



저작자표시-비영리-변경금지 2.0 대한민국

이용자는 아래의 조건을 따르는 경우에 한하여 자유롭게

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

다음과 같은 조건을 따라야 합니다:



저작자표시. 귀하는 원저작자를 표시하여야 합니다.



비영리. 귀하는 이 저작물을 영리 목적으로 이용할 수 없습니다.



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

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

저작권법에 따른 이용자의 권리는 위의 내용에 의하여 영향을 받지 않습니다.

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

[Disclaimer](#)

공학박사 학위논문

개념 설계 단계에서 잠재적 비용을
고려한 LNG-FPSO 액화 공정
위험도 기반 설계

Risk Based Design on Liquefaction Process of
LNG-FPSO considering Potential Expenditure
at Conceptual Design Stage

2019년 2월

서울대학교 대학원

조선해양공학과

유 원 우

초 록

LNG-FPSO는 해양의 천연 가스를 생산하는데 있어 환경 및 경제적으로 다양한 이점을 가지고 있는 해양 설비다. 해양에서 생산한 천연 가스를 육상으로 직접 연결할 필요가 없기 때문에 연결 배관이 설치됨에 따라 발생할 수 있는 해양 및 해안 환경에 대한 손실을 방지할 수 있으며, 해체 시의 환경적 문제 역시 상대적으로 작은 편이다. 또한 해양과 육상 간의 직접 연결에 필요한 추가적인 설비 비용 및 해당 설비들의 공간 확보 문제에서 자유롭기 때문에 경제적 이점을 가진다. 이와 같은 장점을 가진 LNG-FPSO는 해양 설비의 특성 상 제한된 공간 내에서 복잡한 공정 설비들을 탑재한 상태로 육상으로부터 격리된 해양 환경에 노출되어 있다. 이러한 조건으로 인해 안전성은 LNG-FPSO의 설계에 있어 핵심 고려 사항으로 언급되고 있다. 사고가 발생하였을 경우에 뒤따르는 막대한 자산 손실 및 환경 오염 문제와 함께 고립된 환경으로 인해 인명 피해 규모도 쉽게 커질 수 있기 때문이다. 이에 따라 실제 LNG-FPSO 프로젝트에서는 프로젝트의 위험도를 어떻게 관리할 것인가에 대한 전략에 많은 시간과 비용이 투자되고 있으며 관련 연구들이 활발히 진행되고 있다.

일반적으로 LNG-FPSO 프로젝트에서 위험도는 설계의 단계 별로 다른 방식으로 고려되고 있다. 그 중에서 구체적인 정보들이 도출되는 상세 설계 단계에서의 위험도 분석에 대한 연구가 상대적으로 주를

이루고 있다. 설계 초기 단계에서는 정보의 제약으로 인한 정확성, 불확실성 등의 문제로 위험도 분석 방법을 정립하는데 어려움이 많이 따르기 때문이다. 그럼에도 불구하고 설계 초기 단계에서 위험도를 다루는 일은 전체 프로젝트에 막대한 영향력을 가질 수 있기에 필수적인 사항이다. 위험도와 관련된 문제들은 종종 LNG-FPSO 설계에 있어 설계 변경 및 더 나아가서는 공정 변경 등을 요구할 수도 있는데, 한정된 공간을 활용함에 따라 설계 변경에 제약이 많은 LNG-FPSO의 특성 상 이러한 설계 변경 요구는 해당 프로젝트 비용을 대규모로 증가시킬 수 있으며 설계 단계가 진행되면 될수록 설계 변경에 따른 해당 프로젝트 비용의 규모가 급격하게 증가하는 구조이기 때문이다. 따라서 다소 부정확하고 불확실 하더라도 초기 설계에서부터 위험도를 최대한 고려해야 향후의 설계 변경 및 그에 따른 급격한 프로젝트 비용 증가를 최소화할 수 있다.

본 연구에서는 이에 따라 개념 설계 단계에 적합한 잠재적 위험도 분석 절차를 소개하였다. 일반적으로 개념 설계 단계에서 이루어지는 위험도 분석 방법들에 대한 파악 결과, 개념 설계 단계의 특성 상 불가피하게 가지게 되는 문제인 정보 부족 등의 이유로 위험도 분석의 결과 또한 정성적으로 도출되어 직관적인 이해에 어려움이 따른다는 것을 확인하였다. 해당 문제를 보완하고자 개념 설계 단계에서 도출되는 정보를 최대한 활용하여 단순화된 정량적 위험도 분석 절차를 소개하였다. 단순화된 정량적 위험도 분석 절차는 시스템 정의, 시나리오 선정, 인벤토리 계산, 빈도 분석, 사고결과 분석으로 구성되며,

각 단계별로 구체적인 적용 방법을 제안하였다.

LNG-FPSO 설계에 있어 위험도 외에 공정의 가용도도 핵심적인 고려 사항이다. 계획되지 않은 생산 중단은 프로젝트의 이익에 막대한 영향을 미치기 때문이다. 따라서 위험도와 함께 가용도까지 설계 초기 단계에 고려한다면 전체 프로젝트 비용 관리 측면에 있어 엄청난 도움이 될 수 있기에 공정의 가용도 또한 고려하였다.

개념 설계 단계에서 위험도와 가용도를 함께 고려하기 위하여 잠재적 비용이라는 개념을 도입하였다. 위험도와 가용도 계산 결과를 표현하는 고유의 방법들이 있지만, 개념 설계 단계에서의 대상 분석 및 평가는 상대적으로 짧은 시간 내에 제한된 정보를 이용해 효율적으로 이루어져야 하는 작업이므로 직관적인 이해가 가능한 분석 결과 표현의 필요성이 있었기 때문이다. 따라서 잠재적 비용을 위험도 분석 절차를 통해 얻을 수 있는 결과를 표현하는 잠재적 위험도 비용과 공정의 신뢰도와 관련된 가용도 계산을 통해 얻을 수 있는 결과를 표현하는 잠재적 고장 비용으로 구성하여 동일한 결과 단위로 통합하여 위험도와 가용도 결과를 표현하였다.

도출된 잠재적 위험도 비용과 잠재적 고장 비용을 일반적인 생애 주기 비용 계산에 있어 일차적인 구성 요소인 자본 비용 및 운영 비용과 함께 계산한 잠재적 생애 주기 비용 계산 절차를 정립하여 종합적으로 분석 대상을 평가할 수 있는 방법을 제안하였다.

또한 제안한 평가 방법을 바탕으로 사례 연구를 수행하였다. 해석 대상은 LNG-FPSO의 액화 공정으로 선정하였고 LNG-FPSO가

설치되는 광구의 크기는 실제 프로젝트를 기반으로 하여 3.6MTPA의 대규모 광구를 적용하였으며 광구 규모에 따른 비교 분석을 위하여 추가적으로 소규모 광구(0.9MTPA)에도 적용해보았다. 해당 광구에서 다양한 종류의 액화 공정들에 대하여 자본 비용, 운영 비용, 잠재적 위험도 비용, 잠재적 고장 비용을 계산하고 각 비용 측면에서 액화 공정들에 대한 비교 분석을 수행하였다. 최종적으로 세부 비용 결과를 종합한 잠재적 생애 주기 비용 비교 분석을 통해 각 액화 공정에 대해서 LNG-FPSO에 적용하는데 있어서의 적합도를 고찰하였다.

