 시간이 김 (MTTF와 MTTR 모두 큼)

가용도는 전체 시간 중에 정해진 성능을 나타내는 시간의 비율이다. 단순화해서 생각하면 다음과 같은 시나리오와 같이 작동, 고장, 수리가 반복된다.

- 대상 시스템을 작동하기 시작하면, MTTF 지나서 고장
- MTTR 만큼 걸려 수리
- 다시 작동을 시작하면 MTTF 지나서 고장
- MTTR 만큼 걸려 수리

따라서, 가용도 A는 다음과 같이 나타낸다.

$$A = \frac{MTTF}{MTTF + MTTR}$$

수리 시간 중, 정말 수리에 소비되는 활성 수리 시간(Active Repair Time)은 전체 수리 시간 중의 일부분인 경우가 많다. 부품 조달 시간이나 엔지니어 도착 시간 등도 수리 시간에 포함되어야 한다. 따라서, 어떤 사람들은 정지 시간(Down Time)과 작동 시간(Up Time)으로 정의하기도 한다. 이 때, 정지 시간은 MTTR와 같다.

$$A = \frac{\text{Up Time}}{\text{Up Time} + \text{Down Time}}$$

가용도는 신뢰도, 정비도, 유지보수 지원에 영향을 받게 된다.

Availability = f (Reliability, Maintainability, Maintenance Support)

예를 들어 신뢰도가 동일한 두 제품을 사용하여도 어떻게 유지보수 및 유지보수 지원 활동을 하느냐에 따라 각각의 가용도는 다를 수 있다.

시스템의 신뢰도를 이해하기 위해서는 다음과 같이 네 가지 함수를 고려한다.

- F(t): 고장 확률 함수(Failure probability function)
- f(t): 고장 확률 밀도 함수(Failure probability density function)
- R(t): 신뢰도 함수(Reliability function)
- z(t): 고장률 함수(Failure rate function)

F(t)는 제품이 [0, t] 시간 사이에서 고장날 확률이다. 따라서, R(t)와는 다음 관계에 있다.

- R(t) + F(t) = 1

이런 의미 때문에 R(t)는 생존자 함수(Survivor function)라고도 한다. 확률과 확률 밀도함수 사이의 관계로부터 F(t)와 f(t)는 다음 관계를 만족한다.

$$F(t) = \int_0^t f(u)\,du \quad \text{또는} \quad f(t) = \frac{d}{dt}F(t)$$

통상적인 밀도 함수와 마찬가지로 다음과 같은 의미를 가지고 있다.

[t, t+ Dt] 사이에 제품이 고장날 확률 ≈ f(t) x Dt

t 시간까지 고장 나지 않았던 제품이 t+Dt 시간에 고장 날 조건부 확률을 z(t)라 한다.

$$z(t) = \frac{f(t)}{R(t)}$$

여러 가지 관계를 조합하면 다음과 같은 관계가 있다.

$$R(t) = \exp\left(-\int_0^t z(u)du\right)$$

MTTF는 평균 시간이므로 다음과 같다.

$$MTTF = \int_0^\infty t\, f(t)\, dt$$

(3) 고장 모델

위의 수학식이나 실제적인 상황을 감안하면, 시간에 따라서 고장률이 어떻게 달라지는지를 알아내는 것이 신뢰도를 추산하기 위한 가장 중요한 작업이다. 고장률은 시간에 따른 함수이며, 작동 개시 시점(Burn-in period)이나 수명이 다한 시점(Wear-out period)에서는 고장률이 높다. 그 중간 영역에서는 대체로 고장률이 크게 변하지 않는데, 많은 경우 이 중간 영역은 시간에 따라 비교적 일정한 고장률을 보이는 경향으로 고장 모델에 널리 이용된다.

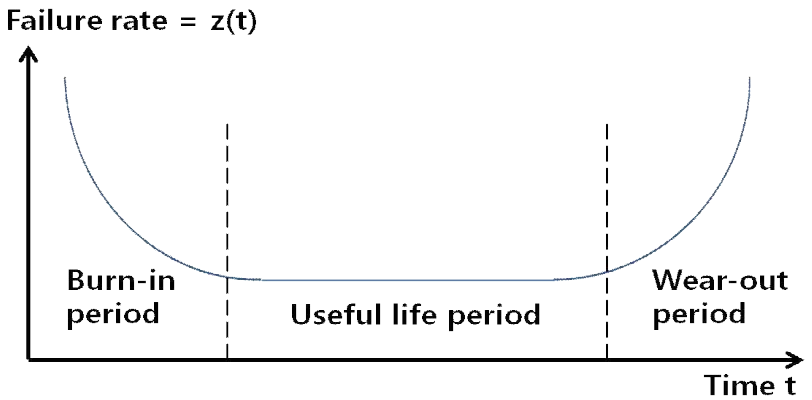


그림 3-13-2 Bath-Tub Curve

중간 영역에서의 경향을 고장 모델에 적용하여 시간에 따라서 고장률이 변하지 않는다고 가정하면 고장률은 지수 함수 모델(Exponential Model)로 정의 된다.

$$z(t) = 1$$

이로부터 다른 함수들도 구해보면 다음과 같다.

$$R(t) = \exp\left(-\int_0^t z(u)du\right) = \exp(-\lambda t)$$

$$f(t) = \lambda \exp(-\lambda t)$$

$$MTTF = \frac{1}{\lambda}$$

MTTF까지 제품이 고장 나지 확률은 R(t=MTTF)과 같으므로 다음과 같다.

$$R(MTTF) = \exp(-1) \approx 0.3679$$

(4) 신뢰도 추산

단일 구성품의 신뢰도는 다음 관계식을 사용하여 추산할 수 있다.

$$R(t) = \exp(-\lambda t)$$

$$f(t) = \lambda \exp(-\lambda t)$$

$$MTTF = \frac{1}{\lambda}$$

MTTF까지 제품이 고장 나지 않을 확률[R(t=MTTF)]은 다음과 같다.

$$R(MTTF) = \exp(-1) \approx 0.3679$$

직렬 연결은 구성 요소 하나의 고장이 전체 시스템의 고장으로 이어지는 구성을 말한다. 단위 공정들의 연결과 같은 의미이다. 예를 들면, 압축기와 후단 냉각기(After-Cooler)의 연결이 이에 해당된다. 압축기나 후단 냉각기 둘 중의 하나가 고장 나면, 다른 것의 고장에 상관없이 전체 시스템이 고장이다.

(시스템의 고장 확률) = (요소 A의 고장 확률) + (요소 B의 고장 확률)
- (요소 A와 B가 동시에 고장 날 확률)

이를 수식으로 표현하기 위하여 다음과 같은 기호들을 정의한다.

$$R_A(t) = \exp(-\lambda_A t)$$

$$F_A = 1 - R_A(t) = 1 - \exp(-\lambda_A t)$$

$$R_B(t) = \exp(-\lambda_B t)$$

$$F_B = 1 - R_B(t) = 1 - \exp(-\lambda_B t)$$

전체 시스템의 고장 확률은 다음과 같이 표현된다.

$$\begin{aligned} F(t) &= 1 - R(t) = F_A + F_B - F_A \cdot F_B \\ &= (1 - R_A) + (1 - R_B) - (1 - R_A) \cdot (1 - R_B) \\ &= 1 - R_A \cdot R_B \end{aligned}$$

따라서 시스템의 신뢰도는 다음과 같다.

$$R(t) = R_A \cdot R_B = \exp\left[-(\lambda_A + \lambda_B)t\right]$$

즉, 시스템의 신뢰도는 두 요소의 신뢰도의 곱과 같으며, 시스템의 고장률은 두 요소의 고장률을 더하면 된다. 요소의 개수가 늘어나더라도 신뢰도 추산식은 변하지 않는다. 시스템의 신뢰도는 모든 요소의 신뢰도의 곱과 같으며, 시스템의 고장률은 모든 요소의 고장률을 합한 것과 같다.

병렬 연결은 하나의 구성 요소가 고장 나더라도 전체 시스템이 고장 나지 않는 구성을 말한다. 아래의 그림과 같이, 100% 용량의 펌프 두 개를 설치하면 병렬 연결이 된다. (만약, 50% 용량의 펌프를 배관상 병렬로 연결하면, 신뢰도 관점에서는 직렬 연결이다.) 두 요소 중 하나만 작동하더라도 시스템이 제대로 작동하므로 다음과 같이 표현된다.

(시스템의 작동 확률) = (요소 A의 작동 확률) + (요소 B의 작동 확률)
- (요소 A와 B가 동시에 작동 확률)

앞서 정의한 기호들을 사용하여 표현하면 다음과 같다.

$$\begin{aligned} R(t) &= R_A + R_B - R_A \cdot R_B \\ &= \exp(-\lambda_A t) + \exp(-\lambda_B t) - \exp\left[-(\lambda_A + \lambda_B)t\right] \end{aligned}$$

두 요소의 고장률이 같다면 다음과 같이 간략하게 표현된다.

$$R(t) = 2\exp(-\lambda t) - \exp\left[-2\lambda t\right]$$

해양플랜트 안전시스템(가스 및 화재 감지기, 차단밸브 등)의 신뢰도는 앞에서 설명한 직렬연결과 병렬연결 개념을 적용하여 구한다. 예를 들어 신뢰도 90%을 갖는 동일한 가스 감지기를 설치할 때 이를 직렬로 연결할 경우 전체 시스템의 신뢰도는 다음과 같다.

$$R(t) = 0.9 \times 0.9 = 0.81$$

반면 동일한 감지기 두 개가 설치되어 1개가 고장 날 경우에도 다른 감지기가 작동할 경우 전체 시스템의 성능에는 문제가 없도록 병렬로 연결된 전체 시스템의 신뢰도는 다음과 같다.

$$R(t) = 1 - ((1 - 0.9) \times (1 - 0.9)) = 0.99$$

위의 예에서 볼 수 있듯이 보통 병렬 설계는 직렬 설계에 비해 우수한 신뢰성을 보장해 준다. 이에 따라서 해양플랜트의 안전시스템 설계에는 병렬 연결이 많이 고려

된다. 다만, 병렬 연결은 직렬 연결에 비해 추가적인 장비 구매를 필요로 하므로 비용 상승이 발생한다. 안전향상과 비용상승의 문제는 해양플랜트 설계에서 항상 동반되는 문제이다. 이를 해결하기 위해 비용-효과 평가(Cost Benefit Analysis) 등을 수행한다.

병렬 연결을 일반화해 보면 다음과 같다. 3개의 요소를 설치해서 1개의 요소를 작동시킬 수도 있고 (100% x 3), 2개의 요소를 작동시킬 수도 있다 (50% x 3). 따라서, 설치 요소 개수와 작동 요소 개수에 따라 단위 요소의 용량이 달라진다. 일반적으로 병렬 연결은 다음과 같이 표기한다.

kooN = k out of N = 설치된 N개 요소 중 k개 요소가 작동

단위 요소의 용량은 100%/k가 된다. 2oo3 연결에서는 3개의 요소를 설치하고 이중 2개 장치가 작동하면 시스템은 정상 작동이라고 간주한다. 병렬 연결 kooN에서 각 구성 요소의 고장률이 같다면, 시스템의 신뢰도는 다음과 같이 추산한다.

시스템의 신뢰도 = k개 이상이 작동할 확률

= k개가 작동할 확률 + (k+1)개가 작동할 확률 + …¦ + N개가 작동할 확률

$$= \sum_{x=k}^{N} {}_{N}C_{x}(t)\ e^{-\lambda tx}\ (1-\ e^{-\lambda t})^{N-x}$$

여기에서 ${}_{N}C_{x}$는 N개에서 x개를 뽑을 조합의 수이다.

복잡한 시스템의 신뢰도 추산의 경우, 시스템 구성을 표현하기 위해 신뢰도 블록선도(Reliability Block Diagram, RBD)와 고장수목분석(Fault Tree Analysis, FTA)을 주로 사용하며, 시스템에서 부품의 고장으로 인한 영향(Criticality)을 분석하기 위하여 고장모드 및 영향 분석(FMEA: Failure Mode and Effects Analysis)을 주로 사용한다.

(5) 가용도 추산

가용도는 고장 속도(고장률)와 수리 속도(수리율)에 의해서 결정된다. 즉, 긴 시간 동안 고장과 수리의 균형이 가용도로 표현된다. 정상 운전인 상태에 있을 확률(가용도)을 $A(t)$, 고장 상태에 있을 확률(비가용도)을 $U(t)$라 하면, 시스템은 고장 또는 정상 운전 상태에 있으므로, 다음의 관계식으로 표현할 수 있다.

$$A(t) + U(t) = 1$$

정상 상태가 늘어나는 속도는 정상 상태가 생기는 속도(즉, 고장이 고쳐지는 속도)에서 정상 상태가 없어지는 속도(즉, 고장으로 이행하는 속도)를 빼면 된다. 고장나는 속도를 λ, 고장이 수리되는 속도를 μ라 하면, 정상 상태가 늘어나는 속도는 다음 식으로 표현될 수 있다.

$$\frac{d}{dt}A(t) = \mu \cdot U(t) - \lambda \cdot A(t)$$

초기에 시스템이 정상 상태라고 하고($A(0)=1$), 위의 두 식을 연립하여 풀면 $A(t)$ 가 다음과 같이 얻어진다.

$$A(t)=\frac{\mu}{\mu+\lambda}+\frac{\lambda}{\mu+\lambda}\exp[-(\mu+\lambda)t]$$

구성 요소가 늘어나면 해석적인 해를 구하기가 쉽지 않으며, 상용 프로그램을 사용해야 한다. 상용 프로그램들은 Markov 해석이나 Monte-Carlo 해석을 사용한다. 전자는 미분 방정식을 풀게 된다. 하지만, 시스템의 상태는 요소 상태의 조합이므로, 요소의 상태가 여러 개이면 시스템의 상태 개수가 기하급수적으로 늘어나게 되고, 가용도 결과를 해석적인 방법으로 계산하는 것이 현실적으로 거의 불가능하게 된다. 따라서, 복잡한 다중 구성의 시스템에 대하여는 일반적으로 Monte-Carlo 방법을 적용하고 있다. 이는 난수를 발생시켜 고장확률 함수 F(t)와 비교하는 방식을 취한다.

(6) 마코프 해석

마코프 해석은, 각 부품들의 정상, 고장, 정비상태 등으로 표현되는 시스템의 상태(State)들과 상태들 사이의 가능한 전이율(Transition rate)로 시스템의 신뢰도를 표현하는 방법론이다. 과거에 모든 시간에 대한 정보를 통하여 미래를 예측할 때 가장 최근의 과거만 알면 예측 가능하다는 이론을 바탕으로 하며, 만약 미래 시스템 상태(state)의 조건부 확률 분포가 오직 현재의 상태(state)에 의해 영향을 받고 과거의 상태에 의한 영향을 받지 않는다면, 그 확률과정은 마코프 속성을 지녔다고 한다.

(7) 몬테카를로 해석

몬테카를로 해석이란, 시뮬레이션을 이용한 기법의 일종으로, 많은 수의 실험을 바탕으로 통계 자료를 얻어 그 자료로부터 역산하여 어떤 특정한 수치나 확률분포를 구하는 방법이다. 즉, 구하고자 하는 수치의 확률적 분포를 반복 가능한 실험의 통계로부터 구하는 방법을 말한다.

몬테카를로 해석의 특징으로는, 우선 적용하기 쉽다는 장점이 있다. 실제로 원주율의 값을 정확히 구하기 위해서는 무한급수에 관한 지식과 오차범위에 관한 지식 등 다양한 배경 지식을 바탕으로 올바른 알고리즘을 만들어 그 값을 계산해야 하지만, 몬테카를로 해석 방법은 그런 모든 절차와 관계없이 짧은 컴퓨터 프로그램 몇 줄 만으로 쉽게, 비교적 정확한 수치를 얻어낼 수 있다. 이런 장점은 이론적 배경만으로는 계산하기 어려운 수치들, 예를 들어, 복잡한 형태를 가진 표면에 빛을 비추었을 때 반사광의 분포, 복잡한 분자계의 화학적 특성 분석, 핵융합로에서 중성자 빔이 반응에 미치는 영향 등을 계산할 필요가 있을 때 효과적이다. 때문에 컴퓨터를 이용한 분석이 발달한 최근에는 거의 모든 과학 및 공학 분야에 걸쳐 몬테카를

로 해석이 광범위하게 사용되고 있다.

(8) 정비도 분석

정비도(Maintainability)는 시스템에 고장이 발생하였을 경우 설계 시 계획된 인원이 계획된 조건 하에서 일정 기간 내에 그 시스템을 정상 운전 상태로 복귀시킬 수 있는 확률을 의미한다. 시스템을 정상 운전 상태로 복귀시킨다는 것은 정비에 의한 수리 또는 부품 교환 작업을 의미하며, 이를 위하여 소요되는 시간이 정비도의 주요 변수로 작용할 수 있고, 그 소요 시간이 평균 수리시간 MTTR을 나타낸다. 만약, 고장 시점으로부터 수리가 완료되는 시간, 즉, 수리시간을 T라 하고 m(t)를 수리시간 T의 확률 밀도 함수라 하면, 정비도의 측도는 다음과 같이 나타낼 수 있다.

정비도 함수 M(t)

고장 난 시스템이 시간 t 이내에 정상 운전 상태로 복귀될 확률

$$M(t) = \int_0^t m(u)\,du$$

평균 수리 시간 MTTR

$$MTTR = \int_0^\infty tm(t)\,dt$$

수리율(repair rate) μ(t)

시간 t까지 고장 상태로 있던 시스템이 즉시 수리가 완료될 비율

$$\mu(t) = \frac{m(t)}{1 - M(t)}$$

평균 정지 시간 (MDT, Mean Down Time)

계획 유지보수와 사후 유지보수를 모두 실시할 때

$$MDT = \frac{f_p MPMT + f_c MCMT}{f_p + f_c}$$

f_p = 계획 유지보수 빈도, f_c = 사후 유지보수 빈도

MPMT = 평균 계획 유지보수 시간, MCMT = 평균 사후 유지보수 시간

(9) RAM 분석

생산가용도는 분석대상 생산 설비의 실제적으로 가능한 생산량을 추산하는 방법론으로, 특정 기간 동안의 계획된 생산량에 대한 실제 가능한 생산량의 비율을 나타내고 있다. 이러한 RAM 분석 결과는 각각의 시스템들이, 생산 설비에 요구되는 생산량을 어느 정도 만족하면서 가동되는지를 보여주는 지표로서, 해양 플랜트의 성능평가를 위한 중요한 방법론으로 인식되고 있다.

해양 플랜트의 경우, 생산 설비의 평균 생산 효율 평가를 위해서뿐만이 아니라,

생산설비의 구성요소 및 시스템에 대한 유지 보수 간격, 예비 부품의 보유 계획 등 최적의 유지 보수 전략을 수립하기 위하여 생산가용도의 정확한 예측이 요구된다. 이러한 측면에서 보면, RAM 분석은 해양 플랜트의 설계 및 운용을 포함하는 모든 사항을 광범위하게 고려하기 때문에, 해양 플랜트의 신뢰도 공학 적용을 포함한 통합적인 모든 작업의 틀을 제공하게 된다.

생산가용도는 사후 유지보수(Corrective maintenance) 작업 및 예방적 유지보수(Preventive maintenance) 작업의 간격/빈도에 영향을 받는다. 또한, 요구되는 예비 부품의 보유 계획은, 해상의 열악한 환경에서 작업이 이루어지는 LNG-FPSO의 특성에 따라, 공간의 제약 및 중량을 충분히 고려하여 적용되어야 하며, 특히 유지 보수를 위한 부품조달에 긴 시간이 요구되는 품목은 생산 설비의 생산 효율에 심각한 영향을 미칠 수 있다. 다음은 생산가용도 분석을 통하여 얻을 수 있는 대표적인 결과들이다.

- 고려되는 생애주기 기간 동안에 시스템의 원유/가스 생산 효율의 정량화
- 생산량 감소에 지배적인 영향을 주는 주요 아이템/시스템(Critical items/systems) 식별
- 생산설비 운용 중 계획된 설비 운용 및 유지 보수 계획 검증
- 최적 예비 부품 보유 계획 수립

가장 현실과 가까운 실제적인 시스템 운용상황 및 조건을 가정하고, 해양구조물 생산 설비의 생산가용도 추산을 통하여 상기 결과들을 얻기 위한 방법으로, 몬테카를로 시뮬레이션의 사용이 증가하고 있다. 몬테카를로 시뮬레이션 방법론 사용의 가장 큰 장점 중 하나는, 실질적인 유지 보수 계획과 운용 시나리오의 적용이 시뮬레이션 작업에 반영 가능하다는 점이다. 이러한 이유로 몬테카를로 시뮬레이션이 현재 여러 산업에서 광범위하게 사용되고 있다.

생산가용도는, 단순히 시스템의 운전, 고장, 유지 보수만을 고려하는 것이 아니고, 이에 더하여 해양플랜트의 운용 방식까지 함께 고려된 개념으로, 생산성을 평가하는 실질적인 지표가 된다. 해양플랜트에서 생산가용도는 발주처와 시공사간의 중요한 계약관리 지표가 된다.

생산가용도를 고려하는 이유는 초기 설계 시 설정한 목표 생산량의 100%가 실제적으로 생산되지 않기 때문이다. 그러한 원인이 되는 사건을 몇 가지 들어보면 다음과 같다.

- 공정 장비의 고장 및 수리
- 유틸리티 설비의 고장 및 수리
- 안전 시스템의 고장 및 수리
- 예방 정비 및 안전 시스템 성능 검사를 위한 정기적인 운전 중지
- 시간에 따른 유입 흐름의 감소 (예: 유전 압력의 감소, 물 성분의 증가)
- 수리의 지연 (부품 조달 지연, 수리 인력 부족 등)

● 대형 중대 사고 (화재, 폭발)

해양 플랜트의 생산가용도를 해석적으로 구하는 것은 불가능하며, 일반적으로 시뮬레이션 기반의 상용 프로그램을 사용한다. 즉, 기본적인 장비가 수백 개 이상이고, 여기에 몇 가지 운전 또는 유지보수 시나리오를 결합하면 해석적 해석이 불가능할 정도로 많은 경우의 수가 나온다. 이에 따라 확률적 접근법이 주로 사용된다.

생산 효율 분석을 위해서는 운용 분석(Operability analysis) 내용을 시뮬레이션에 적용하여야 한다. 운용 분석은 생산 설비의 운용과 관련된 정보로서, LNG-FPSO Topside 공정의 시스템/장비/탱크 용량 및 성능, Flaring 운용, 공정 시동 시간(start-up time), 계획된 생산 공정 휴지(downtime) 시간(emergency shutdown test, fire and gas detection system test, total shutdown with inspection, etc.) 등을 나타내며, 이러한 모든 정보를 분석하여 시뮬레이션에 적용한 후, 생산 효율 분석 결과를 바탕으로 새로이 제안된 운용 계획을 산출하여 다시 검토하여야 한다.

4. RAM 분석 절차

해양플랜트는 자본 및 기술집약적인 복잡한 공정으로 이루어져 있으며, 관련 기술 적용에 있어 거대한 투자자본과 막대한 운용비용이 요구된다. 이러한 해양플랜트의 최적 시스템 성능 및 운용 방식 결정에 대한 판단은 신뢰도, 정비도 및 요구되는 생산량을 반영한 RAM 분석 수행을 통하여 얻을 수 있다. RAM 분석의 궁극적인 목적은 시스템 휴지시간 (system down time)을 줄이기 위하여 필요한 설계 결정을 돕기 위한 것으로 아래와 같이 6단계의 절차에 따라 수행된다.

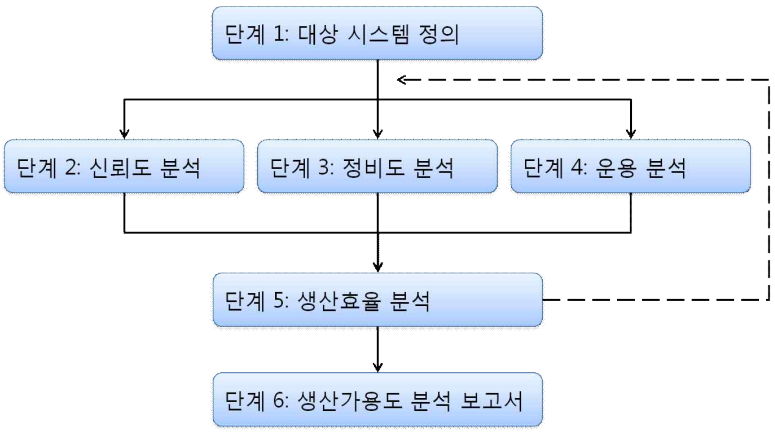


그림 3-13-3 RAM 분석 흐름도

상기 절차에 따라, 시스템이 목표로 하는 신뢰도 성능 또는 요구되는 생산 목표를 충족하기 위하여 필요한 시스템 신뢰도 성능, 유지보수 및 운용 계획을 결정할 수 있으며, 이를 설계에 반영하여 신뢰도 또는 정비도를 개선하기 위해서는 장비

가격과 운용비용 등을 고려한 비용효과 평가가 이루어져야 한다.

(1) 단계 1: 대상 시스템 정의

RAM 분석의 첫 번째 단계는 대상 시스템을 정의하는 것으로, 시스템 정의, 분석을 위한 가정 사항 정의 및 요구되는 분석의 상세 수준을 포함한 RAM 분석 작업의 범위를 정의하는 것으로부터 시작된다.

가용도 분석 범위 정의를 위하여 크게 두 가지 관점에 대한 정의, 즉, 하드웨어 관점에서의 가용도 정의와 시스템 가용도를 만족하기 위하여 필요한 운용활동 요구사항의 정의가 고려되어야 한다. 또한, 분석 대상 시스템을 이해하고 생산가용도 요구조건들을 명확히 해야 하며 이를 바탕으로 RAM 분석 계획을 수립하여야 한다.

시스템 정의 - 대상 시스템에 대한 정확한 이해는 RAM 분석의 목적과 범위를 명확히 정의하기 위한 기초자료가 된다. 이를 위하여 필요한 대상 시스템의 설계/시험/분석 자료가 가용도 분석 팀에 제공되어야 하며, 제공된 자료를 바탕으로 분석 팀은 RAM 분석 목적과 범위를 정의하고 RAM 분석 작업 계획을 수립하여야 한다.

목표 생산효율 - 대상 시스템의 생산효율 목표를 설정하기 위하여, 요구되는 생산량을 고려한 목표 생산효율을 식별하고, 요구되는 시스템의 목표 신뢰도를 식별한다. 요구되는 생산효율의 변경은, RAM 분석 계획에서 시스템의 신뢰도 및 정비도와 운용방식의 변화를 초래한다. 따라서 목표 생산량 및 생산 기간은 분석 초기에 명확히 정의되어야 한다.

가정 사항 - RAM 분석 작업은 대상 시스템을 대상 기간 (생애 주기) 동안 운용함으로써 생산물을 얼마만큼 생산해 낼 수 있는지 시뮬레이션을 통하여 산출하는 작업이다. 시뮬레이션을 통한 생산효율 산출 결과는 현실과는 차이가 있을 수 밖에 없지만, 최대한 실제 운용상황과 근접하도록 대상 시스템의 전 생애 주기 시뮬레이션을 수행하고 시뮬레이션 조건에 대하여 분석 팀과 선주 및 설계 팀 간의 합의를 이루기 위해서는 분석 작업 전 RAM 분석에 대한 가정 사항들을 미리 정리하여야 한다. 또한 정리된 가정 사항들은 모든 관계자들의 검토를 토하여 합의가 이루어져야 한다.

(2) 단계 2: 신뢰도 분석

본 단계는 시스템 신뢰도 분석을 위하여 논리적으로 시스템을 표현하는 신뢰도 모델을 만드는 단계이다. 신뢰도 모델은 주로 신뢰도 블록 선도 (Reliability Block Diagram) 또는 고장수목 (Fault Tree)을 사용하여 구성할 수 있다. 신뢰도 모델을 작성하고 논리적 및 정량적으로 평가하기 위해서는 일반적으로 상용 소프트웨어를 사용하며, 신뢰도 모델 작성 절차는 다음과 같은 단계를 따른다.

- 시스템 정상 운용 상태 정의
- 시스템의 논리적 작동을 고려하여 대상 시스템을 (되도록 가장 큰 단위의) 독립된 장비 또는 부품 단위로 분류

- 효율적으로 신뢰도 모델을 작성하기 위하여 대상 시스템을 필요한 수만큼의 구획으로 분류
- 신뢰도 모델 구성 (시스템이 작동할 수 있도록 각 장비들 및 구획을 논리적으로 연결, 가정 사항 적용 및 데이터 입력)

(3) 단계 3: 정비도 분석

정비도는 수리 또는 부품 교환 작업을 통하여 시스템을 고장 상태에서 정상 운전 상태로 복귀시키는 작업을 의미하며, 여기에서는 시스템 고장 예방을 위한 계획정비 작업과 수리 및 보수 작업을 위한 인력 운용 및 예비 부품 보유 계획을 포함한다. 정비도 분석을 위해서는 다음과 같은 사항들에 대한 정의가 필요하다.

- 계획정비 작업 계획
- 수리 작업 인원 운용 계획(Mobilization time & shift, Number of members, Specialist support, Tools etc.)
- 예비 부품 보유 및 운용 계획(Location of spare parts (Mobilization time, Number, Lead time etc.))
- 고장 모드 별 요구 수리 시간(Active repair time, Repairs to be prioritized, Restart/Ramp-up time etc.)

일반적으로, 활성 수리 시간 (active repair time)에 대한 정보는 신뢰도 데이터베이스를 사용하고, 재시동/생산 시동 시간(restart/ramp-up time)에 대한 정보는 해양플랜트 운용 경험을 바탕으로 산출한다.

(4) 단계 4: 운용 분석

해양플랜트는 운용 조건 또는 운용 계획에 따라 공정 시스템의 구성, 요구되는 신뢰도, 요구되는 생산효율이 결정된다. 운용 분석을 위해서는 다음과 같은 사항들에 대한 정의가 필요하다.

- 시스템 정지 (생산공정 휴지기간/계획 휴지기간) 후 공정 재시동/생산 시동 시간 (Restart delay/Ramp-up time)
- 이중화 장비 운용 계획 (Redundancy equipment start-up)
- 원유 가스 등 생산물 저장 공간 및 이송 계획 (Storage size & export)
- 플레어링 운용 계획 (빈도, 기간, 양)
- 계약 요구 생산량 보상 계획(Security of supply)
- 판매 계획(Sales profile)

(5) 단계 5: 생산효율 분석

생산효율 분석은 상기 분석 내용들을 바탕으로, 정의된 기간 동안의 계획된 생산량에 대한 실제 가능한 생산량의 비율을 산출하는 작업으로, Markov 해석이나

Monte Carlo 해석을 이용한 생애주기 시뮬레이션 (Life-Cycle Simulation)을 수행한다. 생산효율 분석 단계는 생산량에 영향을 미치는 주요 시스템(Critical System)을 식별하고, 이전 단계에서 정의된 조건들을 최적화 할 수 있는 개선방안을 식별하는 과정으로 다음과 같은 단계를 따른다.

- 이전 단계에서 준비된 정보 검토 및 시뮬레이션 수행
- 분석 결과 검토 및 비용효과 평가를 고려한 개선 사항 제안 : 장치/시스템 성능 개선 검토, 공정 구성 개선 검토, 유지/보수 계획 검토, 예비 부품 관리 계획 검토
- 제안된 개선 사항 반영 후 시뮬레이션 재 수행
- 생산효율 분석 결과 검토

생산효율 분석 결과를 바탕으로 설계 및 운용에 대한 개선방안을 마련하기 위하여 플랜트 공정과 관련된 모든 영역을 검토하여야 한다.

(6) 단계 6: RAM 분석 보고서

RAM 분석의 모든 단계에서 정의된 사항들 및 분석 결과는 보고서 작성 시 명확히 기록되어야 한다. RAM 분석 보고서 작성에 있어 최소한 아래 사항들은 명확히 작성되어야 한다.

- 대상 시스템에 대한 RAM 분석 목적
- RAM 분석 범위
- 참조된 서류 목록 및 문헌
- RAM 분석을 위하여 사용된 방법론 및 프로그램
- 분석에 사용된 데이터 목록
- RAM 분석을 위한 가정사항 목록
- RAM 분석 절차
- RAM 분석 결과 및 제안된 개선사항
- 제안된 개선사항에 대한 비용효과 평가 내용
- 분석결과를 고려한 기타 제안사항

14절 LNG-FPSO 개념설계 초기위험분석 (HAZOP, FMEA, Safety concept)

1. Hazard & Operability (HAZOP) Report

가. Introduction

The LNG Plant R&D Center is undertaking the development of the FEED Package for the Korea LNG FPSO with the KSMR (Korea Single Mixed Refrigerant) Liquefaction Unit. The LNG FPSO will be a floating vessel which can receive natural gas, liquefy it to LNG and subsequently offload the LNG directly to an LNG Carrier.
The LNG FPSO will have a capacity of 2.5 MTPA.

Hyundai Heavy Industries (HHI) and GS Engineering & Construction (GS) are undertaking the FEED design for hull side & utilities and top side facilities respectively, while the KSMR Liquefaction Unit is designed by
KOGAS.

Korean Register of Shipping (KR) and IRESC performed a Hazard and Operability (HAZOP) Study for the key topside facilities of the LNG FPSO FEED Package. This report presents the findings and recommendations of the HAZOP Study for the LNG FPSO FEED Package. The sessions for the HAZOP Study were conducted for 10 days from 26th January 2015 to 6th February 2015 in HHI's office, Ulsan, South Korea.

나. Objectives

The prime purpose of Hazard and Operability (HAZOP) study is identification of Hazards and Operability issues that could have a significant impact on the design and operation of the plant, if there is a process deviation away from the safe operating envelope.

A few key objectives are listed below:

- To identify/ analyse potential hazards and operability issues due to deviations from normal process or operating conditions or intended design;

- To evaluate the adequacy of the existing safeguards with respect to safety and operations;
- To identify additional safeguards required for the system under study to address the causes and minimise the consequences of deviation; and
- To recommend ways to mitigate the Consequences of deviations and return to normal and safe operations.

다. Scope & Basis

This report was prepared by KR & IRESC based on the discussions held during the workshop with the representatives from all responsible parties. While workshop studies are recognized techniques and all efforts have been taken to identify hazard scenarios, it cannot provide assurance that every hazard scenario has been identified and mitigated. Thus, hazard identifications need to be a continuous process being taken forward for further stages of the project.

(1) SCOPE OF STUDY
The scope of the HAZOP study included the key topside facilities of the LNG-FPSO FEED Package composing of the following units:

Unit 11 - Inlet Separation
Unit 12 - Acid Gas Removal & Regeneration
Unit 13 - Dehydration
Unit 14 - Mercury Removal
Unit 15 - Fractionation
Unit 16 - Condensate Stabilization & Recompression
Unit 21 - Feed Gas Compression
Unit 31 - NGL Extraction & Liquefaction Booster Compressor
Unit 32, 41, 42 - Liquefaction
Unit 45 - Refrigerant Make-up
Unit 81 - BOG and Fuel Gas

A list of P&IDs studied in the HAZOP study is provided in Annexure A - Drawing List. The other units including process, utilities, hull side (including storages) and Vendor Packages will be studied in the EPC Phase.

(2) BASIS OF STUDY

The HAZOP Study was based on the P&IDs that were given 'Issued for HAZOP'status. The nodes covered in the HAZOP Study were identified and marked-up on the Master P&IDs. The detailed description and contents of each Node analyzed during the study are provided in Annexure B – Node List.

Apart from the Piping and Instrumentation Diagrams (P&IDs), many other key project documents were made available during the sessions and were used as reference.

These include the following:

- Description of the operation (Process Description)
- Process Flow Diagrams (PFDs)
- Lay-out drawings/ plot plans
- Heat and Material Balance
- Cause and Effect Diagrams
- Equipment/ Instrument data sheets

라. HAZOP Sessions

The HAZOP study was held at HHI's office at Ulsan, South Korea. The study was held for a period of 10 session days from 26th January 2015 to 6th February 2015 and was attended by representatives from KOGAS, HHI, GS and KR. The sessions were led by an independent facilitator from IRESC and meeting notes were recorded by a technical scribe also from IRESC.

The HAZOP worksheets and recommendations generated during the workshop were in agreement of all the participants. The detailed list of participants is attached in Annexure C – Attendance List.

마. Methodology

The HAZOP Study was conducted at a high level focusing on the key issues related to the system under review that could have significant impact on the design and where changes need to be incorporated into the design at the early stages.

The HAZOP Study is the step by step qualitative analysis of various logically divided sections of a process facility, to identify potential hazards and operability issues associated with it. This approach is a workshop based group activity comprising of a multi-disciplinary team, which systematically reviews process drawing details, to determine significant issues which are likely during the event of deviations from the normal design intention. The study adopted a combination of Parameter and Guide Word to generate a Deviation from design intent. The causes and consequences of each deviation were identified. Safeguards that can prevent or mitigate the hazard, which are already provided in the design, were identified. In cases where preventive measures were not deemed as sufficient, recommendations were made by the HAZOP team to eliminate or reduce the associated risks. The general representation of the HAZOP methodology is presented in the figure below.

HAZOP is an identifying technique and is not intended as a means of solving problems. It is not intended as a substitute for good initial design and the proper application of safety codes.

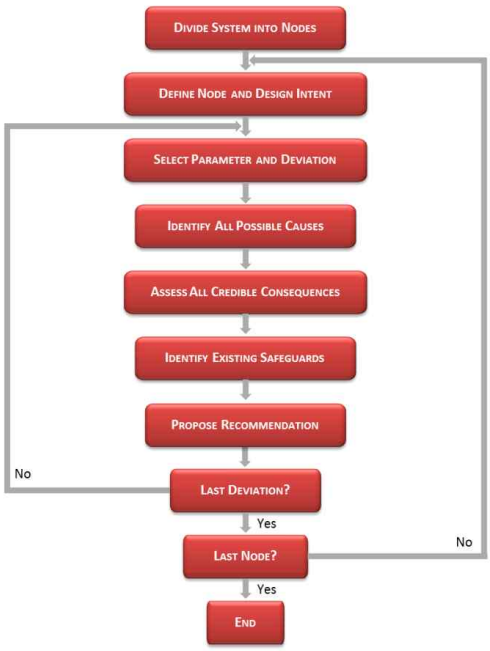


Fig. 3-14-1 HAZOP Procedure

(1) NODES

According to the process functionality, unit design and complexity, the P&IDs subjected to the HAZOP were divided into a number of manageable sections

(i.e. Nodes) for review. The team identified the intention of each node and also recorded the major process conditions. Each selected node was studied consecutively by examining the potential deviations from normal operation that lead to undesired hazards using appropriate set of guidewords. During the analysis, the cause of deviation is always from within the node, however the associated consequence can be anywhere across the process facility.

The detail description and contents of each Node analyzed during the study are provided in Annexure B – Node List.

(2) GUIDEWORDS

HAZOP study was carried out in a systematic and methodical manner on all the nodes using a step by step approach and the application of guidewords to the system under study. Guidewords are simple word/ phrases used to qualify/ quantify the design intention and associated parameters. Deviations for each Node were developed by combining appropriate guidewords and process or other parameters.

A list of Deviations and definitions used in this HAZOP study are presented in Table 3-14-1. Even though the review was conducted at a high level, the study covered all the guidewords from the table below and causes, consequences and safeguards were discussed for all identified scenarios although only key issues were recorded.

Table 3-14-1 HAZOP Deviation and Definitions

System Parameters	Guide Word	Remarks
Flow	More	
	No/Less	
	Reverse	
Pressure	High	
	Less	Includes vacuum
Temperature	High	
	Low	Includes cryogenic conditions
Level	High	
	Low	
Others	Other than	Tube Rupture, Utility failure, Composition Change, etc.

(3) CAUSES / CONSEQUENCES / SAFEGUARDS

The potential causes and respective consequences for each deviation were assessed. Causes of the deviation included malfunction of process control

systems, blockages or any operational errors, etc., leading to hazards such as potential loss of containment or operability issues.

The existing safeguards in the design to protect the hazards were also identified and remedial actions were considered where required. The team members evaluated qualitatively to decide whether existing design safeguards were sufficient, or whether additional actions were necessary to reduce risk to an acceptable level.

(4) STUDY RECOMMENDATIONS

Where potential issues / areas for further improvement were identified, these were recorded as a HAZOP recommendation for further actions. These recommendations are in agreement of the team and follow-up / close out of each recommendation will be carried out by the responsible parties separately.

(5) STUDY ASSUMPTIONS

HAZOP study assumptions are required to ensure the study remains focused to identify hazards and operability issues under certain rules and guidelines. The assumptions detailed below are based on good engineering practices and are valid across various facilities. The list of assumptions was also agreed with the HAZOP team at the beginning of the study.

- Equipment designed for the facility are suitable for the subjected process operating and design condition; Rupture of equipment will not be considered except for tube rupture/ seal leak, however overall gas leak/fire scenario will be reviewed (e.g. for emergency isolation etc.);
- Pressure Safety Valves, Rupture discs, mechanical stops etc. type of mechanical protection devices are expected to be available, when on demand;
- Non return valves/check valves for clean fluids and subjected to frequent demand are considered less prone to failure;
- Single check valve is adequate for reverse flow or excessive temperature difference across the valve, unless special circumstances exist. For overpressure protection due to reverse pressure against a check valve, pressure relief devices shall be assessed in accordance with project specifications;
- Instrumentation layer of protection like interlock / shutdown system / trip are deemed as protection/safeguard and are considered adequate;

- Lock Open/ Lock Closed (LO/ LC) are considered to hold;
- The facility under design or operation will be well maintained;
- Events like natural calamity (e.g. earthquake, flooding etc.), dropped objects, terrorism or sabotage are not considered;
- Double jeopardy or simultaneous occurrence of two independent failures is not considered except in special cases where the consequence is severe and hence the risks may be significant;
- Environmental impact due to gas dispersion from continuous emissions are not part of HAZOP as it is handled by an independent study;
- Loss of production is a consequence of any shutdown. Hence not mentioned explicitly for each consequence;
- To avoid duplication, similar process system / equipment which are parallel (including spare equipment, parallel trains) will not be covered. However, all actions recorded during the HAZOP are applicable to all such systems / equipment. Also, simultaneous operation of parallel systems and related interconnection issues will be reviewed, as necessary;
- HAZOP is a qualitative study and no quantitative analysis will be performed in the session;
- Some recommendations proposed may require further review and analysis outside the session;
- Solutions may be proposed but need not to be finalized during the session;
- No design work will be done during HAZOP session; and
- As far as the alarm settings are in accordance with the general alarm setting criteria, operator actions required in control room are expected to be completed within the intended time. The time required for field operator action will be discussed on a case-by-case basis.

(6) RECORDING

The discussions during the study were recorded in the study worksheets using PHA-Pro 8 by IHS (distributed by AcuTech). The study worksheets including any recommendations were projected on the screen and are in agreement of all participants. As highlighted earlier, the study was conducted at a high level focusing on the key issues related to the system under review or if the issue was considered significant by the team. The completed worksheets are included in Annexure E – HAZOP Worksheets.

바. Conclusion

The HAZOP study generated a total of 252 recommendations/ action items. A list of recommendations is provided in Annexure D – Recommendation List. The recommendations raised by the HAZOP team include items for further review discussions and/ or changes to the current design, which will improve the safety or the operability of the facility. These recommendations are in agreement of the team and follow-up / close out of each will be carried out by the responsible parties separately.

2. FMECA Report

가. Introduction

(1) General
This study performed FMECA to resolve the potential failures in the developed LNG-FPSO. It concentrated on the liquefaction system because it was a novel process recently developed, being one of the most complex systems in LNG-FPSO.

This study conducted FMECA following the procedure:
1. FMECA prerequisites
2. System structure analysis
3. Failure analysis and preparation of FMECA worksheets
4. Team review
5. Corrective actions

First, the liquefaction system to be analyzed was defined. The boundary of the liquefaction system was determined, and the main system missions and functions were identified. Available information relevant to the liquefaction system was collected: PFD (Process Flow Diagram), heat and mass balance, and design basis. Second, a system structure diagram was drawn to indicate how the equipment was connected to fulfill the required mission. The liquefaction system was divided into three sub-systems: liquefaction, end flash, and refrigerant. Although FMECA was performed in the main equipment level such as a compressor and a heat exchanger, the system structure diagram included the lower levels such as valves. Third, failure modes and failure mechanisms

(failure causes) were investigated using 'OREDA handbook' and then the FMECA worksheets were prepared. Fourth, FMECA workshop was held. The FMECA results showed that the developed liquefaction system was properly designed because the highest RPN was just 18. (The maximum RPN is theoretically 125.) The refrigerant part had relatively many failure modes that had high RPN because the refrigerant part was manly composed of compressors.

*This FMECA was conducted under the limited conditions.

(2) What is FMECA?

Failure modes, effects, and criticality analysis (FMECA) is a methodology to identify and analyze:

- All potential failure modes of the various parts of a system
- The effects these failures may have on the system
- How to avoid the failures, and/or mitigate the effects of the failures on the system.

Initially, the FMECA was called FMEA. The C in FMECA indicates that the criticality (or severity) of the various failure effects are considered and ranked. FMEA is often used as a synonym for FMECA. The distinction between the two terms has become blurred.

FMECA was one of the first systematic techniques for failure analysis. It was developed by the U.S. Military. The First guide line was Military Procedure, MIL-1629 "Procedure for performing a failure mode, effects and criticality analysis" dated November 9, 1949. It has been
the most widely used reliability analysis technique in the initial stages of product/system development.

FMECA is usually performed during the conceptual and initial design phases of the system in order to assure that all potential failure modes have been considered and the proper provisions have been made to eliminate these failures.

The purpose of FMECA is as follows.

- Assist in selecting design alternatives with high reliability and high safety potential during the early design phases.

- Ensure that all conceivable failure modes and their effects on operational success of the system have been considered.
- List potential failures and identify the severity of their effects.
- Develop early criteria for test planning and requirements for test equipment.
- Provide historical documentation for future reference to aid in analysis of field failures and consideration of design changes.
- Provide a basis for maintenance planning.
- Provide a basis for quantitative reliability and availability analyses.

The FMECA should be initiated as early in the design process, where we are able to have the greatest impact on the equipment reliability. The Locked-in cost versus the total cost of a product is illustrated in Fig. 3-14-2.

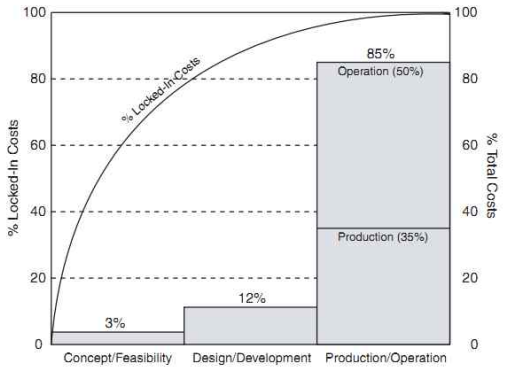


Fig. 3-14-2 Locked-in cost vs. total cost of product

- Types of FMECA

Design FMECA is carried out to eliminate failures during equipment design, taking into account all types of failures during the whole life - span of the equipment.

Process FMECA is focused on problems stemming from how the equipment is manufactured, maintained or operated.

System FMECA looks for potential problems and bottlenecks in large processes, such as entire production lines.

✓ Bottom-up approach

The bottom-up approach is used when a system concept has been decided. Each component on the lowest level of indenture is studied one-by-one. The bottom-up approach is also called hardware approach. The analysis is complete since all components are considered.

✓ Top-down approach

The top-down approach is mainly used in an early design phase before the whole system structure is decided. The analysis is usually function oriented. The analysis starts with the main system functions - and how these may fail. Functional failures with significant effects are usually prioritized in the analysis. The analysis will not necessarily be complete. The top-down approach may also be used on an existing system to focus on problem areas.

- FMECA application areas

✓ Design engineering

The FMECA worksheets are used to identify and correct potential design related problems.

✓ Manufacturing

The FMECA worksheets may be used as input to optimize production, acceptance testing.

✓ Maintenance planning

The FMECA worksheets are used as an important input to maintenance planning. For example, as part of reliability centered maintenance (RCM). Maintenance related problems may be identified and corrected

- FMECA standards

✓ MIL-STD 1629 "Procedures for performing a failure mode and effect analysis"

✓ IEC 60812 "Procedures for failure mode and effect analysis (FMEA)"

✓ BS 5760-5 "Guide to failure modes, effects and criticality analysis (FMEA and FMECA)"

✓ SAE ARP 5580 "Recommended failure modes and effects analysis (FMEA) practices for non-automobile applications"

✓ SAE J1739 "Potential Failure Mode and Effects Analysis in Design (Design FMEA) and Potential Failure Mode and Effects Analysis in Manufacturing and Assembly Processes (Process FMEA) and Effects Analysis for Machinery (Machinery FMEA)"

✓ SEMATECH (1992) "Failure Modes and Effects Analysis (FMEA): A Guide for Continuous Improvement for the Semiconductor Equipment Industry"

(3) How to perform FMECA?

Fig. 3-14-3 shows main steps for FMECA.

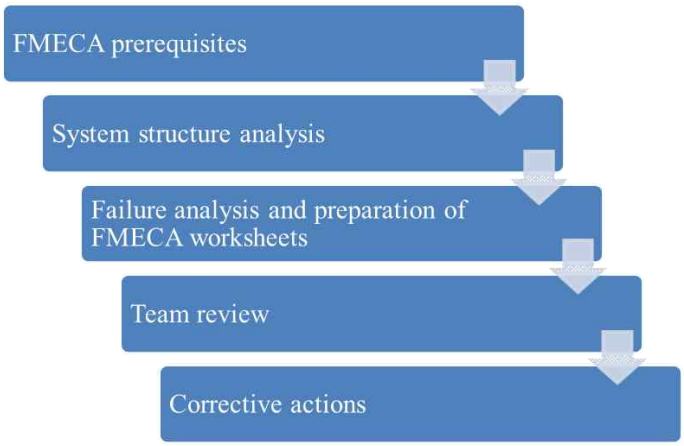


Fig. 3-14-3 General procedure for FMECA

(가) FMECA prerequisites

Define the system to be analyzed

- System boundaries (which parts should be included and which should not)
- Main system missions and functions (including functional requirement)
- Operational and environmental conditions to be considered (Interfaces that cross the design boundary should be included in the analysis

Collect available information that describes the system to be analyzed; including drawing, specifications, schematics, component lists, interface information, functional descriptions, and so on.

Collect information about previous and similar designs from internal and external sources; including interviews with design personnel, operations and maintenance personnel, components suppliers, and so on.

(나) System structure analysis

Divide the system into manageable units - typically functional elements. To what level of detail we should break down the system will depend on the objective of the analysis. It is often desirable to illustrate the structure by a hierarchical tree diagram as shown in Fig. 3-14-4.

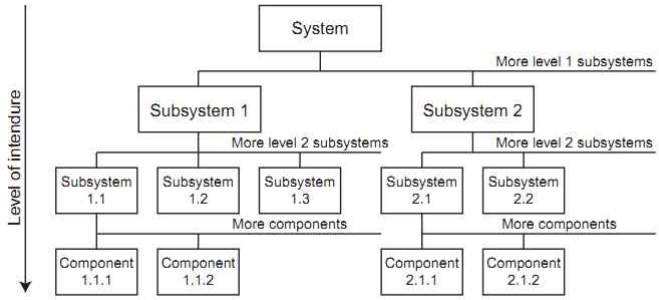


Fig. 3-14-4 Hierarchical tree diagram

In some applications it may be beneficial to illustrate the system by a functional block diagram (FBD) as illustrated in Fig. 3-14-5.

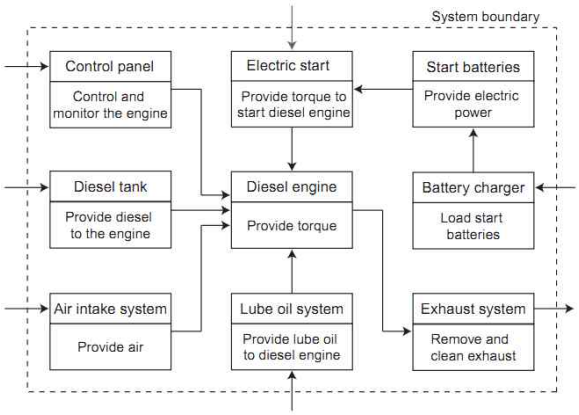


Fig. 3-14-5 Functional block diagram

The analysis should be carried out on an as high level in the system hierarchy as possible. If unacceptable consequences are discovered on this level of resolution, then the particular element (subsystem, sub-subsystem, or component) should be divided into further detail to identify failure modes and failure causes on a lower level. To start on a too low level will give a complete analysis, but may at the same time be a waste of efforts and money.

(다) Failure analysis and preparation of FMECA worksheets

A suitable FMECA worksheet for the analysis has to be decided. In many cases the client (customer) will have requirements to the worksheet format. For example to fit into his maintenance management system.

For each system element (subsystem, component) the analyst must consider all the functions of the elements in all its operational modes, and ask if any failure of the element may results in any unacceptable system effect. If the answer is NO, then no further analysis of that element is necessary. If the answer is YES, then the element must be examined further.

Fig. 3-14-6 shows a sample worksheet covering the most relevant columns.

System: Performed by:

Ref. drawing no.: Date: Page: of

Description of unit			Description of failure			Effect of failure					
Ref. no	Function	Opera-tional mode	Failure mode	Failure cause or mechanism	Detection of failure	On the subsystem	On the system function	Failure rate	Severity ranking	Risk reducing measures	Comments
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)

Fig. 3-14-6 Sample of FMECA worksheet

① In the first column a unique reference to an element (subsystem or component) is given. It may be a reference to an id. in a specific drawing, a so-called tag number, or the name of the element.

② The functions of the element are listed. It is important to list all functions. A checklist may be useful to secure that all functions are covered.

③ The various operational modes for the element are listed. Example of operational modes are: idle, standby, and running. Operational modes for an airplane include, for example, taxi, take-off, climb, cruise, descent, approach, fl are-out, and roll. In applications where it is not relevant to distinguish between operational modes, this column may be omitted.

④ For each function and operational mode of an element the potential failure modes have to be identified and listed. Note that a failure mode should be defi ned as a nonfulfillment of the functional requirements of the functions specified in column 2.

⑤ The failure modes identified in column 4 are studied one-by-one. The failure mechanisms (e.g., corrosion, erosion, fatigue) that may produce or contribute to a failure mode are identified and listed. Other possible causes of the failure mode should also be listed. If may be beneficial to use a checklist to secure that all relevant causes are considered. Other relevant sources include: FMD-97 "Failure Mode/Mechanism Distributions" published by RAC, and OREDA (for off shore equipment)

⑥ The various possibilities for detection of the identified failure modes are listed. These may involve diagnostic testing, different alarms, proof testing, human perception, and the like. Some failure modes are evident, other are hidden. The failure mode "fail to start" of a pump with operational mode "standby" is an example of a hidden failure.
In some applications an extra column is added to rank the likelihood that the failure will be detected before the system reaches the end-user/customer. The following detection ranking may be used.

Ranking	Detectability, %
5	< 5
4	05 - 19
3	20 - 49
2	50 - 99
1	Almost all

Fig. 3-14-7 Rank of detectability of failure mode

⑦ The effects each failure mode may have on other components in the same subsystem and on the subsystem as such (local effects) are listed.

⑧ The effects each failure mode may have on the system (global effects) are listed. The resulting operational status of the system after the failure may also be recorded, that is, whether the system is functioning or not, or is switched over to another operational mode. In some applications it may be beneficial to consider each category of effects separately, like: safety effects, environmental e ffects, production availability effects, economic effects, and so on.

⑨ Failure rates for each failure mode are listed. In many cases it is more suitable to classify the failure rate in rather broad classes. The following

indicates an example of such a classification.

- Very unlikely Once per 1000 years or more seldom
- Remote Once per 100 years
- Occasional Once per 10 years
- Probable Once per year
- Frequent Once per month or more often

⑩ The severity of a failure mode is the worst potential (but realistic) effect of the failure considered on the system level (the global effects). The following severity classes for health and safety effects are sometimes adopted.

Ranking	Consequence (Severity)	
	Personnel	Asset, MUSD
5	Fatality	1
4	Heavy injury	0.1
3	Light injury with workday loss	0.01
2	Light injury	0.001
1	No impact	Negligible

The smaller the RPN the better – and – the larger the worse. When using the risk priority number, we sometimes use an alternative worksheet with separate columns for O, S, and D as shown in Fig. 3-14-9.

Project: Version: Date:

System: Subsystem: Teamwork leader:

Id.	Comp.	Function	Failure mode	Failure cause	Local effects	Global effects	S	O	D	RPN	Corrective actions

Fig. 3-14-9 Alternative worksheet

(라) Team review

A design FMECA should be initiated by the design engineer, and the system/process FMECA by the systems engineer. The following personnel may participate in reviewing the FMECA (the participation will depend on type of equipment, application, and available resources):

- Project manager
- Design engineer (hardware/software/systems)
- Test engineer
- Reliability engineer
- Quality engineer
- Maintenance engineer
- Field service engineer
- Manufacturing/process engineer
- Safety engineer

The main objectives of a team review are to decide whether or not the system is acceptable and to identify feasible improvements of the system to reduce the risk. This may be achieved by:

(a) Reducing the likelihood of occurrence of the failure

(b) Reducing the effects of the failure

(c) Increasing the likelihood that the failure is detected before the system reaches the end-user.

If improvements are decided, the FMECA worksheets have to be revised and the RPN should be updated. Problem solving tools like brainstorming, flow charts, Pareto charts and nominal group technique may be useful during the review process.

(마) Corrective action

The risk may be reduced by introducing design changes, engineered safety features, safety devices, warming devices, and procedures/training. The suggested corrective actions are reported, for example, as illustrated in Fig. 3-14-10.

Xfmea

RECOMMENDED ACTIONS
(Summary Report)

Date: 3/26/2003
Page 5 of 9

#	Recommended Action(s)	Target Completion Date	Responsibility	Actions Taken	Item	Potential Cause(s)/Mechanism(s) of Failure	Priority
1	Add laboratory accelerated corrosion testing.	3/25/2003	A. Tate Body Engrg	Based on test results (Test No. 1491) upper edge spec raised 125 mm.	Front Door L.H.	Upper edge of protective wax application specified for inner door panels is too low.	
2	Add laboratory accelerated corrosion testing.	3/28/2003	A. Tate Body Engrg	Test results (Test No. 1491) show specified thickness is adequate.	Front Door L.H.	Insufficient wax thickness specified.	
3	Conduct Design of Experiments (DOE) on wax thickness.	3/28/2003	A. Tate Body Engrg	DOE shows 25% variation in specified thickness is acceptable.	Front Door L.H.	Insufficient wax thickness specified.	
4	Add team evaluation using production spray equipment and specified wax.	3/28/2003	Body Engrg & Assy Ops	Based on test, addition vent holes will be provided in affected areas.	Front Door L.H.	Entrapped air prevents wax from entering cornerledge access.	
5	Add team evaluation using design aid buck and spray head.	3/28/2003	Body Engrg & Assy Ops	Evaluation showed adequate access.	Front Door L.H.	Insufficient room between panels for spray head access.	

Fig. 3-14-10 Example of corrective action

나. PREPARATION FOR FMECA WORKSHOP

(1) Prerequisites

The purpose of this study is to resolve potential failures of the developed LNG-FPSO by FMECA. LNG-FPSO is composed of many systems to produce, liquefy and keep LNG and NGL as shown in Fig. 3-14-11. This study focuses on a liquefaction system because it was a novel process recently developed, being one of the most complex systems in LNG-FPSO.

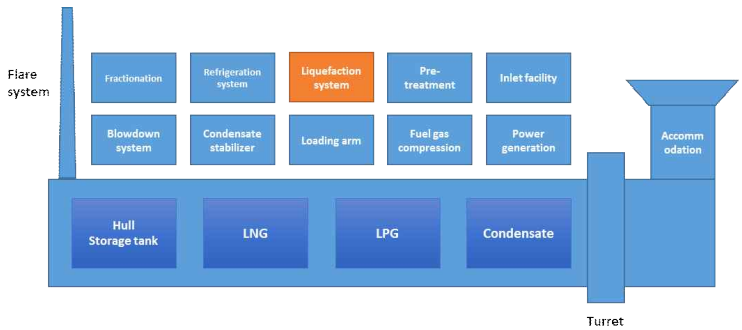


Fig. 3-14-11 Functional block diagram of LNG-FPSO

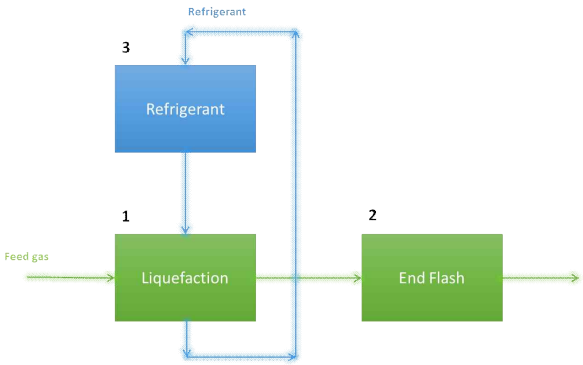


Fig. 3-14-12 Functional block diagram of liquefaction system

Fig. 3-14-12 shows the functional block diagram of the liquefaction system. The liquefaction system is mainly divided into three parts: liquefaction, end flash and refrigerant. Feed gas (high pressure) is liquefied in the liquefaction part by refrigerant. The refrigerant is compressed to continuously supply the cold energy to the liquefaction part. The expander in the end flash part expands the pressurized LNG. Produced LNG is transferred into the LNG storage tanks.

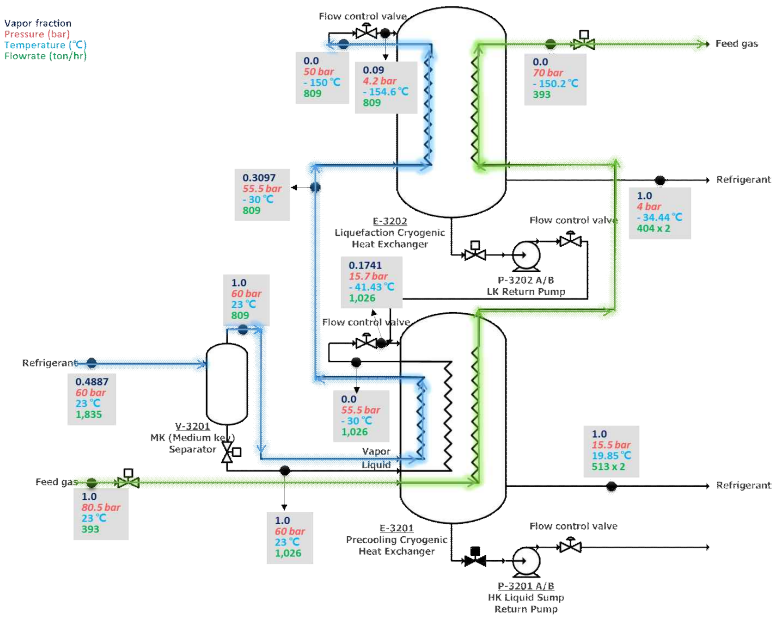


Fig. 3-14-13 Simplified process flow diagram of liquefaction part

Fig. 3-14-13 shows the simplified process flow diagram of a liquefaction part. The liquefaction part liquefies the feed gas through refrigerant in the two LNG heat exchangers. The first heat exchanger decreases the temperature of feed gas and second heat exchanger liquefies the precooled feed gas. The refrigerant is

expanded itself to provide cold energy to the two heat exchangers. The refrigerant, absorbs the heat and then it is cycled to the refrigerant part.

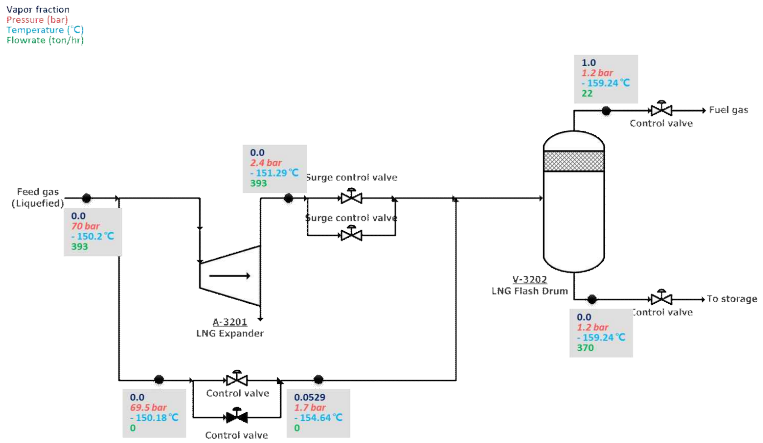


Fig. 3-14-14 Simplified process flow diagram of end flash part

Fig. 3-14-14 shows the simplified process flow diagram of end flash part. The pressurized LNG is expanded by a LNG expander. If the LNG expander is not available to perform its function, the control valves will be utilized instead of the LNG expander. The expanded pressurized LNG is separated to vapor and liquid. The LNG is transferred into the LNG storage tank and the remain feed gas (vapor) is used for gas turbines as fuels.

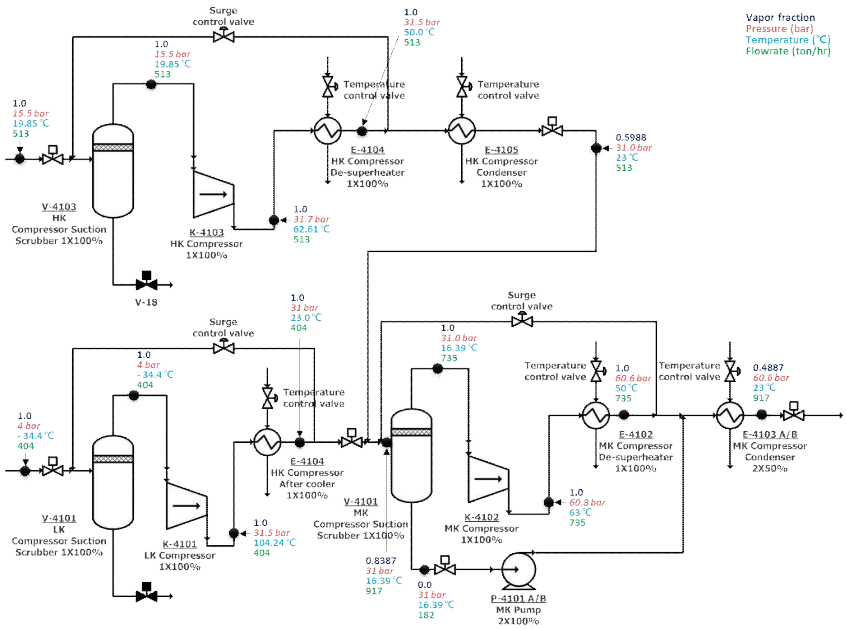


Fig. 3-14-15 Simplified process flow diagram of refrigerant part

Fig. 3-14-15 shows the simplified process flow diagram of the refrigerant part.

The refrigerant part is divided into three sub-parts: HK compression, LK compression, and MK compression sub-part. The HK compression part increases the pressure of the refrigerant from 15.5 bar to 31.0 bar while the LK compression part enhances the pressure of the refrigerant from 4.0 bar to 31.0 bar. The LK compression part requires the multi stages compressor. The compressed refrigerant in the HK and LK compression part is inserted into MK compression part. The Mk compression part increases the pressure of the refrigerant from 31.0 bar to 60.6 bar.

(2) Functional structure analysis of LNG-FPSO

In this section, system structure diagrams are drawn.

Topside Liquefaction

- Liquefaction: The Liquefaction system liquefy the feed gas using refrigerant (low temperature) at the heat exchangers. There are two heat exchangers; One is for precooling and the other is for liquefaction.

✓ Precooling
✓ Liquefaction

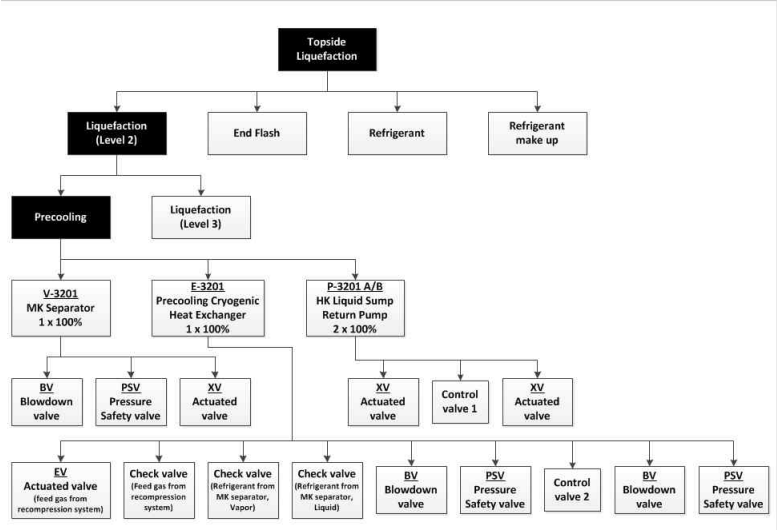
- End Flash: The pressurized LNG is expanded by a LNG expander or a J-T valve from 70 bar (-149.8 °C) to 1.2 bar (-159.2 °C) in the end flash section. If the turbine is not operated properly, the J-T valve (control valve) will be operated.

✓ Expansion
✓ Flashing

- Refrigerant: The refrigerant system compresses the refrigerant from 'Liquefaction cryogenic heat exchanger' and 'Precooling cryogenic heat exchanger'. It is comprised of HK compression, MK compression, and LK compression system.

✓ HK Compression
✓ LK Compression
✓ MK Compression

Precooling



The precooling system decreases the temperature of the feed gas from 26 °C to - 27.1 °C.

- V-3201 MK Separator

MK separator separates the vapor and the liquid of the refrigerant from MK compressor. Both the vapor and the liquid go to the Precooling cryogenic heat exchanger.

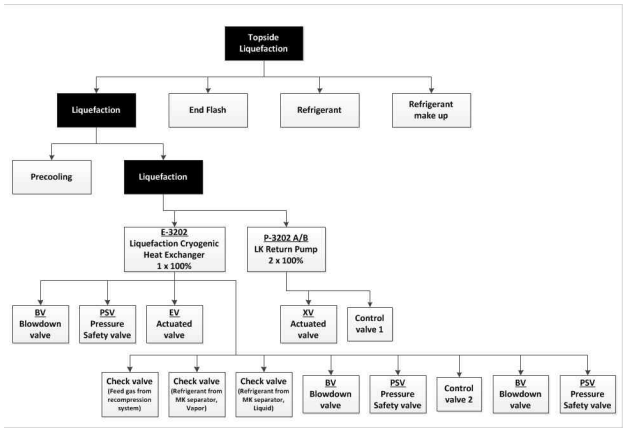
- E-3201 Precooling Cryogenic Heat Exchanger

The precooling cryogenic heat exchanger decrease the temperature of the incoming refrigerant and feed gas using the expanded refrigerant (55.5 → 15.7 bar, 26 °C → -38.66 °C). The incoming refrigerant (liquid) is expanded at the J-T valve after cooling. The temperature of the incoming refrigerant and the feed gas is decreased to -27.1 °C.

- P-3201 A/B HK Liquid Sump Return Pump

HK liquid sump return pump is normally closed. When it is required, the pump will increase the pressure of the refrigerant to transport it.

Liquefaction



Liquefaction system liquefies the feed gas and the temperature of the feed gas is decreased from -27.1 °C to - 148.9 °C (70 bar).

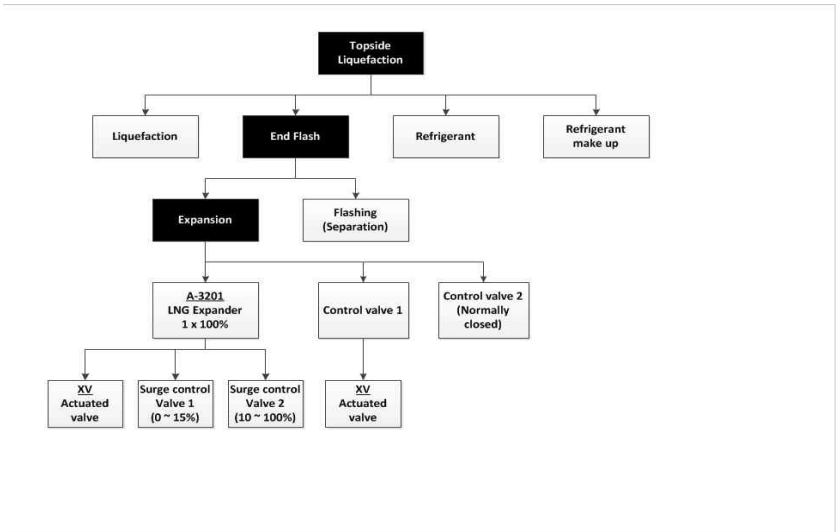
● E-3203 Liquefaction Cryogenic Heat Exchanger

The liquefaction cryogenic heat exchanger decreases the temperature of the refrigerant and the feed gas using the expanded refrigerant. The temperature of the incoming refrigerant and the feed gas are decreased from -27.1 °C to -149.8 °C. The pressure and temperature of the expanded refrigerant are decreased from 50.0 bar (-148.9 °C), to 4.2 bar (-154.6 °C), respectively.

● P-3202 A/B LK Return Pump

The LK return pump increases the pressure of the expanded refrigerant from 4.2 to 15.7 bar to send it to the precooling cryogenic heat exchanger.

Expansion



The pressurized LNG in the high pressure is expanded to 1.2 bar (almost atmospheric pressure) by a LNG expander turbine or a J-T valve.

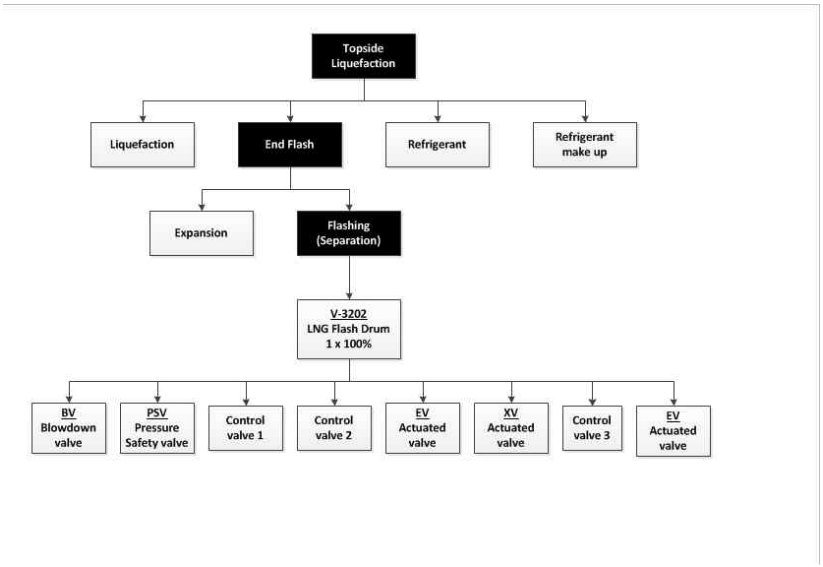
- A-3201 LNG Expander

The pressurized LNG which is in 70 bar (-149.8 °C) is expanded to 1.2 bar (-159.2 °C. After LNG expander, the LNG is produced. (*Although a general expander allows only a fluid in the vapor state, a liquid is expanded in a LNG expander)

- Control valve 1 (normally flow-rate is 0.)

When the LNG expander is not operated suitably, the control valve 1 will perform LNG expander's function. (The efficiency of control valve (J-T valve) is lower than the LNG expander)

Flashing

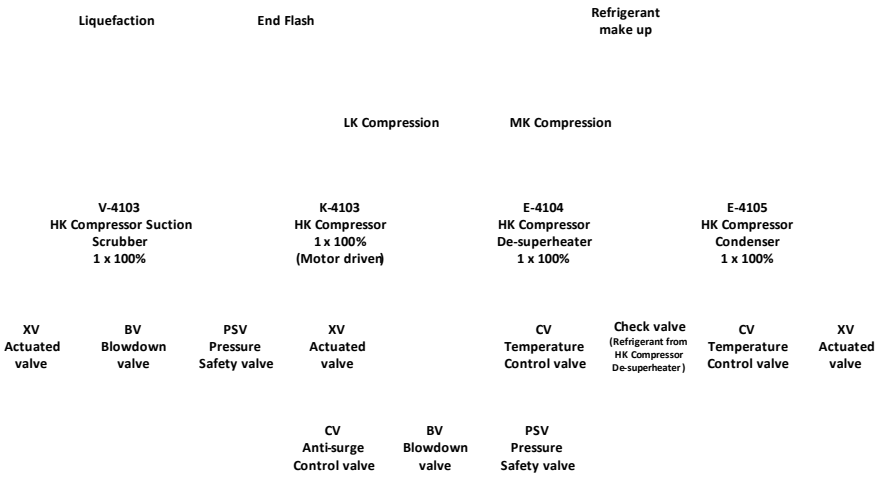


The feed gas which is composed of liquid and vapor is separated at the flash drum. The liquid is transported to the storage tanks and the vapor is moved to the fuel gas supply system.

- V-3202 LNG Flash Drum

The LNG flash drum divides liquid from vapor. After expander some of the feed gas is changed to vapor.

HK Compression



HK compression system increases the pressure of the refrigerant from the precooling cryogenic heat exchanger from 15.5 bar (19.85 °C) to 31.0 bar (23 °C).

- V-4103 HK Compressor Suction Scrubber

HK compressor suction scrubber separates the vapor and the liquid of the refrigerant from the precooling cryogenic heat exchanger before the refrigerant enters the HK compressor to protect the compressor.

- K-4103 HK Compressor

The HK compressor increase the pressure of the incoming refrigerant from 15.5 bar to 31.7 bar. This compressor is driven by the motor.

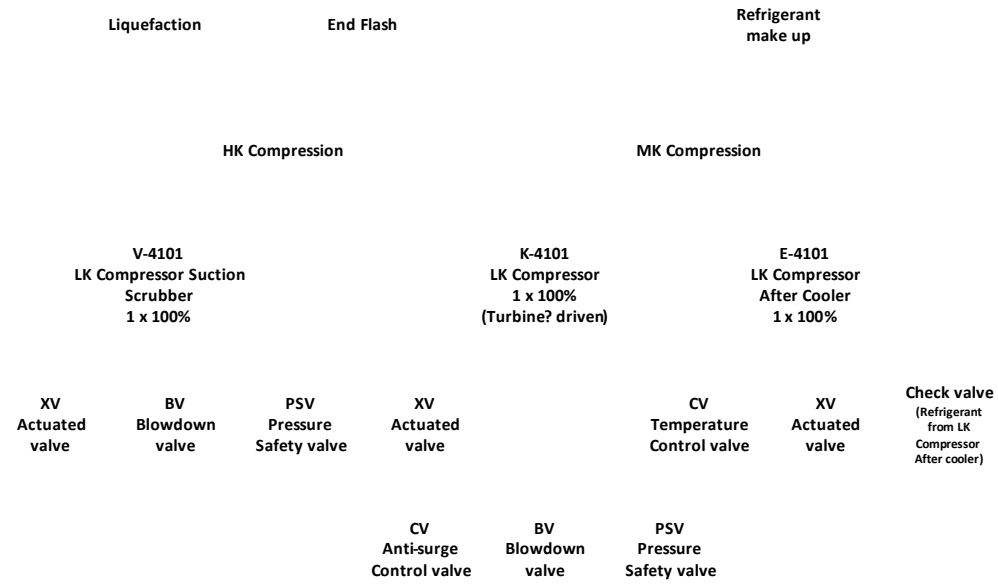
- E-4104 HK Compressor De-superheater

The HK compressor de-superheater decreases the temperature of the compressed refrigerant from 62.61 °C to 50.0 °C.

- E-4105 HK Compressor Condenser

The HK compressor condenser decreases the temperature of the compressed refrigerant from 50.0 °C to 23.0 °C. It also condense some of the compressed refrigerant (Vapor fraction: 0.5988 after the HK compressor condenser).

LK Compression



LK compression system increases the pressure of the refrigerant from the liquefaction cryogenic heat exchanger from 4.0 bar (-34.44 °C) to 31.0 bar (16.39 °C).

● V-4101 LK Compressor Suction Scrubber

LK compressor suction scrubber separates the vapor and the liquid of the refrigerant from the precooling cryogenic heat exchanger before the refrigerant enters the LK compressor to protect the compressor.

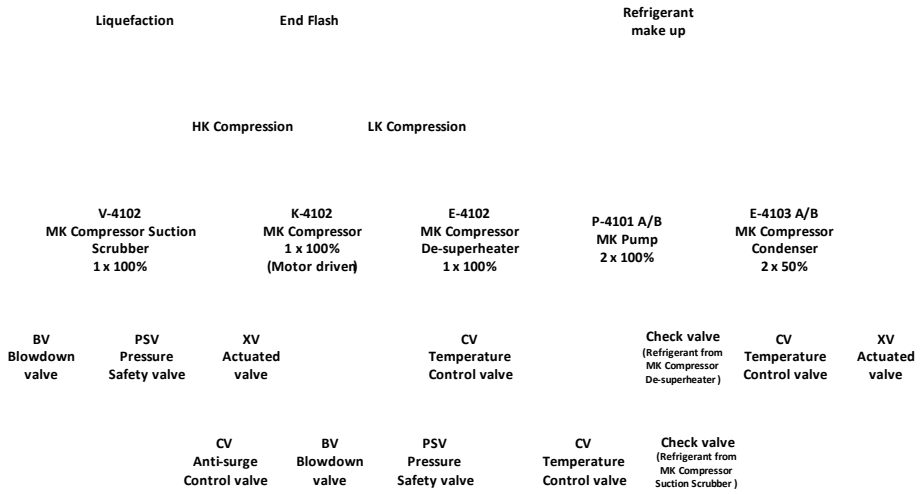
● K-4101 LK Compressor

The LK compressor increase the pressure of the incoming refrigerant from 4.0 bar to 31.0 bar. This compressor is driven by a gas turbine.

● E-4101 LK Compressor After Cooler

The LK compressor after cooler decreases the temperature of the compressed refrigerant from 104.24 °C to 23.0 °C.

MK Compression



LK compression system increases the pressure of the refrigerant from the liquefaction cryogenic heat exchanger from 4.0 bar (-34.44 °C) to 31.0 bar (16.39 °C).

- V-4102 MK Compressor Suction Scrubber

MK compressor suction scrubber separates the vapor and the liquid of the refrigerant from the LK and HK compression system before the refrigerant enters the MK compressor to protect the compressor.

- K-4102 MK Compressor

The MK compressor increase the pressure of the incoming refrigerant from 31.0 bar to 60.8 bar. This compressor is driven by a gas turbine.

- E-4102 MK Compressor De-superheater

The MK compressor de-superheater decreases the temperature of the compressed refrigerant from 63 °C to 50.0 °C.

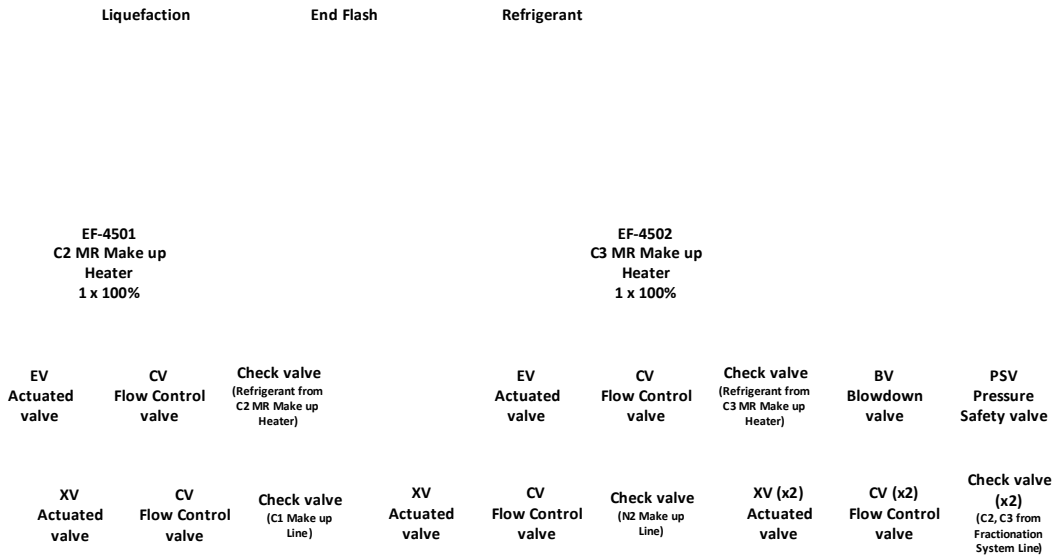
- E-4103 A/B MK Compressor Condenser

The MK compressor condenser decreases the temperature of the compressed refrigerant from 50.0 °C to 23.0 °C. It also condense some of the compressed refrigerant (Vapor fraction: 0.4887 after the HK compressor condenser).