주요어: 잠재적 위험도 기반 설계, 잠재적 비용, 잠재적 생애 주기 비용, 개념 설계 단계, LNG-FPSO, 액화 공정

학 번: 2013-30316

목 차

1. 서론.....	1
1.1. 연구 배경.....	1
1.2. 기존 연구.....	6
1.3. 논문 구성.....	9
2. 잠재적 위험도 기반 설계.....	12
2.1. 기존의 방법론 고찰.....	12
2.1.1. 위험도 평가 방법론.....	12
2.1.2. 생애 주기 비용.....	17
2.2. 잠재적 위험도 기반 설계 절차.....	18
2.3. 잠재적 위험도 분석 절차.....	20
2.3.1. 시스템 정의.....	20
2.3.2. 시나리오 선정.....	24
2.3.3. 인벤토리 계산.....	27
2.3.4. 빈도 분석.....	38
2.3.5. 사고결과 분석.....	52
2.4. 잠재적 비용 계산 절차.....	74
2.4.1. 잠재적 비용 개념.....	74
2.4.2. 잠재적 생애 주기 비용.....	75

2.4.3. 잠재적 비용 구성	77
2.4.4. 잠재적 위험도 비용 계산	79
2.4.5. 잠재적 고장 비용 계산.....	88
3. 잠재적 위험도 기반 설계에 따른 사례 연구	94
3.1. LNG-FPSO 액화 공정	94
3.1.1. 액화 공정 종류.....	94
3.1.2. LNG-FPSO 액화 공정 개요.....	96
3.2. 분석 대상 선정	99
3.3. 시스템 정의	101
3.4. 시나리오 선정	105
3.5. 인벤토리 계산	107
3.6. 빈도 분석	110
3.7. 사고결과 분석	112
3.8. 자본 비용 및 운영 비용 계산	113
3.9. 잠재적 비용 계산.....	115
3.10. 액화 공정 선정 평가.....	124
3.11. 액화 천연 가스 시장 추이에 따른 민감도 분석.....	140
3.12. 액화 공정 추가 비교 분석 및 검증.....	144
3.13. 생산량 변경에 따른 주요 인자 민감도 추가 비교 분석 ...	156
3.14. 결과 논의.....	162

4. 결론	167
4.1. 연구 요약 및 의의	167
4.2. 향후 연구	170
참고 문헌	172
부록	180
Abstract	240

표 목차

Table 2.1 Settings for GA optimization.....	22
Table 2.2 Two phase separator L/D ratio guideline.....	37
Table 2.3 Maximum allowable working pressure for piping	40
Table 2.4 Leak frequency data for flanges.....	46
Table 2.5 Leak frequency data for heat exchanger	47
Table 2.6 Leak frequency data for separator	47
Table 2.7 Ignition probabilities against release rate	50
Table 2.8 Burning rate of flammable material	61
Table 2.9 Heat combustion of stoichiometric hydrocarbon air mixture	70
Table 2.10 Hierarchy of potential life cycle expenditure	76
Table 2.11 Criteria of lethality level.....	81
Table 2.12 Criteria of structural damage level.....	84
Table 3.1 Design specification of liquefaction processes	102
Table 3.2 Composition of NG feed.....	103
Table 3.3 Total required power for compressors and pumps.....	104
Table 3.4 Efficiencies of liquefaction processes.....	105
Table 3.5 Number of scenarios for liquefaction processes	107
Table 3.6 Dimensions of heat exchanger in liquefaction processes...	108

Table 3.7 Dimensions of separator in liquefaction processes	109
Table 3.8 CAPEX and OPEX of liquefaction processes.....	114
Table 3.9 Lethality cost of liquefaction processes due to accident....	116
Table 3.10 Structural damage cost of liquefaction processes due to accident	117
Table 3.11 LNG price trend	119
Table 3.12 Production loss cost of liquefaction processes due to accident	120
Table 3.13 Maintenance Manhours cost of liquefaction processes due to accident.....	121
Table 3.14 Production loss cost of liquefaction processes due to failure	122
Table 3.15 Maintenance manhours cost of liquefaction processes due to failure.....	122
Table 3.16 Equipment replacement cost of liquefaction processes due to failure.....	123
Table 3.17 Complexity and CAPEX of liquefaction processes	126
Table 3.18 Efficiency and OPEX of liquefaction processes.....	127
Table 3.19 Detailed potential risk expenditure of liquefaction processes.....	132

Table 3.20 Detailed potential failure expenditure of liquefaction processes	136
Table 3.21 2018 LNG price trend.....	141
Table 3.22 Result of expenditures of liquefaction processes according to LNG price change	142
Table 3.23 Dimensions of heat exchanger in liquefaction processes for 0.9MTPA	145
Table 3.24 Dimensions of separator in liquefaction processes for 0.9MTPA.....	146
Table 3.25 CAPEX and OPEX of liquefaction processes for 0.9MTPA	147
Table 3.26 Potential expenditure of liquefaction processes for 0.9MTPA.....	148
Table A.1 Scenario selection for liquefaction processes.....	180
Table A.2 Accident frequency of scenarios for liquefaction processes	191
Table A.3 Consequence of scenarios for liquefaction processes	202
Table B.1 Scenario selection for liquefaction processes for 0.9MTPA	213
Table B.2 Accident frequency of scenarios for liquefaction processes for 0.9MTPA	222

Table B.3 Consequence of scenarios for liquefaction processes for	
0.9MTPA	231

그림 목차

Fig. 2.1 QRA flowchart (Spouge, 1999)	12
Fig. 2.2 FSA flowchart (IACS, 2002)	15
Fig. 2.3 Procedure of potential risk based design.....	19
Fig. 2.4 Example of simulation modelling based on PFD by using Aspen HYSYS	21
Fig. 2.5 Example of information derived from simulation modelling and optimization.....	23
Fig. 2.6 Event tree of accident type	24
Fig. 2.7 Example of segment isolation based on PFD	26
Fig. 2.8 Plate fin heat exchanger (GPSA, 2004)	28
Fig. 2.9 Process input data for Aspen EDR	29
Fig. 2.10 Exchanger diagram and layer arrangement	30
Fig. 2.11 Geometry information of heat exchanger.....	32
Fig. 2.12 Stream properties of heat exchanger	33
Fig. 2.13 Configuration of two phase separator	34
Fig. 2.14 Design procedure for two phase separator.....	34
Fig. 2.15 Failure case for two phase separator (vapor inventory)	39
Fig. 2.16 Interpolation of discrete ignition probability data (OGP,2010a).....	51

Fig. 2.17 Procedure of jet fire thermal radiation calculation	53
Fig. 2.18 Shape of jet flame (TNO, 2005)	54
Fig. 2.19 Procedure of pool fire thermal radiation calculation.....	59
Fig. 2.20 Pool fire geometry (TNO, 2005).....	60
Fig. 2.21 Procedure of explosion overpressure calculation.....	64
Fig. 2.22 Nomograms for BM model (TNO, 2005)	66
Fig. 2.23 Approximation for iso-concentration contours (TNO, 2005)	69
Fig. 2.24 Multi-energy method blast chart.....	72
Fig. 2.25 OREDA Format (OREDA participants, 2009)	86
Fig. 3.1 High level view of refrigeration cycles within processes (Barclay & Shukri, 2000).....	95
Fig. 3.2 Configuration of liquefaction processes	101
Fig. 3.3 LNG-FPSO layout (Jewitt, 2015).....	112
Fig. 3.4 CAPEX of liquefaction processes	124
Fig. 3.5 OPEX of liquefaction processes.....	126
Fig. 3.6 Life cycle cost of liquefaction processes	128
Fig. 3.7 Potential risk expenditure of liquefaction processes.....	130
Fig. 3.8 Potential risk expenditure of liquefaction process main segments.....	133
Fig. 3.9 Potential failure expenditure of liquefaction processes.....	134

Fig. 3.10 Potential risk expenditure of liquefaction process main segments.....	137
Fig. 3.11 Potential life cycle expenditure of liquefaction processes	139
Fig. 3.12 Potential life cycle expenditure of liquefaction processes according to LNG price change	143
Fig. 3.13 Comparison for CAPEX of liquefaction processes.....	149
Fig. 3.14 Comparison for OPEX of liquefaction processes	150
Fig. 3.15 Comparison for potential risk expenditure of liquefaction processes.....	151
Fig. 3.16 Comparison for potential failure expenditure of liquefaction processes.....	152
Fig. 3.17 Comparison for potential life cycle expenditure of liquefaction processes.....	154
Fig. 3.18 Potential life cycle expenditure of liquefaction processes for 0.9MTPA according to LNG price change	155
Fig. 3.19 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 3.6MTPA according to LNG price change	157
Fig. 3.20 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 0.9MTPA according to LNG price change	157
Fig. 3.21 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 3.6MTPA according to interest rate.....	158

Fig. 3.22 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 0.9MTPA according to interest rate	159
Fig. 3.23 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 3.6MTPA according to risk factor	160
Fig. 3.24 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 0.9MTPA according to risk factor	161

1. 서론

1.1. 연구 배경

Liquefied natural gas - floating production storage offloading (LNG-FPSO)는 해양에서 천연 가스를 생산하고 액화하여 저장하고 하역할 수 있는 부유식 구조물이다. 이에 따라 천해에서부터 심해까지의 수심에 의한 영향뿐만 아니라 해저면의 상태에 의한 영향에서도 상대적으로 자유롭게 설치될 수 있고 설비의 이동 및 재활용이 가능하며, 육상에 설치되었을 경우 받게 되는 사회적 법적 제약에서도 상대적으로 자유로운 특징을 가진다(Zhao et al., 2011; Mokhatab et al., 2013). LNG-FPSO가 가지는 이 같은 특징으로 인하여 해양의 천연 가스를 생산하는데 있어 육상까지 직접적으로 배관을 설치하여 생산하는 방법과 비교하여 환경적으로나 경제적으로 큰 강점을 가지게 된다. 해상에서 육상으로 연결하는 광범위한 길이의 배관 설치가 필요 없게 됨에 따라 해양 및 해안의 환경에 대한 손실을 방지할 수 있으며 설비의 이동 및 재활용이 가능함에 따라 생산 종료 후 해체(decommissioning) 시에도 환경적인 문제를 최소화할 수 있다. 또한 생산된 액화 천연 가스를 육상으로 보내기 위한 압축 펌프를 시작으로 배관, 해안의 기타 준설물, 육상 처리 시설 등이 필요하지 않기 때문에 해당 설비들의 비용 및 차지 공간(footprint) 측면에서도 경제적 효과가 크다.