● P-4104 A/B MK Pump

The MK pump compresses the liquid refrigerant from 31.0 bar to 60.6 bar like the MK compressor.

Refrigerant Make up



● EF-4501, EF-4502 C2, C3 MR Make up Heater

The 'MR Make up Heater' increases the temperature of the fluid (C2, C3) before these fluids are supplied to the heat exchangers.

(3) Failure Analysis and Preparation of FMECA Worksheets

(가) Failure Analysis

Failure modes and failure mechanisms are investigated using 'OREDA handbook'.

(나) Preparation of FMECA worksheets

Fig. 3-14-16 shows the prepared FMECA worksheet

Description of item				Description of failure			Effect of failure		Failure Rate ranking (1-5)	Severity ranking (1-5)	Detectability ranking (1-5)	RPN (1-125)	Risk reducing measures	Comments
Ref. No	Item Description	Function	Operational mode	Failure mode	Failure cause or mechanism	Detection of failure	On the subsystem	On the system function						
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)
Liquefaction system - Liquefaction														
V-3201	MK (Medium key) Separator	Separate vapor and liquid of refrigerant from MK compressor	Running	Abnormal instrument reading	*Blockage/plugged *Fault signal/indication/alarm *Instrument failrue *Miscellaneous external influences *Out of adjustment									
				External leakage	*Errosion *Leakage *Wear									
				Plugged/Choked	*Blockage/plugged									
				Minor in service problems	*Instrument failure *Material failure *Miscellaneous external influece									
E-3201	Precooling Cryogenic Heat Exchanger	Decrease temperature of incoming refrigerant and feed gas using expanded refrigerant		Abnormal instrument reading	*Fault signal/indicaatio/alarm *Instrument failure									
				Insufficient heat transfer	*Earth/isolation fault *Electrical failure *Looseeness *Mechanical failure *Miscellanneous *Open circuit *Wear									
				Paramter deviation	*Electrical failure *Mechanical failure *Vibration									
				Minor in service problems	*Breakage *Clearance/alignment failure *Looseness *Mechanical failure *Vibration *Wear									

Ranking	Frequency, per year	Consequence (Severity)		Detectability, %
		Personnel	Asset, MUSD	
5	> 10	Fatality	1	< 5
4	1 - 10	Heavy injury	0.1	05 - 19
3	0.1 - 1	Light injury with workday loss	0.01	20 - 49
2	0.01 - 0.1	Light injury	0.001	50 - 99
1	0.001 - 0.01	No impact	Negligible	Almost all

Fig. 3-14-16

Fig. 3-14-17 indicates the rank

Sunghub Lee (Ph.D. candidate, KAIST)
Sanghuk Lee (Master degree student, KAIST)
Juwon kim (Master degree student, KAIST)
Sangick Lee (Senior researcher, Korean Register)
Choungho Choung (Principal researcher, Korean Register)
Woojun Kim (Senior researcher, Korean Register)

(나) FMECA Worksheets

Description of item				Description of failure			Effect of failure		Failure Rate ranking (1-5)	Severity ranking (1-5)	Detectability ranking (1-5)	RPN (1-125)	Risk reducing measures	Comments
Ref. No	Item Description	Function	Operational mode	Failure mode	Failure cause or mechanism	Detection of failure	On the subsystem	On the system function						
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)	(13)	(14)	(15)
Liquefaction system - Liquefaction														
V-3201	MK (Medium key) Separator	Separate vapor and liquid of refrigerant from MK compressor	Running	Abnormal instrument reading	*Blockage/plugged *Fault signal/indication/alarm *Instrument failrue *Miscellaneous external influences *Out of adjustment	*Diagnostic testing *Alarms *Proof testing *Human perception	*Operation interrupt, possibly leading to shut down of MK Separator, Precooling (no redundancy)	*Operation interrupt, possibly leading to shut down of liquefaction (no redundancy)	2	3	1	6	*Frequent maintenance and proof reading *Reliable instrument *Frequent inspection by operator	*It assumed that shutdown is not always activated under the abnormal instrument reading (Because the operator can regonize the failure as reading other instrument indication.)
				External leakage	*Errosion *Leakage *Wear	*Fire/gas detector *Human perception	*Shut down of MK Separator	*Shut down and production loss	1	5	2	10		*We assumed that it is not a tiny leak. *The fluid is flammable.
				Plugged/Choked	*Blockage/plugged	*Diagnostic testing *Alarms *Proof testing *Human perception	*Shut down of MK Separator	*Shut down of liquefacion	1	5	1	5		
				Minor in service problems	*Instrument failure *Material failure *Miscellaneous external influece	N/A	N/A	N/A						

Total 19 components in the liquefaction system are investigated and 65 failure modes are analyzed. Fig. 3-14-18 shows the number of occurrence depending on RPN. The highest RPN is 18, and the highest number of occurrence is generated at 12 (RPN). The FMECA results shows that the developed liquefaction system is properly designed because the highest RPN is just 18. (The maximum RPN is theoretically 125.)

Although the highest RPN is below 20, this study recommends some ways to decrease RPN for 16 and 18 (RPN). Fig. 3-14-19 indicates the recommendation and responsibility depending on the failure modes. The results show that all equipment, which has high RPN, is turbo machineries. The refrigerant part has relatively many failure modes that have high RPN because the refrigerant part is manly composed of compressors. The refrigerant part should be carefully investigated and analyzed to resolve the potential failures.

Sub-system	Item	Operational mode	Failure Mode	Failure Rate ranking (1-5)	Severity ranking (1-5)	Detectability ranking (1-5)	RPN (1-125)	Recommendation	Responsibility
Liquefaction	HK Liquid Sump Return Pump	Running	External leakage - Process medium	2	4	2	16	*Frequent inspection *Isolate from ignition sources	*Operator
	LK Return Pump	Running	External leakage - Process medium	2	4	2	16	*Frequent inspection *Isolate from ignition sources	*Operator
End Flash	LNG Expander	Running	Spurious stop	3	3	2	18	*Install additional sensors to prevent the suprious stop	*Safety designer
Refrigerant (HK)	HK Compressor	Running	Abnormal instrument reading	3	3	2	18	*Frequent inscpection *Install additional indicators for exact intrument reading	*Operator *Safety designer
		Running	Internal leakage	2	3	3	18	*Frequent inspetion *Isolate from ignition sources	*Operator
		Running	Spurious stop	2	4	2	16	*Install additional sensors to prevent the suprious stop	*Safety designer
Refrigerant (LK)	LK Compressor	Running	Abnormal instrument reading	3	3	2	18	*Frequent inscpection *Install additional indicators for exact intrument reading	*Operator *Safety designer
		Running	Internal leakage	2	3	3	18	*Frequent inspetion *Isolate from ignition sources	*Operator
		Running	Spurious stop	2	4	2	16	*Install additional sensors to prevent the suprious stop	*Safety designer
Refrigerant (MK)	LK Compressor	Running	Abnormal instrument reading	3	3	2	18	*Frequent inscpection *Install additional indicators for exact intrument reading	*Operator *Safety designer
		Running	Internal leakage	2	3	3	18	*Frequent inspetion *Isolate from ignition sources	*Operator
		Running	Spurious stop	2	4	2	16	*Install additional sensors to prevent the suprious stop	*Safety designer
	MK Pump	Running	External leakage - Process medium	2	4	2	16	*Frequent inspection *Isolate from ignition sources	*Operator

다. CONCLUSIONS

This study performed FMECA to find out the potential failures in the developed LNG-FPSO. It concentrated on the liquefaction system it was a novel process recently developed, being one of the most complex systems in LNG-FPSO. FMECA was performed as following a general procedure of FMECA. This study investigated total 19 components in the liquefaction system and 65 failure modes. The highest RPN was 18 and the highest number of occurrence was generated at 12 (RPN). The FMECA results showed that the developed liquefaction system was properly designed because the highest RPN was just 18. (The maximum RPN is theoretically 125.) Since refrigerant part consisted of compressors, the careful investigation and analysis was required. The main recommendations were to inspect the equipment frequently and install additional indicators or sensors to prevent unnecessary shutdown.

3. Safety Design Philosophy

가. Introduction

The LNG Plant R&D center requires the development of FEED package for Korea LNG-FPSO with the KSMR (Korea Single Mixed Refrigerant) liquefaction unit. The target location for the Project is the KOSMOS field located offshore approximately 60 km from the African coastline. Water depth is approximately 2000m.

(1) Purpose and scope

The purpose of this document is to define the design philosophy for the design of the health, safety and environmental aspect of the LNG-FPSO producer. This philosophy aims to provide a single point of reference to cover all HSE design requirements for both the topsides production systems and the vessel hull systems such that an overall coordinated approach to HSE is adopted by the project, allowing a greater control of the hazards presents and increasing the ability to manage risks to the asset, personnel and the environment to As Low As Reasonably Practicable (ALARP).

The safety design objectives are, in order of priority:

- Safety of personnel

- Protection of the environment
- Asset protection
- Minimization of financial consequences of fire and explosion.

In design development, priority shall always be given to use of preventive measures/exposure barriers and inherently safer design principles. The objectives with risk reduction principles and inherent safety design are to:

- reduce potential hazards
- reduce probability of unwanted events
- reduce inventory and damage potential
- strive for simplicity and reliability
- prevent escalation, e.g. by safety barriers.

나. System description

(1) Topside Layout

Reference is made to document LFPT-HHI-L-00-PHY-001 (Piping & Layout Design Philosophy).

(2) Fire Areas

The areas on and above the ship's deck will be divided in fire areas which are to be treated as independent entities in terms of fire detection and fire suppression. The tank top and process module above are different fire areas, the lower deck of the process module shall be made of steel or equivalent material, and the number of penetrations for piping and cables shall be minimized. Where these decks are penetrated for the passage of cables or piping, such penetrations shall be made tight to prevent the passage of flames and smoke, as specified in codes and standards in Table 3-14-2. The main philosophy at the LNG-FPSO producer for preventing escalation from one fire area to another is to divide the main areas by sufficient distance. The living quarter will however be shielded by a firewall towards the turret and the rest of the vessel. The required distance for preventing escalation given in the document must be verified at a later stage. There are several parameters that need to be evaluated before the required distance can be verified, e.g.:

- Positioning of flanges and other potential leakage points towards the other fire area

- Pressure in equipment
- Anticipated length of an potential jet fire
- Gas cloud simulations
- DAL loads
- Potential for detecting leakage and/or fire in neighboring areas.

Based on the preliminary study and references, the distances for dividing the different fire areas are set to 20 meters. The above mentioned evaluation will be performed in a later phase to safeguard that this is an adequate distance for preventing escalation from one fire area to another.

다. Active fire protection (fire fighting systems)

(1) General

The overall design goal for active fire protection systems is to avoid loss of life, injury to personnel and harm to the environment. In addition to the ESD system, fire and gas detection system and passive fire protection systems, active fire protection systems shall be used to reduce risk to personnel from fire incidents to As Low As Reasonably Practicable (ALARP). A secondary goal is to provide protection to the asset. These goals shall be achieved through one or a combination of the following:

- Preventing the escalation of the initial fire incident
- Preventing damage to safety critical equipment/systems
- Extinguishing fires
- Assisting personnel to escape to a location of temporary refuge (TR)
- Providing an extended time period for personnel to muster and subsequently evacuate to a safe location
- Limiting explosion overpressures.

On a general note, the requirements in KR-RB-01-E and KR-GC-11-E shall be fulfilled by the active fire protection design.

Active fire fighting systems shall be designed having capacity for delivering pressure and flow requirements for the single largest credible fire area. During the next phases of the project the dimensioning fire area will be determined, and account shall be taken in the design of any potential escalation from one fire

area to other areas where it is credible. Areas protected by firewater systems shall have drains sized to accommodate process leaks added to the anticipated firewater flows and dispose of these in a safe and environmentally acceptable manner.

If a section of the AFP system is impaired due to an incident on any of the decks or fire zones, the remaining parts shall be designed to be fully functional after isolation of the affected section. Special considerations shall be taken regarding the parts of the process system that handles liquefied gases. Water should NOT be used to extinguish LNG fires as it increases the vaporization rate and hence the burning rate. However, a water spray or fog should be used to protect personnel and to cool areas adjacent to the fire. The qualities that make water unsuitable for fighting LNG fires make it an ideal medium for spraying LNG spillages to increase evaporation rate and prevent re-ignition, provided that the LNG is not actually burning. Fire analysis that will be performed at a later stage in this project will outline the need for special extinguishing medium (e.g. foam, dry chemical powder) in parts of the process where liquefied gases are present.

(가) Firewater System

The firewater system shall cover both topside and hull water demand according to KR-RB-01-E and KR-GC-11-E.

① Pumps

Firewater shall preferably be provided by minimum 4 x 50% diesel driven pumps located within the ships' hull. Hull contractor will decide the final pump configuration based on the firewater demand. The system selected for the pumps shall ensure suitable high availability and reliability. The pumps shall be located in dedicated enclosures such that they have the highest practicable probability of being able to deliver firewater following an accident event, whilst not subjecting operators to undue risks during maintenance and testing.

② Ring main

The firewater pumps shall discharge into a ring main supplying hydrants, monitors, hose reels and deluge systems. The ring main shall, as far as practicable, be run such that it is protected from accident events, for instance by being routed alongside major structural elements. Block valves shall be

located to isolate sections of the main to allow maintenance without affecting the rest of the installation's individual users.

The firewater ring main shall also be designed as to maintain its integrity after loss of a branch or loop due to impairment via appropriate isolation valves. The pressure maintenance in the ring main will be by firewater jockey pumps located within the hull, whose capacity shall allow one fire hose connected to a hydrant to be used for cleaning, without the need to start the main firewater pumps.

③ Deluge valves

Deluge skid assemblies shall be located in safe and protected areas external to the Fire Area which is being protected. They shall also be located adjacent to escape or main access routes.

Deluge valves for topside modules will normally be mounted on the ship's deck. Normal release of deluge skids shall be via the F&G system, both locally and remotely.

Where practicable, each deluge valve skid shall comprise two firewater inlets, each from a separate section of the ring main, such that a firewater supply can be maintained should any one section of the ring main be isolated. Each supply shall be sized for full demand conditions.

Manually operated isolation valves shall be located upstream and downstream of, and immediately adjacent to, the deluge valve. The valve(s) shall be Car Sealed in the open position.

④ Firewater flow

The deluge system pipework shall be located with regard to minimizing damage from fire and explosion, wherever possible. If local equipment or structures, etc. can be used to shield the pipework this should be taken advantage of.

(나) Foam Systems

In areas where liquid pool fires can be predicted, manual or fixed facilities shall be provided for application of foam of suitable type. In areas for treatment and storage of liquefied gases shall the effectiveness and necessity of a foam system

be determined in fire analysis that will be performed in a later stage.

The foam system is to have capacity for application of foam over the protected area for not less than 15 minutes.

Foam systems shall be considered for the extinguishment of:

- Light hydrocarbon process pool fires
- Methanol storage and handling leaks retained in bunded areas
- Chemical storage and handling, if the composition demands it.

Generally AFFF shall be utilized. However, alcohol resistant foam shall be specified for use on polar solvent (methanol) fires. Given the separation between areas of foam demand, foam tanks will be local to hydrants and deluge valve skids.

1% AFFF will be the preferred type of foam to be used.

(다) Water mist systems

Water mist systems are defined as water based systems in which at least 90% by volume of the water is distributed in droplets of less than 1000 microns, and the system shall be designed in accordance with the NFPA 750 code "Water Mist Fire Suppression Systems".

The water mist system shall use potable water as the primary agent with cylinder stored N2 as the propellant.

Water mist fire extinguishing systems shall be considered for machinery spaces where water deluge is not appropriate, e.g. due to potential water damage/flooding, or as an alternative to inert gas flooding systems where a 'wet' system is acceptable.

The water mist systems shall comply with the following requirements:

- easily accessible manual release facilities shall be provided at each entrance to the protected areas
- the ventilation fans shall be stopped and fire dampers closed for the protected areas before the release of the water mist system

- the water mist cabinet shall be located outside the protected room
- compatible materials shall be used throughout the system.

(라) Portable Extinguishers

The purpose of this system is to provide adequate measures for local fire fighting both with fixed self-contained and portable units. The extinguishers shall be self-contained and operable in all defined situations.

- The following standard types of portable fire extinguishers shall be considered:
- Dry powder extinguishers (capacity minimum 12 kg)
- CO2 extinguishers (capacity minimum 5 kg)
- Foam and water mist extinguishers.

(마) Deluge systems

Each process module/area will be equipped with dry deluge piping fed from a deluge valve skid connected to the fire ring main. The nozzles shall predominantly be HV nozzles, although MV nozzles can be used for object protection where the firewater pressure is low.

Calculation of the firewater demand for a fire area shall be based on Codes and standards in Table 3-14-2. Further, protection of exposed pipe work and pressure vessels shall be by 10 l/min/m^2.

The adopted practice in this project shall be to provide general deck coverage of 10 l/min/m^2 on all levels of the processing modules, as well as object protection of pressure vessels containing hydrocarbons.

(바) Firewater monitors (fixed), hose reels and hydrants

Firewater monitors, hydrants and hose reels shall be located where manual firefighting of Class A and B fires may be undertaken safely by operators and where there is no potential for water damage to equipment/systems.

① Firewater monitors

Oscillating monitors shall be considered for fire fighting in areas where there is a clear line of sight to the potential fire location. Following requirements shall apply for firewater monitors:

These monitors have a minimum capacity of 100 m^3 /hr at a discharge pressure of 3.5 barg. They shall have a fixed arrangement making it possible, by a simple hand grip, to disperse the water jet. The location of the water monitors shall be in easily accessible places and not on the same side of the area they shall cover. The monitors shall be made for easy and quick operation. Areas protected by water monitors only, shall have monitors locked in fixed position covering the protected area adequately.

② Hose reels and hydrants

For general firefighting of smaller fires, hoses connected to hydrants shall be used. In areas where foam application is required, the preferable solution is dual agent hose reels. Monitors, hydrants and hose reels may be enhanced with foam induction from fixed or portable foam containers.

Areas considered for protection are:

- Accommodation areas (Hose reels)
- Weather Deck (Monitors & Hydrants)
- Process areas (Hydrants)
- Utility areas (Hydrants).

These means of manual fire fighting shall be provided at the entrances to each module at process and mezzanine levels, and along escape routes. NFPA 14 should be used as guidance.

It shall be possible to reach any area where a fire may occur on the installation with at least two water jets, not emanating from the same hydrant, one of which should be from a single length fire hose. A hose should be provided for every hydrant.

Hose reels (conventional surface or recess mounted) shall be considered in accommodation spaces.

Firewater hydrants shall be located in strategic locations to enable fighting/extinguishing of fires in areas without fixed firewater systems as well as late stage fire control in the production areas.

(사) Special Requirements for fire safety of liquefied gases

According to KR-RB-01-E and KR-GC-11-E a water spray system for cooling, fire prevention and personnel protection shall be installed to cover the following parts of a unit that produces and store liquefied gases:

- Exposed storage tank domes and exposed parts of storage tanks
- Exposed on-deck storage vessels for flammable or toxic products
- LNG liquid and vapour discharge and loading manifolds and the area of their control valves
- and any other areas where essential control valves are situated and which is to be at least equal to the area of the drip trays provided
- Boundaries of superstructures, normally manned deckhouses, LNG compressor rooms, LNG pump rooms, store rooms containing high fire risk items and control rooms facing the storage area
- Gas pre-treatment and liquefaction plant
- Connections for risers and turret areas (as appropriate).

The system shall be capable of covering all areas mentioned above with a uniformly distributed water spray of at least 10 l/minute/m^2 for horizontal projected surfaces and 4 l/minute/m^2 for vertical surfaces.

Fire and explosion analysis that is to be performed at an later stage may give requirements for having a dry chemical powder fire extinguishing system for the purpose of fighting fire in the LNG storage area, the LNG process area and the LNG transfer area.

라. Escape, refuge, evacuation and rescue

The purpose of this chapter is to define the principles by which the escape, refuge, evacuation and rescue facilities on the LNG-FPSO shall be designed according to, and will consider the following:

- Provision of suitable alarm and communications systems to inform personnel of the occurrence, or in the case of ship impact, impending occurrence of an emergency incident
- means of egress from work areas on the installation to the temporary refuge (TR) or alternative muster area(s)
- the requirements of the alternative muster area(s)
- means of access from the TR or alternative muster area(s) to the evacuation

systems or systems allowing escape to the sea
- the requirements of evacuation and escape to sea systems
- rescue/recovery from the sea to rescue craft or Emergency Rescue and Recovery Vessel (ERRV)
- recovery from rescue craft to a place of safety.

An escape, evacuation and rescue strategy (EERS) shall be developed for the LNG-FPSO as part of the Formal Safety Assessment in a later phase of the project. The EERS for the installation will define and document the adequate strategy and requirement to escape evacuation and rescue installations and equipment.

(1) General
The primary goals for escape, refuge, evacuation and rescue shall be as follows:

In the case of an emergency event on the installation, personnel shall be able to safely reach a TR/muster area and from that point leave the installation in a planned and controlled manner and be conveyed to a place of safety.

The unavailability of evacuation and escape systems shall be as low as reasonably practicable.

To attain the primary goal, a series of secondary goals for escape, refuge, evacuation and rescue are stated as follows:
- Emergency Alarm
- ✓ Arrangements (i.e. visual and audible alarms) shall be provided to warn all persons on the installation of the occurrence of an emergency
- Temporary Refuge
- ✓ A Temporary Refuge shall be provided to protect personnel during an emergency, particularly from fire, smoke, unburned and toxic gases, explosion and thermal radiation, until such time that control of the incident or evacuation can be effected
- ✓ Sufficient control facilities (such as ESD) shall be provided to assess an incident and to bring it under control
- ✓ Sufficient means of communication shall be provided between individuals on the installation and other installations, vessels, aircraft and onshore
- Muster/Embarkation Areas

- ✓ All muster areas shall be located with direct and ready access to survival craft or other life-saving equipment
- ✓ Muster areas shall be provided at the temporary refuge with sufficient space to accommodate the total complement of personnel on the installation
- ✓ Embarkation areas shall be located at each means of evacuation with sufficient space for the total number of persons to be evacuated
- ✓ Muster/embarkation areas shall be readily accessible, unobstructed, well marked and illuminated with adequate emergency lighting
- ✓ Muster/embarkation areas shall be suitably protected or located such as to protect personnel during an emergency, particularly from fire, smoke, unburned and toxic gases, explosion and thermal radiation, until such time that control of the incident or evacuation can be effected.

● Escape Routes

- ✓ At least two diverse and safe means of escape shall be provided from all modules, work areas, accommodation areas, TR, and process and utility areas
- ✓ At least one escape route shall remain passable within the Temporary Refuge/ Alternative Muster Area endurance time to allow all personnel on the installation to transfer from the Muster Areas to a means of evacuation
- ✓ Escape routes shall be readily accessible, unobstructed, well marked, and illuminated with adequate emergency lighting
- ✓ Fluorescent signs shall be used to indicate the direction to the nearest muster area. Signs shall be according to ISO 17631
- ✓ Stairways shall have a minimum width of 1000mm and a maximum slope of 45 degrees to accommodate transport of stretchers (recommended is 38°), as per ISO 14122-1
- ✓ The use of ladders should be avoided in escape routes
- ✓ No dead ends longer than 7 meters shall occur
- ✓ At least two diverse and safe means of escape shall be provided from working areas greater than 12 m^2 and areas manned by more than 4 persons at any time.

● Means of Evacuation

- ✓ Sufficient means of evacuation shall be provided to ensure that all personnel on the installation can be safely evacuated in the event of an emergency
- ✓ Means of evacuation shall be readily accessible from the Temporary Refuge and Alternative Muster Areas.

  - Means of Escape to Sea

- ✓ Sufficient means of escape to sea shall be provided for all persons on the

installation who may be prevented from reaching the Temporary Refuge or a means of evacuation

- Means of Rescue and Recovery
- ✓ Means shall be provided for the rescue of any personnel who may enter the sea within prescribed performance standards for recovery times. Sufficient means shall be provided for the recovery to a place of safety of all personnel initially on the installation following evacuation or escape to sea
- ✓ Suitable medical facilities shall be provided at the place of safety

(2) Egress from Work Areas

Egress routes shall generally follow the periphery of the decks with cross routes provided based on equipment layouts. By this means there will be diverse routes away from any work area.

Staircases shall be located at suitable intervals to permit movement between decks and generally arranged such that a route to a muster area, preferably the TR, can be found for any design fire at any location.

Escape routes shall be located such that access to muster areas can be achieved from diverse directions, diversity being in both vertical and horizontal directions.

The minimum escape route dimensions shall be as follows:

- Primary Escape routes (longitudinally along ships' length port and starboard):
- ✓ Width – 1.2m if <50 persons shall evacuate
  Width – 1.5m if >50 persons shall evacuate
- ✓ Height – 2.3m
- Secondary escape ways (transverse along ship's breadth at regular intervals):
- ✓ Width – 1.0m
- ✓ Height – 2.1m

It should be noted that the above dimensions are in excess of the minimum KR width requirements of 1.0m and 0.7m for primary and secondary escape routes respectively.

Dimensions, including those for staircases, shall accommodate requirements to move injured personnel by stretcher. This is especially important for Hull.

(3) Escape tunnel

The need for escape tunnel is not decided at this point. The requirement of an escape tunnel through the process area to the muster area will be a part of the scope of EERA, which will be carried out at a later stage.

(4) Alternative muster area

There may be scenarios where personnel will not be able to reach the TR located within the accommodation module. In such cases personnel will be required to muster in the alternative muster area at the aft of the LNG-FPSO producer. This shall be located as far from fire and explosion hazards as is reasonably practicable.

(5) Evacuation Systems

The preferred means of evacuation from the FPSO shall be by helicopter. Two independent escape routes to the helicopter deck will be provide from the TR. In case evacuation by helicopter is unavailable, free fall life boats shall be arranged for by the muster area/safe area.

Should escape by helicopter or free fall life boats be unavailable an alternative means of evacuation, in the form of life rafts, shall be installed at suitable locations around the FPSO.

(6) Escape to Sea

A means of escape to sea shall be available by personal descent devices located at points around the installation. Where personal descent devices are located there shall be suitable attachment points close-by.

(7) Rescue

Once personnel have left the installation the aim shall be to get them to a place of safety as soon as reasonably practicable.

(8) Recovery

Once personnel have been rescued from evacuation craft or directly from the sea the aim shall be to deliver them to a place of safety as soon, and as safely, as reasonably practicable. In order to achieve this, the Emergency Rescue and Recovery Vessel (ERRV) shall be equipped with a suitable means of safely

transferring personnel from the rescue craft to the EERV.

ㅁ. Emergency shutdown (ESD)

The purpose of this chapter is to define requirements for ESD applicable to the KOSMOS FLNG project.

(1) Emergency shutdown system
Process and auxiliary systems shall be designed so that no single failure during operations can lead to unacceptable hazardous situations. Two independent levels of protection shall be provided.

(가) General
The ESD philosophy shall fulfill the requirements of KR-RB-01-E and KR-GC-11-E, and comprise functional requirements for the safety systems upon detection of an abnormal condition.

The intention of the ESD philosophy is to:
- limit the duration and severity of the incident
- protect personnel exposed to the incident
- limit environmental impact
- facilitate escape, muster and evacuation, as necessary.

Inter-relationships and requirements for the following systems are addressed:
- emergency shutdown
- fire and gas detection
- process shutdown
- alarm and communication
- active fire fighting
- ventilation
- energy sources and associated utilities required to drive essential and emergency functions.

The construction of the ESD system shall be based on logic solvers with software logic. The ESD system shall be able to shut down all equipment not required to be in operation by marine rules in a safe manner.

(나) Description of ESD Levels

Initiation of the different ESD levels is illustrated by Fig. 3-14-20. In general, higher levels will always initiate lower levels.

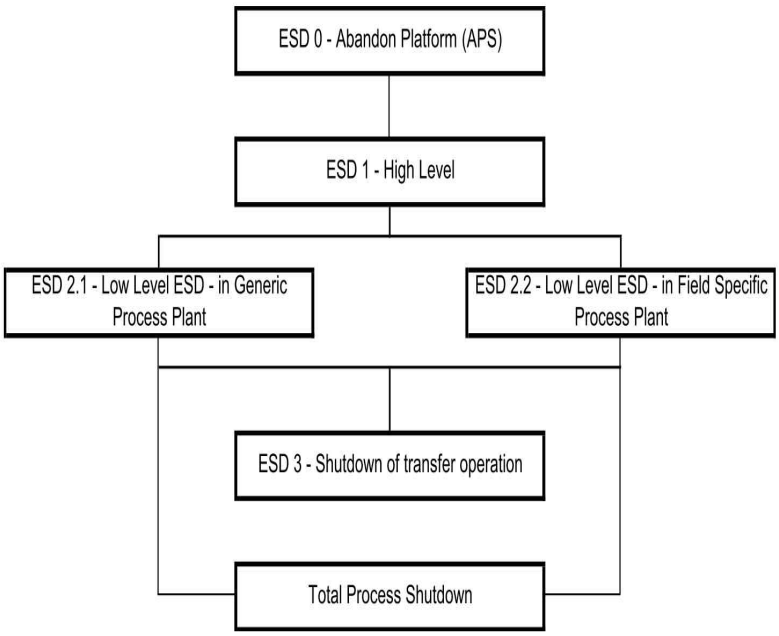


Fig. 3-14-20 Principle ESD hierarchy

① ESD 0 - Abandon Platform (APS)

ESD 0 will be initiated by one of the following inputs:

- Manual Push Button. Trip to override shutdown timer (Gas detection within control stations with essential equipment, e.g. CCR, which is energized after trip of overpressure ventilation shall result in manual instantiation of this function)
- Manual Push Button to initiate evacuation.

Effect of APS will be as ESD1 with the following additional:

- APS alarm
- Close SCSSSV
- Initiate process blow down. This should be sequential with segments located near the LQ depressurizing first.

Timer based shut down with the following functionality:

- ESD and PSD systems
- Fire and gas systems

- Alarm and communication systems
- Inhibit start of fire pumps (if not already running).

Timer control of the sequence is to allow controlled shutdown, while performing mustering and evacuation. All functions shut down with the following exceptions:

- Navigation aids, marking lights with integral batteries.
- Emergency lights with integral batteries.
- Fire pumps, if running.

② ESD 1 - High Level ESD

ESD 1 will be initiated by one of the following inputs:

- Manual Push Button
- Confirmed gas detection in non-hazardous area, safe area. This must be verified at a later stage.

Effect of ESD 1 will be as ESD 2 with the following additional:

- Raise ESD alarm
- Start Emergency generator (if safe)
- Trip ventilation automatically including fire dampers in areas affected by gas detection and any ventilation system not monitored by gas detection
- Shut down main and auxiliary power generation including gas turbines on deck
- Isolate non essential and non-ex equipment, and none-ex equipment outdoors
- Isolation of cargo tanks within 30 sec.

Systems to make crane operations safe shall remain active. Cranes shall go to safe position if loss of main power, normally power by accumulator to achieve this. Systems required for heading control to be tripped. Delay until LNG carrier has departed. Mooring hooks needs to be fitted with accumulator to be available after activation of any other ESD level.

③ ESD 2 - Low Level ESD

ESD 2 will be initiated by one of the following inputs:

- Gas detection in cooling or heating medium system
- Manual Push Button
- Confirmed fire and gas detection in hazardous area. ESD on confirmed gas

detection in hazardous area must be verified at a later stage.

In addition confirmed fire and gas detection will initiate active fire protection and start of fire pumps.

- Raise ESD alarm
- Automatic blow down
- Shutdown fuel gas supply and switch to liquid fuel
- Close riser ESD valves
- Initiate ESD 3 if carrier present – Alarm LNG carrier and stop offloading
- Isolate uncertified ignition sources. (Welding sockets, temporary equipment etc shall be isolated on unconfirmed low level gas detection).

④ ESD 3 – Shutdown of Transfer Operation

ESD 3 will be initiated by one of the following inputs:

- Manual Push Button located by loading arms, at LNG carrier (ships to "shore" link) and central control room

Effect of ESD 3 will be:

- Shut down of LNG flow; stop pumps and close ESD valves
- Manifold valve will close 30 sec after stop of pumps.

ESD 3 shall not affect any other system than the offloading system.

(다) Shutdown Valve Locations

The overall philosophy for ESD valve location is that all process lines containing hydrocarbons entering or leaving a designated fire area must have one ESD valve installed in the relevant process line. This can be located either in the line leaving the upstream fire area or entering the downstream fire area. In general, the ESD valve will be located in the line leaving the upstream area (where the pressure is generally higher).

An ESD valve may be required at both ends of a process line if the line originates from more than one area or from a common area, where the upstream ESD valve is located, before splitting and passing to more than one process area.

Lines that pass through several fire areas should be reviewed on an individual

basis, but normally, they do not require any additional ESD valves. If there is a particular risk of escalation, the subject line shall be specified to have no flange connections as it passes through the fire area of concern.

(라) Other Requirements to the ESD System

① Fail-Safe Functionality

Upon failure of the shutdown system, all connected systems shall default to the safest condition for the unit/installation. The system shall fulfill the requirements in KR-RB-01-E and KR-GC-11-E. Any deviation from the requirements shall be suitably justified.

② Voting system on fire/gas detection

The fire/gas detection system will have a voting system. Confirmed fire or gas leaks are defined as activation of two or more detectors in a cluster of detectors working on a voting principle. “Confirmed” fire shall also be defined as activation of one single detector when no voting principle is employed (E.g. cabins). Single detection shall give alarm in CCR only.

③ General

The ESD and F&G system shall be fully redundant, including power supply. Redundant power supply implies two sources of power arranged so that single failure will not prevent operation. One workstation in CCR shall be dedicated to safety systems (ESD/F&G). Requirement to availability of safety systems means that they will remain operational after one failure and can survive an accidental event.

바. Fire and gas detection

(1) Fire detection

The fire detection system shall monitor continuously for the presence of fire to alert personnel and allow control actions to be initiated manually or automatically to minimize the likelihood of fire escalation and probability of personnel exposure.

The fire detection function shall provide reliable and fast detection of a fire by adequate type, number and location of fire detectors and shall ensure timely alarm initiation and control actions. Fire detection in areas containing gas and

LNG processing facilities is normally to result in automatic shut-down of hydrocarbon flow and ventilation for the area.

The fire detection system design shall take due consideration of flame size, smoke characteristics and temperature rate rise when determining the number and distribution of detectors.

The targets for critical fire (jet or pool) detection in hazardous areas are:

- A flame size of 0.5m diameter and length of 1m to be detected by at least one detector
- A flame size of 1.0m diameter and length of 3m to be detected by at least two detectors.

High sensitivity smoke detectors for early warning shall be applied to safety critical electrical equipment rooms. In highly congested process modules where conventional point flame detectors may not have sufficient “vision” to detected flames, the fire detection arrangement may be extended by the use of intelligent CCTV cameras.

All locations on the installation that contain flammable material or where ingress of smoke is to be prevented shall have suitable means of fire detection. Fire detection shall as a minimum be provided in accordance with the following:

Table 3-14-2 Fire detection requirements

Area / Room	Detection Type
Open process areas	Flame. Heat detection may be required for specific equipment protection.
Enclosed process areas	As above
Utilities areas with flammables	Flame or heat
Utilities areas without flammables	Heat (or smoke)
Electrical rooms	Smoke (high sensitivity)
Machinery spaces	Flame
Storage rooms for flammable materials (e.g. paint)	Flame and / or heat
Offices / accommodation	Smoke
HVAC inlet	Smoke
Workshops	Smoke or heat

Confirmed fire detection shall initiate automatic actions to limit fire escalation potential such as:

- ESD
- Emergency depressurization
- HVAC and damper shutdown
- Activation of Automatic Fire protection (AFP) systems
- General Installation alarm
- Start firewater pump.

Confirmed fire detection that results in automatic executive actions shall be based on a detector voting system. The following voting logic shall apply to the following detector types:

- Smoke (except accommodation areas):

✓ 2ooN detectors to reach specified alarm limit when N ≥ 3

- Flame (one of the principles below):

✓ 1ooN detectors to reach specified alarm limit when N ≥ 2 (basic safety requirement)

✓ 2ooN detectors to reach specified alarm limit when N ≥ 3 (maintain production requirement)

- Heat:

✓ 1ooN detectors to reach specified alarm limit when N ≥ 2.

N is the number of all fire detectors within a fire detection area (any type of detectors).

F&G conditions shall be alerted as quickly as possible to warn personnel ensuring safe escape and evacuation. Detection of fire, failure to execute actions upon demand and system defects shall be presented as alarms in the CCR.

F&G safety related functions shall fulfill their intended role independently of the control and safety related control systems. Signals (SIL classified) exchanged between different F&G units including communication with other safety units such as ESD shall be hard wired.

(2) Gas detection

The gas detection system shall monitor continuously for the presence of flammable gases, alert personnel and allow control actions to be initiated manually or automatically to minimize the probability of personnel exposure, explosion and fire. The gas detection system shall provide a fast and reliable detection of flammable leaks before a gas cloud reaches a concentration and size which could cause a risk to personnel and installation.

The type and location of gas detectors shall be established according to the relevant gas characteristics in any given area. Detectors shall be provided according to an assessment of gas leakage scenarios within each area considering potential leakage sources and rate, dispersion, equipment arrangement and environmental conditions such as ventilation, and the probability of detection of small leakages within the area.

Hydrocarbons detectors shall as a minimum be installed in:

- zone 1 and zone 2 areas, ventilation outlet from hazardous areas (except paint containers)
- enclosed areas if gas can enter/be trapped
- air inlets
- HVAC inlets:

✓ combustion air inlet,
✓ turbine hoods and cooling air inlet,
✓ air compressors air inlet.

For testing and maintenance purposes, gas detectors shall be located such that they are readily accessible and can be accessed without erecting scaffolding.

Main principles for action initiated upon gas detection are as follows:

- ESD system is automatically activated upon gas detection;
- IAS is automatically initiated upon gas detection through actions of the ESD system or can be executed directly by the F&G system;
- activation of FW pump start-up and deluge, if required;
- ventilation is automatically shut down upon gas detection in HVAC inlet;
- Activation of PA/alarms system to alert personnel.

Confirmed gas detection and applied voting principles shall comply with the

following:

- 2ooN detector to reach specified alarm limit when N ≥ 3;
- ✓ confirmed gas using 2ooN voting should use low alarm limits if two alarm limits is used in voting logic.
- ✓ an overridden or faulty gas detector shall, when used in 2oo3 voting arrangement, be treated logically as if in alarm imposing reconfiguration to 1oo2 voting.
- ✓ voting shall as a minimum include all detectors within a defined area (any type of detectors), but voting may be applied between detectors in different areas (intelligent voting);
- ✓ 1ooN detectors to reach specified high alarm limit when N ≥ 2.

Alarms shall be given as quickly as possible to warn and guide personnel upon detection of gas.

Detection of gas, failure to execute actions upon demand and system defects shall be presented as alarms in CCR.

ㅅ. Explosion mitigation and escalation avoidance

(1) General

The LNG-FPSO producer shall be designed to minimize the probability of hydrocarbon releases and ignition. However, should an explosion occur, the facilities shall be designed to minimize the consequences.

The primary means by which explosion overpressures can be reduced is by minimizing the degree of congestion within and around process modules.

On FPSOs, the location of the highest predicted overpressures are typically found in the space between the ship's deck and the bottom of the process module. Where practicable, this space should be kept free of obstacles that could hinder the venting explosion gases. Ideally the height of the space between the ship's deck and the process module should be as big as practicable to maximize venting paths but it should be noted that there are significant structural and weight implications in doing so.

The process modules themselves shall also be separated as far as practicable to

allow blast overpressure dissipation and limit event escalation between modules.

Within the modules, consideration shall be given to the selection and location of equipment to minimize the degree of congestion. The explosion flame front accelerates around obstacles due to the turbulence they cause and thus increase the resulting blast overpressure. Therefore only necessary equipment shall be included within the module and associated supporting structures etc. kept to a minimum. Where practicable large equipment items shall be orientated to aid venting outboard, for example large long vessels should not be orientated along the bow to stern axis.

Well considered module layouts and application of good engineering practices will help lower the probability of explosions and their consequences. In accordance with KR requirements, the expected blast overpressures in all areas will be determined by CFD explosion analyses to provide ratings for structures, walls, bulkheads, decks, piping, equipment etc. These analyses will be a part of a formal safety assessment that will be performed in a later phase of the project.

(2) Design accidental loads (DAL)

During this project phase it is not carried out a formal safety assessment. Fire and explosion simulations that will give the project specific design accidental loads, will be a part of a formal safety assessment that will be performed in a later phase of the project.

The loads provided in this chapter are based on experience data from similar projects that KR has performed, combined with loads given in Codes and standards in Table 3-14-2. The accidental loads in this chapter shall be handled as preliminary, and will only serve as an indicator to what loads that are expected. The scope of this work consists of topside modules, however typical values for different parts of the FLNG are also provided.

The selection of relevant design accidental loads (DAL) is dependent on a safety philosophy considered to give a satisfactory level of safety. Loads are generally based on accidental loads affecting safety functions which have an individual frequency of 10^{-4} .

According to KR requirement the integrity of the following safety functions shall be considered in terms of DAL:

- Integrity of shelter areas
- Usability of escape ways
- Usability of means of evacuation
- Global load bearing capacity.

In addition the installation shall be designed for preventing escalation from accident situations where the design accidental loads are applied, so that personnel outside the immediate vicinity of the scene of accident are not injured.

The most relevant design accidental loads are in the same standard considered to be:

- Heat loads
- Explosion loads
- Impact loads, including dropped object loads and collision loads
- Unintended flooding
- Loads caused by extreme weather.

(가) Design Accidental Load (DAL) - Fire

Preliminary fire and heat loads in this section are given in Codes and standards in Table 3-14-2, the fire loads will be adjusted in a later phase of the project to be project specific after performing the fire analysis in connection to the formal safety assessment.

- If living quarters are exposed to heat load below 100 k/Wm^2, A-60 fire protection is considered sufficient. If the heat loads are above 100 k/Wm^2, H-rated protection shall be used.
- Radiation protection shall be provided if radiation levels at lifeboat stations exceeds 12.5 k/Wm^2 .
- Areas with both gas containing and oil or condensate containing equipment, critical items shall be designed to withstand a jet fire (250 k/Wm^2) for 30 minutes and a pool fire (150 k/Wm^2) for the following 30 minutes
- In areas with only oil condensate containing equipment, critical items shall be designed to withstand a pool fire (150 k/Wm^2) for 60 minutes.
- In areas with only gas containing equipment, critical items shall be designed to withstand a jet fire (250 k/Wm^2) for 30 minutes.