LNG-FPSO는 일반적으로 육상과 떨어진 해양 환경에 위치하며 공정 설비들이 제한된 공간 위에 복잡하게 자리하고 있기 때문에 안전성(safety)이 매우 강조된다. 사고가 발생하였을 경우, 자산 손실 및 환경 오염 문제뿐만 아니라 인명 탈출에도 많은 제약이 존재하기 때문이다. 특히 LNG-FPSO를 구성하는 일부 공정 설비들은 운용 상에 있어 가연성의 석유 및 가스를 극심한 압력 및 온도 조건으로 다루기 때문에 설비들의 파괴나 누수로 인한 화재 및 폭발 사고에 취약한 특징을 가지고 있다. 따라서 LNG-FPSO를 설계할 시, 이 같은 위험들을 필수적으로 고려할 필요가 있으며 실제 LNG-FPSO 프로젝트에서도 위험들을 어떻게 다룰 것인가에 대한 전략에 많은 시간과 비용이 투자되고 있다.

LNG-FPSO를 포함한 해양 설비 프로젝트에서 일반적으로 위험도(risk)는 각각의 설계 단계에서 다른 방식으로 고려된다. 개념 설계 단계에서는 대상의 내재적 안전성(inherent safety)를 논의하는 것을 목적으로 주로 전문가의 판단을 바탕으로 하여 정성적 위험도 분석(qualitative risk analysis)이 이루어진다. 개념 설계 단계에서 논의된 내재적 안전성을 고려하여 피드(front end engineering design; FEED)단계에서는 역시 전문가의 판단과 함께 과거의 기록들을 바탕으로 공정 흐름도(process flow diagram; PFD) 또는 우선 도출된 P&ID(piping and instrumentation diagram) 상에서 잠재적 위험원들을 정의하는 것을 목적으로 반정량적 위험도 분석(semi-quantitative risk analysis)이 일반적으로 이루어진다. 상세 설계 단계에 이르면 세부

내용이 모두 포함된 P&ID가 도출되고 위험도 분석 또한 P&ID를 활용하여 수행된다. 대상의 세부 정보가 도출된 상태이므로 사고결과 분석은 보다 엄밀한 결과값 도출을 위하여 일반적으로 전산 유체 역학 (computational fluid dynamics; CFD) 프로그램을 활용하여 이루어지며, 이를 바탕으로 정량적 위험도 분석(quantitative risk analysis)을 수행하여 대상의 위험도를 평가하게 된다.

위험도 분석의 결과 반영이 LNG-FPSO와 같은 해양 설비에 미치는 영향은 육상 플랜트와 비교하여 큰 차이가 있다. 육상 플랜트의 경우 위험성으로 인한 문제가 발생하였을 때, 설비 기반이 육상의 넓은 부지에 위치하고 있기 때문에 설비 레이아웃을 변경하거나 특정 조치를 취하는데 있어 상대적으로 자유롭다. 인명 피해의 경우에도 실제 사고 시 설비에서 대피할 수 있는 가능성이 존재한다. 하지만 LNG-FPSO와 같은 해양 설비의 경우 위험성으로 인한 문제가 발생하였을 때, 공간의 제약으로 인해 하나의 설비 레이아웃 변경이 요구되는 경우라도 다른 설비의 공간 확보 필요에 따라 전체적인 레이아웃 변경 문제로 발전될 수 있으며 부유식 구조물의 특성으로 인해 추가적인 장치 설치가 요구되면 무게 중심 문제에 대한 추가적인 고려 또한 필수적이다. 실제 사고 시에 설비에서 대피할 수 있는 가능성 또한 희박하기 때문에 위험성으로 인한 문제를 무시하는 것도 불가능하다. 하나의 공정 설비를 선정하고 배치하는 작업조차 전체 해양 설비에 영향을 미치게 되는 것이다. 이에 따라 설계 후반부 단계에서 특정 공정 설비의 위험성으로 인한 문제로 인해 설비 선정 변경이나 레이아웃 변경 요구가 발생한다면

설계 전반에 대한 변경 가능성이 발생하여 해당 프로젝트에 큰 손실을 입힐 수 있다. 이러한 문제에 따른 손실은 설계 단계가 진행될수록 급격하게 증가하는 형태를 지닌다. 개념 설계 단계와 같은 설계 초기 단계에서 공정의 위험들을 가능한 고려하여 위험성으로 인한 문제로 설비 선정 변경이나 레이아웃 변경과 같은 설계 변경 가능성을 최대한 줄이는 것이 해당 프로젝트 비용 관리 측면에 있어서 큰 도움을 줄 수 있다.

따라서 개념 설계 단계에서 이루어지는 위험도 분석이 LNG-FPSO와 같은 해양 설비의 효율적인 설계에 있어서 매우 중요한 역할을 할 수 있다. 하지만 개념 설계 단계에서 일반적으로 이루어지는 정성적 위험도 분석의 경우 그 결과 또한 정성적인 범위로 표현되는 경우가 많아 설계에 반영하는데 있어 다소 모호함이 있다.

본 연구에서는 개념 설계 단계의 정성적 위험도 분석 결과 반영에 대한 한계를 극복하고자 개념 설계 단계에서 도출될 수 있는 정보들을 최대한 활용하여 설계 반영에 직관적인 가이드라인을 제시할 수 있는 정량적 분석 결과를 제공하고자 한다. 이에 따라 개념 설계 단계에서 활용 가능한 단순화된 정량적 위험도 분석 절차를 제공할 것이다.

LNG-FPSO와 같은 해양 설비 설계에서 가용도(availability) 또한 위험도만큼 해당 프로젝트 비용에 큰 영향을 미칠 수 있다. 석유 및 가스 산업에서 생산 설비의 생산 중단은 막대한 사업 손실을 의미하기 때문이다. 가용도는 시스템을 구성하는 설비들의 신뢰도(reliability)와 직결된다. LNG-FPSO의 경우, 공정 설비들의 신뢰도에 따라 해당

프로젝트 비용의 규모가 좌우될 수 있는 것이다. 현재 공정 설비들의 효율에 대한 다양한 연구들은 지속적으로 이루어지고 있고 이미 많은 발전이 되었지만 공정 설비들의 가용도에 대한 연구는 상대적으로 많지 않다. 아무리 좋은 효율을 가진 공정 설비가 프로젝트에 적용되더라도 가용도가 낮아 생산 중단이 잦아진다면 전체 프로젝트 비용 관리 측면에서는 오히려 더 나쁜 결과가 도출될 것이다. 따라서 LNG-FPSO와 같은 해양 설비 설계에서는 가용도 또한 필수적으로 고려되어야 하며 위험도 분석에서 언급한 바와 마찬가지로 설비의 신뢰도 문제로 인한 추가적인 설계 변경이나 레이아웃 변경에 따른 손실을 최소화하기 위해 개념 설계 단계에서부터 고려가 될 필요가 있다.

본 연구에서는 이처럼 LNG-FPSO와 같은 해양 설비 설계에 필수적으로 고려되어야 할 위험도와 가용도를 개념 설계 단계에서 어떻게 고려할 것인가에 대한 전략을 제공하고자 한다. 위험도 및 가용도의 결과는 일반적으로 서로 다른 방식으로 표현이 된다. 심지어 위험도 분석의 경우, 하위 분석 사항 마다 다른 결과값으로 표현이 된다. 화재 위험도 분석은 열복사(thermal radiation)를 계산하고 폭발 위험도 분석은 과압(overpressure)를 계산하는 식이다. 이러한 분석 결과값의 차이는 위험도 및 가용도 분석 전문가가 아닌 해양 설비 설계자의 입장에서 봤을 때, 결과들의 영향을 직관적으로 파악하기 어려울 수 있으며 이에 따라 결과들을 종합하여 어떻게 설계에 반영할 것인가에 대해 혼란을 줄 수 있다. 특히 개념 설계 단계에서의 분석 및 분석 결과 평가는 상대적으로 짧은 시간 내에 제한된 정보를 이용해 효율적으로

이루어져야 하는 작업이므로 직관적인 분석 결과 도출의 필요성이 있다. 따라서 개념 설계 단계의 성격에 적합하게 위험도 및 가용도 분석들의 서로 다른 결과값들을 모두 비용을 단위로 하는 잠재적 비용(potential expenditure)으로 변환하여 결과값 통일을 하고자 한다. 잠재적 비용으로 변환된 값들은 기본적인 생애 주기 비용(life cycle cost; LCC)에 더해져 최종적인 잠재적 위험도 기반 해양 설비 설계 가이드라인으로 제공될 수 있을 것이다.

세부 사항으로 LNG-FPSO에 들어가는 다양한 공정 설비 중에서도 특히 액화 공정 설비가 LNG-FPSO 프로젝트의 경제적 타당성을 좌우할 정도로 중요한 공정 설비로 인정받고 있기 때문에 (Hwang et al., 2013) 어떠한 종류의 액화 공정을 LNG-FPSO에 적용해야 되는지에 대한 논의가 활발히 진행되고 있다. 일반적으로 LNG-FPSO가 적용되는 광구의 규모에 따라 액화 공정 종류에 대한 선호도가 달라지는데, 본 연구에서 제안한 절차를 적용한 사례 연구를 통해 특정 광구 규모의 LNG-FPSO에 적합한 액화 공정 설비를 논의하고자 한다.

1.2. 기존 연구

특정 설비에 대한 정량적 위험도 분석 연구들은 앞서 연구 배경에서 언급하였듯이 전산 유체 역학 프로그램을 이용한 사고결과 분석을 기반으로 한 연구들이 많이 이루어지고 있다. 특히 화재 폭발 위험도 분석의 경우 그러한 경향이 두드러진다. LNG-FPSO에 대한 화재 폭발

위험도 분석의 경우, Baalisampang et al. (2017) 등이 LNG-FPSO의 화재 사고에 대한 위험도 분석을 전산 유체 역학을 이용하여 다루었고 Huang et al. (2017), Li et al. (2016) 등이 LNG-FPSO의 폭발 사고에 대한 위험도 분석을 전산 유체 역학을 이용하여 다루었다. LNG-FPSO 외에도 다양한 액화 천연 가스 관련 시스템들에 전산 유체 역학을 이용한 위험도 분석 연구가 이루어져 왔다(Fu et al., 2016; Lee et al., 2015; Pitblado et al., 2011).

하지만 개념 설계 단계에서의 위험도 분석의 경우 대상 시스템에 대한 정보 부족으로 전산 유체 역학을 활용하여 위험도 분석을 하는데 제약이 있다. 전산 유체 역학을 이용한 사고결과 분석에는 모듈의 위치나 장비 배치, 누수 및 점화 위치 등의 상세 정보를 필요로 하는데 개념 설계 단계에서 얻을 수 없는 정보들이기 때문이다. 개념 설계 단계에서의 정량적 위험도 분석 필요성으로 인해 전산 유체 역학을 활용하지 않고 다른 방식으로 정량적 위험도 분석을 하는 연구들이 이루어져 왔다. Dan et al. (2014)은 LNG-FPSO를 대상으로 배치나 기하학 정보와 같은 상세 정보없이 물리적 계산을 통한 합리적인 사고결과 모델을 제공하는 PHAST 프로그램을 이용하여 사고결과 분석을 하고 정량적 화재 폭발 위험도 분석을 수행하였다. LNG-FPSO 이외에도 Martins et al. (2016)은 FSRU(floating, storage, regasification unit)에 대해서 역시 PHAST 프로그램을 이용하여 사고결과 분석을 하고 정량적 화재 폭발 위험도 분석을 수행하였으며, 액화 천연 가스 관련된 시스템에 대해서도 Chu and Chang (2017)이

역시 PHAST 프로그램을 이용하여 정량적 화재 위험도 분석을 수행하였고, Kang et al. (2008)은 잠재적 위험도들을 분석하고 정량적 화재 폭발 위험도 분석을 수행하였다. 이와 같은 연구들은 개념 설계 단계에서의 정량적 위험도 분석 방법에 대해 논의하고는 있지만 위험도를 비용으로 변환하거나 가용도에 대한 고려는 하고 있지 않았다.

Benyessaad et al. (2016)과 Lee et al. (2016)은 각각 LNG-FPSO와 액화 천연 가스 관련 시스템에 대해 가용도를 고려한 연구를 수행하였지만 위험도에 대한 고려는 하지 않고 있고, Roshan (2013), Khan et al. (2005), Canaway (1992) 등은 다양한 공정 설비들에 대해서 여러 지표들을 이용하여 화재 폭발 위험도 분석을 하고 그 결과를 비용으로 환산하는 연구를 수행하였지만 가용도에 대한 고려는 하지 않고 있다. Baalisampang et al. (2016)은 내재적 안전 비용 지표를 이용하여 LNG-FPSO에 대하여 설계 초기 단계에서의 종합적인 위험도를 비용으로 변환하는 연구를 수행하였지만 역시 가용도에 대한 고려는 하지 않고 있다.

LNG-FPSO에 적합한 액화 공정 종류에 대한 연구 또한 활발히 이루어지고 있다. 대표적으로 언급되는 액화 공정 종류로는 단일 혼합 냉매(single mixed refrigerant; SMR) 액화 공정, 이중 혼합 냉매(dual mixed refrigerant; DMR) 액화 공정, 프로판 혼합 냉매(C3-mixed refrigerant; C3MR) 액화 공정, 질소 팽창(nitrogen expansion) 액화 공정 등이 있다. 다양한 연구들에서 소규모 광구의 LNG-FPSO에는 단일 혼합 냉매 액화 공정과 질소 팽창 액화 공정이, 대규모 광구의

LNG-FPSO에는 이중 혼합 냉매 액화 공정이 적합하다고 언급하고 있다(Yu et al., 2015; Luca et al., 2013; Bunnag et al., 2012; Kerbers et al., 2009). 하지만 이러한 연구들은 각 액화 공정의 위험도 측면에서는 정성적인 비교에 그치고 있으며 가용도에 대한 고려 역시 하지 않고 있다.

You et al. (2018)이 개념 설계 단계에서의 정량적 위험도 분석 절차를 제공하고 LNG-FPSO의 액화 공정 중, 이중 혼합 냉매 액화 공정들에 대한 비교 분석을 수행하였으나 가용도를 고려하지 않았고, Nam et al. (2011)은 개념 설계 단계에서 정량적 위험도 분석 및 가용도를 고려하여 이를 비용으로 표현하였으나 LNG-FPSO의 액화 공정 중, 혼합 냉매 액화 공정과 질소 팽창 액화 공정 비교에 초점을 맞추고 있어 혼합 냉매 액화 공정들 사이의 비교에는 다소 제약이 있다.

이러한 선행 연구 분석에서 확인할 수 있듯이, LNG-FPSO에 적용되는 다양한 액화 공정들에 대한 비교가 가능하도록 개념 설계 단계에서 적용 가능한 정량적 위험도 분석 절차를 제공하고 가용도까지 고려하여 이를 바탕으로 비교 분석할 수 있는 연구가 필요하다.