- It is expected that the separators and the parts of the liquefaction plant that contains liquid (LNG) pose a significant potential for liquid pool fires with more than 60 minutes duration.

According to KR requirement the following critical items (detailed list of project specific critical items will be prepared in a later phase of the project) shall be designed to withstand the specified design heat load:

- Protective walls
- Structures supporting hydrocarbon pressure vessels
- Structures capable of blocking escape ways
- Essential safety systems
- Main structure.

Dimensioning fire and explosion loads will be used as input to structural analysis.

(나) Design Accidental Load (DAL) - Explosion

This section provides preliminary loads for explosion and these are based on experience data from similar projects that KR has performed, combined with loads given in Codes and standards in Table 3-14-2.

A detailed project specific study including explosion simulations will be performed during a later phase of the project. It is important to keep in mind that the loads may increase or decrease as a result from the detailed analysis in the later project phases. The volume and pressure of the HC process is anticipated to be higher in the LNG-FPSO project than the project where the loads are obtained from. To account for this the loads are increased with 20%, which is believed to be a conservative approach.

The design explosion loads are given in terms of:

- P 0 (barg) = overpressure
- T 0 (msec) = overpressure pulse duration
- P d (barg) = drag pressure
- T d (msec) = drag pressure pulse duration

Table 3-14-3 Design Accidental Explosion Loads

Area	Overpressure	Drag load	Remarks
Turret	Aft part of Accommodation: 1) P 0 = 0.6 barg T 0 = 200 ms 2) P 0 = 0.40 barg T 0 = 200 ms	NA	Overpressure relevant for firewall facing LQ. Aft part of LQ to have as few windows as possible. 1) 0.6 bar relevant for 7 meters at port and starboard side of centre Line (CL) and 10 meters above from deck level, i.e. total area exposed is 14 x 10 meters 2) 0.36 bar relevant for the remaining part of the LQ firewall
	Top Tank Deck P 0 = 0.85 barg T 0 = 200 ms	NA	Overpressure relevant for TTD (Top Tank Deck)
	Inside turret (incl. STP compartment): P 0 = 2.0 barg * T 0 = 200 ms	P d = 0.40 barg T d = 200 ms	Drag load applicable for critical equipment (typical firewater piping, HC containing equipment, ESD and BD valves etc.) * It should be noted that in KR requirement the design blast overpressure in Turret inside STP room is set to be 4 barg.
	Turret area (above TTD) P 0 = 0.85 barg T 0 = 200 ms	P d = 0.25 barg T d = 200 ms	Overpressure relevant for plated deck and walls Drag load applicable for critical equipment (typical HC containing equipment etc.)
Separation Module	P 0 = 0.40 barg T 0 = 200 ms	P d = 0.15 barg T d = 200 ms	Overpressure relevant for plated deck, rooms and large equipment (D>5m) (typical large HC containing vessels and pump hoods etc.) Drag load applicable for critical equipment (typical firewater piping, HC containing equipment, ESD and BD valves etc.)
Liquefaction Plant	P 0 = 0.45 barg T 0 = 200 ms	P d = 0.20 barg T d = 200 ms	Overpressure relevant for plated deck, rooms and large equipment (D>5m) (typical large HC containing vessels and compressor and pump hoods etc.) Drag load applicable for critical equipment (typical firewater piping, HC containing equipment, ESD and BD valves etc.
Hull	P 0 = 0.85 barg T 0 = 200 ms	P d = 0.15 barg T d = 200 ms	Overpressure relevant for tank top deck (TTD). Overpressure can also relevant for plated deck Drag load applicable for critical equipment (typical firewater piping, HC containing equipment, ESD and BD valves, cargo tank valves etc.)

ㅇㅏ. Passive fire and cryogenic protection

(1) Passive Fire protection (PFP)

Passive Fire Protection (PFP) shall prevent or mitigate the consequences from a fire, such as to:

- prevent escalation of fire from one area to an adjacent area
- ensure the temporary refuge is intact for the time necessary
- protect personnel from the fire (heat and smoke)
- make escape or evacuation possible

- protect systems and equipment of essential importance for safety
- maintain structural integrity for the required period of time.

Based on the dimensioning fire loads and fire analysis that is to be carried out in a later phase of the project, the extent of PFP will be decided. PFP may be applied to both process systems and structural steel, but it should be noted that it is desirable to limit the extent of PFP as much as possible.

Requirements for fire protection and the use of PFP shall be assessed in relation to safety criticality and the fire risk in the area. Regardless of the fire response analysis, equipment intended to function during a dimensioning fire shall be protected with PFP, this applies to protection of equipment such as:

- Important cables
- Cable trays (including suspension for important cables)
- Suspension for important pipes (as fire fighting, flare/vent lines) and important ducting
- ESD Valves and activation system
- Emergency depressurization- valves and activation system
- Flare/vent lines
- Emergency power systems.

(가) Special requirement PFP for LNG production unit

Special attention shall be given to the insulation of aluminum alloy components of plate fin heat exchangers, stanchions and other structural members required to support lifeboat and life raft stowage, launching and embarkation areas, and "A" and "B" class divisions, to ensure that:

- for such members supporting lifeboat and life raft areas and "A" class divisions, the temperature rise limitation specified in Table 3-14-4, shall apply at the end of one hour; and
- for such members required to support "B" class divisions, the temperature rise limitation Specified in Table 3-14-4 shall apply at the end of half an hour.

Table 3-14-4 Critical temperatures with respect to structural integrity

Material	Temperature
Structural steel and ordinary reinforcing steel	400 to 450 °C
Pre-stressed reinforcing steel	350 °C
Aluminum dependent on type of alloy	200 °C

(나) Fire Divisions

The area on and above the ship's deck will be divided in fire areas which are to be treated as independent entities in terms of fire detection and fire suppression. The different fire areas shall be divided from other areas by horizontal and vertical fire divisions, of at least A-0 rating, if not distance between the areas is used as a criterion. The requirements given in KR-RB-01-E and KR-GC-11-E shall be followed for fire integrity of bulkheads and decks.

If fire calculations indicate that the outer surfaces of the temporary refuge or any other fire protected building will, in the event of a dimensioning fire, be subjected to a heat flux exceeding 100 kW/m2, they shall be fitted with fire divisions of minimum class H-60.

(2) Cryogenic Hazards

Steel brittleness may occur for standard steel if exposed to LNG. The following guidelines shall apply in order to minimize the potential for steel brittleness to occur:

- Potential LNG spills must be handled in a safe manner to ensure structural integrity
- Limited potential LNG exposure area
- Lines from LNG tanks to loading arms empty except during offloading
- Minimize number of flanges (fully welded piping)
- Use of stainless steel collection trays
- Use of low temperature resistant steel
- Protection by shielding, drip tray and water curtains.

The following design measure shall be considered for implementation to reduce the severity of
cryogenic hazards:

- Use of low temperature steel impact and strength properties for temperatures down to -60 degree Celsius.
- Protection of module support stools with passive fire protection, e.g. Chartek.
- Dedicated open cold drain system shall be applied to collect potential LNG spills
- Water curtain shall be applied in offloading area to protect ship side

- Special insulation/shielding shall be considered at any potential LNG leakage points to ensure collection
- Any LNG collection tank shall be structurally designed for low cryogenic temperature i.e. insulated support beams.
- F&G and ESD cabling shall be considered for insulation against cryogenic spills
- Cryogenic N2 flanges shall be provided with a vented shroud but no drain connections
- Instrument connections shall be orientated such that any cryogenic releases (jet spray) do not impact steel structures, cable trays etc.
- Consider the use of non-intrusive instrumentation for LNG service.

자. Process containment criteria

The process design shall seek to minimize the inventory of cryogenic hydrocarbons in the topside area.

Fully welded piping shall be utilized to the maximum practicable extent in the LNG handling systems.

Where liquid LNG leakages can occur, stainless steel drip trays shall be included. These shall be installed with an air gap towards the deck plating to prevent cold contact with the carbon structural steel so that embrittlement is avoided.

Where flange connections occur on insulated piping, there should be measures to detect leakage within the insulation.

Based on KR-RB-01-E and KR-GC-11-E, areas that may be affected by cryogenic leakage shall be designed for low temperature or otherwise protected by shielding or water spray.

차. Risk tolerability criteria

Risk acceptance criteria based on accidental loads affecting main safety functions which have an individual frequency should be in the order of 10^{-4} per year. This will normally correspond to an overall frequency of 5 x 10^{-4} per year as the

impairment frequency limit.

In line with industry practice, the acceptance criteria related to individual risk are as follows:

- INTOLERABLE AIR > 10^{-3}
- ALARP 10^{-3} > AIR > 10^{-6}
- NEGLIGIBLE AIR < 10^{-6}

Where all hazards are assessed as having a risk that is in the ALARP region, it must be demonstrated that all practicable means of risk reduction have been employed to ensure that the risk is ALARP.

카. Health and safety premises

(1) Health and working environment

(가) Noise and Vibration

The topside design is based upon maximum 85 dB A, but no excessive noise reduction measures will be implemented unless noise levels exceed 90 dB A or else stated in applicable KR requirements.

(나) General Arrangement

All work areas shall have a layout that provides for safe and easy access for operation, inspection, readings and maintenance.

(다) Hot and Cold Surfaces

Piping and equipment above 70 degree and below minus 20 degree Celsius (if not insulated) shall be protected by metallic mesh guards or walkways shall be clearly marked if danger of contact occur during normal access for operation.

(라) Material Handling

Where equipment must be removed for inspection or maintenance, adequate lifting and handling tools must be provided. The design shall take into account that the equipment can be removed with minimum of interference with other equipment or systems. Removal of equipment within rooms shall be attainable through doors adequately sizes or removable bolted access hatches.

Units in everyday use should not be stored above shoulder height (1500 mm) and not below 900 mm.

(ㅁ바) Ergonomics
Workplaces shall be designed such that personnel are not exposed to excessive workloads with risks of musculoskeletal injury.

Controls and displays shall be located in a logical manner with respect to frequency of use and importance for safe operation. Displays and controls shall be designed in accordance with acknowledged ergonomic principles in order to allow the operator to carry out his tasks in a safe manner.

(2) Safety

(ㄱ가) Formal safety assessment
A Formal Safety Assessment (FSA) study covering the entire installation, shall be carried out by a third party on behalf of COMPANY.

(ㄴ나) Facilities Layout
The layout of an installation shall reduce probability and the consequences of accidents through location, separation and orientation of areas, equipment and functions. The layout can amongst other contribute to:

minimize the possibility of hazardous accumulations and spread of both flammable liquids and gaseous hydrocarbon
minimize the probability of ignition
separate areas required to be non-hazardous from those designated as being hazardous
minimize the consequences of fire and explosions and thereby reduced escalation risk
facilitate effective emergency response
provide for adequate arrangements for escape and evacuation.

Explosion barriers shall be provided to reduce the consequences of the pressure loads from an ignited gas cloud to prevent the accident to spread to other areas, HC containing equipment and/or critical equipment. Barriers can take the form of separation by distance, non-hazardous modules or bespoke fire and blast

physical divisions.

The installation should be oriented with respect to the dominant wind direction to minimize the likelihood of a gas release or smoke drifting towards the accommodation and primary evacuation means.

The installation shall be divided into main areas (e.g. accommodation, utility area, process area and hydrocarbon storage area). The separation shall ensure that dimensioning explosion will not cause spreading to surrounding areas. Separation by distance is preferred over the provision of physical explosion barriers for this purpose.

The Temporary Refuge (TR), accommodation, evacuation means, escape routes and rescue facilities shall be located where they are least affected from fires and explosions. Separation by distance is preferred.

Safety systems shall be located or protected to ensure operation during relevant emergency condition. Examples of relevant safety systems are FW pump units, emergency generator(s), UPS, ESD/PSD/F&G nodes, and ballast system. As far as practical such systems shall be located in accommodation or utility area. The CCR shall be located to be as safe as possible, normally in the accommodation area and with easy and safe access to evacuation facilities.

All hydrocarbons containing equipment shall be protected from dropped objects. Protection against other external impact, e.g. swinging loads and missiles due to disintegration of rotating machinery shall be provided as found required through analysis.

Crane coverage and lay down areas shall be arranged to promote safe operations of the cranes and free visibility to lay down and lifting zones from crane cabin.

Lay down and storage areas shall not be located in hazardous areas.

Location of muster areas and areas with vital safety equipment shall be outside the exposure area of extreme waves (up to a return period of 100 years).

Where utilities, such as cooling water, are shared by process systems and equipment in nonhazardous areas, the utility system should be designed to prevent migration of flammable liquids and gases into nonhazardous areas.

(다) Dropped Object Protection

Dropped object protection will be provided in accordance with the requirements defined by the Formal Safety Assessment performed in detail engineering.

General principles include:

- Load handling above pressurized hydrocarbon equipment shall be avoided as far as possible. Suitable impact protection shall be provided where such lifting cannot be avoided
- Lay down areas shall normally be located in non-hazardous areas, and provided with heavy duty barriers to prevent damage to adjacent equipment
- Grating panels shall prevent a ball with greater diameter than 20mm to fall through.

(라) Ignition Source Control

The Ignition Source Control (ISC) function shall minimize the likelihood of ignition, given a release of flammable liquid or gas. The principle is that electrical equipment is disconnected at the distribution panel, based on their criticality and hazard potential.

The ISC function will be considered during the development of Cause&Effect (C&E) charts in detail engineering.

(마) Alarm and Communication Systems

A redundant PA/GA system shall be installed, consisting of loudspeakers and light signals.

Alarm voice communication shall be heard in a surrounding noise level up to and including 85 dBA. In areas with noise levels above 85 dBA, the audible alarm shall be supplemented by light signals.

The alarm and communication systems shall be fed by UPS power.

(바) Drain system
Reference is made to LFPT-HHI-P-00-PHY-001 "Process Design Philosophy".

(사) Area Classification
Area classification will be in accordance with KR-RB-01-E and KR-GC-11-E. A set of Area Classification Plot Plans will be developed during detail engineering.

(아) Safety signs
Safety signs will be provided as per KR requirements to indicate escape routes, the location of fire fighting and other safety equipment such as lifeboats, life rafts etc., and possible hazards.

Signs shall be according to ISO 17631.

(자) Miscellaneous Safety Equipment
Equipment such as firemen's outfits, breathing escape sets, safety showers etc. to be provided as per KR requirements.

타. Environmental premises

This section is intended to define the basis for the activities that are undertaken in order to ensure applicable environmental requirements are incorporated in the design of the KOSMOS FLNG producer.

(1) Environmental Compliance
With respect to environmental compliance, the following regulatory and other requirements shall apply:

Applicable international standards and conventions, including;

- IFC General Environment, Health & Safety (EHS) Guidelines
- IFC EHS for Offshore Oil & Gas Development
- IFC EHS for Liquefied Natural Gas (LNG) Facilities
- IFC EHS for Natural Gas Processing
- IMO Convention for the Prevention of Marine Pollution (MARPOL) 73/78 & amendments 94/95

- Montreal Protocol on Substances that Deplete the Ozone Layer.

Any changes to the existing legislative and other requirements shall be confirmed by the Client. Any deviation from the existing standards shall be agreed with the Client and approved by the appropriate Regulatory authorities.

(2) General

Design of all environmental aspects shall be based upon design inherent safety, best practices for process safety, risk management and asset integrity considerations.

EIA studies shall be performed by Client in accordance with Shelf State and Clients requirements at the beginning of each specific project. Any findings shall be used to update the design.

Company general design limits are identified below to serve as basis for design and to be presented for acceptance by Client and Shelf State in the applicable countries.

These general design limits are based upon applicable requirements as referenced in KR standards, international standards and recognized technical design principles with the aim to minimize emissions to air and discharges to sea within reasonable technical and cost constraints.

The identified general design limits are related to normal production.

During upset conditions in the process plant, loss of main power generation and incidents situations the following emissions to air or discharges to sea may take place:

- Exhaust gas from diesel engines for emergency power generation and firewater supply
- Process emergency flaring
- Emergency venting from cargo tanks
- Inert gas generator exhaust (during offloading and gas freeing of cargo tanks)
- Overflow from open drain system to sea (deluge and heavy rainfall)

- Purging and gas freeing of cargo tanks.

The rare event of the release of the deluge systems or use of fire water hydrants resulting from a fire situation or unintended opening of a deluge valve, may release seawater containing small amounts of chemicals like chlorine and foam to sea via the overflow in the open drain system and deck scuppers.

Both planned and accidental emissions to air and discharges to sea shall be reduced as much as possible.

(3) Emissions to air

The sources with regards to emissions to air during normal production need to be identified. For all sources of emissions to air during normal production the following general design limits shall be used:

Table 3-14-5 Emissions to air

Parameter	Examples of Sources	Design limit	Reference
SO X	Gas turbines and flare pilots Dual fuel engines for power generation	1)	Client/Shelf State
NO X	Gas turbines Flare pilots Dual fuel engines for power generation	2) To be decided by Company	
CO	Gas turbines Flare pilots Dual fuel engines for power generation	To be decided by Company	
Unburned hydrocarbons	Gas turbines Flare pilots Dual fuel engines for power generation Condensate storage tank vents	To be decided by Company 3,4)	
Lube oil vent	Gas turbines	3) To be decided by Company	
CO 2	Gas turbines Flare pilots Dual fuel engines for power generation Process vent from amine stripper	5) To be decided by Company	
H 2 S	Incinerator Process vent from amine stripper	6)	World Bank Guidelines
BTEX	Process vent from amine stripper	3)	

Table Notes:

1. Requirements will come from Client and Shelf State authorities, and consequentially treatment requirements will depend on the reservoir sulphur content (H2S and mercaptan). SOX emissions

shall be estimated by emission factors assuming all sulphur compounds in fuel gas combust fully to SOX. All diesel engines shall be designed for low sulphur diesel (< 50 ppmw).
2. Low NOx burners shall be used for gas turbines
3. Contractor shall ensure that all atmospheric vents shall be harmless to offshore personnel
4. VOC recovery system shall be evaluated
5. Amount of CO2 separated from the feed gas will be field specific. CO2 injection may be required for extreme cases.
6. In the World Bank Guidelines, there is a requirement for 5mg/Nm^3 in the section for Onshore Oil and Gas Development. This requirement is intended for measurement in ambient air at the property boundary (i.e. within the footprint of the vessel). The design shall ensure that offshore personnel will never be exposed to H2S concentrations above 5mg/Nm3.

(4) Emissions to sea

The sources with regard to discharge to sea during normal production must be identified in detail engineering. For sources of discharges to sea during normal production in general, the following general design limits shall be used:

Table 3-14-6 Emissions to sea

Parameter	Examples of Sources	Design limit	Reference
Max delta temperature	Seawater return (used for process cooling)	Max 3°C temperature increase at 100m distance	World Bank Guideline
Chlorine	Hypochlorite dosing in seawater	Chlorine residue: < 0.2 mg/l 1)	
Oil in water	Produced water Bilge (as ship unit) Open drain / slop tanks	To be decided by Company 15 ppmw 15 ppmw	Company MARPOL MARPOL
Sewage	Toilets etc	Can be discharged if comminuted and disinfected between 3 and 12 nautical miles from shore. 2) No requirements if more than 12 nautical miles from shore	MARPOL 73/78 Annex IV
Garbage	Food waste	Can be discharged if comminuted more than 12 nautical miles from shore	MARPOL 73/78 Annex IV
Grey water	Sanitary water (Wash basins, showers etc)	To be decided by Company. Normally no limit - harmless	

Table Notes:
1. Hypochlorite dosing shall be controlled to minimize residual chlorine in seawater return
2. Note for Sewage treatment, in accordance with MARPOL Annex IV, facilities located between 3- 12 nautical miles of the shore shall be fitted with treatment plants that satisfy MEPC 2 VI limits for Faecal Coliforms /Suspended Solids and BOD.

(5) Waste management

Waste facilities shall be designed carefully with focus on recycling of waste,

sorting of waste and reduction of waste. Selected design solutions shall reflect the above in such a manner that the LNG Producer can be operated by a waste management system ensuring recycling of waste, sorting of waste and waste reduction.

Design shall ensure sufficient provision of deck space for waste storage and where required treatment before disposal ashore.

(6) Hazardous Chemicals

All chemicals that are planned to be used or can be released to the working environment shall be identified and material data sheets shall be provided.

Elimination or substitution of less hazardous materials shall be evaluated.

Asbestos and asbestos-containing materials shall not be used in design.

Drips of oil and slippery liquid onto floors shall be avoided by use of drip trays.

There shall be drains under all sampling points.

15절 LNG-FPSO FEED 패키지 신뢰도 분석 (생산가용도, 안전무결도)

1. 서론

LNG-FPSO Topside 공정 시스템은 대량의 천연가스(natural gas)를 대상으로 생산, 전처리, 액화, 저장, 하역 등의 작업을 상시로 수행하는 시스템이다. 천연가스는 가연성이 상당히 높은 메탄(methane, CH4)이 주성분인 위험물질이므로, LNG-FPSO Topside 공정은 예기치 않은 누출에 의한 화재 및 폭발 사고에 항상 노출되어 있다. 1988년 7월 발생한 파이퍼알파 플랫폼 사고는 해양플랜트 사고의 대표적인 예라고 할 수 있다. 이 사고를 통해 167명이 사망했으며, 약21조원의 손실이 발생한 Occidental Petroleum社는 파산하게 되었다.

화재 폭발사고 뿐만 아니라 독성 가스 흡입, 질식, 추락 등도 일상 적인 업무 중에 발생 가능하다. 출퇴근에 해당하는 선박이나 헬리콥터에 승선해 있는 상태에서도 사고의 위험이 있다. 장치의 유지 보수를 위하여, 크레인으로 장치를 옮기는 과정도 사망 사고의 위험을 포함하고 있다. 이러한 사고들은 시스템의 성능 목표를 방해하는 가장 중요한 요소이며, 위험도 관리는 Plant 설계, 생산 및 운영에 있어서 필수적이다. 본 보고서는 LNG FPSO FEED Package 의 신뢰성 분석에 필요한 생산가용도 해석 및 안전무결도 해석 방법 및 결과에 대해 기술하고 있다.

2. 생산가용도 분석

가. 방법론

(1) 개요

신뢰도(Reliability), 가용도(Availability), 유지보수도 (Maintainability)는 시스템의 성능 및 생애 주기 비용에 중요한 영향을 미치는 요소이다. 또한 RAM 분석의 결과는 시스템이 설계 목적에 부합한 성능을 내는지 확인하는 척도가 된다. 신뢰도는 주어진 환경 및 운전 조건에서 요구 성능을 만족하는 정도로 정의되고(ISD 8402), 가용도는 특정 기간 동안 정상적으로 작동하는 정도(BS 4778)로 정의한다. 유지보수도는 시스템 또는 장비가 고장 후에 정상상태로 쉽고 신속하게 되돌려지는 정도를 의미한다.

(2) 분석 절차

생산가용도 분석은 다음 순서로 진행되는 것이 일반적이다.

① 설계 문서 및 도면 분석을 통해 생산가용도에 영향을 미치는 중요 시스템을 식별

② 신뢰도 블록 다이어그램 (RBD) 작성

③ 신뢰성 데이터 및 운전 정보 수집
④ 시뮬레이션 모델 작성
⑤ 계산 결과 분석
⑥ 보고서 작성



그림 3-15-1 생산가용도 분석 일반 절차

(3) 데이터 수집 및 처리

신뢰도 데이터를 수집하고 분석하는 것은 가능한 부품 및 하부 시스템의 고장 및 유지보수 데이터를 편집하는 것을 포함한다. 다음 데이터와 정보를 수집하여 신뢰도 및 가용도 분석에 필요한 정보를 식별한다.

- 시스템 다이어그램
- PFDs 및 P&IDs
- 운전 환경 정보
- OREDA 데이터베이스 또는 제조사에서 제공한 부품/장비의 신뢰성 데이터
- 일반 데이터 확보가 불가능한 경우 산업용 데이터 활용

(4) 신뢰도 데이터

생산가용도 분석에 사용한 대부분의 신뢰도 데이터는 OREDA 2009(Offshore Reliability Data Handbook)에서 인용하였다. OREDA 는 다양한 지역, 설치장소, 장비타입, 운전 조건에 따른 다양한 신뢰도 데이터를 통계 처리하여, 공개적으로 제공하는 데이터북으로 공정 설계의 기본 자료로 널리 활용된다. OREDA 데이터베이스에서 적절한 신뢰도 데이터를 확보하지 못한 경우, 장비 제조사에서 제공하는 데이터를 사용할 수 있다.

나. 분석 범위

생산가용도를 보수적으로 예측하기 위해 대부분의 탑사이드 공정 설비를 RAM 모델에 포함하였다. 각각의 장비에 대한 설계 적합성은 RAM 분석의 범위가 아니다. RAM 분석에서는 모든 개별 설비는 적절하게 설계되었고, 시스템의 요구사항에 맞게 선정되었다고 가정한다.

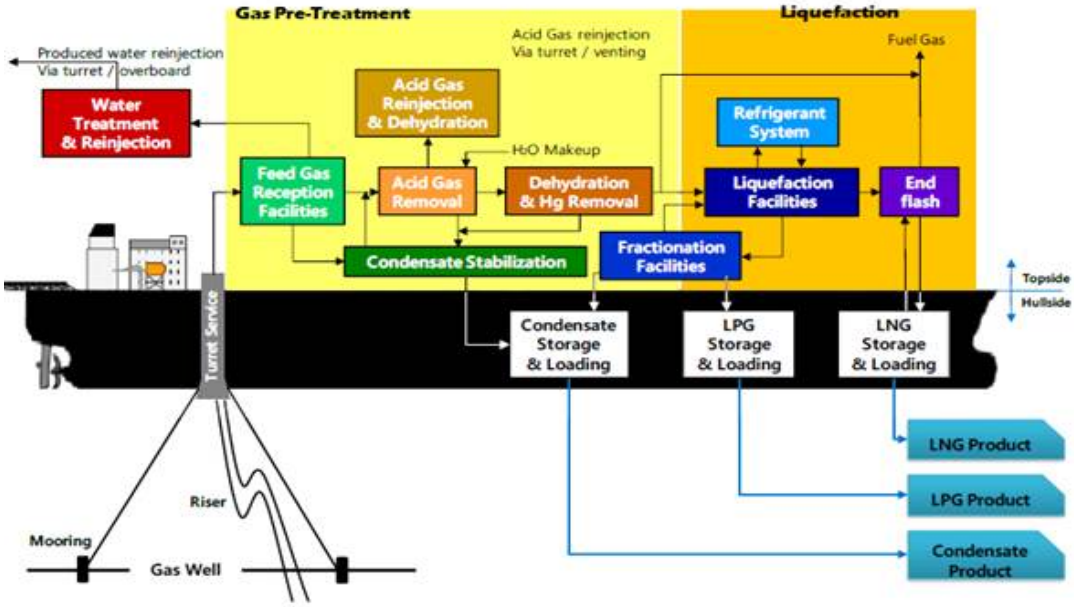


그림 3-15-2 Overall Block Diagram of Topside Process

생산가용도 분석에 포함된 탑사이드 공정은 다음과 같다.

- [11] Inlet Separation
- [16] Condensate Stabilization and Recompression
- [17] MEG Regeneration
- [64] Produced Water Treatment
- [12] Acid Gas Removal & Regeneration
- [13] Dehydration
- [14] Mercury Removal
- [31] NGL Extraction (incl. Recompression)
- [15] Fractionation
- [32] Liquefaction / End Flash
- [41/42] Liquefaction / Refrigeration
- [81] BOG and Fuel Gas
- [91/92] Flare System

시스템에 중요한 영향을 미치는 유틸리티 설비는 다음과 같다.

- [62] Cooling Medium
- [68] Heating Medium
- [69] Chemical Injection
- [80] Power Generation
- [67] Nitrogen System
- [66] Air Supply System

다. 분석 결과

(1) 시스템 성능

LNG-FPSO 탑사이드 공정의 생산가용도 분석 결과를 정리하면 다음과 같다. 25년의 설계 수명에 대한 1000번의 시뮬레이션을 수행한 결과, 시스템의 평균 생산가용도는 93.328%로 예측되었다. 표준편차는 +/- 0.2% 이다. 각각의 시뮬레이션은 25년의 설계 수명 동안 발생할 수 있는 생산/고장을 나타내며, 가능한 모든 시나리오를 포함하여 평균하기 위해 많은 횟수의 시뮬레이션 값을 평균하여 결과를 얻었다. 아래 도표에서 보는 것처럼 1000회의 시뮬레이션 모두 생산가용도의 설계 목표치인 93.0%를 초과한다.

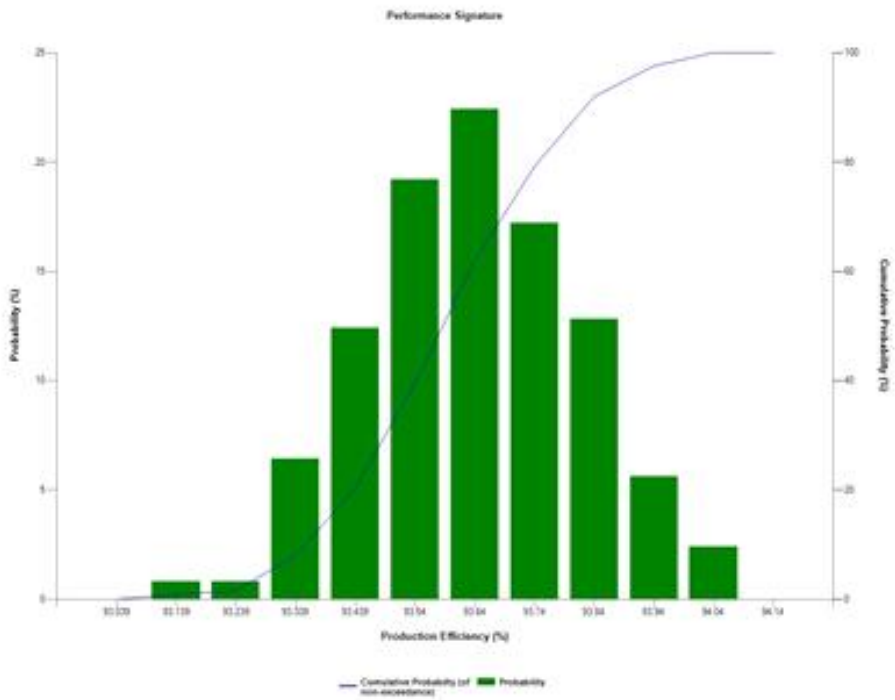


그림 3-15-3 생산가용도 성능 예측 결과 분포

(2) 생산가용도에 영향을 미치는 요소

유지보수를 포함한 하부 시스템이 생산가용도에 미치는 영향을 아래 테이블에 정리하였다. 유지보수를 위한 강제 정지와 정기적 유지 보수 활동에 의한 영향이 생산 손실에 가장 큰 영향을 미친다. 전체 생산 손실의 약 1/3가량이 유지보수 과정에서 발생한다.

표 3-15-1 하부 시스템 별 생산 손실 추산

No.	Description	Relative losses (%)	Mean failures (per year)	Absolute losses (%)
1	Maintenance	32.1297	66	2.1436
2	41/42 Refrigeration	16.0283	228.346	1.0694
3	15 Fractionation	9.8533	178.135	0.6574
4	12 Acid Gas Removal & Regeneration	7.219	175.972	0.4816
5	31 NGL Extraction (incl. Recompression)	6.1646	39.413	0.4113
6	69 Chemical Injection	5.3989	69.344	0.3602
7	16 Condensate Stabilization	5.3986	344.9509	0.3602
8	17 MEG Regeneration	3.4255	354.117	0.2285
9	91/92 Flare System	3.3827	64.392	0.2257
10	32 Liquefaction / End Flash	1.9857	53.857	0.1325
11	66 Air Supply System	1.7964	113.243	0.1199
12	11 Inlet Separation	1.4689	18.35	0.098
13	64 Produced Water Treatment	1.3364	30.727	0.0892
14	81 BOG and Fuel Gas	1.0635	141.566	0.071
15	13 Dehydration	0.9517	61.495	0.0635
16	68 Heating Medium	0.9294	68.936	0.062
17	62 Cooling Medium	0.7404	49.861	0.0494
18	14 Mercury Removal	0.6674	5.361	0.0445
19	80 Power Generation	0.0586	32.402	0.0039
20	67 Nitrogen System	0.0013	37.146	0.0001
	Total	100.0		6.6719

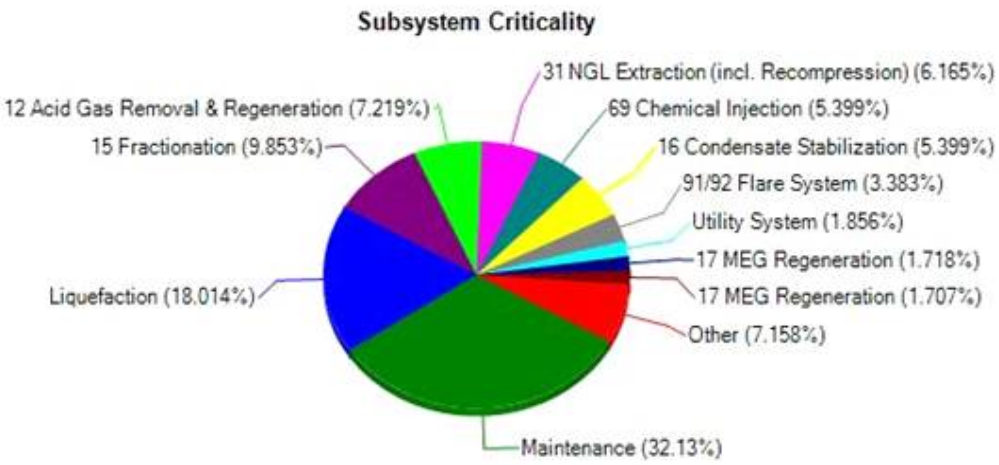


그림 3-15-4 하부 시스템 별 생산 손실 추산

유지보수 다음으로 생산가용도에 영향을 미치는 하부 시스템은 41/42 액화 공정의 냉동 사이클 이다. 냉동 사이클은 2x50%로 작동하는 두 개의 압축기 트레인으로 구성되어 있고, 각각 트레인에 포함된 개별 설비의 고장 예측 결과를 아래 표에 정리하였다.

두 개의 냉동 사이클 모두 HK 압축기의 컴프레서와 구동 모터가 가장 자주 고장나는 부품이다. 터빈에 의해 구동되는 LK, MK압축기와 달리 HK 압축기는 모터에 의해 작동되므로 고장률이 다르게 나타난다.

표 3-15-2 Top 5 contributors to production losses in 41/42 Refrigeration

No.	Description	Local relative losses (%)	Mean failures (per year)	Absolute losses (%)
41 Refrigeration Train A				
1	HK compressor	53.2787	18.558	0.2853
2	Drive Motor (Electric)	12.5502	14.784	0.0672
3	MK compressor	10.5169	18.254	0.0563
4	LK compressor	10.3741	18.014	0.0555
5	HK compressor suction scrubber	3.0616	5.086	0.0164
42 Refrigeration Train B				
1	HK compressor	53.089	18.444	0.2835
2	Drive Motor (Electric)	12.5591	14.748	0.0671
3	MK compressor	10.5371	18.266	0.0563
4	LK compressor	10.5355	18.212	0.0563
5	HK compressor suction scrubber	3.0375	5.048	0.0162

3. 안전무결도 결정 방법론 (SIL Allocation)

가. 개요

안전무결도를 결정하는 방법은 다양하다. IEC 61511의 정량적 방법, Risk Matrix, Safety Layer Matrix, Risk Graph 및 방호계층 분석(LOPA) 등이 대표적이다. 안전무결도 결정에는 정량적인 방법과 정성적인 방법이 모두 적용된다. 안전계장의 기능과 위험요소에 대한 식별 그리고 방호계층의 적용 등은 정성적 방법으로 이뤄지고, 안전무결도 등급 산출 및 해당 위험요소의 위험도는 정량적인 방법으로 결정한다.

나. 안전무결도 분석 방법론

(1) 안전무결도 정의

안전무결도(SIL, Safety integrated Level)란 안전계장(SIS, Safety Instrumented System)의 등급(Level)을 고장확률(PFD)에 따라 구분한 것이다. 고장확률에 대한

등급은 아래 표와 같이 IEC 61508에 정의되어 있다.

표 3-15-3 안전무결도의 정의 (IEC 61508-1)

Safety Integrity Level	Low Demand Mode of Operation (average probability of failure to perform its design function on demand - PFD)	Continuous / High Demand Mode of Operation (probability of a dangerous failure per hour - PFH)
4	$10^{-5} \leq PFD < 10^{-4}$	$10^{-9} \leq PFH < 10^{-8}$
3	$10^{-4} \leq PFD < 10^{-3}$	$10^{-8} \leq PFH < 10^{-7}$
2	$10^{-3} \leq PFD < 10^{-2}$	$10^{-7} \leq PFH < 10^{-6}$
1	$10^{-2} \leq PFD < 10^{-1}$	$10^{-6} \leq PFH < 10^{-5}$

안전무결도 등급이 두 가지로 구분되는 이유는 안전계장에 대한 요구도가 시스템 구성에 따라 다르기 때문이다. 통상적으로 Low Demand와 High Demand를 구분하는 기준은 Proof Test 빈도다. 일반적인 Proof Test 기간은 년 1회이기 때문에 요구도가 년 1회 이하일 경우 Low Demand로 그 이상일 경우 High Demand로 분류한다. 위 정의에 따라 안전계장과 관련된 주요 개념을 정리하면 아래 그림과 같다. 안전계장(SIS)은 공정시스템에 필요한 안전기능(SIF)를 구현하는(Realization) 장치 또는 시스템을 말하고, 안전무결도(SIL)는 안전계장(SIS)의 고장확률에 따른 등급이다.



그림 3-15-5 안전무결도 개념

(2) 안전무결도 결정 방법론

앞서 언급한 바와 같이 안전무결도의 결정방법은 다양하나, 본 과제에서는 가장 대표적인 방법론인 방호계층분석(LOPA) 기법을 적용했다. 방호계층분석은 HAZOP과 정량적 위험도 분석 중간단계라고 할 수 있다. HAZOP에서 식별된 위험원인과 결과분석에 따라 허용가능한 위험도 수준을 정의하고, 시스템이 이를 만족하는지 평가한다. 만약 분석결과 시스템에 높은 수준의 안전계장이 추가로 도입되어야 한다면 정량적 위험도 분석을 수행하거나 설계를 변경할 것을 권고한다.

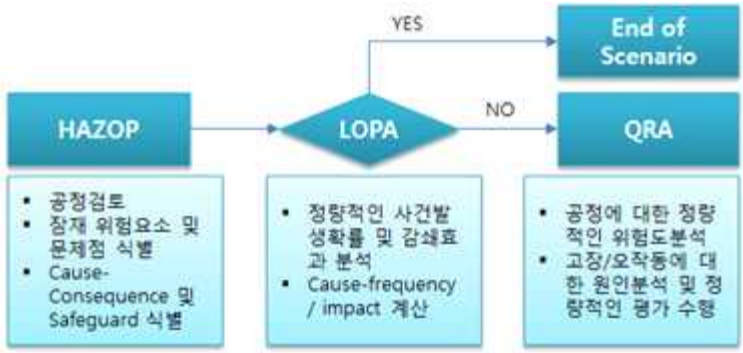


그림 3-15-6 방호계층분석(LOPA)의 역할

LOPA가 평가를 수행하는 대상은 공정설계에 포함된 방호계층(PLs, Protection Layers)이다. 간단하게 말하면, LOPA 분석의 핵심은 그림8.2와 같이 제시된 모든 방호계층을 뚫고 사고가 발생할 확률을 계산하는 것이다. LOPA 분석에서 제시되는 방호계층을 특별히 독립방호계층(IPL, Independent Protection Layer)이라 부르는데 이는 다른 방호계층으로부터 "독립되어"있어 다른 방호계층에 장애가 있더라도 작동하는 방호계층을 말한다. 앞서 말한 SIS 역시 IPL의 한 부분으로 간주된다.

LOPA 기법에서 SIL 등급은 중간사건발생빈도(IEL)과 목표위험도(TMEL)의 차이로 결정된다. 즉 모든 독립된 방호계층(IPL)이 작동하지 않는 가운데 사고가 발생할 확률(IEL, Intermediate Event Likelihood)이 목표위험도보다 낮게 시스템을 설계하는 것이 목표라고 할 수 있다.

다. 안전무결도 분석 방법

(1) 안전무결도 분석 절차

LOPA 절차는 다음 그림과 같은 순서도로 나타낼 수 있다. 아래 도표를 간단하게 설명하면, HAZOP에서 도출된 사고의 최대 허용한계(TMEL)과 사고발생확률을 비교하여 사고발생확률이 목표치보다 크면 안전계장을 추가하고 작으면 다음 위험분석시나리오로 넘어가라는 것이다

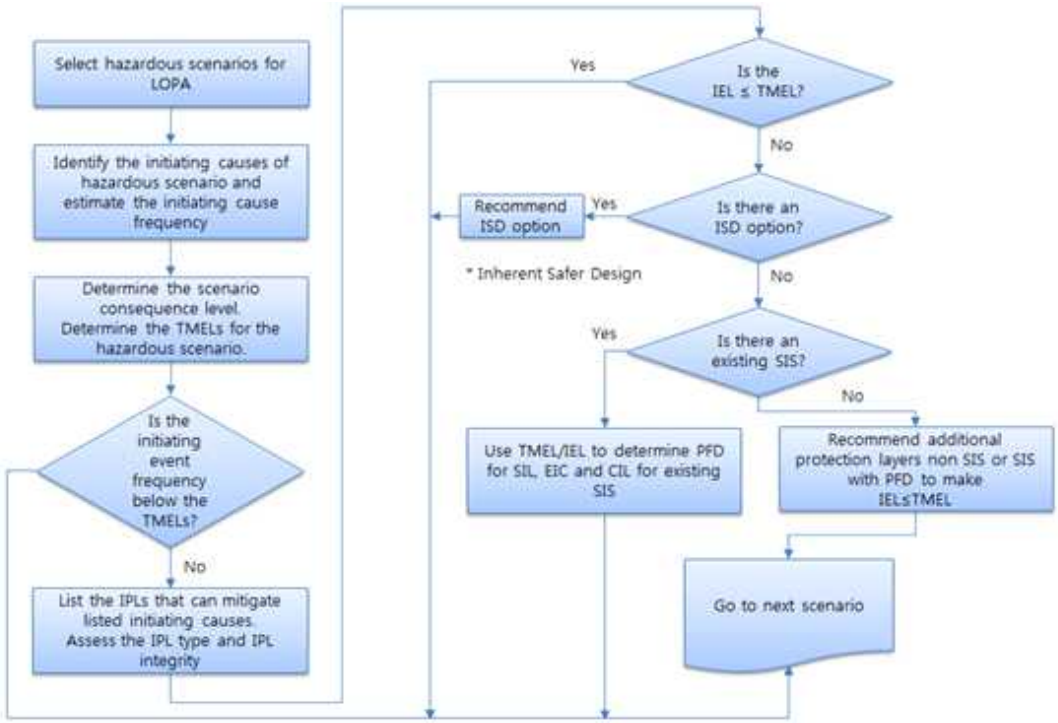


그림 3-15-7 LOPA 절차 순서도 (LOPA Flowchart)

. 이를 위해 LOPA 분석은 다음과 같은 단계를 따라 이뤄진다.