1.3. 논문 구성

본 연구에서는 LNG-FPSO의 개념 설계 단계에서 위험도와 가용도를 고려하여 잠재적 비용을 계산하여 이를 기본적인 생애 주기 비용에 반영한 위험도 기반 설계 절차를 제공하고자 한다. 이에 따라

개념 설계 단계에서 공정 흐름도를 기반으로 단순화된 정량적 화재 폭발 위험도 분석 절차를 제공하고 그 결과를 잠재적 비용으로 통합시켰다. 또한 가용도 분석을 통해 설비 구성 요소들의 계획되지 않은 고장에 따른 잠재적 비용을 계산하는 방식도 정립하였다. 끝으로 대규모 및 소규모 광구의 LNG-FPSO에 적합한 액화 공정 비교 사례 연구를 통하여 개념 설계 단계에서 잠재적 비용을 고려한 LNG-FPSO 액화 공정 위험도 기반 설계 결과에 따른 액화 공정 선정에 대해 고찰하였다.

1장은 본 연구를 수행하게 된 배경을 소개하고 본 연구와 관련된 선행 연구들에 대한 조사 내용을 담고 있다. 또한 본 논문의 구성에 대해 간략하게 소개하고 있다.

2장은 잠재적 위험도 기반 설계의 개념과 절차를 소개하고 있다. 우선적으로 기존의 위험도 평가 방법론 및 생애 주기 비용 평가 방법을 고찰하고 이를 바탕으로 잠재적 위험도 기반 설계 절차를 제안하였다. 잠재적 위험도 기반 설계 절차는 크게 잠재적 위험도 분석 절차와 잠재적 비용 계산 절차로 구성이 된다. 잠재적 위험도 분석 절차에서는 순서에 따라 시스템 정의, 시나리오 선정, 인벤토리 계산, 빈도 분석 및 사고결과 분석 방법들에 대해 소개하고 있고, 잠재적 비용 계산 절차에서는 잠재적 비용을 도입하는 이유를 소개하고 이에 따라 제안한 잠재적 생애 주기 비용 계산 방법을 소개하였다. 또한 잠재적 비용의 구성과 그 구성에 따른 세부 잠재적 비용 계산식들을 제공하고 있다.

3장은 사례 연구로 개념 설계 단계에서 잠재적 위험도 기반 설계 절차에 따라 대규모 광구 및 소규모 광구에 설치되는 LNG-FPSO 액화

공정 선정에 대하여 논의하였다. 사례 연구에 앞서 LNG-FPSO에 적용 가능한 액화 공정들에 대해 소개하고 각 액화 공정들의 LNG-FPSO에 대한 적용 가능성을 논의하였다. 사례 연구는 분석 대상이 되는 액화 공정들의 종류 선정을 시작으로 시스템 정의, 시나리오 선정, 인벤토리 계산, 빈도 분석, 사고결과 분석, 자본 비용 및 운영 비용 계산, 잠재적 비용 계산의 각 단계 진행 방법에 대해 구체적으로 명시하고 최종적으로 액화 공정들의 비교 분석 및 민감도 분석을 수행하여 대규모 광구 및 소규모 광구에 적합한 LNG-FPSO의 액화 공정 선정에 대하여 고찰하였다.

마지막으로 4장은 결론으로 본 연구를 정리하고 의의를 밝혔으며 향후 연구 방향에 대해 논의하였다.

2. 잠재적 위험도 기반 설계

2.1. 기존의 방법론 고찰

2.1.1. 위험도 평가 방법론

- Quantitative Risk Assessment (QRA)

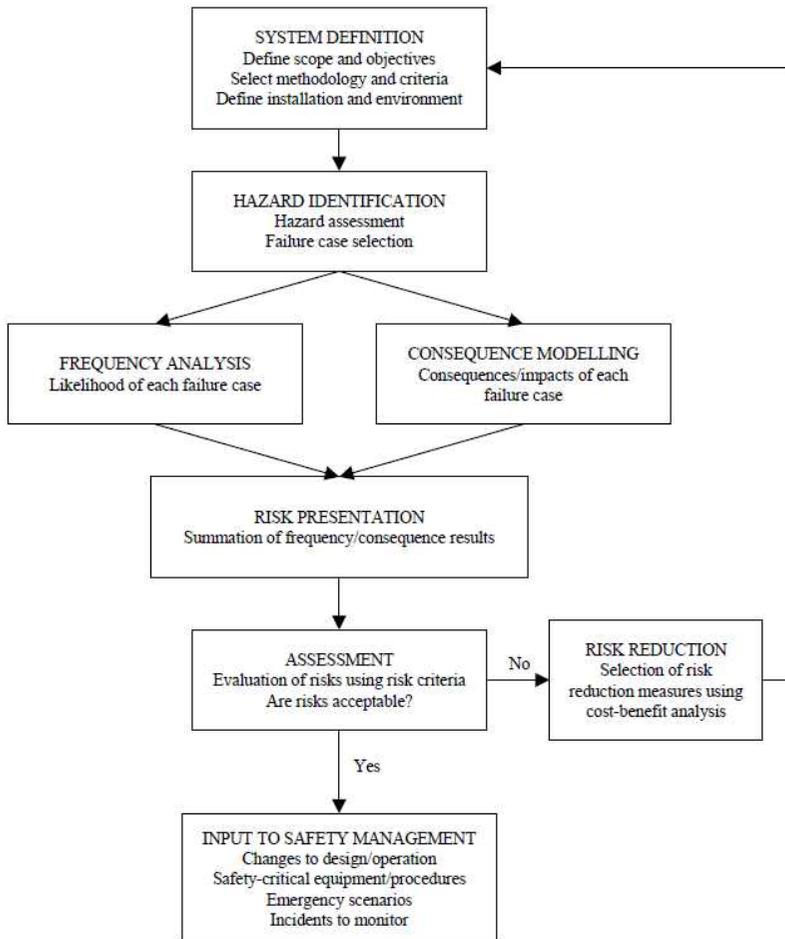


Fig. 2.1 QRA flowchart (Spouge, 1999)

QRA는 대상 시스템의 설계에서부터 운영 전반의 위험도를 다루고 대처하는 위험도 관리(risk management)의 핵심 하위 항목이다. QRA의 역할은 해당 시스템의 설계에 있어 위험도 측면에서의 의사 결정을 도와주는 것으로 그 절차는 Fig. 2.1(Spouge, 1999)과 같이 표현될 수 있다.

QRA의 목적은 다음과 같다(Spouge, 1999).

1. 대상의 위험도 수준을 설정하고 그 중요도를 평가한다. 이를 통해 해당 위험도를 감소시킬 필요성이 있는지를 확인한다.
2. 대상의 특정 위험도에 대한 주요인을 파악한다. 이를 통해 해당 위험원의 성격 파악 및 위험도 저감 방안 설정한다.
3. 설계 상에 있어서의 예상 사고 시나리오를 정의한다. 정의된 사고 시나리오들을 바탕으로 긴급 상황 시의 계획 및 훈련, 화재 대비 시설, 긴급 대피 장비 등의 설계 기준(design basis)을 수립한다.
4. 설계 옵션을 비교한다. 개념 설계 단계에서 설계 선정과 관련하여 위험도 측면에 대한 고려 사항을 제공한다.
5. 설정한 위험도 저감 방안을 평가한다. 이를 통해 가장 효과적인 위험도 저감 전략을 도출한다.
6. 규제 기관 및 실제 투입 직원들에게 대상에 대한 수용성(acceptability)을 입증한다. QRA 결과는 대상의 위험도가 합리적으로 수용 가능한 수준이라는 것을 보여주는데 활용된다.
7. 필수 안전 장비 및 절차를 정의한다. 운영 상에 주의를 요하는 항목을 설정함으로써 위험도 저감에 기여한다.

해양 QRA(offshore QRA)로 대상을 한정된 지침서(guideline)로는 Norwegian Petroleum Directorate guideline, UK Health & Safety Executive guideline, Canada-Newfoundland Offshore Petroleum Board guideline, American Petroleum Institute guideline, UK Offshore Operators Association guideline 등이 존재하며 소개된 절차와 유사한 성격을 지니고 있다(Spouge, 1999).

제시된 QRA는 예측 가능한 주요 사고를 다루는데 효과적이고 위험도 관리 전반에 있어서 큰 역할을 수행하고 있지만, 특정 안전 문제에 국한되어 있는 한계가 있으며 전반적인 설계 상의 일부분으로서 기능을 수행하기 때문에 전체 설계 절차와 상호 교환을 하는 방법에 대한 지침은 제공하지 않고 있다.

- Formal Safety Assessment (FSA)

FSA는 앞서 소개한 QRA의 실질적인 적용 예시 중 하나로 International Maritime Organization (IMO)에서 2002년에 제시한 안전성 평가 방법론이다. FSA는 위험도 관리와 관련된 의사결정 도구로서 해양 안전 및 해양 환경 보호와 관련된 위험도를 평가하고 위험도 결과를 저감할 수 있는 대안을 비용 편익 분석을 통해 제시하는 체계적인 절차를 크게 5가지 단계(hazard identification, risk analysis, risk control option, cost benefit assessment, recommendations for decision making)로 나누어 Fig. 2.2(IACS, 2002)와 같이 제공하고 있다.

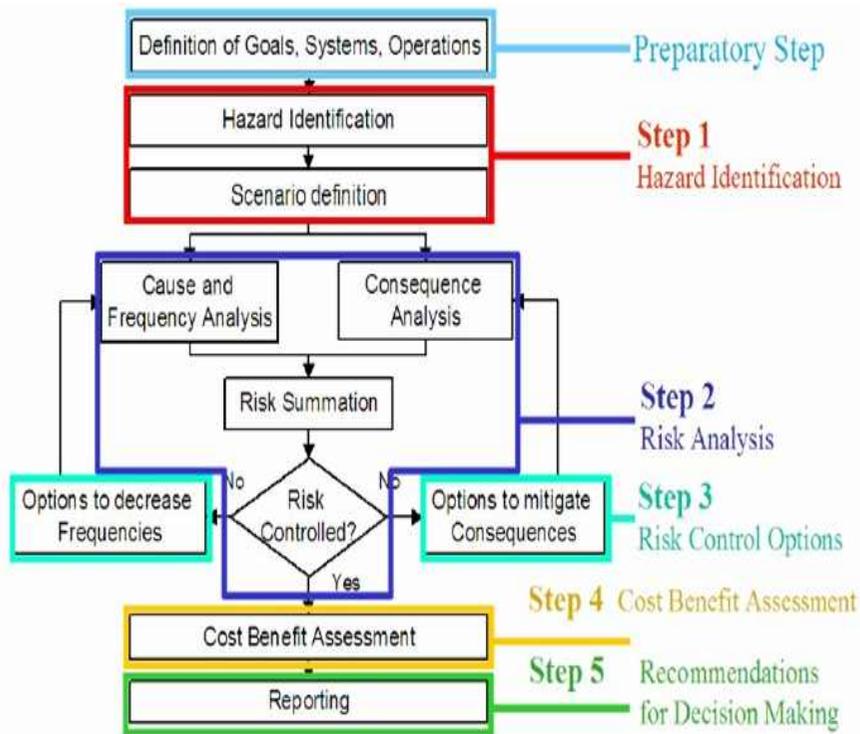


Fig. 2.2 FSA Flowchart (IACS, 2002)

사전 단계(preparatory step)에서는 평가 대상을 정의하고 대상과 관련된 주요 제약조건을 설정함으로써 평가 대상의 범위를 한정하고 목표를 설정한다.

위험원 정의(hazard identification) 단계는 위험원들을 정의하고 위험원들과 관련된 사고 시나리오를 파악하여 각 시나리오에 대한 중요도를 분배하는 단계다. 위험원들을 정의하고 위험원들과 관련된 사고 시나리오를 파악하는 작업은 일반적으로 과거의 경험이나 관련 전문가들의 견해를 통해 이루어진다. 또한 과거 관련 사고에 대한

데이터베이스가 존재하면 이를 활용하기도 한다.

위험도 분석(risk analysis) 단계는 파악된 사고 시나리오들에 대한 사고 빈도(frequency)와 사고 결과(consequence)를 계산하는 단계다. 사고 빈도와 사고 결과의 곱으로 위험도 값을 정량화할 수 있다. 일반적으로 사고 빈도를 계산하기 위해 고장 수목 분석(fault tree analysis; FTA)이 활용되며 사고 결과를 계산하기 위해 사상 수목 분석(event tree analysis; ETA)이 활용된다. 고장 수목 분석은 복잡하고 대형화된 시스템의 신뢰성 및 안전성 분석에 일반적으로 이용되는 기법으로 시스템 상의 최하위 단위 부품의 고장을 기본 고장(primary failure or basic event)으로 정의하고 최종적인 시스템의 결함 상태를 시스템 고장(system failure or top event)으로 정의하여 각 계층간의 관계를 정성적 또는 정량적으로 평가하는 방법이다. 사상 수목 분석은 초기 사건에서부터 최종 사고 결과까지 진행되는 과정을 일련의 절차로 표현하여 초기 사건 이후 어떠한 중간 단계를 거쳐 사고가 발생하는지를 예측하는 기법으로 최종적으로 각 단계 및 사고 결과에 대해 정성적 또는 정량적으로 평가하는 방법이다.

위험도 제어 옵션(risk control option) 단계에서는 대상 시스템에 대한 위험도 결과를 바탕으로, 그 위험도를 저감하기 위해서 위험도 조정이 가능한 요소(risk control measure)를 찾는 작업을 수행한다. 위험도 조정 요소 중에서 실제로 위험도 분석을 통해 채택한 방안이 위험도 제어 옵션이 된다.

비용 편익 분석(cost benefit analysis) 단계에서는 채택한 위험도

제어 옵션들에 대해서 위험도 제어 옵션 적용 시의 비용 및 편익을 계산하여 그 효용성을 평가하는 작업을 수행한다.

의사 결정 추천(recommendations for decision making) 단계는 수행된 위험도 분석 결과 및 위험도 제어 옵션의 타당성 평가 결과를 바탕으로 안전성 평가 결과를 도출하는 단계다. 분석에 포함된 위험도 제어 옵션이 다수일 경우에는 각 위험도 제어 옵션 적용에 대한 타당성 비교 결과를 제시하고 이를 통해 평가 기준에 가장 부합하는 위험도 제어 옵션 우선 순위를 선정하기도 한다.

FSA 또한 의사 결정에 도움을 주는 도구로서의 역할은 수행 가능하지만 대상의 전반적인 설계 절차와의 상호 작용에는 제약이 따른다.

2.1.2. 생애 주기 비용

생애 주기 비용이란 특정 프로젝트나 시스템의 생애 주기 동안 발생할 수 있는 모든 비용의 누적된 총합을 현재의 가치로 환산한 비용을 의미한다. 특정 프로젝트나 시스템에 대한 타당성 평가에 있어서 생애 주기 비용은 중요한 척도로 활용이 되고 있다. 생애 주기 비용을 구성하는 가장 기본적인 요소로는 특정 프로젝트나 시스템의 생애 주기 동안 발생할 수 있는 자본 비용(capital expenditure; CAPEX)과 운영 비용(operational expenditure; OPEX)이 있으며, 기본적인 생애 주기 비용으로써 식 (2.1)과 같이 이들의 누적된 총합을 현재의 가치로

환산한 비용으로 단순화시켜 나타내기도 한다.

$$\text{LCC} = \text{CAPEX} + \text{OPEX} \quad (2.1)$$

그러나 자본 비용과 운영 비용의 합으로 표현된 단순화된 생애 주기 비용을 통해서만 설계 상에 고려되어야 할 다양한 문제들을 모두 다루는 것이 불가능하다. 특히 안전과 관련해서 대상의 위험성이나 신뢰성에 따른 비용에 대한 고려가 될 수 없다. 따라서 안전을 고려한 보다 범용적인 생애 주기 비용 도출을 위해선 그 목적에 부합하는 추가적인 비용을 고려한 계산식이 필요하다.

2.2. 잠재적 위험도 기반 설계 절차

본 연구에서는 기존의 안전성 및 위험도 평가 방법과 생애 주기 비용 계산식을 기반으로 기존의 방법론들에서 제시된 절차 상의 각 단계 별로 LNG-FPSO와 같은 해양 설비의 특성에 적합하게 수정 및 보완하였다. 수정 및 보완된 절차 상의 각 단계들은 가이드라인의 역할이 가능하도록 구체적으로 기술하였다. 또한 개념 설계 단계에서 여러 설계 옵션들에 대해 위험성과 신뢰성을 모두 고려한 관점에서 비교할 수 있는 가이드라인을 제공할 수 있도록 기존의 방법론들의 한계점을 보완하였다. 최종적으로 개별적으로 이루어지는 방법들을 하나의 절차로 통합하였다.

이 같은 과정을 통해 잠재적 위험도 기반 설계 절차를 정립하였으며 그 절차는 Fig. 2.3과 같다.