표 3-15-4 LOPA 분석 수행 단계

구 분	설 명
1단계	위험시나리오 선택
2단계	사건발생확률(ICL) 식별
3단계	위험도에 따른 최대 허용한계(TMEL) 설정
4단계	ICL과 TMEL 비교 - ICL이 TMEL보다 작으면 다음 위험시나리오로 이동 - ICL이 TMEL보다 크면 다음 단계로 이동
5단계	사건발생확률을 경감시키는 독립방호계층(IPL)의 신뢰성분석
6단계	독립방호계층을 고려한 중간사건발생확률(IEL) 계산 - IEL이 TMEL보다 크면 다음 단계로 이동 - IEL이 TMEL보다 작으면 다음 위험시나리오로 이동
7단계	내재적 안전설계 평가
8단계	현존 SIS의 신뢰성 분석(SIS의 PFD에 대한 재검토) - 추가로 필요한 SIF의 안전무결도(SIL) 등급 결정
9단계	다음 위험시나리오로 이동

(2) 단계별 분석 절차

■ 1단계 : 위험시나리오 선택

HAZOP을 수행한 결과 식별된 위험시나리오(원인-결과), 위험도순위, 사건발생원인목록, 독립방호계층(IPL)들을 정리하는 단계다. 이 단계에서는 앞서 표로 제시한 LOPA 워크시트 앞부분을 작성한다. 즉, LOPA에서 정량적으로 측정할 위험도의 정성적인 목록을 정한다.

■ 2단계 : 사건발생확률(ICL) 식별

식별된 사고발생 원인(initiating cause)의 확률을 결정한다. 사고 확률을 결정하기 위해 해당 분야 전문가의 의견과 CCPS, BP, OREDA 등의 데이터베이스를 참조한다.

■ 3단계 : 위험도에 따른 최대 허용한계(TMEL) 설정

LOPA에서는 사고의 위험도에 따라 최대 허용한계(TMEL)을 설정한다. TMEL은 심각도 등급(severity level)에 따라 발생확률을 적용한 자료로 제시된다.

■ 4단계 : ICL과 TMEL 비교

사고가 발생하려면, 원인이 발생할 때 프로세스는 가동중이어야 하고 그 시점에 운용인원이 그 자리에 있어야 하며, 반드시 점화되야 한다. 따라서 이 단계에서는 아래와 같이 사건발생확률(ICL)에 조정수치(modifier)를 곱하여 사건발생확률을 보정한다.

$$ICL\ (modified) = ICL \times P_{tr} \times P_p \times P_i$$

P_{tr} (probability of time at risk) : 프로세스 가동확률

P_p (probability of occupanc of person) : 인원배치 확률

P_i (probability of ignition) : 점화확률

이 단계에서는 위와 같이 보정한 ICL과 TMEL을 비교하여 ICL이 TMEL보다 적다면 사고가 발생할 확률이 목표보다 작으므로 다른 조치를 취할 필요가 없고 크다면 다음 단계로 넘어간다.

■ 5단계 : 사건발생확률을 경감시키는 독립방호계층(IPL)의 신뢰성분석

TMEL을 충족하기 위해 사건발생확률을 경감시키는 것이 5단계의 주목적이다. 5단계에서는 설계에 포함된 독립방호계층(IPL)의 장애확률을 식별한다. 사고가 발생하려면 설계에 배치된 모든 독립방호계층이 동작하지 않아야 하므로

독립방호계층의 신뢰성은 고장확률(Probability of failure on demand)로 정량화할 수 있다. 설계에 반영된 모든 독립방호계층의 PFD를 LOPA log-sheet에 기록함으로써 본 단계를 종료한다.

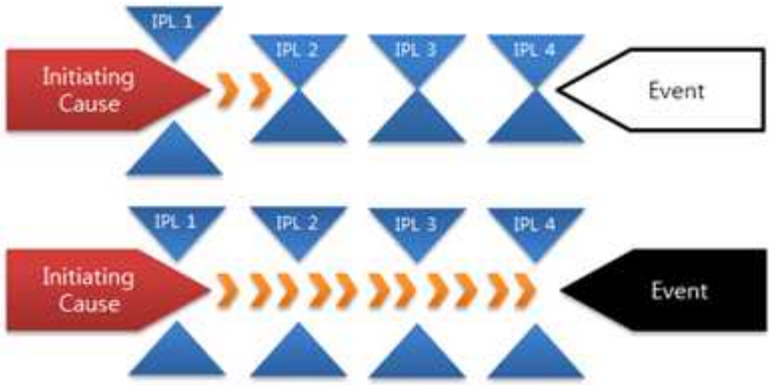


그림 3-15-8 IC, IPL, EVENT 관계도

■ 6단계 : 독립방호계층을 고려한 중간사건발생확률(IEL) 계산

이 단계에서는 1~5단계 결과를 바탕으로 중간사건발생확률을 구한다. 이벤트(사건)이란 모든 독립방호계층이 작동하지 않을 때 발생하므로, 4단계에서 보정한 ICL에 5단계에서 구한 각 독립방호계층들의 장애확률을 모두 곱하면 중간사건발생확률을 얻을 수 있다.

$$IEL = ICL\ (modified) \times PFD_{IPL1} \times PFD_{IPL2} \times PFD_{IPL3} \times \ldots \times PFD_{IPLn}$$

이렇게 구한 IEL과 TMEL을 비교하여, IEL이 TMEL보다 작으면 목표치보다 사건 발생확률이 낮으므로 현 시나리오에 대한 LOPA 분석을 종료하고 다음 위험시나리오로 이동한다. 그러나 IEL이 TMEL 보다 크다면 IEL을 줄여줄 수 있는 새로운 SIS가 배치되거나 설계를 변경하는 다음 단계가 필요하다.

■ 7단계 : 내재적 안전설계 평가

7단계까지 왔다면 IEL이 TMEL 보다 크기 때문이다. 이 단계 이하에서는 IEL 수치를 더 줄여줄 수 있는 방법들을 다룬다. 우선 독립방호계층으로 포함되지 않는 내재적 안전설계를 평가할 수 있다. 새로운 안전계장을 추가하는 것보다 설계에 반영된 요소를 식별하는 것이 경제적, 기술적으로 유리함은 두말할 나위도 없다. 만약 내재적 안전설계가 반영되었다면 해당 요소의 장애확률이나 사고가 안전설계를 넘어 작용할 확률을 구한다. 정량적 평가가 불가하다면 가장 큰 값인 "1"을 적용하는 것이 원칙이다.

■ 8단계 : 현존 SIS의 신뢰성 분석(SIS의 PFD에 대한 재검토)

내재적 안전설계 요소가 없다면 현재 SIS의 PFD 값을 보정하거나 새 SIS를 도입해야 한다. 현존하는 SIS의 PFD를 재검증하기 위해서 데이터베이스와 운용기록이 적용될 수 있다. 보정을 해도 IEL이 TMEL보다 크다면 남는 방안은 새로운 안전계장(SIS) 도입이다. LOPA에서는 새로운 안전계장의 안전무결도(SIL) 등급을 산출하는 것으로 작업이 종료된다. 물론 앞서 말한 바와 같이 SIL 3 이상의 안전무결도 이상의 안전계장이 필요하다는 결과가 나오면, 공정시스템을 재설계해야 한다. 경제적이고 안전한 시스템을 위하여 LOPA 기법은 SIL 2 이하의 안전계장을 권고하기 때문이다. 다음은 SIL 등급 산출 산식이다.

$$SIL_{PFD} = TMEL \ / \ IEL$$

■ 9단계 : 다음 위험시나리오로 이동

8단계로 모든 과정이 종료된다. 본 단계에서는 최종적으로 LOPA 워크시트를 마무리한다.

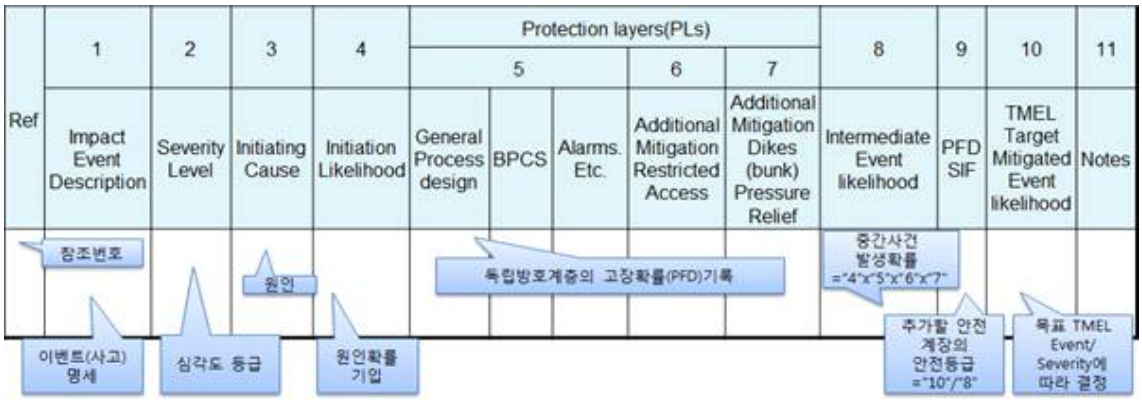


그림 3-15-9 LOPA 결과-워크시트

라. 안전무결도 분석 지침

(1) 일반사항

앞서 서술했던 단계별 분석지침을 서술하기에 앞서 전반적인 안전무결도 분석 절차는 아래와 같이 도식화 할 수 있다.



그림 3-15-10 안전무결도 분석 지침 개요

안전무결도 분석은 안전무결도 분석 워크샵을 중심으로 이뤄진다. 공정 전문가와 안전 전문가 그리고 시설과 장비에 관련된 전문가들이 참가하여 공정시스템의 위험도를 평가하고 필요한 안전계장의 안전무결도를 논의하는 것이 안전무결도 분석 워크샵의 목적이다.

(2) 분석팀 구성

LOPA 분석팀을 기능에 따라 구분하면 그림 9.2와 같다. 작업의 완성도를 책임지고 작업수행에 있어 필요한 정보 식별을 주관하는 팀장과 공정설비, 제어시스템, 공정운용 그리고 공정안전에 대한 필수 전문가 그룹과 장비와 재료, 기계 및 정비, 기자재와 관련된 기타 전문가그룹으로 구성되고 팀장은 팀원 중 1인을 서기로 임명하여 작업 수행에 대한 기록을 남겨야 한다. 다음으로 분석팀은 공정시스템(설비)설계 및 생산자와 발주자로부터 독립된 집단이어야 한다. 즉, 발주자와 생산자가 아닌 제3집단에 의해 구성되어야 하고 분석팀의 팀장은 독립성과 전문성에 특히 주목할 필요가 있다.

(3) 워크샵 자료준비

일반적으로 워크샵을 수행하기 위해 필요한 자료목록은 아래와 같다.

표 3-15-5 LOPA 자료 목록 (BP, GP 48-03)

구 분	자 료 목 록
기본자료	▪ 사고시나리오(Hazard scenario) ▪ HAZOP report ▪ 시스템 회로에 대한 명세서 ▪ 시스템 계통의 원인-결과 관계도 ▪ P&ID ▪ 현존SIS에 대한SIL 등급 (과거 수행실적)
필수자료	▪ 현존SIS에 대한 요구사항 명세 ▪ C&E chart ▪ 압력용기 설계 자료 ▪ 운용절차 ▪ 사고결과 분석 자료

기본자료는 SIL 분석 시 당연히 제공되어야 하는 문서이고, 필수자료는 요청 시 반드시 제공되어야만 하는 자료를 말한다. 위의 표에 기술된 목록은 전체 자료를 의미하지는 않는다. 자료목록은 SIL Workshop의 기본이 되는 LOPA worksheet에 기본 자료를 제공하는 데 목적이 있다. 따라서 자료 목록에서 중요한 것은 기재된 목록의 문서가 제공되었는가가 아니라 필요한 정보가 제공되었는가이다. 아래 그림은 LOPA worksheet를 기반으로 필요한 정보들을 정리한 표이며, 표준 LOPA worksheet에서 필요로 하는 정보의 명세를 다룬다.

Ref	1	2	3	4	Protection layers(PLs)					8	9	10	11
					5			6	7				
	Impact Event Description	Severity Level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	General Process design	BPCS	Alarms, Etc.	Additional Mitigation Restricted Access	Additional Mitigation Dikes (bunk) Pressure Relief	Intermediate Event likelihood	PFD SIF	TMEL Target Mitigated Event likelihood	Notes
1	Over Pressure of amine Regenerator and potential 3 to 9 fatalities	D	LV-2702 Malfunction	0.1				Occupancy 0.5	PSV 0.01	5E-4	0.017 (SIL 1)	1E-5	
			Operator error	0.1			0.1		PSV 0.01	1E-4			

그림 3-15-11 표준 LOPA worksheet

표 3-15-6 LOPA 워크시트 필요 정보

순번	워크시트 항목	필요 정보	필요 문서
1	Ref	▪ SIL 등급 배정을 위한 참조번호로서 EUC에 따라 구분 ▪ HAZOP 노드 번호와 유사 작성	▪ HAZOP 보고서
2	Impact Event Description	▪ 사고 설명(HAZARD)	▪ HAZOP 보고서
3	Severity Level	▪ 해당 사고에 대한 심각도 등급 ▪ 프로젝트의 위험도 평가에서 기준이 되는 심각도 기준	▪ HAZOP 보고서 ▪ 사고관련 국내외 규정 ▪ 회사내규
4	Initiating Cause	▪ 사고시나리오에서 식별된 사고원인	▪ HAZOP 보고서 ▪ C&E chart ▪ 사고 시나리오
5	Initiation Likelihood	▪ 원인(초기)사건 발생빈도	▪ 위험도 데이터베이스
6	General Process design	▪ 일반 공정설계에서BPCS와 안전계장(설비)를 제외한 안전설계 내용	▪ PFD ▪ P&ID ▪ 공정설계사양서
7	BPCS	▪ BPCS의 안전기능 명세	▪ PFD ▪ P&ID ▪ BPCS 사양서
8	Alarms. etc.	▪ 안전을 위한 경보장치 설계사양	▪ P&ID ▪ 경보장치 사양서 ▪ 작업인원 배치 및 운용지침
9	Additional Mitigation Restricted Access	▪ 인원접근제한을 통한 안전 대책	▪ 작업인원 배치 및 운용지침
10	Additional Mitigation Dikes(bunk), Pressure Relief	▪ 안전설비를 통한 방호계층 설계	▪ P&ID ▪ 설비 배치도면
11	Intermediate Event likelihood	▪ 워크샵 입력사항	-
12	PFD_{SIF}	▪ 워크샵 입력사항	-
13	TMEL Target Mitigated Event likelihood	▪ 허용 가능한 위험도	▪ RISK MATRIX ▪ HAZOP 보고서 ▪ 사고관련 국내외 규정 ▪ 회사내규
14	Notes	-	-

(4) 단계별 지침

5장에서 단계별 분석절차를 통해 LOPA 분석기법의 순차적 진행단계에 대해 서술하였다면, 단계별 지침은 워크샵 준비를 위한 데이터확보에 대해 기술한다.

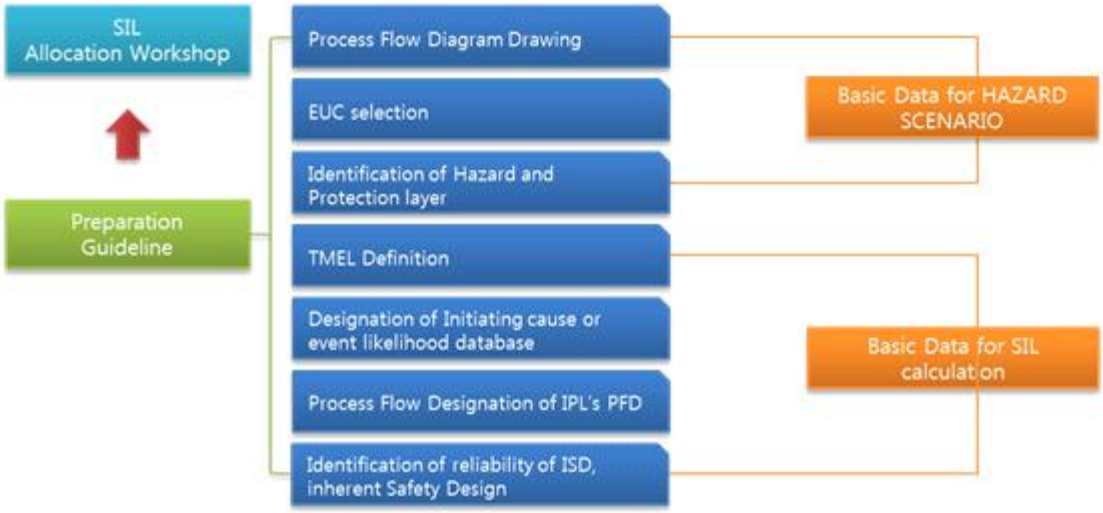


그림 3-15-12 SIL 워크샵 준비 사항

■ 프로세스 흐름도 작성(확보)

프로세스 흐름도는 전체 공정에서 각 공정이 어떻게 진행되는지를 한 페이지에 알기 쉽게 표현한도면을 말한다. 프로세스 흐름도가 있어야만 전체 공정에서 해당 EUC의 역할을 알 수 있기 때문에 이 자료는 SIL 워크샵에서 P&ID 분석 전에 참가자들에게 보여주는 중요한 자료가 된다. 따라서 P&ID 분석을 유기적으로 진행하기 위해서라도 본 흐름도는 반드시 확보 또는 작성되어야 한다. 자료는 설계자나 발주자가 작성한 자료를 기본으로 하고, 워크샵 팀에서는 최대한의 신뢰성확보와 책임소재를 명확히 하기 위해 공정과 관련된 일체의 도면자료는 작성해서는 안 된다.

■ EUC 선정

EUC는 SIL allocation의 단위로서 ISO 10418에 의거 선정된다. 설계자는 FLOW DIAGRAM에 기반하여 각 EUC를 선정하고 해당 EUC의 명칭, 기능 그리고 프로세스 상 위상에 대해 기술한 자료를 제출해야 한다.

■ 위험요소 및 방호계층 식별

SIL 분석팀에서는 설계자가 제출한 도면을 바탕으로 기반으로 위험요소 및 방호계층을 식별하여 목록화 한다. 또한 위험도 시나리오도 작성하여 워크샵 이전에 주문주와 설계자에게 통보해야 한다.

■ 목표위험도(TMEL) 정의

목표위험도를 설정하기 위해서는 먼저 참조해야 할 것은 회사의 자체규정과 국내/국제 규정이다. 회사에 심각도 대비 빈도로 표현된 허용가능한 위험도 수준이 없을 경우, SIL 분석팀에서는 국내/국제 규정 또는 신뢰할 만할 기준으로 목표위험도를 설정하고, 주문주와 설계자에게 통보해야 한다. 주문주는 또한 환경, 인명, 자산과 같은 대표적 분류 외에 추가하고자 하는 위험도 종류를 SIL 팀에게 통보하여 워크샵에서 방호계층을 분석하기 위한 목표를 분명히 할 필요가 있다.

■ 초기사건발생빈도(Initiating cause or event likelihood) 데이터베이스 확보

SIL 분석팀은 초기사건발생빈도 데이터베이스의 명칭을 주문주와 설계자에게 통보하여야 한다. 또한 대표적인 초기사건발생빈도 도표를 정리하여 주문주와 설계자에게 사전에 공지할 필요가 있다.

■ 독립방호계층 고장빈도(IPL의 PFD) 데이터베이스 확보

널리 통용되는 PFD 데이터베이스 중 무엇을 기본자료로 사용할지를 확정하여 역시 주문주와 설계자에게 통보한다. 고장빈도에 대한 데이터베이스는 SIL Allocation 뿐만 아니라 SIL Verification에서도 동일하게 적용되어야 하므로 최대한 신뢰성있는 데이터베이스를 선정해야 한다.

■ 내재적 안전설계(ISD, inherent Safety Design) 신뢰성 자료 확보

SIL 분석팀은 설계자와 주문주에게 공정설계 중 장치나 설비로 구현된 안전계장을 제외하고 공정에 포함되거나 압력용기 또는 관장치에 반영된 내재적 안전설계의 내용을 SIL 분석팀에게 통보해야 한다. 내용에 포함되어야 할 정보는 다음과 같다.

- 안전설계 명칭
- 안전설계 반영 도면
- 신뢰성(고장 또는 오작동 확률, PFD 및 사고 차단 또는 경감효과)

(5) 워크샵 진행

워크샵은 LOPA 워크시트에 내용을 기입하는 방식으로 진행한다. 다음 그림은 워크샵 진행 절차이다.

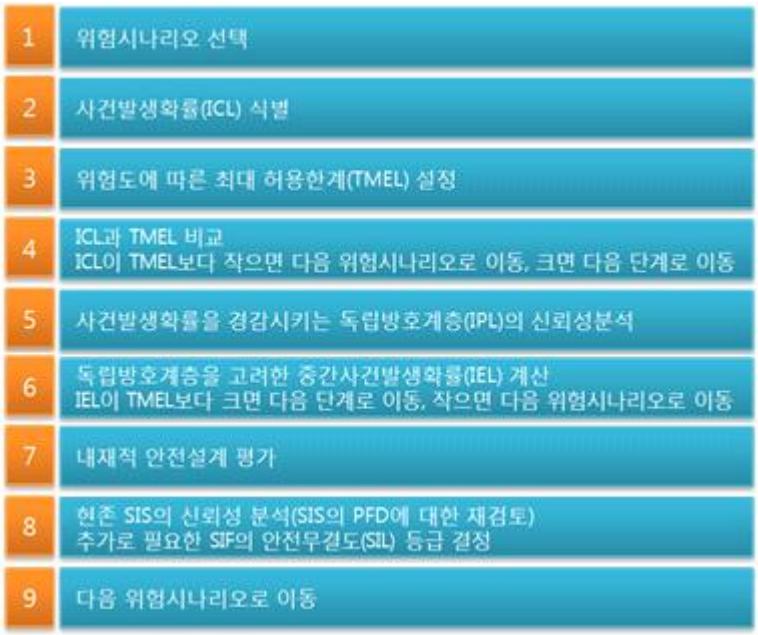


그림 3-15-13 워크샵 진행 절차

SIL 팀에서는 워크샵 진행을 위해 사전에 충분히 자료를 확보하여야 한다. 워크샵에서는 로그시트의 수치 선택을 제외한 기타 활동들이 최대한 이뤄지지 않도록 팀장은 회의 준비를 철저하게 해야 한다.

(6) 보고서 작성

SIL 워크샵이 종료되면 SIL 분석 팀장 주관 하에 아래 정보를 포함하는 보고서를 작성하여 주문주와 설계자에게 발송한다.

표 3-15-7 SIL 분석 보고서 수록사항

보고서 수록 사항		설 명
보고서수신자		보고서 수신자는 주문주와 설계자를 말한다.
요약		보고서 내용에 대한 요약을 말하고, 전체분석 EUC 개수, IPL 개수, 각 EUC 별 SIL 등급 및 권고사항 요약
작업범위		작업범위에서는 SIL 분석의 대상이 되는 EUC 집합을 기술한다.
공정시스템 설명 및 설계 목적		공정 및 설계 목적을 서술한다.
방법론검증		SIL 분석에 적용하는 방법론에 대해 서술한다.
사용된 수치 식별		SIL 분석에 사용되는 수치에 대한 일반적인 범례를 명시한다.
SIL 분석팀 구성과 역할		분석팀의 업무분장을 기술한다.
권고사항요약		권고사항을 각EUC 별로 정리하여 기술한다.
참고자료 (P&ID 및 기타 자료 목록)		참고자료에 대한 목록을 서술한다.
배부표		본 문서가 배포되는 수신처의 목록을 기술한다.
부록	용어 정의	분석 보고서의 용어 설명을 수록한다.
	가정	분석에 앞선 전제, 특히 Common Cause Failure에 대한 가정을 포함한 전체 가정을 기술한다.
	LOPA 로그시트	LOPA 워크시트 표준 양식을 서술하고, 워크샵 결과 식별된 사항을 기록한다. 통상적으로 LOPA 로그시트는 SIL 분석보고서의 중간 요약본 성격을 가진다. SIL 팀에서 별도 양식을 작성할 경우 해당 양식에 대한 설명도 포함시켜야 한다.
	SIL 워크시트	SIL 워크시트는 워크샵 진행을 위해 SIL 팀에서 별도로 작성하는 문서를 말하며 양식에 대한 설명과 함께 워크샵에서 토의된 사항이 모두 수록되어 있어야 한다.
	권고사항 리스트	권고사항에 대한 리스트를 작성하여 추후 검증이 용이하도록 한다.
	워크샵 참가 인원	워크샵 참가인원의 방명록을 첨부한다.
	기타 참고사항	기타 참고사항을 기술한다.

마. 안전무결도 분석 결과

LNG-FPSO FEED 패키지의 SIL 분석에서 총 5개의 권고 사항을 결정하였다.

표 3-15-8 SIL 분석 결과 권고사항

Action required	Action by	Place(s) used
1. Note that PSV-001 on feed gas line from production manifold (downstream of EV-001 and upstream of inlet heater E-1101A/B) is provided on the piping. Since, feed gas may contain sand, there may be possibility of plugging of the PSV inlet. Consider measures to minimize plugging, such as provision of rupture disc at the inlet (with provision for detection of rupture disc leakage).	GS	SIL studies: 1.1, 2.1, 10.1
2. Confirm piping from Fractionation Feed Drum overhead to LP FG system including all LP FG system is LTCS material.	GS/ HHI	SIL studies: 67.2, 72.1
3. Check minimum temperature that can be reached due to flashing of liquid in fractionation Feed Drum (considering no heater and downstream atmospheric pressure).	GS	SIL studies: 67.2, 72.1
4. Based on HAZOP recommendation, TALL is provided at LP FG heater outlet. The SIL assigned for LAHH may be reduced by one level by assuming default SIL 1 for TALL.	GS/ HHI	SIL studies: 67.2, 72.1
5. Consider to also close XV-011 on the C2 reinjection pump not running signal. This will provide additional sensor for the SIF to meet the required SIL target.	GS	SIL studies: 81.1, 81.2, 81.3

4. 결론

LNG-FPSO FEED 패키지의 신뢰성 분석을 위해 생산가용도 분석 및 SIL allocation을 수행하였다. 보수적인 평가를 위해 거의 모든 탑사이드 공정 및 운전 조건을 포함하여 수행한 생산가용도 분석 결과, 가용도는 설계 목표인 93%를 상회하는 93.328%로 예측되었다. 유지보수를 위한 강제 정지와 정기적 유지 보수 활동에 의한 영향이 생산 손실에 가장 큰 영향을 미치고, 개별 공정 중에서는 여러 개의 컴프레서를 포함하는 액화 공정의 냉동 사이클 공정이 가장 큰 고장률을 보인다.

SIL 분석에서는 총 5개의 권고 사항을 도출하였다. 모래 등의 이물질에 의해 PSV가 막히는 것을 방지하지 위해 Feed 라인의 입구에 보호 설비를 설치해야 하고, 배관 내부의 온도와 C2 재주입 등을 감지하기 위한 센서 설치 등이 요구된다. 담당 해당 사항은 개선하도록 권고하였다.

결론적으로, 생산가용도 및 SIL 분석 결과 전체 시스템은 설계 목표에 부합하는 수준의 신뢰도를 가진 것으로 판단된다.

16절 LNG-FPSO FEED 패키지 위험도 분석 (화재/폭발 위험도, 비공정 위험도)

1. 서론

LNG플랜트사업단에서는 새로이 개발된 KSMR (Korea Single Mixed Refrigerant) 액화공정을 적용하여 LNG-FPSO FEED 패키지를 개발하였다. LNG-FPSO는 심해저의 천연가스를 생산 및 처리할 수 있는 부유식 해상 설비이다. 현대 중공업과 GS 엔지니어링에서는 LNG-FPSO 선체 및 Topside 공정 시스템의 FEED 패키지를 개발하였으며, KSMR 액화공정은 한국가스공사에서 개발하였다.

LNG-FPSO Topside 공정 시스템은 대량의 천연가스(Nnatural gas)를 대상으로 생산, 전처리, 액화, 저장, 하역 등의 작업을 상시로 수행하는 시스템이다. 천연가스는 가연성이 상당히 높은 메탄(Methane, CH4)이 주성분인 위험 물질이므로, LNG-FPSO Topside 공정은 예기치 않은 누출에 의한 화재 및 폭발 사고에 항상 노출되어 있다고 볼 수 있다. 화재/폭발 사고뿐만 아니라 독성 가스 흡입, 질식, 추락 등도 일상 적인 업무 중에 발생 가능하다. 출퇴근에 해당하는 선박이나 헬리콥터에 승선해 있는 상태에서도 사고의 위험이 있다. 장치의 유지 보수를 위하여, 크레인으로 장치를 옮기는 과정도 사망 사고의 위험을 포함하고 있다. 또한, LNG-FPSO 설치 해역 인근 통항 선박에 의한 충돌 사고도 검토가 필요한 주요 위험요소라 할 수 있다. 이러한 사고들은 시스템의 성능 목표를 방해하는 가장 중요한 요소이며, 위험도 관리는 LNG-FPSO의 설계, 생산 및 운영에 있어서 필수적이다.

다음은 LNG-FPSO FEED 패키지에 대하여 다양한 위험요소로 인해 발생 가능한 사고의 인명 위험성을 정량적으로 분석한 결과를 요약 정리하고 있다.

2. 화재 위험도 분석

가. 개요

한국선급(KR)은 LNG-FPSO FEED 개발의 일환으로 Topside 모듈의 정상운영 (Normal operation)에 대해서 화재 위험도 분석을 수행하였다. 본 화재 위험도 분석의 목적은 다음과 같다.

- LNG-FPSO 플랫폼의 화재/폭발 사고 가능성 검토
- 사고의 발생확율 분석
- 사고의 피해결과 분석
- 인명사고의 수준 평가
- 개인 위험도(AIR, Average individual risk) 수용기준의 만족여부 결정

화재 위험도 분석은 LNG-FPSO Topside 모듈의 공정 영역에서 화재 및 폭발 위험도를 식별하고, 작업자에게 가해질 수 있는 피해가 포함되었다. LNG-FPSO Topside 모듈은 아래 그림과 같이 배치되어 있다.

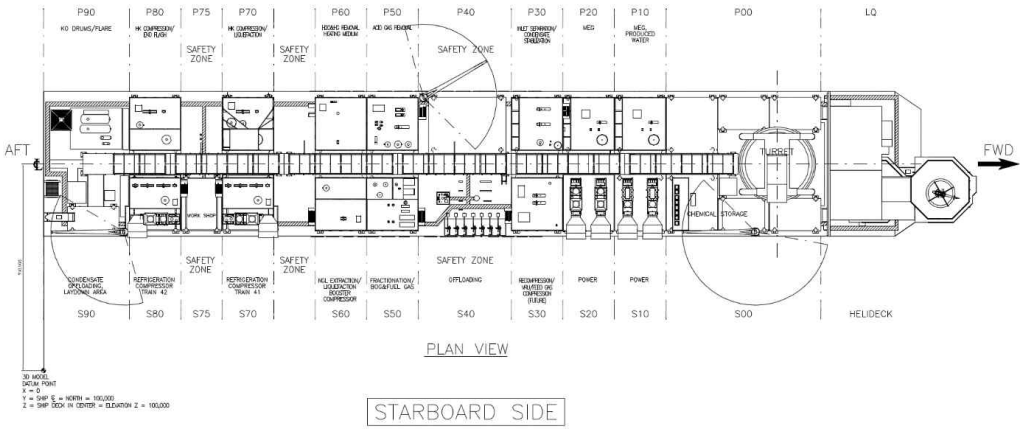


그림 3-16-1 LNG-FPSO Topside Layout - Plan View

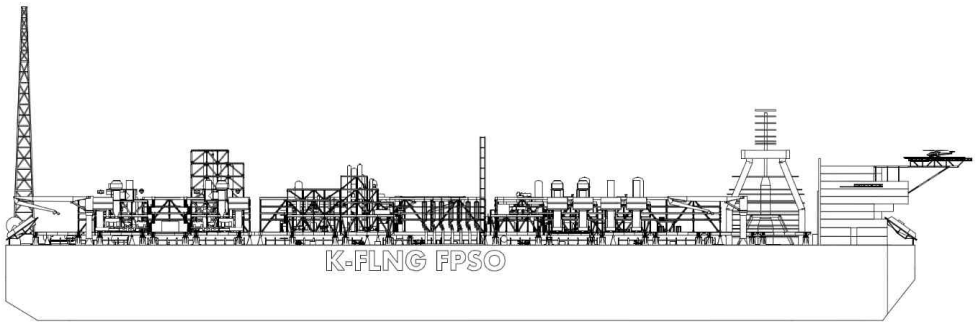


그림 3-16-2 LNG-FPSO Topside Layout - Side View

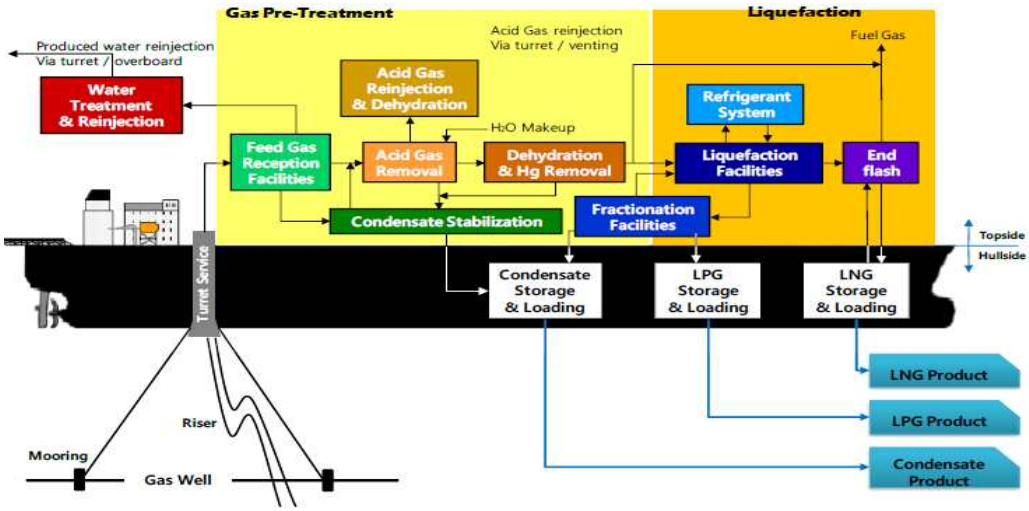


그림 3-16-3 Overall Block Diagram of LNG-FPSO Topside Process

화재 위험도 분석에서는, 확인된 모든 잠재적 사고 시나리오에 대해서 빈도수와 피해결과의 곱으로 위험도를 추정하였다. LNG-FPSO Topside 모듈에서는 액상보다 가스상 누출이 지배적이기 때문에, 사고 영향을 계산하기 위해서 제트화재(복사열)와 가스폭발(과압)이 고려되었고, 장비 또는 구조가 아닌 인명에 대한 위험도 위주로 분석이 수행되었다.

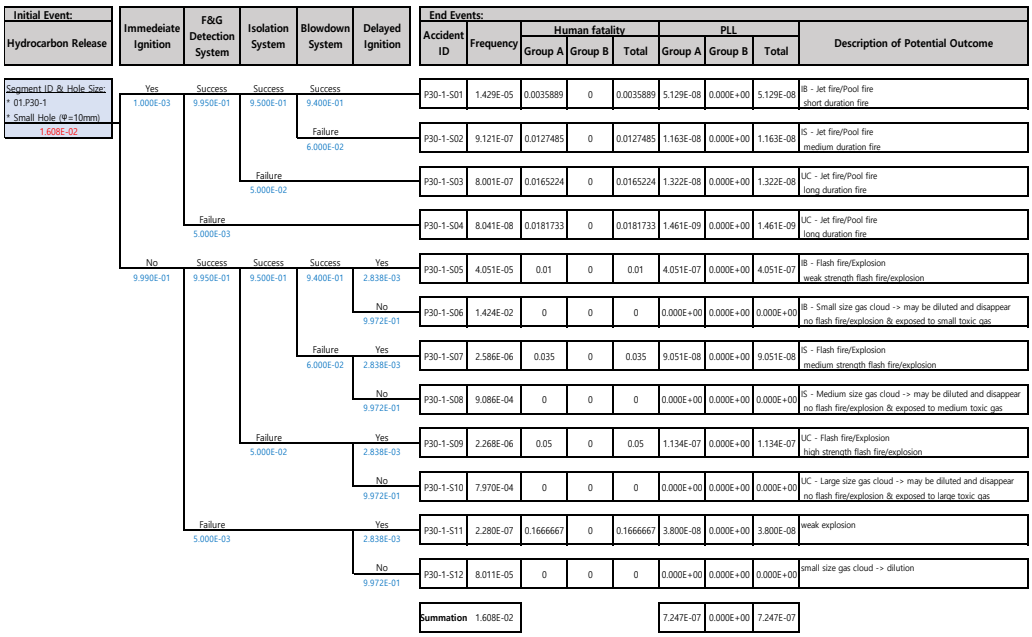
나. 빈도 분석 (Frequency analysis)

잠재적 사고 시나리오의 발생빈도 또는 발생확률을 계산하는데 적용되는 기본적인 확률 데이터는 다음과 같다.

- 누출 빈도(Leak frequency)
- 점화 확률(Ignition frequency)
- 화재/가스 감지시스템(F&G detecting system) 고장확률
- 긴급차단(Emergency shutdown system) 실패확률
- 블로다운(Blowdown or depressurization) 실패확률

보호대책에 의한 사고통제 사례에 따른 블로다운 및 긴급차단 성공(IB), 블로다운 오류(NB), 긴급차단 및 블로다운 오류(NIB), 탐지 실패(DF)의 경우들에 따른 인화성 공정물질의 변동을 고려하였다. 조건부 확률에 의한 각 사고 시나리오의 발생빈도는 사건수목분석(ETA, Event tree analysis)을 통해서 계산되었다. 표 3-16-1은 P30-1 모듈에서 Small 누출 직경의 경우에 대해 수행한 사건수목분석의 예이다. LNG-FPSO Topside P30-1 모듈에 대하여, 사고통제 사례 및 누출 직경 크기에 따른 다양한 누출율(Leak rate)로부터 발생할 수 있는 사고 시나리오의 발생빈도 및 잠재적 사고결과(Consequence)를 분석한 결과는 표 3-16-2와 같다.

표 3-16-1 Event Tree Analysis: Small Leakage from P30-1 Module



End Events: Accident ID	Frequency	Human fatality Group A	Human fatality Group B	Human fatality Total	PLL Group A	PLL Group B	PLL Total	Description of Potential Outcome
P30-1-S01	1.429E-05	0.0035889	0	0.0035889	5.129E-08	0.000E+00	5.129E-08	IB - Jet fire/Pool fire short duration fire
P30-1-S02	9.121E-07	0.0127485	0	0.0127485	1.163E-08	0.000E+00	1.163E-08	IS - Jet fire/Pool fire medium duration fire
P30-1-S03	8.001E-07	0.0165224	0	0.0165224	1.322E-08	0.000E+00	1.322E-08	UC - Jet fire/Pool fire long duration fire
P30-1-S04	8.041E-08	0.0181733	0	0.0181733	1.461E-09	0.000E+00	1.461E-09	UC - Jet fire/Pool fire long duration fire
P30-1-S05	4.051E-05	0.01	0	0.01	4.051E-07	0.000E+00	4.051E-07	IB - Flash fire/Explosion weak strength flash fire/explosion
P30-1-S06	1.424E-02	0	0	0	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	IB - Small size gas cloud -> may be diluted and disappear no flash fire/explosion & exposed to small toxic gas
P30-1-S07	2.586E-06	0.035	0	0.035	9.051E-08	0.000E+00	9.051E-08	IS - Flash fire/Explosion medium strength flash fire/explosion
P30-1-S08	9.086E-04	0	0	0	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	IS - Medium size gas cloud -> may be diluted and disappear no flash fire/explosion & exposed to medium toxic gas
P30-1-S09	2.268E-06	0.05	0	0.05	1.134E-07	0.000E+00	1.134E-07	UC - Flash fire/Explosion high strength flash fire/explosion
P30-1-S10	7.970E-04	0	0	0	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	UC - Large size gas cloud -> may be diluted and disappear no flash fire/explosion & exposed to large toxic gas
P30-1-S11	2.280E-07	0.1666667	0	0.1666667	3.800E-08	0.000E+00	3.800E-08	weak explosion
P30-1-S12	8.011E-05	0	0	0	0.000E+00	0.000E+00	0.000E+00	small size gas cloud -> dilution
Summation	1.608E-02				7.247E-07	0.000E+00	7.247E-07	

표 3-16-2 Analysis Results of LNG-FPSO Topside P30-1 Module

Concerned Segment:			P30-1		
Leak Hole Size	No.	Accident ID	Accident Control Case	Accident Frequency (per year)	Potential Outcome
Small (ϕ=10 mm)	1	P30-1-S01	IB	8.221E-05	Jet fire with short duration
	2	P30-1-S02	NB	5.247E-06	Jet fire with medium duration
	3	P30-1-S03	NIB	4.603E-06	Jet fire with long duration
	4	P30-1-S04	DF	4.626E-07	Jet fire with long duration
	5	P30-1-S05	IB	8.168E-05	Weak strength explosion
	6	P30-1-S06	IB	1.270E-02	Small sized gas cloud
	7	P30-1-S07	NB	5.214E-06	Medium strength explosion
	8	P30-1-S08	NB	8.106E-04	Medium sized gas cloud
	9	P30-1-S09	NIB	4.573E-06	High strength explosion
Medium (ϕ=50 mm)	10	P30-1-S10	NIB	7.110E-04	Large sized gas cloud
	11	P30-1-S11	DF	4.596E-07	High strength explosion
	12	P30-1-S12	DF	7.146E-05	Large sized gas cloud
	13	P30-1-M01	IB	3.122E-04	Jet fire with short duration
	14	P30-1-M02	NB	1.993E-05	Jet fire with medium duration
	15	P30-1-M03	NIB	1.748E-05	Jet fire with long duration
	16	P30-1-M04	DF	1.757E-06	Jet fire with long duration
	17	P30-1-M05	IB	2.965E-04	Weak strength explosion
	18	P30-1-M06	IB	5.587-E03	Small sized gas cloud
	19	P30-1-M07	NB	1.892E-05	Medium strength explosion
Large (ϕ=100 mm)	20	P30-1-M08	NB	3.566E-04	Medium sized gas cloud
	21	P30-1-M09	NIB	1.660E-05	High strength explosion
	22	P30-1-M10	NIB	3.128E-04	Large sized gas cloud
	23	P30-1-M11	DF	1.668E-06	High strength explosion
	24	P30-1-M12	DF	3.114E-05	Large sized gas cloud
	25	P30-1-L01	IB	1.341E-04	Jet fire with short duration
	26	P30-1-L02	NB	8.560E-06	Jet fire with medium duration
	27	P30-1-L03	NIB	7.509E-06	Jet fire with long duration
	28	P30-1-L04	DF	7.547E-07	Jet fire with long duration
	29	P30-1-L05	IB	1.177E-04	Weak strength explosion
	30	P30-1-L06	IB	8.419E-04	Small sized gas cloud
	31	P30-1-L07	NB	7.511E-05	Medium strength explosion
	32	P30-1-L08	NB	5.374E-05	Medium sized gas cloud
	33	P30-1-L09	NIB	6.588E-06	High strength explosion
	34	P30-1-L10	NIB	4.714E-05	Large sized gas cloud
	35	P30-1-L11	DF	6.621E-07	High strength explosion
	36	P30-1-L12	DF	4.738E-06	Large sized gas cloud

다. 사고결과 분석 (Concequence analysis)

인화성 물질의 가스상/액상 누출로부터 제트 화재의 발생으로 인한 대표적인 4.7, 12.5 및 37.5 [kW/m^2]의 복사열 세기들을 기준으로 그 도달 거리들을 표 3-16-3과 같이 조사하였다. 여기서, 누출과 동일한 방향은 'down rad'로 누출과 수직한 방향은 'cross rad'로 표시하였다.

표 3-16-3 Thermal Radiation Ranges (m)

Segment #			Thermal Radiation [kW/m^2]								
			Small Leak (m)			Medium Leak (m)			Large Leak (m)		
			4.7	12.5	37.5	4.7	12.5	37.5	4.7	12.5	37.5
1	P30-1	down rad	6.01	4.16	0	35.71	25.36	17.71	73.9	48.4	30.94
		cross rad	6	2.67	0	44.05	26.29	11.62	86.74	52.68	25.84
2	P30-2	down rad	18.11	14.55	0	76.39	64.91	0	140.67	119.42	97.77
		cross rad	11.31	4.64	0	56	26.03	0	109.01	54.13	21.86
3	P30-3	down rad	18.22	14.66	11.31	93.03	70.36	53.83	182.17	134	99.89
		cross rad	21.24	11.64	4.33	125	76	39.05	238.01	147.33	79.06
4	P30-4	down rad	0	0	0	12.53	9.6	6.45	25.41	18.56	13.06
		cross rad	0	0	0	14.37	7.75	1.81	31.6	18.64	7.6
5	S30-1	down rad	0	0	0	10.05	7.65	4.16	20.93	15.82	11.29
		cross rad	0	0	0	11.18	5.81	0.78	25.84	15.01	5.65
6	S30-2	down rad	0	0	0	8.19	6.2	0	17.59	13.37	9.51
		cross rad	0	0	0	9.05	4.65	0	22.01	12.81	4.91
7	P50-1	down rad	5.61	3.84	0	34.04	24.25	16.91	71	46.74	29.87
		cross rad	5.63	2.5	0	42.63	25.58	11.58	84.36	51.41	25.61
8	S50-1	down rad	5.59	3.8	0	31.45	22.3	15.54	65.24	42.87	27.51
		cross rad	5.2	2.01	0	38.99	23.22	10.06	77.68	47.13	23.08
9	S50-2	down rad	5.57	4.1	2.51	24.72	19.71	16.19	46.17	37.32	31.02
		cross rad	6.23	3.71	1.65	28.96	18.24	9.25	55.67	35.44	18.52
10	S50-3	down rad	2.61	0	0	18.92	14.35	10.23	40.23	27.93	19.19
		cross rad	2.11	0	0	23.71	13.85	5.38	49.8	29.96	13.84
11	S50-4	down rad	2.54	0	0	18.65	14.16	10.1	39.64	27.57	18.97
		cross rad	2.04	0	0	23.34	13.62	5.26	49.1	29.53	13.6
12	S50-5	down rad	14	10.59	8.17	59.84	45.52	36.63	115.03	84.36	67.81
		cross rad	16.45	10.33	5.63	75.14	47.67	27.88	144.83	91	54.46
13	S50-6	down rad	13.87	10.49	8.07	59.38	45.04	36.2	113.87	83.44	66.98
		cross rad	16.14	10.15	5.52	73.83	46.83	27.38	142.24	89.38	53.53
14	S60-1	down rad	6.26	4.47	0	37.6	26.45	18.32	78.22	51.06	32.15
		cross rad	6.49	3.07	0	46.86	28.18	12.96	92.1	56.25	28.32
15	S60-2	down rad	4.3	2.71	0	26.92	19.76	13.95	56.76	38.15	25.2
		cross rad	3.95	1.42	0	34.03	20.29	8.81	68.7	41.66	20.2
16	P80-1	down rad	9.02	6.74	0	48.18	32.4	21.62	97.64	63.12	39.3
		cross rad	9.49	4.62	0	58.26	35.03	16.32	113.2	68.95	34.5
17	P80-2	down rad	1.26	0	0	7.61	5.92	3.76	14.63	11.71	8.96
		cross rad	1.25	0	0	7.48	4.4	1.78	14.66	8.88	3.78
18	P70-1	down rad	7.93	5.91	4.26	34.06	26.91	21.94	63.47	50.27	41.26
		cross rad	9.13	5.61	2.81	42.06	26.73	14.57	80.63	51.52	28.88
19	P70-2	down rad	1.69	0	0	15.05	11.47	8.19	32.49	23.31	16.31
		cross rad	1.18	0	0	18.66	10.73	3.91	40.64	24.32	10.86
20	S70-1	down rad	0	0	0	8.47	6.36	0	18.04	13.71	9.76
		cross rad	0	0	0	9.15	4.58	0	22.04	12.65	4.54
21	S70-2	down rad	4.02	2.34	0	25.4	18.8	13.33	53.61	36.2	24.1
		cross rad	3.6	1.16	0	32.05	19.04	8.08	65.05	39.36	18.88

가스폭발로 발생될 수 있는 과압의 대표적인 크기들로써, 표 3-16-4와 같이 0.1 및 0.35 (barg)가 도달하는 거리들이 조사되었다.

표 3-16-4 Explosive Overpressure Ranges (m)

Segment ID		Overpressure [barg]					
		Small Leak(10mm)		Medium Leak (50mm)		Large Leak (100mm)	
		0.1	0.35	0.1	0.35	0.1	0.35
1	P30-1	8.22	3.74	47.84	21.78	100.86	45.92
2	P30-2	27.02	12.3	48.4	28.04	24.66	11.22
3	P30-3	40.86	18.6	215.06	97.9	275.92	125.62
4	P30-4	-	-	17.9	8.16	38.96	17.74
5	S30-1	-	-	13.8	6.28	30.08	13.7
6	S30-2	-	-	11.22	5.1	23.7	10.8
7	P50-1	8.4	3.82	48.84	22.24	103.12	46.96
8	S50-1	8.46	3.84	48.66	22.14	101.38	46.14
9	S50-2	-	-	30.58	13.92	64.94	29.56
10	S50-3	-	-	26.52	12.08	56.9	25.9
11	S50-4	-	-	26.16	11.92	56.04	25.52
12	S50-5	19.7	8.96	113.74	51.78	194.6	88.6
13	S50-6	20.32	9.26	116.12	52.86	228.82	104.16
14	S60-1	4.22	4.22	54.12	24.64	114.6	52.16
15	S60-2	6.84	3.12	39.04	17.78	83.18	37.86
16	P80-1	12.62	5.74	74.16	33.76	-44.32	70.88
17	P80-2	-	-	11.64	5.3	25.44	11.58
18	P70-1	9.18	4.18	53	24.14	111.7	50.86
19	P70-2	-	-	19.18	8.74	42.4	19.3
20	S70-1	-	-	11.2	5.1	23.8	10.84
21	S70-2	6.12	2.78	34.22	15.58	72.72	33.1

라. 위험도 분석 (Risk analysis)

그룹 A는 거주구(Living quarter) 외부에서 근무 시간의 대부분을 보내는 직원으로, 그룹 B는 거주구 내부에서 대부분의 시간을 보내는 직원으로 정의하였을 때, 식별된 화재 및 폭발 시나리오에 의해서 작업자들에게 미칠 수 있는 위험도는 다음과 같이 분석 및 평가되었다. 다른 작업자 그룹에 대해 화재 및 폭발 사고에 대해서 예측된 연간 잠재적인 인명손실 분석 결과는 표 3-16-5와 같다.

표 3-16-5 Potential Loss of Life (Annum)

	Group A (outside LQ/on Deck)	Group B (inside LQ)	Totals
Fire	3.0308E-03	5.7005E-05	3.0878E-03
Explosion	9.8789E-03	1.0218E-03	1.0901E-02
Totals	1.2910E-02	1.0788E-03	1.3989E-02

다른 작업자 그룹에 대해 화재 및 폭발 사고에 대해서 예측된 연간 평균 개인 위험도 분석 결과는 표 3-16-6과 같다.

표 3-16-6 Average Individual Risk (Annum)

	Group A (outside LQ/on Deck)	Group B (inside LQ)	Totals
Fire	2.3314E-05	3.0003E-07	9.6494E-06
Explosion	7.5992E-05	5.3778E-06	3.4065E-05
Totals	9.9306E-05	5.6778E-06	4.3714E-05

결론적으로, 본 LNG-FPSO의 FEED 패키지의 화재 위험도 분석 결과 Topside 공정의 화재/폭발 사고에 의한 작업자 인명 위험도는 다음과 같이 추산되었다. 총 PPL은 연간 1.399×10^{-2} 의 사망자로 추산되며, 총 AIR는 연간 4.371×10^{-5} 로 추산된다. 이는 연간 1.0×10^{-4} 의 총 AIR 수용기준을 만족한다.

3. 폭발 위험도 분석

가. 분석 방법론

한국선급은 LNG-FPSO Topside 공정시스템의 가스 폭발 위험도 분석을 수행하였다. 폭발 위험도 분석은 누출/분산/폭발/위험도 분석으로 구성되어 있으며, 다음의 목적으로 수행되었다.

- 잠재적 가스 폭발사고의 이해
- 잠재적 가스 폭발사고의 발생 가능성 검토
- 잠재적 가스 폭발사고에 의해 발생 가능한 폭발과압(Overpressure)의 검토
- 기준 초과확률에 대응하는 폭발과압 크기의 추산

가스폭발 위험도 분석은 현실적이고 정교한 방법으로 위험도를 분석 및 평가하는 방법론이다. 본 분석은 가스 폭발사고의 시간 변화 특성 및 확률 특성을 고려할 수 있는 장점을 가지고 있다. 그림 3-16-4는 방법론의 핵심개념을 보여주고 있다.

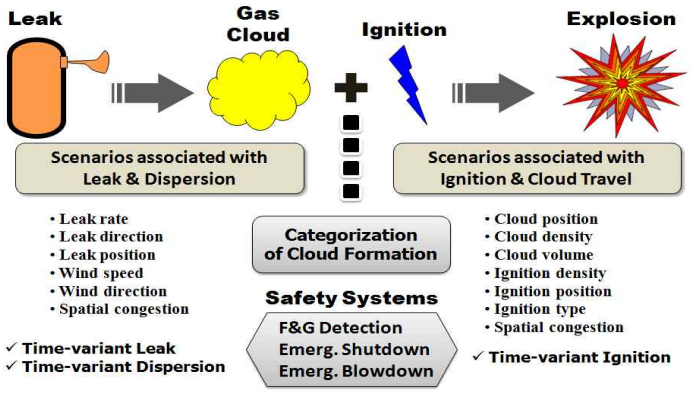


그림 3-16-4 Concept of Probabilistic Gas Explosion Risk Analysis

폭발 위험도 분석 방법론은 가스 폭발사고의 진행 과정을 독립된 2개 단계로 나누어 다루고 있다. 첫 번째 단계는 '누출 및 가스 분산'이고, 두 번째 단계는 '점화 및 폭발' 이다. 각 단계에서 누출/분산/점화/폭발의 시간 변화 특성을 정량적으로 고려하고 있는데, 이러한 시간 변화 특성은 대상 시스템에 설치되어 있는 안전시스템의 작동에 따라 일반적으로 발생하게 된다. 폭발 위험도 분석 작업은 그림 3-16-5와 같이 7개의 스텝에 따라 순차적으로 수행된다. 전반부의 3개 스텝은 가스 누출 및 분산 상황을 분석하는 것이 주 내용이고, 후반부의 3개 스텝은 연속하여 발생하는 점화 및 폭발 현상을 분석하는 것이 주이다. 마지막 7번째 스텝에서는 모든 분석 결과를 종합하고 설계 의사결정을 위한 권고안을 제시하는 작업을 수행한다. 이러한 폭발 위험도 분석 절차의 주요 특징을 두 가지로 정리하면 다음과 같다.

- 첫 째, 확률적 폭발 위험도 분석 절차는 가스 폭발사고의 진행 과정을 가연성 물질의 누출, 공기 중 가스 분산을 통한 가연성 폭발운 형성, 폭발운의 점화 및 폭발 발생과 같이 단계적으로 분리하여 다루고 있으며, 각 단계마다의 중요 현상을 시간 변화 모델로 단순화하여 분석하고 있다.
- 둘 째, 확률적 폭발 위험도 분석 절차에서는 누출 방향 및 바람 조건을 구체적으로 다루고 있다. 풍속 및 풍향, 그리고 누출 방향은 폭발운 형성에 있어 매우 중요한 역할을 한다. 본 위험도 분석 절차는 이들을 보다 합리적이고 체계적으로 고려할 수 있는 기법을 제안하고 있으며, 이를 통해 발생 가능한 실제 사고 상황을 가능한 충실히 포함할 수 있다.

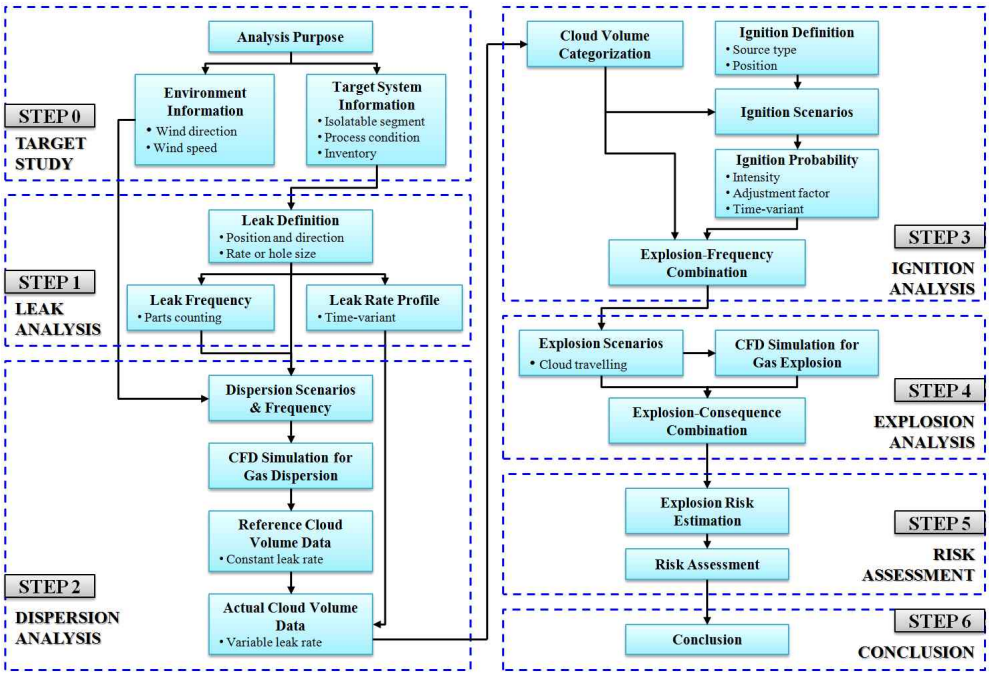


그림 3-16-5 Overall Procedure of Probabilistic Gas Explosion Risk Analysis

나. 누출 분석 (Leak analysis)

HAZID 분석 결과를 바탕으로 LNG-FPSO Topside 공정시스템의 P30 모듈을 대상으로 선정하였다. P30 모듈은 가장 많은 양의 가연성 공정물질을 포함하고 있으며 갑판 상의 거주구(Living quarter) 및 터렛에 가장 가까이 위치하고 있다. P30 모듈의 주 기능은 심해저 유정에서 LNG-FPSO로 유입되는 유정 유체를 가스/액체/해수의 3상으로 분리하는 것으로, 그림 3-16-6에 해당 모듈의 개념이 요약되어 있다. P30 모듈은 ESD (Emergency shutdown)를 기준으로 4개의 독립 세그먼트로 구분 가능한데, 이 중 P30-1 세그먼트를 본 분석의 대상 세그먼트로 선정하였다. 대상 세그먼트인 P30-1의 상세 정보는 표 3-16-7과 같다.

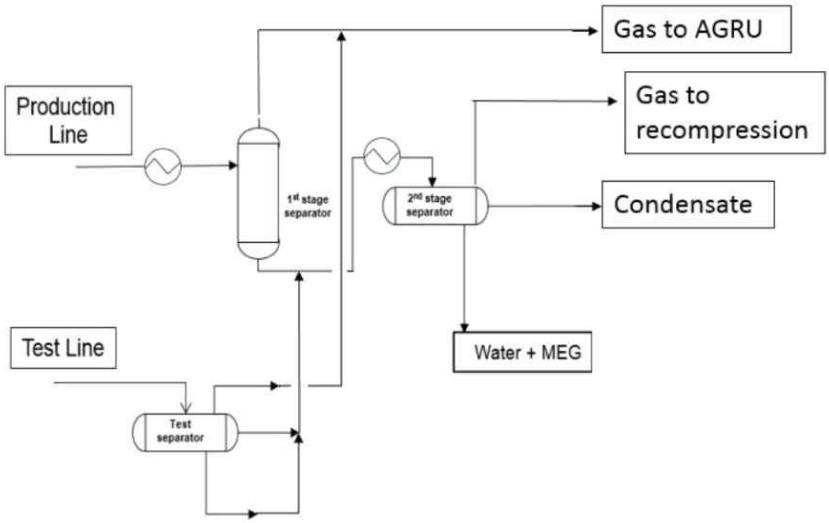


그림 3-16-6 Simplified Main Streams in P30 Module

표 3-16-7 Summary of Target Segment Information

Target Segment: P30-1 Inlet Separation - First Stage Separator (V-1101)						
Representative Stream Name	Representative Stream No.	Phase (Vapor Fraction)	Internal Mass (kg)	Density (kg/m^3)	Pressure (bara)	Temp. (^{O}C)
First Stage Separator	11-002	Gas -90.01%	8986.76	85.82	74.5	30

Composition (% mole)					
CO2	Methane	Ethane	Propane	n-Butane	n-Pentane
1.521	89.006	5.843	2.444	1.021	0.165

누출 분석의 출발점으로써, 기존의 산업표준을 참고하여 다음과 같이 총 7개의 초기 누출율을 정의하였다.

- Initial leak rate 1: 1.5 kg/second
- Initial leak rate 2: 3.0 kg/second
- Initial leak rate 3: 6.0 kg/second
- Initial leak rate 4: 12.0 kg/second
- Initial leak rate 5: 14.0 kg/second
- Initial leak rate 6: 48.0 kg/second
- Initial leak rate 7: 96.0 kg/second

일반적으로 ESD 및 비상감압(Depressurization or blowdown) 시스템의 작동으로 인해 누출율은 시간 경과에 따라 점차 변화하게 된다. 대상 세그먼트(P30-1)에서 발생하는 누출율의 시간에 따른 변화 양상은 그림 3-16-7과 같이 예측된다. 각 누출 시나리오의 발생확률(Leak frequency)은 표 3-16-8과 같이 추산된다. 누출 위치는 P30-1 세그먼트 내부에 한 가지(CAD 모델 좌표 기준, x=245m, y=12m, z=52m)로 설정하였으며, 누출 방향은 하방/동쪽/남쪽의 세 방향으로 정의하였다.

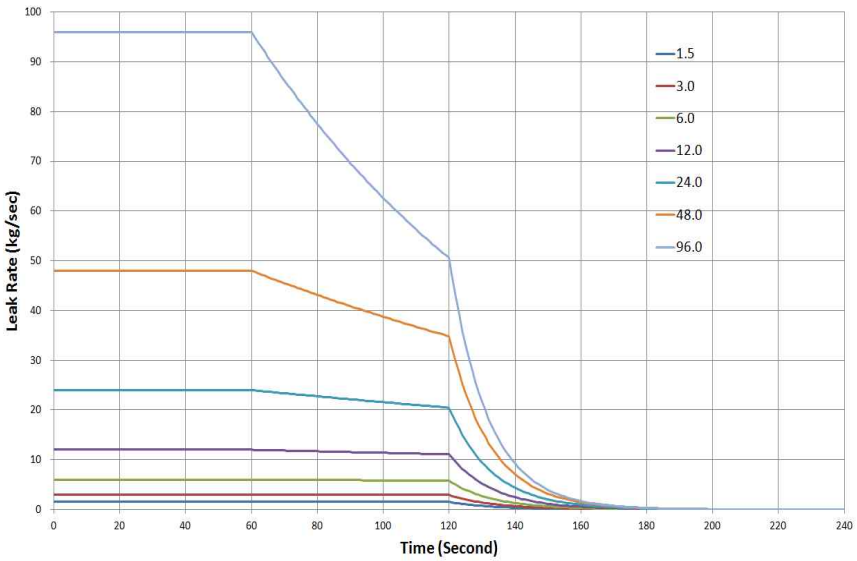


그림 3-16-7 Time-Variant Leak Rate Profiles

표 3-16-8 Estimation of Leak Frequencies for Target Segment

Target Segment: P30-1 Inlet Separation - First Stage Separator (V-1101)							
Leak Frequency (per year)							
Total	Initial Leak Rate (kg/sec)						
	1.5	3.0	6.0	12.0	24.0	48.0	96.0
5.545×10^{-2}	4.875×10^{-2}	1.931×10^{-3}	1.492×10^{-3}	1.154×10^{-3}	8.933×10^{-4}	6.922×10^{-4}	5.369×10^{-4}

다. 가스분산 분석 (Gas dispersion analysis)

공정물질 누출에 의해 발생하는 가스 분산 양상은 누출 지점, 누출 방향, 누출율, 풍속, 풍향과 같은 5가지 요인에 의해 좌우된다. 따라서, 합리적인 가스 분산 시나리오 작성을 위하여는 상기 5개 요인을 합리적으로 고려하여야 한다. 본 분석에서 설정한 내용은 다음과 같다.

- Leak position: 1 position considered
- Leak direction: 3 directions considered (downward, platform south and east)
- Initial leak rate: 7 rates considered
- Wind direction: 8 directions considered (표 3-16-9 참조)
- Wind speed: 4 speeds considered (표 3-16-9 참조)

일반적으로, 풍속 및 풍향과 같은 환경조건에 따라 누출 가스의 분산 및 희석의 양상이 달라진다. 본 분석에서는 표 3-16-9의 바람조건을 고려하여 가스 분산 해석을 수행하였다.

표 3-16-9 Wind Frequency Data for Dispersion Analysis (per year)

		Wind Direction (deg) - Relative to the Platform North							
		0	45	90	135	180	225	270	315
Wind Speed (m/sec)	20	0	0	0.0025	0.0005	0	0.0015	0.0086	0.0040
	15	0.0010	0.0060	0.0901	0.0519	0.0076	0.0438	0.0796	0.0302
	10	0.0030	0.0126	0.1651	0.0972	0.0247	0.0886	0.0991	0.0363
	5	0.0015	0.0035	0.0438	0.0247	0.0101	0.0262	0.0247	0.0116

상기 5개 요인(누출 지점, 누출 방향, 누출율, 풍속, 풍향) 설정값을 조합하여 가스 분산 시나리오의 발생 가능 수를 결정할 수 있다. 본 분석에서는 총 672개의 가스 분산 시나리오가 고려되었으며, 각각의 시나리오에 대해 FLACS 프로그램을 이용하여 가스 분산 전산유체 시뮬레이션을 수행하였다. 가스 분산 시뮬레이션 결과, 폭발운 참고 부피 데이터(Reference volume data of explosive gas clouds)를 결정할 수 있으며, 그 결과 중 일부는 그림 3-16-8과 같다. 결과 그래프를 보면, 누출 초기에는 바람의 영향으로 가스 분산이 활발히 이루어져 폭발운 부피가 급격히 증가함을 알 수 있다. 그러나 대부분의 시나리오에서 60초 이후에는 가스 분산이 안정화 되면서 폭발운 부피가 일정한 값으로 수렴하는 양상을 보이고 있다. 이는 누출로부터 새로이 유입되는 물질과 공기 중 희석에 의해 유출되는 물질의 양이 서로 평형을 이루기 때문이다.

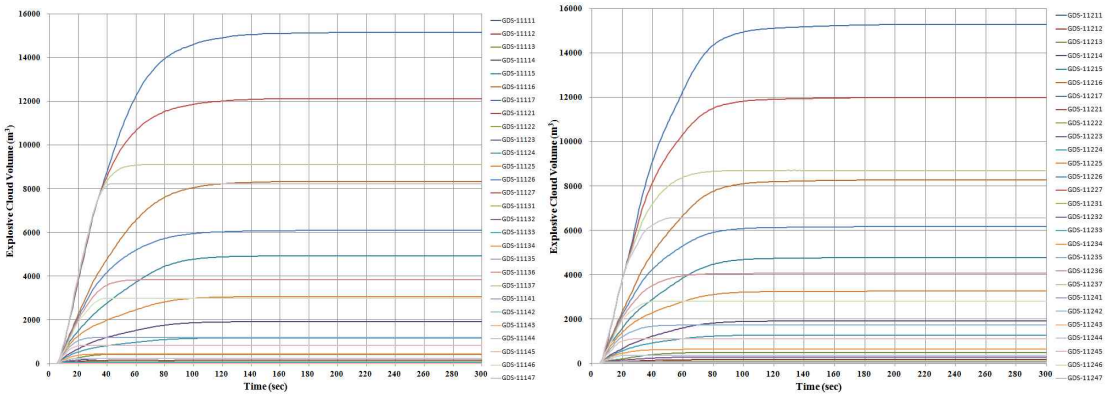


그림 3-16-8 Example of Time-Variant Reference Volume Data (Constant Leak Rates)

폭발운 실제 부피 데이터(Actual volume data of explosive gas clouds)는 앞서 산출한 참고 부피 데이터와 누출율의 시간 변화 데이터를 조합하여 추산할 수 있다. 참고 부피 데이터는 누출율이 일정하게 유지되는 경우, 즉 누출율이 시간에 따라 변화하지 않는 특수한 경우에 대하여 시뮬레이션을 수행한 결과이다. 실제 시스템에서 누출이 발생하면 기존에 설치되어 안전시스템의 작동에 의해 누출율이 시간에 따라 변화하는 것이 일반적인 상황이므로, 이를 고려한 실제 부피 데이터가 필요하게 된다. 그림 3-16-9에 추산된 폭발운 실제 부피 데이터의 일부 예가 표현되어 있다. 일반적으로, 긴급차단시스템의 작동 직후 폭발운 부피가 최대에 도달하며 긴급감압시스템이 작동한 후에는 폭발운 부피가 급격히 감소하는 경향을 보이고 있다. 결과적으로 폭발운의 실제 가능한 최대 부피는 약 13,370 m^3 으로 예상된다.

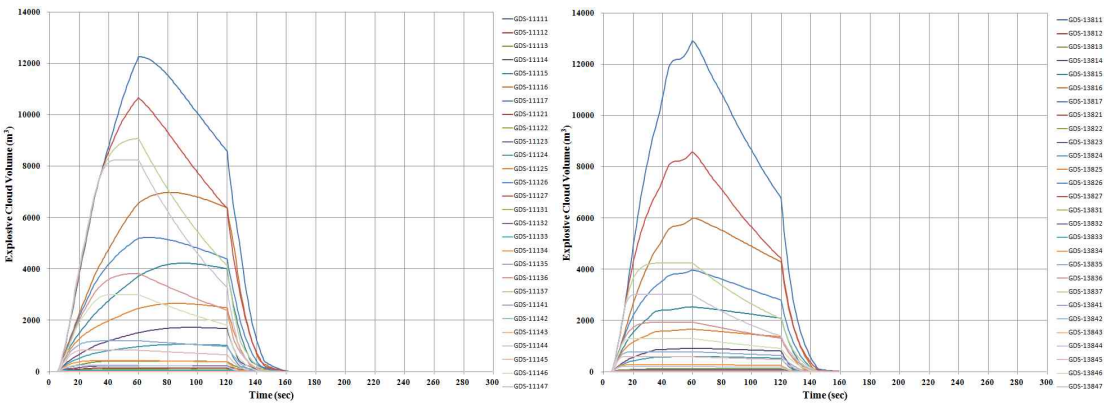


그림 3-16-9 Example of Time-Variant Actual Volume Data (Variable Leak Rates)

라. 점화 분석 (Ignition analysis)

본 단계에서는, 점화 확률을 추정하기 위하여 LNG-FPSO Topside 공정시스템의 점화원(Ignition sources)을 종류별로 조사하고 이를 바탕으로 점화강도(Ignition intensity)를 수치화하는 작업을 수행하였다. 본 분석에서는, TDIIM (Time

dependent internal ignition method) 방법론을 적용하여 점화 분석을 수행하였다. 폭발운의 이동에 의해 점화 영향을 받을 수 있는 영역을 그림 3-16-10과 같이 정의하였으며, 해당 영역 내부에 존재하는 점화원 정보를 설계 자료를 바탕으로 상세히 조사하였고, 그 결과를 연속 점화원(Continuous ignition sources) 및 이산 점화원(Discrete ignition sources)으로 구분하여 정리하면 표 3-16-10과 같다.

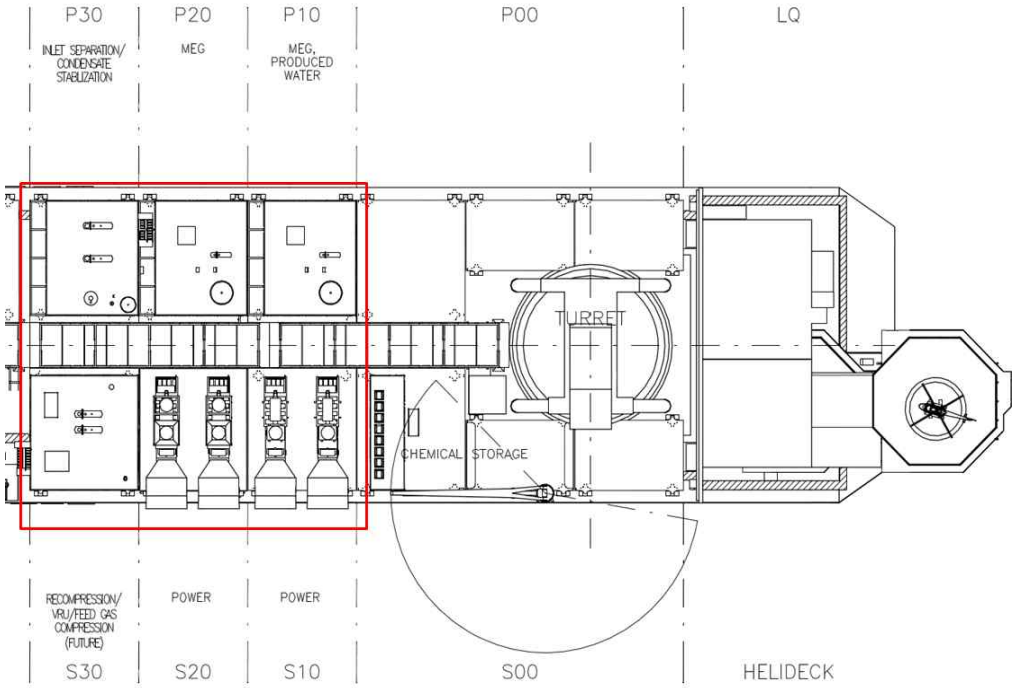


그림 3-16-10 Concerned Process Area for Cloud Traveling and Ignition

표 3-16-10 Continuous & Discrete Ignition Source Data and Intensities

Continuous Sources	Electrical Equipment	Pump	Compressor	Other Equipment	Other	Personnel
Quantity	8,463 m^2	39 EA	6 EA	8,463 m^2	3,879 m^2	8,463 m^2
Intensity For Gas	$2.6x10^{-6}$	$9.6x10^{-5}$	$2.3x10^{-3}$	$2.6x10^{-6}$	$1.3x10^{-6}$	$3.0x10^{-6}$
Discrete Sources	Electrical Equipment	Pump	Compressor	Other Equipment	Other	Personnel
Quantity	8,463 m^2	39 EA	6 EA	8,463 m^2	3,879 m^2	8,463 m^2
Intensity For Gas	$2.7x10^{-8}$	$2.1x10^{-7}$	$5.1x10^{-6}$	$2.1x10^{-9}$	$1.7x10^{-8}$	$4.0x10^{-8}$

표 3-16-10의 점화강도 자료를 바탕으로 구체적인 점화 확률을 계산할 수 있다. 공정시스템의 점화원 효과성 관련하여 중요한 인자는 전력 공급 여부이다. 비상상황에서는 긴급차단시스템에 의해 일반적으로 공정시스템에 공급되는 전력이

차단되고, 이로 인해 전기적 점화원의 점화강도 및 점화확률이 급격히 감소하게 된다. 즉, 점화원의 점화확률은 시간에 따라 변화하는 것이 일반적 현상이라 할 수 있다. 본 분석에서는 이러한 시간 변화 점화확률을 TDIIM 방법론을 따라 고려하였다. 점화 분석 결과를 연속 점화원과 이산 점화원으로 나누어 표현하면 그림 3-16-11 및 그림 3-16-12와 같다.

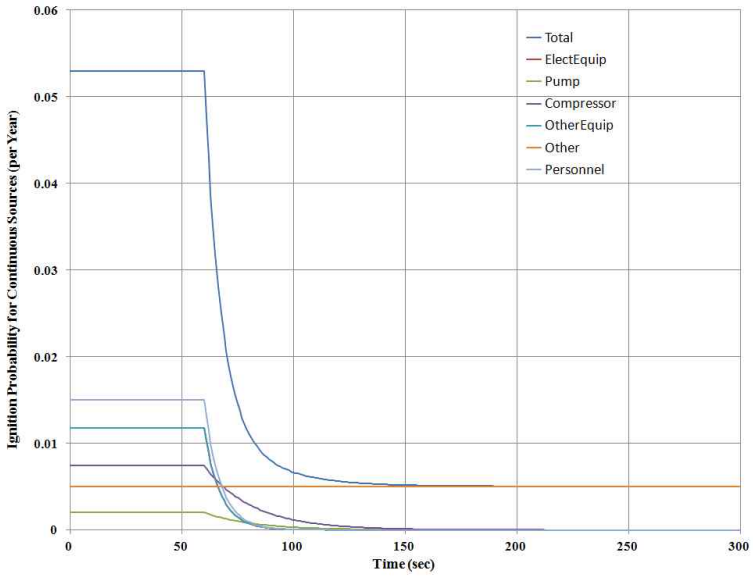


그림 3-16-11 Time-Variant Ignition Probability for Continuous Sources

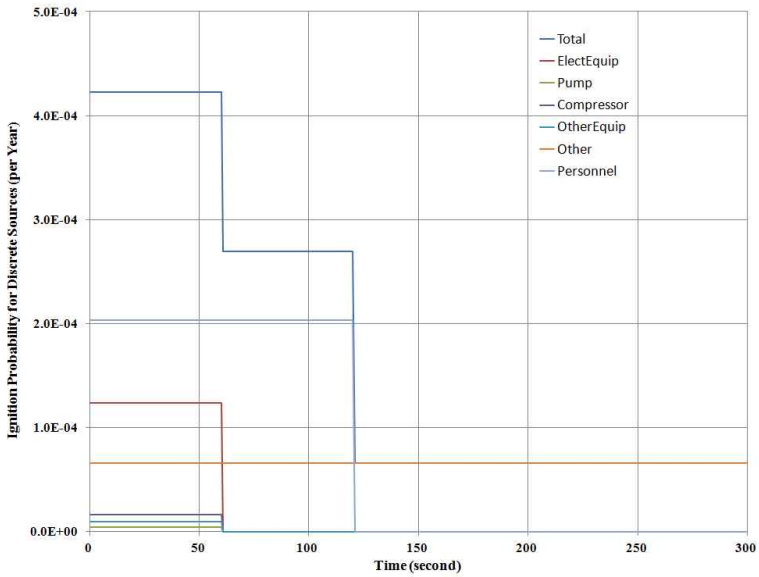


그림 3-16-12 Time-Variant Ignition Probability for Discrete Sources

점화원은 여러 위치에 존재할 수 있는데, 기존 연구에 의하면 폭발운 내에서의 점화원 위치에 따르 폭발 양상에 큰 차이가 발생할 수 있다. 본 분석에서는,

점화원은 폭발운의 하부에 위치하는 것으로 보수적 관점에서 가정하였고, 폭발운의 가운데 또는 가장자리 중 하나에 위치하는 것으로 점화 시나리오를 구성하였다. 따라서, 점화 분석에서는 표 3-16-11와 같이 폭발운 크기, 점화원 위치, 점화원 종류에 따라 시나리오를 세분화하여 분석 작업을 수행하였다.

표 3-16-11 Ignition Positions & Types Considered

Gas Cloud Size	Ignition Position	Ignition Type
Small clouds	Cloud center	Discrete sources
Large clouds	Cloud center	Discrete sources
	Cloud edge	Discrete sources
		Continuous sources

점화 분석의 마지막으로, 앞서 분석된 폭발운 부피 데이터를 근거로 발생 가능한 폭발운 크기를 일정한 범주로 구분하는 작업을 수행하였다. 실제로 발생 가능한 폭발운 부피는 연속적인 값으로 변화하며 무수히 많은 크기로 구분될 수 있다. 그러나 실제 분석을 수행함에 있어서 폭발운 크기를 연속적으로 모두 고려하는 것은 불가능하므로, 본 분석에서는 특정 크기를 가지는 불연속적 부피 범주로 폭발운을 범주화하였다. 추정되는 최대 폭발운 부피는 약 13,370 m^3 이므로 이를 기준으로 총 5개의 폭발운 크기 범주를 표 3-16-12와 같이 정의하였다.

표 3-16-12 Explosive Gas Cloud Volume Category Definition

Category No.	1	2	3	4	5
Cloud Volume (m^3)	1,000	4,000	7,000	10,000	13,500
Equivalent Ratio	1.05	1.05	1.05	1.05	1.05
Remark	Small sized cloud type		Large sized cloud type		

마. 가스폭발 분석 (Gas explosion analysis)

앞서의 가스 분산 시나리오 분석 결과 및 점화 분석 결과를 바탕으로, 모든 발생 가능한 폭발 시나리오를 정의하고 각 시나리오 별 폭발 시뮬레이션을 수행하여 폭발과압을 정량적으로 산출하게 된다. 이 때, 폭발운의 이동 및 배치에 대한 추가적인 고려가 포함되어야 한다. 앞에서 5개 인자(누출 지점, 누출 방향, 누출율, 풍속, 풍향)의 확률을 조합하여 가스 분산 시나리오 672개에 대한 발생확률을 추산하였다. 또한, 시간에 따라 변화는 실제 폭발운 부피 데이터를 산출하였고, 점화 분석을 통해 5개의 폭발운 부피 범주를 정의하였다. 이러한 폭발운 부피 범주 및 점화 특성, 그리고 점화확률을 조합하면 표 3-16-13과 같은 폭발-확률 매트릭스(Explosion-frequency matrix)를 작성할 수 있다. 결과적으로, 모든 가스 폭발사고의 발생 확률을 합산하면 약 4.109×10^{-4} (per year) 정도로 추정된다.

표 3-16-13 Explosion-Frequency Matrix

No	Category ID	Cloud Volume (m^3)	Cloud Size	Ignition Position	Ignition Type	Gas Explosion Frequency (/year)
1	CAT 1	1,000	Small	Center	Discrete	0.000237801
2	CAT 1	1,000	Small	Center	Continuous	0.000000096
3	CAT 2	4,000	Small	Center	Discrete	0.000057910
4	CAT 2	4,000	Small	Center	Continuous	0.000000092
5	CAT 3	7,000	Large	Center	Discrete	0.000040381
6	CAT 3	7,000	Large	Edge	Discrete	0.000040381
7	CAT 3	7,000	Large	Edge	Continuous	0.000000034
8	CAT 4	10,000	Large	Center	Discrete	0.000017063
9	CAT 4	10,000	Large	Edge	Discrete	0.000017063
10	CAT 4	10,000	Large	Edge	Continuous	0.000000007
11	CAT 5	13,500	Large	Center	Discrete	0.000000025
12	CAT 5	13,500	Large	Edge	Discrete	0.000000025
13	CAT 5	13,500	Large	Edge	Continuous	0.000000001

표 3-16-13의 폭발-확률 매트릭스를 기준으로 가스 폭발 전산유체 시뮬레이션을 수행할 폭발 시나리오를 작성한다. 본 분석에서는, 총 156개의 폭발 시나리오를 작성하여 FLACS 프로그램을 이용해 시뮬레이션을 수행하였다. 폭발 전산유체 시뮬레이션 결과 중 폭발과압이 본 분석의 주 관심사이다. 분석 대상으로 설정된 방폭벽 및 터렛 구조물에서의 폭발과압을 측정하기 위하여 시뮬레이션용 CAD 모델에 총 41개의 모니터링 지점을 그림 3-16-13과 같이 균일 간격으로 설정하였다. 설정된 모니터링 지점 41개 중 36개 지점은 방폭벽 수직판 위에 균일하게 위치시켰으며, 5개 지점은 터렛 구조물의 중심부 기둥에 균일 간격으로 배치되어 있다.