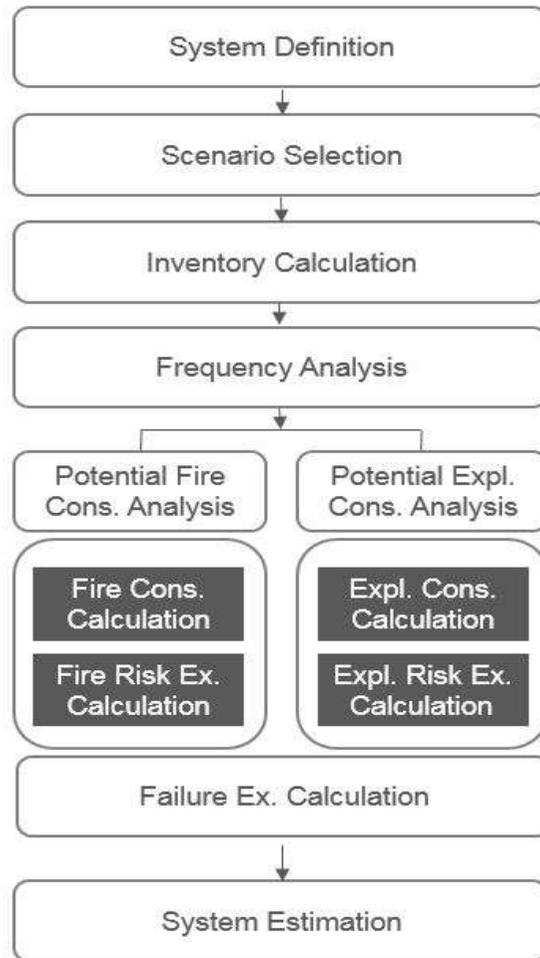


Fig. 2.3 Procedure of potential risk based design

잠재적 위험도 기반 설계 절차는 크게 잠재적 위험도 분석 절차 부분과 잠재적 비용 계산 절차 부분으로 나뉜다. 잠재적 위험도 분석은

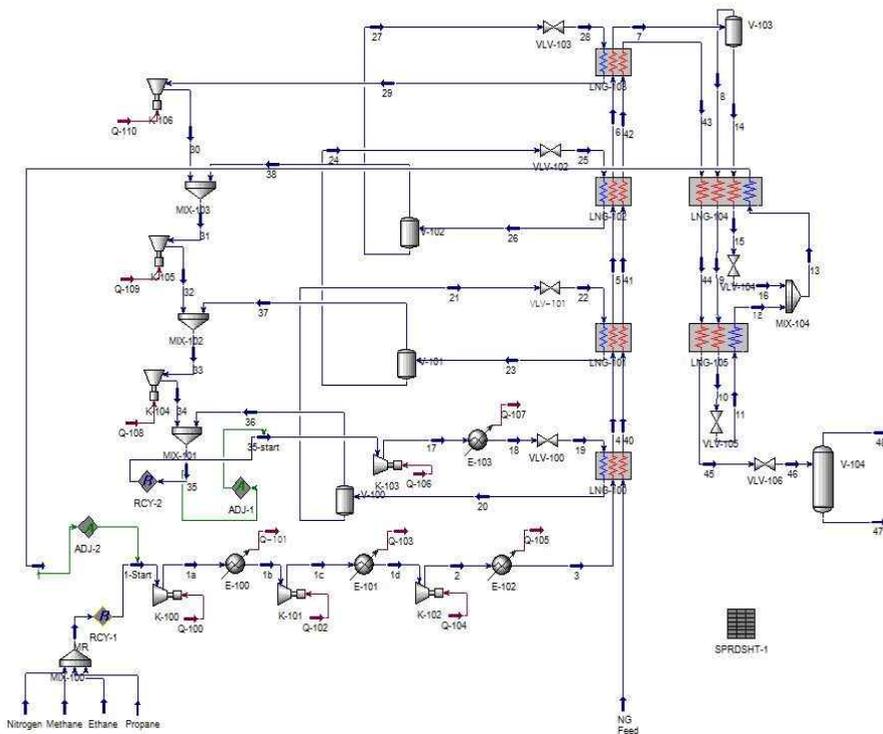
시스템 정의(system definition), 시나리오 선정(scenario selection), 인벤토리 계산(inventory calculation), 빈도 분석(frequency analysis), 사고결과 분석(consequence analysis)으로 구성되어 있다. 사고결과 분석에서는 잠재적 화재 사고결과 분석(potential fire consequence analysis)과 잠재적 폭발 사고결과 분석(potential explosion consequence analysis)을 다룬다. 잠재적 비용 계산 절차에서는 잠재적 위험도 분석 결과를 기반으로 화재 및 폭발 사고에 대한 잠재적 위험도 비용(potential risk expenditure)을 계산하고 추가적으로 가용도 계산을 통한 잠재적 고장 비용(potential failure expenditure)을 계산한다. 잠재적 위험도 분석과 잠재적 비용 계산을 수행한 후, 최종적으로 해당 시스템 평가 결과를 도출하는 구성이다.

2.3. 잠재적 위험도 분석 절차

2.3.1. 시스템 정의

시스템 정의 단계는 위험도 해석을 수행할 설비나 활동에 대해 정의를 하는 단계다. 따라서 시스템 정의를 통해 연구의 범위가 정해진다. 개념 설계 단계에서는 시스템의 공정흐름도를 바탕으로 대상 시스템을 정의하는 것이 합리적이다. 공정흐름도를 기반으로 대상 시스템의 범위를 결정하고 추가적으로 필요한 정보들을 정의하기 위해 시뮬레이션 모델링을 수행한다.

공정 설비에 대한 시뮬레이션 모델링은 Aspen HYSYS 프로그램을 통해서 수행할 수 있다. Aspen HYSYS 프로그램은 액화 천연 가스 관련 공정의 운전 조건을 얻기 위한 시뮬레이션 수행에 적합한 소프트웨어로 알려져 있다(Aspen Technology, 2005). Fig. 2.4는 Aspen HYSYS 프로그램을 통해 공정 흐름도 기반 모델링을 수행한 예시다.



해당 모델링의 완성도를 위해 공정 효율 최적화까지 수행하여

모델링의 실효성을 높여줄 수 있다. 유전 알고리즘(genetic algorithm; GA) 최적화 방법은 지역 최적화를 확률적으로 극복할 수 있는 유사 전역 최적화 알고리즘으로 도함수 연산을 요구하지 않기 때문에 연산식 접근이 허용되지 않는 소프트웨어와 연결하여 사용하기에 적합한 방법론이다. Aspen HYSYS와 연동이 가능한 MATLAB 프로그램은 유전 알고리즘 최적화 코드를 내장하고 있기 때문에(Mathworks, 2015) Aspen HYSYS를 통해 만들어진 모델링에 유전 알고리즘 최적화 수행을 가능하게 한다. 최적화를 위한 목적 함수와 제약 조건은 모델링의 형태에 관계없이 공통적으로 적용되며 설계 변수는 모델링의 형태에 따라 다르게 적용해야 한다. 본 연구에 적용된 목적 함수와 제약 조건 및 설계 변수 유형은 Table 2.1에 정리하였다.

Table 2.1 Settings for GA optimization

List	Description
Object function	Total required power for compressors and pumps
Constraints	Minimum temperature approach in heat exchanger (3k) Maximum compression ratio (4)
Design variables	Composition of refrigerants Flow rate of refrigerants Operating pressures of compressors and pumps

적용된 목적 함수와 제약 조건 및 설계 변수를 바탕으로 유전 알고리즘의 인구 수 및 세대 수를 설정하고 최적화를 반복적으로 수행함으로써 최적의 결과를 얻을 수 있다.

시뮬레이션 모델링 및 최적화 작업을 통해 위험도 분석에 필요한 정보들을 Fig. 2.5와 같이 시뮬레이션 모델링 상의 스트림 정보를 확인함으로써 얻을 수 있다.