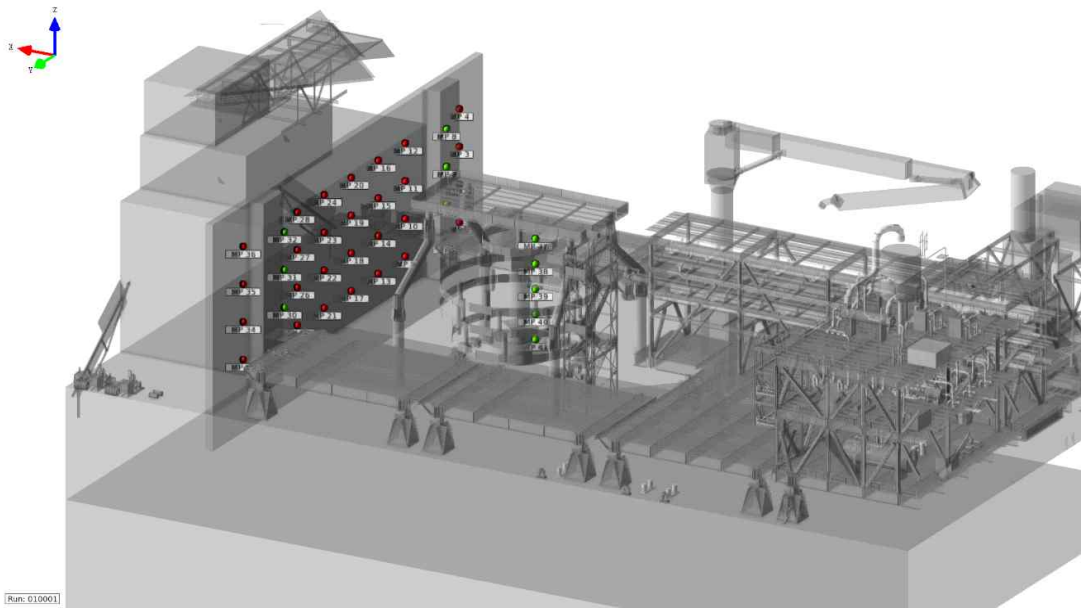


그림 3-16-13 Arrangement of Monitoring Points

폭발 전산유체 시뮬레이션 결과, 방폭벽에 영향을 미칠 수 있는 최대 폭발과압은 약 1.015 barg 로 추산되며, 이는 130번 폭발 시나리오에 해당한다. 터렛 구조물 관련하여는, 132번 폭발 시나리오의 경우에서 약 0.864 barg 의 최대 폭발과압이 발생하리라 예상된다.

바. 위험도 평가 (Risk assessment)

상기의 발생빈도 분석(Frequency analysis)과 사고결과 분석(Consequence analysis) 결과를 바탕으로 폭발과압의 초과확률 곡선(Explosive overpressure exceedance curve)을 작성하였고, 이를 통해 주어진 발생빈도 초과확률 기준에 대해 가장 가능성 높은 폭발과압 수치가 결정되었다.

모든 폭발사고 시나리오에 대해 계산된 발생빈도와 최대 폭발과압 시뮬레이션 결과를 조합하면 그림 3-16-14와 같은 폭발과압 초과확률 곡선이 작성된다. 본 분석에서는 LNG-FPSO Topside 상부의 거주구 전방에 위치하는 방폭벽(Blast wall) 구조물과 터렛 구조물을 관심 대상으로 선정하였고, 각각에 대하여 곡선을 작성하였다. LNG-FPSO 인명 위험도 관점에서 가장 중요한 부분은 거주구에 대한 폭발사고의 위협이라 볼 수 있다. 현재 LNG-FPSO 설계에서는 Topside 공정에서 발생 가능한 화재 및 폭발 사고로부터 거주구를 보호하기 위해 방폭벽이 설치되어 있는데, 잠재적인 폭발사고의 폭발과압으로부터 방폭벽의 구조 안전성을 충분히 확보하는 것이 중요하다. 따라서, 방폭벽의 효율적인 구조설계를 위해 합리적인 폭발과압 설계 기준이 필요하며, 본 분석 결과를 통해 이를 추산하였다. 또한, 터렛 시스템은 LNG-FPSO의 기능성과 안전성을 유지하기 위해 가장 치명적인 시스템이다. 이에, 터렛 시스템을 폭발사고로부터 안전하게 보호 및 유지하기 위한 터렛 구조물의 안전성에 관심을 가지고, 충분한 구조설계를 위한 폭발과압 설계 기준을 본 분석에서 추산하였다.

확률적 가스 폭발 위험도 분석 결과, LNG-FPSO Topside P30 모듈에서의 가스 폭발사고 발생빈도는 4.109×10^{-4} (per year)로 추산되었다. 이는, 10,000년 마다 대략 4회의 가스 폭발사고가 발생할 수 있다고 간략히 해석될 수 있으며, 비교적 작은 수준의 발생확률이라 간주될 수 있다.

그림 3-16-14로부터 10^{-4} (per year)의 초과확률 기준에 대응하는 폭발과압 설계 기준을 도출할 수 있으며, 그 결과는 다음과 같다. 추산된 폭발과압 수치는 기존 사례에 비해 높지 않다고 판단되며, 더불어 방폭벽과 터렛 구조물은 위험요소가 다분한 Topside 공정 시스템과 충분히 이격되어 있다고 볼 수 있다.

- 방폭벽 초과확률 기준 폭발과압 추산 : 대략 0.192 barg (19.2 kPa)
- 터렛 구조물 초과확률 기준 폭발과압 추산 : 대략 0.180 barg (18.0 kPa)

결론적으로, LNG-FPSO Topside의 방폭벽 및 터렛 구조물은 최소 0.2 bar (20 kPa) 이상의 폭발과압에 대비하여 설계되어야 할 것이다.

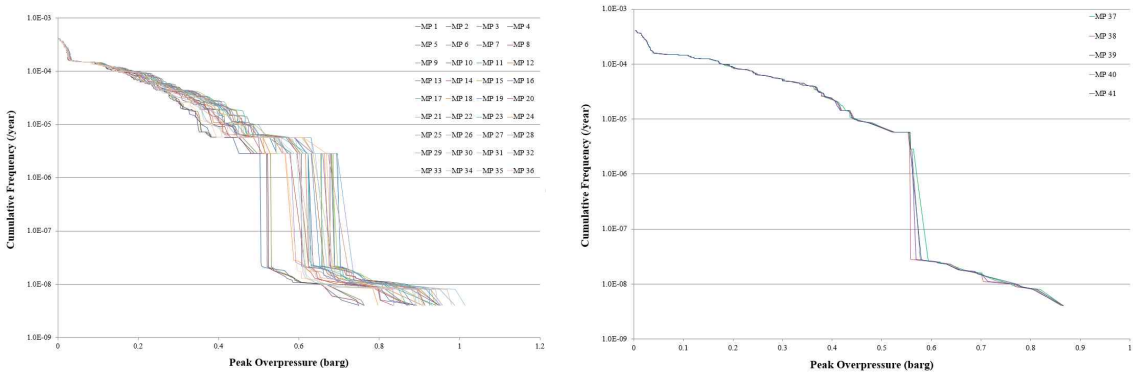


그림 3-16-14 Overpressure Exceedance Curves for Blast Wall(L) & Turret(R)

사. 결론

LNG플랜트사업단은 새로이 개발된 KSMR (Korea Single Mixed Refrigerant) 액화공정을 적용하여 LNG-FPSO FEED 패키지를 개발하였다. LNG-FPSO는 심해저의 천연가스를 생산, 액화, 저장 및 하역할 수 있는 부유식 해상 설비이다. 현대중공업과 GS엔지니어링에서는 LNG-FPSO 선체 및 Topside 공정 시스템의 FEED 패키지를 개발하였으며, KSMR 액화공정은 한국가스공사에서 개발하였다.

LNG-FPSO FEED 패키지에 대하여, Topside 공정에서 발생 가능한 잠재적 가스 폭발사고를 확률적이고 정량적으로 분석하기 위하여 본 연구가 수행되었다. 분석 결과를 통해 10-4 (per year)의 초과확률 기준에 맞는 폭발과압을 정량적으로 추정하였다. 추정된 폭발과압은 LNG-FPSO Topside에 설치되는 방폭벽(Blast wall) 및 터렛 구조물의 설계압력을 결정하기 위한 근거가 될 수 있다.

본 폭발 위험도 분석의 최종 결과는 다음과 같다.

- LNG-FPSO Topside 공정시스템에서 발생 가능한 모든 종류의 가스 폭발사고 발생확률은 4.109×10^{-4} (per year)로 추산됨
- 작업자 거주구 보호 목적으로 LNG-FPSO Topside에 설치되는 방폭벽(Blast wall) 관련하여, 초과확률 기준값 10^{-4} (per year)에 대응하는 폭발과압은 0.192 (barg)로 추산됨. 가스 폭발사고 대비 방폭벽의 구조강도는 해당 폭발과압을 바탕으로 설계되어야 함
- 심해저 천연가스 유정 제어, 관리 및 천연가스 생산, 그리고 LNG-FPSO 선체의 계류 기능을 담당하는 터렛 구조물 관련하여, 초과확률 기준값 10^{-4} (per year)에 대응하는 폭발과압은 0.180 (barg)로 추산됨. 가스 폭발사고 대비 터렛 구조물의 구조강도는 해당 폭발과압을 바탕으로 설계되어야 함

4. 정량적 위험도 평가 (QRA)

가. 개요

정량적 위험도 평가 (QRA, Quantitative risk assessment)는 LNG-FPSO FEED package에 대한 다양한 위험도분석 결과들을 정리하여, LNG-FPSO 운용과 관련된 모든 위험도를 검토하고 위험도 저감을 위한 설계 또는 운용 개선 사항들을 제안하기 위한 방법론으로 아래 그림과 같은 절차로 진행된다.

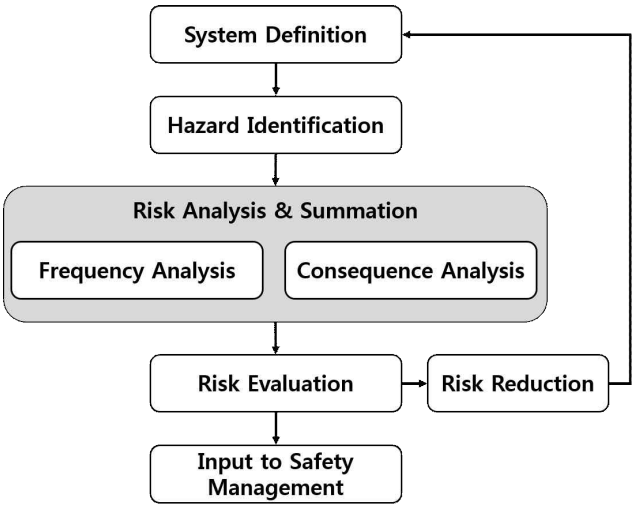


그림 3-16-15 Flow Diagram for QRA

LNG-FPSO FEED 단계에서의 정량적 위험도평가 목적은 다음과 같다.

- FPSO의 전체적인 위험도 제시
- 인명위험도에 영향을 미치는 주요 위험 시나리오 식별
- 추산된 위험도 수준분석 및 위험도허용기준과 FPSO 위험도 수준 비교
- FPSO 운용과 관련된 전체 위험도 추산 및 위험도 저감을 위한 위험도 제어방안 제시

본 과제에서는 정량적 위험도평가를 위하여 다음 사고 시나리오들이 분석되었다.

- Hydrocarbon release events (Topside process release)
- Non-hydrocarbon events (Ship collisions and Dropped objects)
- Occupational accident events, and
- Transportation accident events

LNG-FPSO FEED 패키지에 대한 위험도 허용기준으로는 '1.0×10^{-4}/year'를 작업자들의 개인위험도 (IR: Individual Risk) 목표 허용기준으로 선정하여 정량적 위험도평가 작업이 진행되었다.

일반적으로ALARP (As Low As Reasonably Practicable) 허용기준이 영국의 HSE (Health and Safety Executive)에서 사용되고 있다. 허용불가 영역

(Unacceptable risk)은 'IR > $1.0x10^{-3}$'를 기준으로 위험도 저감이 반드시 요구되는 영역이며, ALARP 위험도 영역은 대중 (여객)에 대해서는 '$1.0x10^{-4}$ < IR < $1.0x10^{-6}$', 선원에 대해서는 '$1.0x10^{-3}$ < IR < $1.0x10^{-6}$'를 기준으로 비용과 효과를 고려하여 위험도 저감을 결정하는 영역이고, 허용가능 영역 (Acceptable risk)은 'IR < $1.0x10^{-6}$'를 기준으로 위험도 저감이 필요하지 않는 영역을 나타낸다.

나. 위험요소식별 결과

위험요소식별 작업 결과 다음 사고와 관련된 위험 시나리오들이 식별되었다.

- Process release hazards: 프로세스 모듈 사고로 인한 누출 사고
- Ship collision hazards: 운항중인 선박 FPSO 간 충돌 사고
- Dropped object hazards: FPSO 갑판 상부 중량물 낙하로 인한 누출 사고
- Occupational hazards: 작업 중 사고로 인한 작업자 인명상해 위험 사고
- Transportation hazards: 육상으로부터의 작업자 운송 사고

다. 위험도 분석 결과

LNG-FPSO 위험도 분석을 위해서 승선인원 (POB: Personnel On Board)은 160명으로 가정하였으며, 아래 표와 같이 그룹 A와 그룹 B 작업자로 분류하였다. 그룹 A 작업자는 거주구역 밖 (프로세스 갑판)에서 주로 근무하는 인원이고 그룹 B 작업자는 거주구역 내에서 근무하는 인원을 나타낸다.

표 3-16-14 Manning Levels and Distribution

Area	Day		Night	
	Group A	Group B	Group A	Group B
LQ	30	95	37	95
Main Deck	2		2	
Laydown P & S	2		0	
Utility Area	8		8	
Process Deck	16		12	
Offloading	4		4	
Condensate Offloading	3		2	
Total	65	95	65	95

(1) 화재 및 폭발 사고 분석

화재/폭발 위험도분석을 위하여 FPSO 상부 모듈을 분석하여 21개의 격리구역을 식별하였으며, 각 격리구역의 누출빈도는 LEAK Ver. 3.3 프로그램을 사용하여 Small, Medium, Large 파공에 대한 누출빈도를 산출하였다.

표 3-16-15 Estimation of Leak Frequencies for Isolatable Segment

No.	Segment	Pressure (bara)	Total Leak Frequency (per year)		
			Small (10 mm)	Medium (50 mm)	Large (100 mm)
1	P30-1	74.5	1.608E-02	7.746E-03	1.368E-03
2	P30-2	21.5	3.953E-02	1.859E-02	9.183E-03
3	P30-3	48.68	1.779E-01	7.778E-02	3.133E-02
4	P30-4	4.5	2.251E-01	1.104E-01	3.815E-02
5	S30-1	4.3	8.856E-02	3.714E-02	1.037E-02
6	S30-2	4.3	8.721E-02	3.672E-02	1.036E-02
7	P50-1	67.3	3.383E-02	1.600E-02	5.643E-03
8	S50-1	29	1.060E-02	5.292E-03	1.980E-03
9	S50-2	22	4.876E-02	2.271E-02	6.626E-03
10	S50-3	15.6	4.948E-02	2.219E-02	9.403E-03
11	S50-4	15.1	2.035E-03	1.008E-03	1.853E-04
12	S50-5	5.5	4.872E-02	2.200E-02	8.766E-03
13	S50-6	4.95	2.035E-03	1.008E-03	1.853E-04
14	S60-1	64.6	3.691E-02	1.713E-02	3.709E-03
15	S60-2	35.9	1.412E-02	6.623E-03	2.057E-03
16	P80-1	60	4.762E-02	2.165E-02	6.256E-03
17	P80-2	1.2	1.536E-02	7.541E-03	1.356E-03
18	P70-1	55.5	3.310E-02	1.646E-02	2.991E-03
19	P70-2	15	2.280E-02	1.117E-02	2.019E-03
20	S70-1	4.1	2.194E-02	1.033E-02	1.798E-03
21	S70-2	31	3.478E-02	1.710E-02	3.100E-03

화재 및 폭발 영향에 의한 열복사량과 폭발과압을 계산하기 위하여 PHAST 소프트웨어를 사용하였다. 열복사량 기준은 4.7 kW/m^2, 12.5 kW/m^2 과 37.5 kW/m^2 이 사용되었으며, 폭발과압은 0.1 barg 와 0.35 barg가 사용되었다. 아래 표와 같이 화재/폭발 사고에 의한 개인 위험도 (AIR)는 $4.3714x10^{-5}$ (per year), 사회 위험도 (PLL: Potential Loss of Life)는 $1.3989x10^{-2}$ (per year) 가 산출되었다.

표 3-16-16 Risk Associated with Fire & Explosion Accidents

Group of Personnel	Individual Risk	PLL
Group A	9.93E-05	1.29E-02
Group B	5.68E-06	1.08E-03
Total	4.37E-05	1.40E-02

(2) 선박 충돌 사고 분석

충돌 사고는 FPSO와 선박 간 충돌 사고를 뜻하며, 통항 상선과 FPSO 운용과 관련된 선박과의 충돌이 고려되었다. 충돌 사고에 의한 개인 위험도는 (AIR)는 $7.3x10^{-7}$ (per year), 사회 위험도 (PLL: Potential Loss of Life)는 $2.34x10^{-4}$ (per year)가 산출되었다.

표 3-16-17 Risks Associated with Ship Collision Accidents

Group of Personnel	Individual Risk	PLL
Group A	1.55E-06	2.02E-04
Group B	1.67E-07	3.18E-05
Total	7.30E-07	2.34E-04

(3) 낙하물 사고 분석

낙하물 사고는 FPSO의 선미 크레인과 우현 중앙에 위치한 크레인에 대한 낙하물 위험도를 고려하였다. 낙하물 사고분석 결과는 다음 표와 같으며, 크레인 운용 반경 내 갑판과 장비들은 낙하물 영향을 고려하여 설계되었기 때문에 낙하물 사고로 인한 인명피해 영향은 무시할 만 하다고 할 수 있다.

표 3-16-18 Risks for Both Topside Targets

Topside Target	Cumulative Impact Frequency per year	Max. Total Impact Energy, kJ	Estimated Deck Impact Energy, kJ
Laydown area 1	5.56E-03	784.8	590
Laydown area 2	2.38E-03	784.8	590

(4) 작업 위험도 분석

작업 위험도 분석은 방문자, 그룹 A, 그룹 B 작업자에 대하여 위험도를 분석하였으며, 위험도는 FAR (Fatality Accident Rate) 데이터를 사용하여 산출하였다. 다음은 작업 위험도 분석 결과를 보여주고 있다.

표 3-16-19 Risks Associated with Occupational Hazards

Group of Personnel	Individual Risk	PLL
Visitors	4.80E-08	2.40E-06
Group A	5.46E-05	7.10E-03
Group B	5.46E-06	1.04E-03
Total	2.54E-05	8.14E-03

(5) 작업자 운송 사고 분석

작업자 운송은 주로 작업자 운송용 통선을 사용하며, 그룹 B 인원 중 일부(20인)만 헬리콥터를 사용하여 이동한다고 가정하였다. 작업자 운송 사고에 의한 개인 위험도는 2.37×10^{-5} (per year), 사회 위험도 (PLL: Potential Loss of Life)는 7.58×10^{-3} (per year)가 산출되었다.

표 3-16-20 Risks Associated with Transportation Hazards

Group of Personnel	Individual Risk	PLL
Group A	2.24E-05	2.91E-03
Group B	2.46E-05	4.67E-03
Total	2.37E-05	7.58E-03

라. 위험도 평가 결과 및 제안 사항

LNG-FPSO의 전체 사회 위험도(PLL)는 $2.99x10^{-2}$ (per year)로 산출되었으며, 개인 위험도 (AIR)는 $9.35x10^{-5}$ (per year)로 산출되었다.

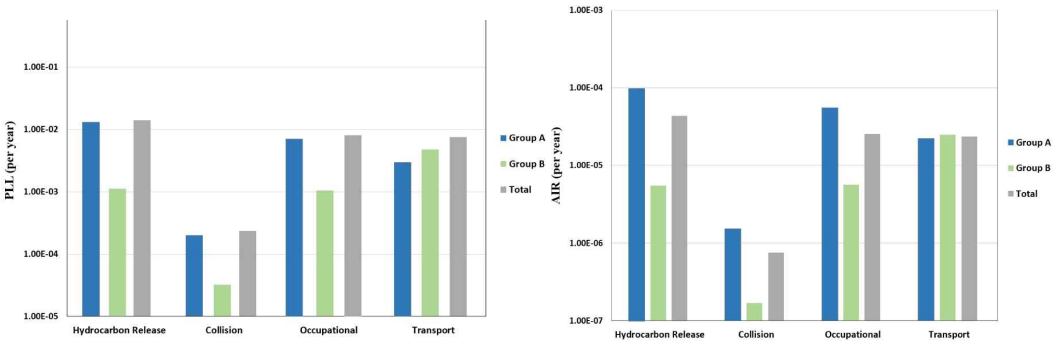


그림 3-16-16 Overall PLL (Left) & AIR (Right) by Hazard Categories

표 3-16-21 Overall Risk to Personnel in terms of AIR

Category	AIR (per year)					Contribution (%)
	Group A	(%)	Group B	(%)	Total	
Hydrocarbon Release	9.93E-05	55.8	5.68E-06	15.8	4.37E-05	46.7
Collision	1.55E-06	0.9	1.67E-07	0.5	7.30E-07	0.8
Occupational	5.46E-05	30.7	5.46E-06	15.2	2.54E-05	27.2
Transport	2.24E-05	12.6	2.46E-05	68.5	2.37E-05	25.3
Total	1.78E-04	100.0	3.59E-05	100.0	9.36E-05	100.0

정량적 위험도 평가 보고서에서는, LNG-FPSO FEED 단계에서 제공된 정보를 바탕으로 FPSO 운용과 관련된 위험 시나리오들을 분석하였으며 인명 위험도를 기준으로 위험도를 설명하였다. 인명 위험도는 개인위험도 (AIR)와 사회위험도 (PLL)를 기준으로 산출하였으며 작업자에 대한 위험도는 두 그룹으로 나누어 비교하였다. 정량적 위험도평가 결과 도출된 인명위험도는 다음과 같다.

- 전체 사회위험도 (PLL): 2.99×10^{-2} per year
  - 그룹 A 작업자 사회위험도: 2.31×10^{-2}
  - 그룹 B 작업자 사회위험도: 6.82×10^{-3}
- 전체 개인위험도 (AIR): 9.35×10^{-5} per year
  - 그룹 A 작업자 개인위험도: 1.78×10^{-4}
  - 그룹 B 작업자 개인위험도: 3.59×10^{-5}

FPSO 운용과 관련된 전체 개인위험도는 9.53×10^{-5}로 목표 허용기준인 1.0×10^{-4}를 만족한다. 하지만, 그룹 A 작업자의 경우 개인위험도가 1.78×10^{-4}로 목표 허용기준을 초과하고 있다. 이는, 위험도 수준을 허용가능 영역 (ALARP 영역)까지 낮추기 위한 위험도저감 방안이 마련되어야 함을 나타낸다. 정량적 위험도 평가 결과 위험도 저감을 위해 고려되어야 할 몇몇 부분이 식별되었다. 이와 관련된 제안사항은 다음과 같다.

- FPSO 상부 공정 장비 구역의 작업인원 축소
- FPSO 공정 장비 구역 작업인원 (그룹 A 작업자) 최적화 노력
- 탄화수소 누출 빈도 저감
- 각 격리구역의 파이프라인 연결부위 플랜지 등 개수 최소화
- 점화 발생확률 저감
- 점화 발생원 관리 철저
- FPSO 운용 중 발생 가능한 작업자 사고 발생빈도 저감
- 안전작업 절차 및 개인 안전장구 착용 규정 유지
- 공정 구역 작업 절차 등 FPSO 운용 작업에 대한 작업 분석 수행

마. 결론

LNG-FPSO FEED 패키지의 인명 안전성 평가를 위해 화재 위험도 분석, 폭발 위험도 분석 및 정량적 위험도 분석의 3개 분석을 정량적으로 수행하였다. LNG-FPSO는 대양에서 고립된 상태로 장기간 천연가스와 같은 위험 물질을 생산, 처리, 저장하는 작업을 수행한다. 따라서 설계 초기 단계부터 합리적이고 체계적인 방법으로 안전성을 분석하고 검증하는 것이 매우 중요하다. 본 분석에서는, 현재 관련 산업계에서 중요하게 수행하고 있는 위험도 분석을 수행하여 LNG-FPSO FEED 패키지의 위험도를 추산하고 그 적절성을 평가 및 검증하였다. 위험도 분석 결과를 정리하면 다음과 같다.

- LNG-FPSO 운용 시, 작업자의 인명 위험도는 9.53×10^{-5} (per year) 로 추산되며, 이는 목표 허용기준 1.0×10^{-4} (per year) 를 만족하고 있다.
- LNG-FPSO 운용 작업자를 내부 및 외부 작업자의 2 그룹으로 나눌 경우, 외부 작업자 그룹의 인명 위험도는 1.78×10^{-4} (per year)로 추산되며, 이는 목표 허용기준 1.0×10^{-4} (per year) 를 초과하고 있다. 따라서 외부

작업자의 안전성을 향상시키기 위한 추가 고려가 필요하다.

- 위험도 분석 결과를 통하여 LNG-FPSO 운용 관련 외부 작업자 안전성 향상을 위하여 다음의 권고 사항들이 작성되었다.
  - 상부 공정 장비 구역의 작업인원 축소: LNG-FPSO Topside 공정시스템 구역에서 작업하는 작업인원 (그룹 A 작업자) 최소화 노력 필요
  - 탄화수소 누출 빈도 저감 : LNG-FPSO Topside 공정시스템의 각 격리구역 배관 연결부위 관련 플랜지 등의 잠재적 누출 개소 최소화 노력 필요
  - 점화 발생확률 저감 : LNG-FPSO Topside 공정시스템의 점화원 개소 최소화 및 유지보수 관리 철저 노력 필요
  - FPSO 운용 중 발생 가능한 작업자 사고 발생빈도 저감 : 안전작업 절차 수립 및 개인 안전장구 착용 의무화 노력 필요
- LNG-FPSO Topside 공정시스템에서 발생 가능한 모든 종류의 가스 폭발사고 발생확률은 4.109×10^{-4} (per year)로 추산되며 높지 않은 수준으로 판단된다.
- LNG-FPSO Topside 방폭벽(Blast wall) 관련하여, 초과확률 기준값 1.0×10^{-4} (per year)에 대응하는 폭발과압은 0.192 (barg)로 추산된다.
- LNG-FPSO Topside 터렛 구조물 관련하여, 초과확률 기준값 1.0×10^{-4} (per year)에 대응하는 폭발과압은 0.180 (barg)로 추산된다.

제4장 목표 달성도 및 관련 분야 기여도

1절 연구목표 달성도

1. 세부 연구목표 별 달성도 요약

표 4-1 연구목표 달성도 - 세부목표 1

1. LNG-FPSO Topside 플랜트 위험도 분석 및 신뢰도 분석 기반 이론 정립						
연구내용	추진 일정	연구수행단계	추진 성과			산출성과물
			가중치	진도율	달성도	
1) 위험도 분석 및 신뢰도 분석 관련, 현존 기술 분석	2011.10 ~ 2012.04	1) 기존 FPSO 적용 신뢰도 분석 방법론 조사 및 분석	30	30	100	기존 FPSO 관련 위험도 분석 및 안전설계 기술 보고서
		2) 기존 FPSO 적용 위험도 분석 방법론 조사 및 분석	30	30	100	기존 FPSO 관련 위험도 분석 및 안전설계 기술 보고서
		3) LNG-FPSO 설계개념의 주요 위험요소식별 연구	40	40	100	LNG-FPSO 개념설계 주요 위험요소 연구 보고서
2) LNG-FPSO 신뢰도 분석 방법론 정립	2011.10 ~ 2012.04	1) 공정 시스템의 생산가용도 분석 방법론 정립	50	50	100	LNG-FPSO 위험도 및 신뢰도 분석 방법론 연구 보고서
		2) 공정 안전시스템의 안전무결도 분석 방법론 정립	50	50	100	LNG-FPSO 위험도 및 신뢰도 분석 방법론 연구 보고서
3) LNG-FPSO 위험도 분석 방법론 정립	2011.10 ~ 2012.04	1) 공정 시스템의 화재/폭발 위험도 분석 방법론 정립	50	50	100	LNG-FPSO 위험도 및 신뢰도 분석 방법론 연구 보고서
		2) 비공정 위험도 분석 방법론 정립	50	50	100	LNG-FPSO 위험도 및 신뢰도 분석 방법론 연구 보고서

표 4-2 연구목표 달성도 - 세부목표 2

2. LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 적용 가능한 안전설계 기법 구축						
연구내용	추진 일정	연구수행단계	추진 성과			산출성과물
			가중치	진도율	달성도	
1) 안전설계 모듈 기법 구축 - 모듈 1. 생산가용도 분석 기법	2012.04 ~ 2013.04	1) 공정설계 생산가용도 분석 절차 작성	30	30	100	LNG-FPSO 공정 생산가용도 분석 지침 초안
		2) 분석 절차별 세부 작업 내용 작성 및 관련 데이터 식별	30	30	100	LNG-FPSO 공정 생산가용도 분석 지침 초안
		3) 생산가용도 기반 공정설계 분석 지침 초안 작성	40	40	100	LNG-FPSO 공정 생산가용도 분석 지침 초안
2) 안전설계 모듈 기법 구축 - 모듈 2. 안전무결도 분석 기법	2012.04 ~ 2013.04	1) 공정 안전시스템 안전무결도 분석 절차 작성	30	30	100	LNG-FPSO 공정 안전무결도 분석 지침 초안
		2) 분석 절차별 세부 작업 내용 작성 및 관련 데이터 식별	30	30	100	LNG-FPSO 공정 안전무결도 분석 지침 초안
		3) 안전무결도 기반 공정 안전시스템 분석 지침 초안 작성	40	40	100	LNG-FPSO 공정 안전무결도 분석 지침 초안
3) 안전설계 모듈 기법 구축 - 모듈 3. 화재/폭발 위험도 분석 기법	2012.04 ~ 2013.04	1) 공정설계 화재/폭발 위험도 분석 절차 작성	30	30	100	LNG-FPSO 공정 화재/폭발 위험도 분석 지침 초안
		2) 분석 절차별 세부 작업 내용 작성 및 관련 데이터 식별	30	30	100	LNG-FPSO 공정 화재/폭발 위험도 분석 지침 초안
		3) 공정설계 화재/폭발 위험도 분석 지침 초안 작성	40	40	100	LNG-FPSO 공정 화재/폭발 위험도 분석 지침 초안
4) LNG-FPSO 안전설계 모듈 적용 데이터 베이스 구축	2012.04 ~ 2013.04	1) 해양플랜트 관련 기존 위험도/신뢰도 DB 조사 및 분석	22	22	100	LNG-FPSO 안전설계를 위한 데이터베이스 연구 보고서
		2) 주요 액화공정 기기 신뢰도 데이터 식별 및 구축	26	26	100	LNG-FPSO 안전설계를 위한 데이터베이스 연구 보고서
		3) 주요 공정 안전시스템 신뢰도 데이터 식별 및 구축	26	26	100	LNG-FPSO 안전설계를 위한 데이터베이스 연구 보고서
		4) 공정 화재/폭발 관련, 누출/점화 데이터 식별 및 구축	26	26	100	LNG-FPSO 안전설계를 위한 데이터베이스 연구 보고서

2. LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 적용 가능한 안전설계 기법 구축						
연구내용	추진 일정	연구수행단계	추진 성과			산출성과물
			가중치	진도율	달성도	
5) 테스트베드 기본설계 패키지 신뢰도 분석	2012.04 ~ 2013.04	1) 액화공정 중심 기본설계 분석	20	20	100	테스트베드 기본설계 신뢰도 분석 보고서
		2) 신뢰도 분석 범위 및 절차 수립	10	10	100	테스트베드 기본설계 신뢰도 분석 보고서
		3) 기본설계의 생산가용도 분석 수행	35	35	100	테스트베드 기본설계 신뢰도 분석 보고서
		4) 기본설계의 안전무결도 분석 수행	35	35	100	테스트베드 기본설계 신뢰도 분석 보고서
6) 테스트베드 기본설계 패키지 화재/폭발 위험도 분석	2013.04 ~ 2016.03	1) 액화공정 중심 기본설계 분석	20	20	100	테스트베드 기본설계 위험도 분석 보고서
		2) 화재/폭발 위험도 분석 범위 및 절차 수립	10	10	100	테스트베드 기본설계 위험도 분석 보고서
		3) 기본설계의 화재 위험도 분석 수행	35	35	100	테스트베드 기본설계 위험도 분석 보고서
		4) 기본설계의 폭발 위험도 분석 수행	35	35	100	테스트베드 기본설계 위험도 분석 보고서

표 4-3 연구목표 달성도 - 세부목표 3

3. LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈 개발						
연구내용	추진 일정	연구수행단계	추진 성과			산출성과물
			가중치	진도율	달성도	
1) 안전설계 모듈 1 개발 - 생산가용도 분석 기술	2013.04 ~ 2014.06	1) 테스트베드 신뢰도 분석 결과 기반 분석 절차 개선	40	40	100	안전설계 모듈 1. 생산가용도 분석 지침서
		2) 생산가용도 기반 공정설계 분석 지침 초안 수정 및 완성	20	20	100	안전설계 모듈 1. 생산가용도 분석 지침서
		3) 생산가용도 분석 지원 프로그램 필요성 식별	10	10	100	생산가용도 분석 지원 소프트웨어
		4) 생산가용도 분석 지원 프로그램 개발	30	30	100	생산가용도 분석 지원 소프트웨어

3. LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈 개발						
연구내용	추진 일정	연구수행단계	추진 성과			산출성과물
			가중치	진도율	달성도	
2) 안전설계 모듈 2 개발 - 안전무결도 분석 기술	2013.04 ~ 2014.06	1) 테스트베드 신뢰도 분석 결과 기반 분석 절차 개선	40	40	100	안전설계 모듈 2. 안전무결도 분석 지침서
		2) 안전무결도 기반 공정 안전시스템 분석 지침 초안 수정 및 완성	20	20	100	안전설계 모듈 2. 안전무결도 분석 지침서
		3) 안전무결도 분석 지원 프로그램 필요성 식별	10	10	100	안전무결도 분석 지원 소프트웨어
		4) 안전무결도 분석 지원 프로그램 개발	30	30	100	안전무결도 분석 지원 소프트웨어
3) 안전설계 모듈 3 개발 - 화재/폭발 위험도 분석 기술	2013.04 ~ 2014.06	1) 테스트베드 화재/폭발 위험도 분석 결과 기반 분석 절차 개선	40	40	100	안전설계 모듈 3. 화재/폭발 위험도 분석 지침서
		2) 공정설계 화재/폭발 위험도 분석 지침 초안 수정 및 완성	20	20	100	안전설계 모듈 3. 화재/폭발 위험도 분석 지침서
		3) 화재/폭발 위험도 분석 지원 프로그램 필요성 식별	10	10	100	화재/폭발 위험도 분석 지원 소프트웨어
		4) 화재/폭발 위험도 분석 지원 프로그램 개발	30	30	100	화재/폭발 위험도 분석 지원 소프트웨어
4) 안전설계 모듈 4 개발 - 비공정 위험도 분석 기술	2014.06 ~ 2015.06	1) 비공정 위험도 분석 절차 작성	30	30	100	안전설계 모듈 4. 비공정 위험도 분석 지침서
		2) 분석 절차별 세부 작업 내용 작성 및 관련 데이터 식별	30	30	100	안전설계 모듈 4. 비공정 위험도 분석 지침서
		3) 비공정 위험도 분석 지침 작성	40	40	100	안전설계 모듈 4. 비공정 위험도 분석 지침서
5) 안전설계 모듈 5 개발 - 공정설계 RAM 분석 기술	2014.06 ~ 2015.06	1) 공정설계 RAM 분석 절차 작성	30	30	100	안전설계 모듈 4. RAM 분석 지침서
		2) 분석 절차별 세부 작업 내용 작성 및 관련 데이터 식별	30	30	100	안전설계 모듈 4. RAM 분석 지침서
		3) 공정설계 RAM 분석 지침 작성	40	40	100	안전설계 모듈 4. RAM 분석 지침서

3. LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 적용 안전설계 모듈 개발						
연구내용	추진 일정	연구수행단계	추진 성과			산출성과물
			가중치	진도율	달성도	
6) LNG-FPSO 안전설계 모듈 적용 데이터베이스 확장 및 분석 알고리즘 개발	2013.04 ~ 2014.06	1) 주요 액화공정 기기 신뢰도 데이터 확장 및 전산화	22	22	100	LNG-FPSO 안전설계 모듈 데이터베이스
		2) 주요 공정 안전시스템 신뢰도 데이터 확장 및 전산화	22	22	100	LNG-FPSO 안전설계 모듈 데이터베이스
		3) 공정 화재/폭발 관련, 누출/점화 데이터 확장 및 전산화	22	22	100	LNG-FPSO 안전설계 모듈 데이터베이스
		4) 신뢰도 계산을 위한 Monte Carlo 알고리즘 개발	34	34	100	생산가용도 분석 알고리즘 연구 보고서
7) LNG-FPSO FEED 패키지 초기위험분석	2014.06 ~ 2015.06	1) 안전설계개념 (Safety concept) 구축	20	20	100	LNG-FPSO Safety concept 보고서
		2) 운전위험분석 (HAZOP) 연구 수행	40	40	100	LNG-FPSO HAZOP 보고서
		3) 고장모드영향분석 (FMEA) 연구 수행	40	40	100	LNG-FPSO FMEA 보고서

표 4-4 연구목표 달성도 - 세부목표 4

4. LNG-FPSO Topside 플랜트 FEED 패키지 위험도/신뢰도 분석 및 검증						
연구내용	추진 일정	연구수행단계	추진 성과			산출성과물
			가중치	진도율	달성도	
1) LNG-FPSO FEED 패키지 신뢰도 수준 분석 및 평가	2015.05 ~ 2017.08	1) LNG-FPSO FEED 패키지 생산가용도 분석 수행	30	30	100	LNG-FPSO 기본설계 생산가용도 분석 보고서
		2) LNG-FPSO FEED 패키지 안전무결도 분석 수행	30	30	100	LNG-FPSO 기본설계 안전무결도 분석 보고서
		3) LNG-FPSO FEED 패키지의 신뢰도 검증	10	10	100	LNG-FPSO 기본설계 신뢰도 평가 보고서
		4) LNG-FPSO FEED 패키지 신뢰도 평가 보고서 작성	30	30	100	LNG-FPSO 기본설계 신뢰도 평가 보고서
2) LNG-FPSO FEED 패키지 위험도 수준 분석 및 평가	2015.05 ~ 2017.08	1) LNG-FPSO FEED 패키지 화재/폭발 위험도 분석 수행	30	30	100	LNG-FPSO 기본설계 화재/폭발 위험도 분석 보고서
		2) LNG-FPSO FEED 패키지 비공정 위험도 분석 수행	30	30	100	LNG-FPSO 기본설계 비공정 위험도 분석 보고서
		3) LNG-FPSO FEED 패키지의 위험도 검증	10	10	100	LNG-FPSO 기본설계 위험도 평가 보고서
		4) LNG-FPSO FEED 패키지 위험도 평가 보고서 작성	30	30	100	LNG-FPSO 기본설계 위험도 평가 보고서
3) LNG-FPSO 안전설계 매뉴얼 작성	2015.05 ~ 2017.08	1) 안전설계 모듈 적용 상세 매뉴얼 작성	100	100	100	LNG-FPSO 안전설계 모듈 적용 매뉴얼

2. 연구목표 달성 검증

LNG 플랜트사업 세부 4-3과제의 핵심 연구성과로 개발된 안전설계 모듈의 완성도와 합리성, 그리고 설계 적용 가능성을 객관적으로 검토하기 위한 목적으로 관련 분야의 국내 전문가를 통해 안전설계 모듈 검증 작업을 수행하였다. 총 5개의 LNG-FPSO 안전설계 모듈 중 2개 모듈 (모듈 4. 비공정 위험도 분석, 모듈 5. RAM 분석)은 검증 대상에서 제외하였는데, 이는 다른 3개 모듈에 있는 주요 내용을 기반으로 확대 개발되었기 때문이다. 실제 검증 대상인 3개 모듈은 각각 분석 지침서와 분석 지원 프로그램으로 구성되어 있다. 그 중 분석 지침서가 안전설계 수행의 핵심 내용에 해당하므로, 본 연구에서는 각 안전설계 모듈의 분석 지침서만 검증 범위로 설정하였다.

LNG-FPSO 안전설계 모듈 검증은, 전문성과 객관성을 담보하기 위해 관련 분야의 외부 국내 전문가가 작성한 설문지 및 의견서를 바탕으로 수행되었다. LNG-FPSO 안전설계 모듈별로 평가 설문지를 작성하여 사전에 섭외된 외부 전문가에게 배포하였고, 참여 외부 전문가는 안전설계 모듈의 내용을 검토하여 그 결과를 제공된 특정 양식의 설문지에 기입하여 제출하였다. 사용된 안전설계 모듈 평가 설문지는 형식적 완성도, 기술적 효과성, 개념 및 용어의 적절성, 이론적 적합성, 절차적 완결성 등에 대해 평가가 가능하도록 구성되어 있으며, 정성적 및 정량적 평가(5점 척도)가 모두 가능하도록 작성되었다.

LNG-FPSO 안전설계 모듈 3가지에 대하여 공통되는 항목을 평가한 결과, 6개 지표 (제목의 적정성, 목적의 명확성, 기존 기술과의 적합성, 기술적 독창성, 분석 절차의 구체성, 기술적 효과성)에서 적절함이 평가되었고, 1개 지표 (참고자료의 적정성)에서 다소 미흡한 점이 파악되었다. 따라서 향후 안전설계 모듈의 개정 및 보완 시 국내외의 각종 관련 문헌 및 참고자료에 대한 설명이 보강되어야 할 것이다.

안전설계 모듈 1 LNG-FPSO Topside 공정설계 생산가용도 분석 지침서에 대한 상세 평가 결과 및 전문가 권고안을 정리하면 다음과 같다. 이는 설문지에 기록된 전문가의 정성적 및 정량적 평가 의견을 종합한 것이다.

- 총 11개 세부 평가 지표 모두에서 적절하다고 평가됨. 모든 세부 지표 중 3개 지표(유관 기술에 대한 설명, 데이터베이스의 명확성, 분석 절차의 명확성) 에서 가장 낮은 3.5의 평점이 기록되었음. 따라서 향후 안전설계 모듈 1의 개정 및 보완 시 생산가용도 분석과 밀접한 현존 신뢰성 분석 이론 및 관련 데이터베이스에 대한 설명의 보강을 권고함
- LNG-FPSO Topside 공정설계 생산가용도 분석에 유용하게 사용 가능할 것으로 판단됨
- 지침서의 주제 및 작성 목적이 명확하며 절차도 구체적

- LNG-FPSO Topside 공정설계에 특화된 절차적 특성의 설명 추가 필요
- 안전설계 모듈 1에 따라 분석을 수행한 구체적 사례 추가 필요
- 지침서 성격에 적합하도록 문서 구조/스타일/전문용어 통일 필요
- 지침서 전체적으로 영문 용어의 오탈자 수정 및 한글 표기 방식 통일 필요
- 생산가용도 분석 방법론과 분석 절차의 이론적 연계성 설명 보완 필요
- 생산가용도 분석 결과물 및 활용 방안에 대한 상세 설명 보완 필요
- 생산가용도 분석 관련 신뢰성 데이터베이스 목록 보완 필요
- 부록 B의 내용과 4장의 내용 중 일부 중복되는 사항 통합 가능

안전설계 모듈 2 LNG-FPSO Topside 공정설계 안전무결도 분석 지침서에 대한 상세 평가 결과 및 전문가 권고안을 정리하면 다음과 같다. 이는 설문지에 기록된 전문가의 정성적 및 정량적 평가 의견을 종합한 것이다.

- 총 12개 세부 평가 지표 모두에서 적절하다고 평가됨. 모든 세부 지표 중 2개 지표(용어 정의의 적정성, 방법론의 명확성)에서 가장 낮은 3.5의 평점이 기록 되었음. 따라서 향후 안전설계 모듈 2의 개정 및 보완 시 안전무결도 분석 절차에 사용되는 각종 전문용어 및 약어에 대한 설명의 보강을 권고함
- LNG-FPSO Topside 공정설계 안전무결도 분석에 유용하게 사용 가능할 것으로 판단됨
- 사용자가 실용적으로 이해할 수 있도록 지침서가 구성되어 있음
- LNG-FPSO Topside 공정설계에 특화된 절차적 특성의 설명 추가 필요
- 지침서 성격에 적합하도록 문서 구조/스타일/전문용어 통일 필요
- 지침서 전체적으로 영문 용어의 오탈자 수정 및 한글 표기 방식 통일 필요
- 안전설계 모듈 2의 실제 사용자에 대한 세부 설명 추가 필요
- 위험도 허용 기준 관련 구체적 근거 및 설명 보완 필요
- 안전무결도 분석 관련 신뢰성 데이터베이스 목록 보완 필요
- 3장에서 5장까지의 위험도 분석 관련 설명은 별도 문서로 분리 가능
- 5장 및 6장의 내용과 7장의 내용 중 일부 중복되는 사항 통합 가능
- 8장 및 9장의 내용은 하나의 장으로 통합 가능

안전설계 모듈 3 LNG-FPSO Topside 공정설계 화재/폭발 위험도 분석 지침서에 대한 상세 평가 결과 및 전문가 권고안을 정리하면 다음과 같다. 이는 설문지에 기록된 전문가의 정성적 및 정량적 평가 의견을 종합한 것이다.

- 총 13개 세부 평가 지표 모두에서 적절하다고 평가됨. 모든 세부 지표 중 1개 지표(용어 정의의 적정성)에서 가장 낮은 3.0의 평점이 기록되었음. 따라서 향후 안전설계 모듈 3의 개정 및 보완 시 화재/폭발 위험도 분석 절차에 사용되는 다양한 전문용어 및 약어에 대한 설명의 보강을 권고함

- LNG-FPSO Topside 공정설계 화재/폭발 위험도 분석에 유용하게 사용 가능할 것으로 판단됨
- 지침서 내용이 관련 국제표준 및 규정과 일관성을 유지하고 있음
- 지침서 성격에 적합하도록 문서 구조/스타일/전문용어 통일 필요
- 지침서 전체적으로 영문 용어의 오탈자 수정 및 한글 표기 방식 통일 필요
- 지침서에 사용된 각종 전문용어에 대한 상세 설명 보완 필요
- 화재/폭발 위험도 분석 결과물 및 검증/관리 방안에 대한 상세 설명 보완 필요
- 4장과 부록 4 내용의 상호 연계성 확인이 용이하도록 문단 배치 수정 필요
- 화재/폭발 위험도 분석 관련 국내외 법규/규정/표준 목록 보완 필요
- 화재/폭발 위험도 분석 관련 주요 참고문헌 목록 보완 필요
- 지침서에 외부 자료 인용 시 출처 명기 필요

외부 전문가 검증 결과, LNG-FPSO Topside 공정설계의 위험도 및 신뢰성 분석 수행에 안전설계 모듈들이 전반적으로 적절하다는 결론을 얻을 수 있었다. 즉, 안전설계 모듈을 통해 기존의 위험도 및 신뢰성 이론을 바탕으로 분석 방법론이 구체적으로 개발되었고, 각 분석의 특성과 적용 개념이 명확하게 정의되어 있음을 확인하였다. 더불어, 실제 적용을 위한 분석 절차 또한 구체적인 형태로 완결성을 가지고 기술되어 있음을 알 수 있었다. 추가적으로, 외부 전문가 검증을 통해 안전설계 모듈의 향후 보완점들을 도출할 수 있었다. 구체적으로는, 지침서에 사용된 용어들의 통일과 관련 문헌 및 참고자료에 대한 설명을 추가적으로 보완할 필요가 있음이 전문가에 의해 제시되었다. 또한, 외부 전문가들은 지침서의 형식적 수정 (문단 재배치, 유사 내용 통합, 한글/영문 표기 방식 통일, 문서 스타일 통일 등)이 추후 필요함을 언급하였다. 이러한 외부 전문가 검증 결과는 향후 LNG-FPSO 안전설계 모듈의 개정 시 유용한 시사점을 제공하고 있다. 또한, 향후 안전설계 모듈의 개선 시 상기 검증 결과를 중요하게 고려하여야 할 것이다.

LNG 플랜트사업 세부 4-3과제의 또 다른 핵심 연구성과는 5핵심과제에서 개발하는 LNG-FPSO FEED 패키지에 대한 안전성 분석이다. 관련하여 한국선급은 5핵심 주관기관인 현대중공업과 연계하여 FEED 패키지 설계 자료를 제공받아 다양한 안전성 분석 작업을 수행하고 관련 보고서 12종을 작성하였다.

한국선급에서 작성한 LNG-FPSO FEED 패키지에 대한 안전성 분석 중, 화재 위험도 분석 보고서(Fire risk analysis), 폭발 위험도 분석 보고서(Explosion risk analysis), 정량적 위험도 평가 보고서(Quantitative risk assessment), RAM 분석 보고서(Reliability, availability & maintainability study) 그리고 안전무결도 분석 보고서(Safety integrity level allocation)의 5종에 대하여 DNV-GL을 통해

제삼자적 검토 및 검증 작업을 수행하였다. DNV-GL에서 수행한 안전성 분석 보고서의 검토 및 검증은 국제적으로 공인된 표준 및 DNV-GL의 해양플랜트 규정에 명기된 요건을 바탕으로 하였으며, 추가로 DNV-GL 자체의 해양플랜트 안전설계 경험과 노하우도 참조하였다. 본 안전성 분석 결과 검증에서는 적용된 접근법, 방법론, 가정사항 등의 적절성과 합리성을 전반적 수준에서 검토하였다.

LNG-FPSO FEED 패키지의 안전성 분석 결과를 검증한 결과, 총 73개의 코멘트가 제시되었으며, 모든 코멘트는 분석 결과 개정 및 추가 설명을 통해 처리되었다. (상세설계 단계에서 결정 가능한 정보와 밀접한 몇몇 코멘트 제외) 결과적으로, 모든 안전성 분석 결과는 합리적으로 도출되었다고 판단된다. 다만, 현재의 LNG-FPSO FEED 설계 정보가 제한적인 상황임을 고려하여 추후 관련 설계 정보가 완성되는 시점에서 안전성 분석 결과가 재검토될 필요성이 있다고 사료된다.

본 과제에서는, 안전설계 모듈의 개발 및 LNG-FPSO FEED 패키지 적용과 함께, 연구 성과물의 객관적 검증을 주요 연구내용으로 수행하였다. 국내외 외부 전문가 및 전문기관을 통해 연구성과물의 완성도와 적절성, 그리고 합리성을 검토하고 그 검증 결과를 구체적인 문서로 확보하였다. 결과적으로, 본 과제의 연구성과물인 안전설계 모듈 및 LNG-FPSO FEED 패키지 안전성 분석 보고서는 관련 국제 표준 및 해외 선진 사례에 비추어 적절함을 일정 부분 확인할 수 있었다. 다만, 앞으로 안전설계 모듈의 지속적인 설계 적용 사례의 축적과 그 경험을 바탕으로 성능 향상을 추진할 필요가 있다고 판단된다. 추가적으로, 본 과제의 성과물 중 하나인 안전설계 모듈 적용 매뉴얼에 대한 국제적 검증 또는 인증이 추후 필요하다고 예상된다. 이를 위하여, 향후 국내 중공업사 및 해외 선진 엔지니어링 업체와의 협업을 추진하여 적절성을 확보할 예정이다.

2절 관련 분야 기여도

1. 연구개발 단계

표 4-5 연구개발 단계

구분		표기	단계별 설명
기초연구 단계	TRL 1	□	TRL 1 이론적 연구단계
	TRL 2	□	TRL 2 기술적 개념정립 단계
실험 단계	TRL 3	□	TRL 3 실험적 증명 단계
	TRL 4	□	TRL 4 실험실 성능평가 단계
시작품 단계	TRL 5	□	TRL 5 유사환경 시험 단계
	TRL 6	□	TRL 6 유사환경 기술시범 단계
실용화 단계	TRL 7	□	TRL 7 실제환경 시작품 데모 단계
	TRL 8	■	TRL 8 시제품 설치 및 성능시험 단계
사업화 단계	TRL 9	□	TRL 9 현장적용/사업화 단계

2. 타산업 연계 및 국제협력 가능성

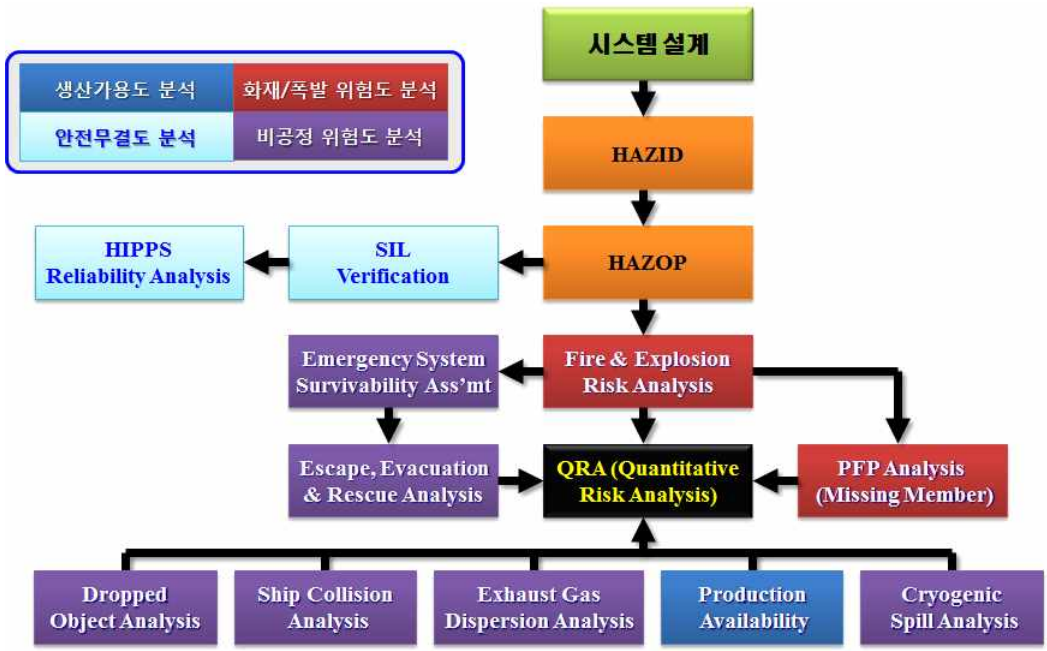


그림 4-1 LNG-FPSO 안전설계 기술 분류 및 연계성

○ LNG-FPSO 안전설계 기술은 해외 선진 엔지니어링 업체들이 주도하고 있으며, 국내 업체들의 자체 기술력 부족으로 국산 경쟁력 확보가 시급한 실정이다. 산학연의 전문적인 연구 수행을 통해 적극적으로 기술을 개발하고 경험을 축적하면 자체적인 안전설계 기술의 정립 및 세계 LNG-FPSO 시장에서의 국가 경쟁력 확보와 고부가가치 창출이 가능한 시장을 주도할 있다.

○ LNG 가치사슬 요소 (천연가스 생산 → LNG 생산, 저장 → 운송 → 저장 → 재기화 → 소비)가 제한적인 국내 여건에서 대규모 연구개발 사업 구축을 통하여 기술의 신뢰성과 완성도를 확보함으로써 해외 플랜트 시장 진출이 가능하다. 또한, 국내 공기업, 민간 주도의 해외 가스전 사업권과 연계하여 연구개발된 자체의 안전설계 기술을 적용 가능할 수 있다.

○ LNG-FPSO 안전설계 기술의 현장 수행 실적과 독자 기술을 토대로 원격지 중소 가스전을 대상으로 기획, 개발형 건설사업의 모델을 개발·적용하여 시장 경쟁력을 강화할 수 있다.

제5장 연구개발성과의 활용계획

1절 연구결과의 활용방안

○ 본 연구과제의 성과물은 LNG-FPSO를 포함하는 다양한 해양플랜트의 설계 개발에 있어 핵심이 되는 신뢰성 및 위험도의 분석과 평가를 가능케하는 기술로써, 현재 전 세계에 걸쳐 시공되는 해양플랜트 안전설계에 즉시 적용 가능한 수준의 지침서 및 소프트웨어로 개발이 완료되었다. 따라서, 참여 기업과의 지속적인 협력을 통해 LNG-FPSO를 비롯한 여러 해양플랜트 프로젝트에 적용하여 관련 실적을 축적하면 실제 해양 프로젝트에 참여하여 본 기술을 활용할 수 있으리라 예상된다.

○ 한국선급은 본 연구결과를 토대로 해양플랜트 발주처의 다양한 요구사항에 맞추어 Topside 공정의 기술적 안전성 및 신뢰성 인증 관련 엔지니어링 업무를 수행할 수 있다. 이는 공정설계의 생산가용도 검증, 공정 안전시스템의 안전무결도 분석 및 검증, 화재/폭발 위험도 분석 및 평가, 그리고 각종 비공정 위험도 분석 및 평가 등을 수행하는 엔지니어링 업무 영역으로써 지금까지 해외의 소수 업체가 독점하고 있는 고부가가치 사업 분야인데, 국내 자체적인 기술을 통해 진입할 수 있고 새로운 수익을 창출할 수 있을 것이다. 또한 비영리 안전성 검사/인증기관이라는 특수성으로 인해 한국선급이 확보한 기술들을 국내 중공업사 및 엔지니어링 업체에 적극적으로 전파하여 공동으로 업무에 활용할 수 있을 것이다.

○ LNG-FPSO Topside 공정의 FEED 패키지를 자체적으로 개발할 수 있는 기반이 확보되므로 국내 중공업사가 영업 설계에 즉시 적용할 수 있다.

○ 국내 중공업사가 이미 확보하고 있는 FPSO 선체 설계 기술과 본 연구과제에서 개발되는 Topside 안전설계 엔지니어링 기술을 함께 활용하면 LNG-FPSO의 기본설계가 국내 자체적으로 가능할 것으로 판단된다. 따라서 해외 엔지니어링사에 의존하지 않고 국내 중공업사 및 엔지니어링 업체만으로 LNG-FPSO 전반의 기본설계가 수행 가능하게 될 수 있다.

○ 국내 공기업, 민간 주도의 해외 가스전 사업권과 연계하여 본 연구과제에서 개발된 기술을 적용 가능하다.

○ 테스트베드 운전 실적과 LNG-FPSO Topside 공정의 기본설계 패키지 개발을 토대로 원격지 중소 가스전을 대상으로 기획, 개발형 건설사업의 모델을 개발 및 적용하면 글로벌 시장 경쟁력을 강화할 수 있다.

○ 국내 대학의 조선해양 관련 학과 연구진을 대상으로 기술 세미나를

개최하고, 정부출연 연구소 및 조선소, 기자재업체와의 공동 워크샵을 개최하여 관련 기술을 상호 교류하고 보급함으로써 국내 기술역량을 종합적으로 강화시킬 수 있다.

○ 개발된 위험도 분석 기술을 활용하여 국내 업체가 새로운 설계를 개발하고 상업화를 달성하기 위하여는 위험도 기반 설계의 승인 기술 확립이 필수적이다. 따라서, 본 과제의 연구결과를 바탕으로 하는 위험도 기반 승인 지침을 선급규칙으로 제정하고, 이를 공개하여 국내 산업계에서 자유로이 참조 및 활용할 수 있도록 보급하고 실용화를 촉진할 예정이다.

○ 국내 관련 업체 사업화 촉진을 위한 목적으로 세부과제 참여기업과 안전설계 모듈 활용에 대한 양해 각서를 체결하고 안전설계 모듈을 제공할 계획이다.

표 5-1 연구기관별 활용방안

기 관 명	활 용 방 안
(사)한국선급	■ 조선해양 분야의 안전성 검사 및 인증 기술력 선진화 ■ 해양플랜트 위험도 및 신뢰성 분석 엔지니어링 시장 진입 ■ 국내 중공업 및 엔지니어링 업체 대상 안전설계 기술 보급 (안전 전문가 교육 프로그램 운영) ■ 국내 위험도 분석 엔지니어링 산업 기반 구축 ■ 해양 안전 및 오염 방지 관련 국제기구활동 적극 참여 (국제해사기구 IMO 활동 등)
한국과학기술원	■ 해양플랜트 위험도 분석 및 신뢰성 공학 이론 고도화 ■ 위험도 기반 안전설계 전문 인력 양성
현대중공업(주)	■ 고가용도/저위험도의 LNG-FPSO FEED 패키지 모델 확보 ■ LNG-FPSO 기본설계 독자 수행 기술력 확보로 산업 경쟁력 강화
한국선급엔지니어링(주)	■ 육상 및 해양 산업설비 안전성 평가 기술 확보 ■ 해양플랜트 위험도 및 신뢰성 분석 엔지니어링 시장 진입

○ 본 과제의 안전설계 모듈을 적용하여 LNG-FPSO FEED 패키지의 안전성 측면의 완성도를 검증하였다. 추후 LNG플랜트사업단의 모든 연구과제가 완료되고 최종 성과물로써 LNG-FPSO FEED 패키지가 완성되면, 본 과제의 분석 결과를 이용하여 설계 변경점에 대한 재검토를 수행할 계획이다.

2절 기대성과 및 파급효과

1. 기술적 측면

○ 본 연구결과를 통해 확보한 LNG-FPSO 안전설계 기술은 LNG-FPSO 기본설계 패키지 개발에 필수적인 요소이다. 현재 전 세계 해양플랜트 공사 프로젝트들은 국내 중공업사들이 대부분을 독점적으로 수주받아 실행해 오고 있으나 기본설계 패키지 개발에 대하여는 거의 발주처 및 해외 엔지니어링 업체에 의존하고 있는 실정이다. 본 연구결과를 활용하여 기술적 해외 의존 및 종속을 타파하고 LNG-FPSO 설계를 수행함에 있어 기술적 자립을 이룩할 수 있을 것이다. 또한 본 연구결과로 국내 중공업사는 LNG-FPSO에 관한 세계 최고의 엔지니어링 기술 확보가 가능하며 더 나아가 국내 조선/해양 산업 경쟁력 강화에 기여할 수 있을 것이다.

○ 본 연구결과를 활용하여 새로이 경제적 중요성과 개발 필요성이 부각받고 있는 글로벌 LNG-FPSO 시장을 국내 업체의 자체 역량으로 선점 가능할 수 있다.

○ 해외 엔지니어링 업체에 의뢰 없이 한국선급 및 국내 업체만으로 해양플랜트 관련 위험도 분석 및 신뢰성 분석 엔지니어링 업무를 독자적으로 수행 가능할 수 있다.

○ 세계 최고의 엔지니어링 기술을 확보하는 국내 중공업사의 역량에 부응하여 위험도 기반 안전설계 인증 시장에 한국선급 및 국내 엔지니어링 업체가 진입할 수 있는 기술 기반을 확보 가능하다.

2. 사회·경제적 측면

○ 노르웨이선급협회(DNV-GL), 미국선급협회(ABS), 영국선급협회(LR) 등 해외 선급에서는 전통적으로 안전성 및 신뢰성 기반 선급인증을 비롯하여 안전무결도 규정, 정성/정량적 위험도 평가, RAM 분석 등의 안전 분석 관련 엔지니어링 서비스를 제공하고 있다. 본 연구결과를 통하여 한국선급 또한 LNG-FPSO를 포함하는 해양플랜트 시장에서 안전성 및 신뢰성 평가 엔지니어링 분야로 업무 영역을 확장할 수 있다.

○ LNG-FPSO 엔지니어링 기술 개발로 5년간 예상 시장총매출액은 약 5,350억원으로 추산된다. 산출 근거는 다음과 같다.

- 세계 LNG-FPSO 시장은 2015년 10척(1척당 100억불)을 기준하여 2019년까지 연평균 성장률 12.2% 로 가정 (638억불)
- LNG-FPSO Topside는 전체 비용의 60% 수준으로, 엔지니어링 비중은 5% 수준으로 가정 (19억불)
- 2015년에 시장점유율 20% 달성하고, 매년 15% 시장점유율 확대로

2019년 80% 시장점유율 가정 (10억불)

- 할인율 10% 가정하여 현재가치 환산하면, 약 4.5억불(5,350억원) 매출액 예상 매출액 (1$ 는 1,200원 환율 기준)

○ 해당 시장 점유율 관련

- 본 연구결과를 통해 LNG-FPSO 시장에서 우리나라가 세계 시장의 80% 이상을 석권할 수 있는 기회를 제공할 것으로 판단된다. 또한 LNG-FPSO 설계에 있어 국내 업체의 자체 경쟁력이 확보되므로 건조 비용의 절감이 예상된다.

○ 산업 발전에 파급 효과

- 본 연구결과로 해외 엔지니어링 업체에 의뢰 없이 국내 중공업사 또는 국내 엔지니어링 업체 자체적인 기본설계 수행 능력이 확보되므로 외화 유출을 방지할 수 있을 것이다. 또한 확보된 안전설계 기술을 바탕으로 다른 해양플랜트 설계 및 안전성 평가에 응용이 가능함으로 우리나라 조선해양 관련 엔지니어링 기술 수준을 세계 최고 수준으로 한 차원 높게 향상시킬 수 있을 것이다.

3. 전략적 측면

○ 세계 제 1의 조선해양국이며 LNG 수입량은 세계 2위를 차지하고 있는 우리나라는 LNG와 조선해양이 결합된 분야인 LNG-FPSO에 있어 세계 최고의 기술력 및 경쟁력을 확보할 수 있고, 또한 확보한 기술력은 기존 원유 생산 FPSO 및 여러 해양플랜트에 대하여도 손쉽게 응용 가능하므로, 전통적인 해양플랜트 시장에서의 국내 산업 경쟁력을 보다 공고히 할 수 있다.

○ LNG-FPSO 설계의 핵심인 안전설계 엔지니어링 기술을 개발함으로써 해외에 관련 엔지니어링 기술의 수출이 가능하며, 향후 한국형 LNG-FPSO 신공정 개발로 인한 설계 패키지 작성에 실질적으로 기여할 수 있다.

○ 현재 국내 인적 인프라가 매우 열악한 해양플랜트 안전설계 엔지니어링 분야의 전문인력을 양성할 수 있는 기술적 토대가 마련되므로, 향후 관련 기술인력의 저변을 적극적으로 확대할 수 있으며, 관련 산업분야에 한국선급을 비롯한 국내 엔지니어링 업체들이 신규 진입할 수 있으므로 새로운 고용창출 및 외화획득이 기대된다.

제6장 연구개발성과의 보안등급

1. 보안등급의 분류

보안	일반
X	O

2. 결정사유

'국토교통부 소관 연구개발사업 운영규정 제47조의 4'에 따라 본 연구과제는 보안과제에 해당되지 않음.

제7장 연구개발과제 수행에 따른 연구실 등의 안전 조치 이행 실적

본 연구과제의 주요 수행 내용은 해양플랜트 공정시스템 설계의 위험도와 신뢰도를 분석하는 기술적 방법론 개발이므로 위험한 장비 및 실험 등을 다루지 않고 있음. 따라서 본 연구과제의 수행에 있어서 기술적 위험요소는 없음.

제8장 연구개발과제의 대표적 연구 실적

1절 질적 연구개발 핵심성과

순번	핵심성과명	핵심성과 설명	성과물
1	안전설계 모듈 1. 생산가용도 분석 기술	▪ LNG-FPSO Topside 공정시스템의 생산가용도를 정량적 분석 및 평가할 수 있는 절차와 방법을 정립하고 구체적으로 문서화 ▪ 생산가용도 분석 작업 수행을 효과적으로 지원할 수 있는 보조 소프트웨어 개발	분석 지침서 및 소프트웨어
2	안전설계 모듈 2. 안전무결도 분석 기술	▪ LNG-FPSO Topside 공정 안전시스템의 안전무결도를 정량적 분석 및 평가할 수 있는 절차와 방법을 정립하고 구체적으로 문서화 ▪ 안전무결도 분석 작업 수행을 효과적으로 지원할 수 있는 보조 소프트웨어 개발	분석 지침서 및 소프트웨어
3	안전설계 모듈 3. 화재/폭발 위험도 분석 기술	▪ LNG-FPSO Topside 공정시스템의 화재/폭발 위험도를 정량적 분석 및 평가할 수 있는 절차와 방법을 정립하고 구체적으로 문서화 ▪ 화재/폭발 위험도 분석 작업 수행을 효과적으로 지원할 수 있는 보조 소프트웨어 개발	분석 지침서 및 소프트웨어
4	안전설계 모듈 4. 비공정 위험도 분석 기술	▪ LNG-FPSO 기본설계의 비공정 위험도(낙하물, 충돌, 대피/탈출)를 정량적으로 분석 및 평가할 수 있는 절차와 방법을 정립하고 구체적으로 문서화	분석 지침서
5	안전설계 모듈 5. RAM 분석 기술	▪ LNG-FPSO 기본설계의 RAM 분석을 정량적으로 수행할 수 있는 절차와 방법을 정립하고 구체적으로 문서화	분석 지침서
6	LNG-FPSO 개념설계 초기위험분석 보고서	▪ 5핵심과제에서 개발한 LNG-FPSO 개념설계의 안전성을 평가하기 위하여, HAZOP 및 FMEA 기법을 적용하여 정성적 위험도 분석을 수행하고, 그 결과 및 Safety Concept을 문서화	분석 보고서
7	LNG-FPSO FEED 패키지 공정 안전성 평가 보고서	▪ 5핵심과제에서 개발한 LNG-FPSO FEED 패키지의 신뢰성을 평가하고 검증하기 위하여, 생산가용도 및 안전무결도를 정량적으로 분석하고 그 결과를 문서화	분석 보고서
8	LNG-FPSO FEED 패키지 인명 안전성 평가 보고서	▪ 5핵심과제에서 개발한 LNG-FPSO FEED 패키지의 인명 위험도를 평가하고 검증하기 위하여, 화재/폭발 및 비공정 위험도를 정량적으로 분석하고 그 결과를 문서화	분석 보고서

본 연구과제를 통해 개발된 질적 성과물은 총 30건의 보고서로 작성되어 제출되었다. 구체적인 질적 성과물 목록과 설명은 다음과 같다.

번호	질적 성과물
1	LNG-FPSO 개념설계 위험요소식별 연구보고서
2	Risk Assessment and Safety Design for Conventional FPSO
3	LNG-FPSO 위험도 및 신뢰도 분석 방법론 연구보고서
4	Study on Database for Safety Design of LNG-FPSO
5	Study on Algorithm for Production Availability
6	Test-bed RAM Study Report
7	Test-bed SIL Allocation Study Report
8	Test-bed Fire and Explosion Risk Analysis Report
9	LNG-FPSO Topside 공정설계 생산가용도 분석 지침서
10	LNG-FPSO Topside 공정설계 안전무결도 분석 지침서
11	LNG-FPSO Topside 공정설계 화재/폭발 위험도 분석 지침서
12	LNG-FPSO 비공정 위험도 분석 지침서
13	LNG-FPSO 공정 RAM 분석 지침서
14	LNG-FPSO Safety Design Philosophy
15	LNG-FPSO FEED Package HAZID Report
16	LNG-FPSO FEED Package HAZOP Report
17	LNG-FPSO FEED Package FMECA Report
18	LNG-FPSO FEED Package RAM Study Report
19	LNG-FPSO FEED Package SIL Allocation Report
20	LNG-FPSO FEED Package Fire Risk Analysis
21	LNG-FPSO FEED Package Explosion Risk Analysis
22	LNG-FPSO FEED Package Evacuation, Escape & Rescue Analysis
23	LNG-FPSO FEED Package Quantitative Risk Assessment
24	LNG-FPSO FEED Package Gas Dispersion Analysis
25	LNG-FPSO FEED Package Vent Mast Dispersion Analysis
26	LNG-FPSO FEED Package 신뢰성 분석 보고서
27	LNG-FPSO FEED Package 위험도 분석 보고서
28	LNG-FPSO 안전설계 모듈 적용 매뉴얼
29	LNG-FPSO 플랜트 FEED 안전설계 모듈 외부 전문가 검증 보고서
30	K-FLNG Topside FEED Package Independent Review of Safety Studies

LNG-FPSO 안전설계 기술을 정립하기 위하여, 기존 해양플랜트에 적용되는 위험도 및 신뢰성 분석 기법의 이론을 조사/분석하고(2), LNG-FPSO 설계 개념의

안전성 측면의 주요 특징을 연구하였다(1). 이를 통해 LNG-FPSO에 적합한 위험도 및 신뢰성 분석의 이론적 기반을 구축하고(3), LNG-FPSO 안전설계 모듈 개발의 근간이 되는 위험도 및 신뢰성 데이터베이스를 구축하고 생산가용도 분석 시뮬레이션 알고리즘을 개발하였다(4, 5). 구축된 안전설계 모듈 방법론과 데이터베이스의 적절성과 합리성을 확인하기 위하여 시범적으로 테스트베드 기본설계의 신뢰성과 위험도를 분석하였고(6, 7, 8), 그 결과를 검토하여 안전설계 모듈 방법론의 구축을 완료하였다. 안전설계 모듈 방법론을 기반으로 구체적인 분석 수행의 세부 절차와 주요 특징을 정리하여 실제 설계 현장에서 적용 가능한 지침서 형태의 안전설계 모듈 기술을 5건(9, 10, 11, 12, 13) 개발 하였으며, 추가적으로 분석 작업의 효율성 및 정화성 향상을 위해 분석 지원 소프트웨어 3건을 개발하였다. 본 연구에서 개발된 안전설계 모듈은, 기존의 위험도 및 신뢰성 분석 이론을 충실히 따르고 있으며, 국내에서 부족한 기술인 설계 적용 및 응용 측면에서 실용적인 세부 사항들을 구체적으로 구현하는 특징을 가지고 있다. 마지막으로, 개발된 안전설계 모듈의 완성도와 적합성을 제삼자 검증을 수행하고 그 결과를 정리하였다(29).

LNG-FPSO FEED 패키지가 5핵심 과제에서 개발되었다. 본 과제의 안전설계 모듈의 효과를 검증하고 동시에 LNG-FPSO FEED 패키지의 안전성을 검증하고자 하는 목적으로 설계의 위험도 및 신뢰성을 분석하였다. 그 결과로써, 총 12건의 LNG-FPSO FEED 패키지 분석 보고서가 작성되었다(14, 15, 16, 17, 18, 19, 20, 21, 22, 23, 24, 25). 추가적으로, FEED 패키지 분석 보고서들의 내용을 요약 정리하여 신뢰성 및 위험도 분석 결과 보고서가 작성되으며(26, 27), 관련 분석 경험과 결과를 바탕으로 안전설계 모듈의 적용 매뉴얼이 개발되었다(28). 마지막으로, LNG-FPSO FEED 패키지의 안전성 분석 결과가 국제 표준 및 해외 선진기술에 적합하게 수행되었음을 검증하고자 DNV-GL을 통해 독립적 검토 작업을 수행하고 관련 보고서를 확보하였다(30).

2절 양적 연구개발 핵심성과

1. 학술지 논문 게재

순번	SCI/일반	논문명	학술지명	저자	Vol.(No)	페이지	게재일자
1	일반	On the Application of CFD Codes for Natural Gas Dispersion and Explosion in Gas Fuelled Ship	한국마린엔지니어링학회지	김기평 강호근	35 (7)	946 -956	2011. 11
2	일반	Modeling of non-isothermal CO2 particle leaked from pressurized source: I. Behavior of single bubble	Ocean Systems Engineering	장대준 한상헌	2 (1)	17 -31	2012. 04
3	일반	이중연료엔진의 연료가스공급시스템에 대한 안전무결도 기반 안전계장시스템 설계	대한조선학회지	강낙원 박재홍	49 (6)	447 -460	2012. 12
4	일반	Economic evaluation of ship-based CCS with availability	Energy Procedia	서영균 장대준	37	2511 -2518	2013. 06
5	SCIE	A single n-Heptane Droplet Behavior in Rapid Compression Machine	International Journal of Heat and Mass Transfer	김혜민 장대준	69	247 -255	2014. 02
6	SCIE	Risk-based design of dolly assembly control system of drilling top drive	International Journal of precision engineering and manufacturing	이상익 장대준	15 (2)	331 -337	2014. 02
7	SCIE	An economic evaluation of operating expenditures for LNG fuel gas supply systems onboard ocean-going ships considering availability	Ships and Offshore Structure	서수원 장대준	11 (2)	213 -223	2016. 02
8	SCIE	Safety systems design of VOC recovery process based on HAZOP and LOPA	Process Safety Progress	이상익 장대준	33 (4)	339 -344	2014. 12
9	일반	액화 천연 가스 연료 선박의 연료 공급 장치 폭발 잠재 위험 분석	한국마린엔지니어링학회지	이상익	39 (9)	918 -922	2015. 11
10	SCIE	Thermodynamic assessment of integrated heat recovery system combining exhaust-gas heat and cold energy for LNG regasification process in FSRU vessel	Journal of Mechanical Science and Technology	이상익 추봉식	30 (3)	1389 -1398	2016. 03
11	SCIE	Economic evaluation of pressurized LNG supply chain	Journal of Natural Gas Science and Engineering	이상혁 장대준	33	405 -418	2016. 07
12	SCIE	Estimation on structural availability of slender beam's yield strength, using structural failure model based on the Poisson approximation	Ocean Engineering	정정호 장대준	online published		2017. 09
13	일반	Dispersion analysis of the unignited flare gas in an LNG-FPSO vessel	한국마린엔지니어링학회지	김종민 최병철	41 (8)	753 -759	2017. 10
14	일반	Design of pile-guide mooring system for offshore LNG bunkering terminal: A case study for Singapore port	한국해양공학회지	이성엽 장대준	31 (6)	379 -387	2017. 12

2. 특허 등록 및 출원

순번	출원/ 등록	국내/ 국외	특허명	출원인/ 특허권자	특허번호/ 등록번호	출원일/ 등록일
1	출원	국내	누출 액화천연가스 처리 장치	한국과학기술원	10-2012-0039460	2012.04.17
2	등록	국내	누출 액화천연가스 처리 장치	한국과학기술원	10-1391699	2014.04.28
3	출원	국내	액화천연가스 부유식 생산저장설비 탑사이드 공정의 예방보전 주기 최적화 방법	한국선급	10-2014-0049749	2014.04.25
4	출원	국내	최적 예방보전 주기 계산 시스템	한국선급	10-2014-0049750	2014.04.25
5	출원	국내	생산가용도와 수익에 근거하여 최적의 예방보전 주기를 산출하는 방법	한국선급	10-2014-0049751	2014.04.25
6	출원	국내	확률적 가스폭발 시나리오 산출 시스템 및 이를 사용한 확률적 가스폭발 시나리오 산출 방법	한국선급	10-2015-0140157	2015.10.06
7	출원	국내	부유식 엘엔지 처리시설의 복합 폐열 회수 시스템 및 이를 사용한 복합 폐열 회수 방법	한국선급	10-2015-0166984	2015.11.27
8	등록	국내	최적 예방보전 주기 계산 시스템	한국선급	10-1717327	2017.03.10
9	등록	국내	액화천연가스 부유식 생산저장설비 탑사이드 공정의 예방보전 주기 최적화 방법	한국선급	10-1787810	2017.10.12

제9장 참고 문헌

[1] Adolfo Crespo Marquez, Antonio Sanchez Heguedas, Benoit Iung, Monte Carlo-based assessment of system availability: A case study for cogeneration plants, Reliability Engineering and System Safety, 88, 273-289, 2005

[2] Cox, A. W., Lees, F.P. and Ang, M.L., Classification of hazardous locations, Institution of Chemical Engineers, UK, 1991

[3] C. Durr et al., LNG Technology, Hydrocarbon Processing, July 2008

[4] David J. Smith, Reliability Maintainability and Risk, Elsevier, 2011

[5] Department of Defense, Military Handbook - Reliability Prediction of Electric Equipment

[6] DNV, Guidelines for use of JIP Ignition Model, JIP of Det Norske Veritas and Scandpower AS, DNV report No. 99-3193, Scandpower report No. 27.29.03, 1999

[7] Einar Molnes, Reliability of Well Completion Equipment - Phase VI Main Report, Exprosoft, 2009

[8] Espen Funnermark, Identification and Review of Database for Reliability Data, DNV, 2006

[9] European Power Supply Manufactures Association, Guidelines to Understanding Reliability Prediction, 2005

[10] Farit M. Akhmedjanov, Reliability Database: State of the Art and Perspectives, Riso National Laboratory, 2001

[11] Geir-Ove Strand, SubseaMaster: Experience Database for Subsea Production Systems, Exprosoft, 2010

[12] Guidelines for Process Equipment Reliability Data with Data Tables, Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers, 1989

[13] Honzhou Wang and Hoang Pham, Survey of Reliability and Availability Evaluation of Complex Networks Using Monte Calro Techniques, Microelectron Reliability, Vol. 37, 187-209, 1997

[14] HSE, Offshore hydrocarbon releases statistics and analysis, Health & Safety Executive, February 2003

[15] Ian Ramshaw, Michael Wilkes, The Layout challenges of Large Scale Floating LNG, GASTECH 2009

[16] Ian Sutton, Process Risk and Reliability Management, Elsevier 2010

[17] IEEE Guide to the Collection and Presentation of Electronic, Sensing

Component, and Mechanical equipment Reliability Data for Nuclear-Power Generating Stations
[18] International Association of Oil & Gas Producer, OGP Guide to finding and using reliability data
[19] International Association of Oil & Gas Producers, OGP Risk Assessment Data Directory, March 2011
[20] International Electrotechnical Commission, International Standard IEC 61511: Functional safety-Safety instrumented systems for the process industry sector. 2003
[21] Jan Erik Vinnem, Offshore Risk Assessment, Springer 2007
[22] Javier Faulin, Angel A. Juan, Sebastion Salvador Martorell Alsina, Jose Emmanuel Ramirez-Marquez, Simulation Methods for Reliability and Availability of Complex Systems, Springer, 2010
[23] LNG: The Expanding Horizons of Liquefaction Technology and Project Execution Strategies, Nexant, June, 2007
[24] M. Bosman, Availability Analysis of a Natural Gas Compressor Plant, Reliability Engineering, 11, 13-26, 1985
[25] Marvin Rausand, Arnljot Høland, System Reliability Theory Models, Statistical Methods and Applications, John Wiley & Sons, Inc., 2004
[26] N.P. Taylor, P.J. Knight, D.J. Ward, A model of the availability of a fusion power plant, Fusion Engineering and Design, 51-52, 363-369, 2000
[27] Naval Surface Warfare Center Carderock Division, Handbook of Reliability Prediction Precedures for Mechanical Equipment
[28] Oljeindustriens Landsforening. Application of IEC 61501 and IEC 61511 in the Norwegian Petroleum Industry. 2004
[29] OREDA Participants, Offshore Reliability Data (OREDA), Det Norske Veritas (DNV) 5th edition, 2009
[30] Pastoor Wouter, Developing LNG Producer projects, GASTECH 2009
[31] Petroleum, petrochemical and natural gas industries - collection and exchange of reliability and maintenance data for equipment, ISO 14424
[32] Proefschrift Integrating, Reliability, Availability and Maintainability (RAM) in Conceptual Process Design, Harish Devendre Goel 2004
[33] PSA, Trends in Risk Level, Summary report, The Petroleum Safety Authority, April 2012
[34] Reliability Analysis Center, Failure Mode, Effects and Criticality Analysis (FMECA), IIT Research Institute, 1993

[35] S. Huang, Improve Recovery of Intermediate Components with LNG, Hydrocarbon Processing, July 2007
[36] S. Mokhatab et al., Natural Gas and LNG Trade Global Perspective, Hydrocarbon Processing, July 2006
[37] Safety Equipment Reliability Handbook, Exida, 2005
[38] SINTEF Technology and Society. Reliability Data for Safety Instrumented Systems: PDS Data Handbook 2010 Edition. 2010
[39] Stein Hauge, Reliability Prediction Method for Safety Instrumented Systems - PDS Example Collection, SINTEF, 2010
[40] Stein LLauge, Reliability Data for Safety Instrumented Systems, SINTEF, 2010
[41] Terje Aven, Availability Evaluation of Oil/Gas Production and transportation Systems, Reliability Engineering, 18, 35-44, 1987
[42] Tony Heath and Maurice Tidy, Energy Industries and Technology Unit, Department of Trade & Industry, UK, June, 2005
[43] TOTAL, General Specification, Exploration and Production, January 2005
[44] Verma, Ajit Kumar, Ajit, Srividya, Karanki, Durga Rao, Reliability and Safety Engineering, Springer, 2010
[45] 가스플랜트사업단 상세기획연구보고서
[46] http://www.weibull.com/basics/fmea.htm
[47] http://www.fmea-fmeca.com
[48] https://www.gexcon.com/tools/TDgasRelease