Worksheet	Stream Name	11	Vapour Phase	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0964	0.0964	0.9036
Properties	Temperature [K]	106.5	106.5	106.5
Composition	Pressure [bar]	3.000	3.000	3.000
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/s]	2.554	0.2462	2.308
Petroleum Assay	Mass Flow [tonne/h]	193.0	23.03	170.0
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	513.5	33.62	479.9
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-8.008e+004	-1.849e+004	-8.665e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	77.55	117.8	73.26
Cost Parameters	Heat Flow [kW]	-2.045e+005	-4552	-2.000e+005
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2.167e+005	2.094e+004	1.958e+005
	Fluid Package	Basis-1		
	Utility Type			

Fig. 2.5 Example of information derived from simulation modelling and optimization

2.3.2. 시나리오 선정

시나리오 선정 단계는 이전의 사고 경험과 전문가의 판단을 기반으로 사고 유형을 결정하는 단계다. 위험도 분석에 있어 분석할 사고의 유형과 개수는 위험도 분석의 수준과 직결될 정도로 중요한 요소다. 사고 유형을 어떻게 정의하고 몇 가지 경우의 사고를 분석할 것인가에 따라 위험도 결과가 달라질 수 있기 때문이다. 사고 유형은 사고 결과, 사고 위치, 사고 원인 등으로 구성된다.

우선 본 연구에서 정의한 사고 결과의 종류는 사상 수목 분석 기법을 이용하여 전개하였으며 그 사상 수목의 내용은 Fig. 2.6과 같다.

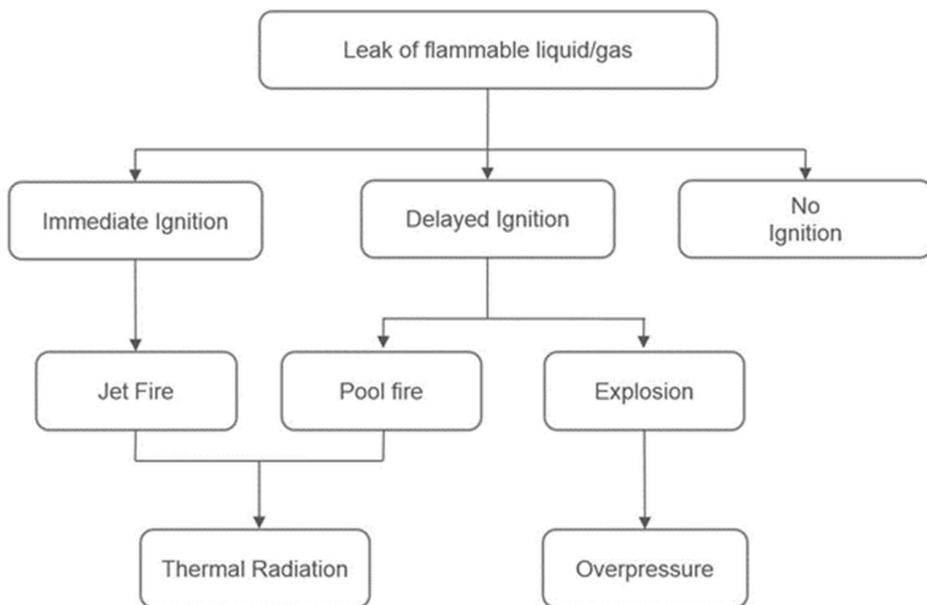


Fig. 2.6 Event tree of accident type

사고는 가연성의 액체 또는 기체의 누수를 시작으로 점화 여부를 가린다. 즉시 점화가 되는 경우의 제트 화재(jet fire)와 지연 점화가 되는 경우의 풀 화재(pool fire)와 폭발(explosion)을 본 연구에서 다른 사고 유형으로 정의하였다. 화재 및 폭발 사고는 실제로 공정 산업의 주된 손실 원인으로 알려져 있다(Pekalski et al., 2005).

사고 위치는 일반적으로 구획을 기준으로 할당된다. 따라서 대상 공정 시스템의 구획을 나눌 필요가 있다. 이러한 작업을 구획 격리(segment isolation)라 부른다. 일반적으로 구획 격리는 안전 밸브가 설치된 위치를 기준으로 이루어진다. 따라서 대상 공정의 안전과 관련하여 설치되는 모든 밸브들의 위치와 기능을 확인할 수 있는 P&ID는 구획 격리를 수행하는데 있어 좋은 수단이 되지만 개념 설계 단계에서는 얻을 수 없는 정보이므로 몇 가지 가정이 필요하다. 본 연구에서는 통상적인 설계가 진행될 것을 가정함으로써 공정 흐름도 상에 안전 밸브의 가상 위치를 설정하였다. 안전 밸브들은 공정에 포함된 모든 장비들의 주입구와 배출구 부근에서 설치된다는 가정을 바탕으로 구획 격리 작업을 수행하였다. 안전 밸브들이 정상적으로 작동한다면 어떠한 구획에서 누수가 발생하였을 경우 그 구획에 포함된 내용물만 배출될 것이다. Fig. 2.7은 공정 흐름도를 기반으로 한 구획 격리 예시를 보여주고 있는데 하나의 장비에서도 스트림 별로 구획이 나누어지는 것을 확인할 수 있다.

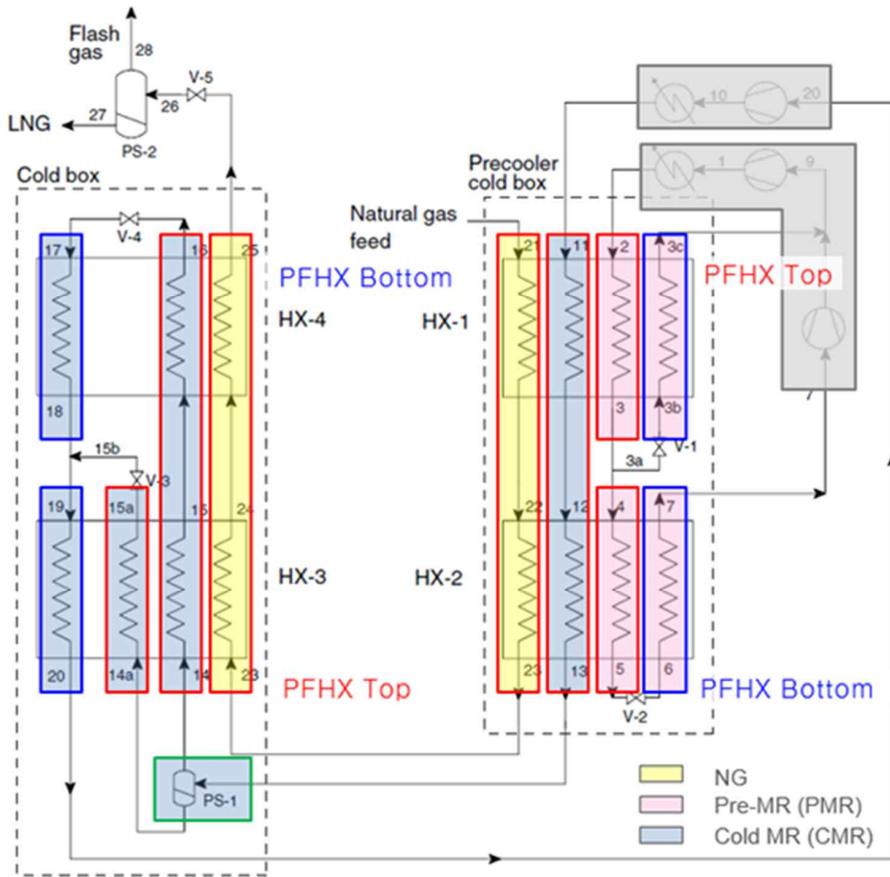


Fig. 2.7 Example of segment isolation based on PFD

본 연구에서 설정한 사고 유형에 있어 사고 원인에서 정의해야 되는 부분은 누수 크기(leakage size)다. 모든 누수 크기를 고려하는 것은 현실적으로 불가능하므로 대표 누수 크기를 선정해야 한다. 대표 누수 크기는 분석에 사용된 통계 자료가 제시하는 범위에서 선택하는 것이 합리적이다. 본 연구에서 설정된 대표 누수 크기는 사고 통계 자료 소개가 포함된 빈도 분석 부분에서 다루어 질 것이다.

2.3.3. 인벤토리 계산

인벤토리(inventory)란 사고 발생 시에 방출되는 내용물의 양을 의미한다. 시나리오 선정에서 설정한 가정에 따라 누수 발생 시에 안전 밸브가 정상적으로 작동한다면 격리된 구획에 포함된 내용물만이 방출될 것이다. 따라서 구획에 포함된 내용물의 양이 그 구획의 인벤토리가 되기 때문에 인벤토리를 계산하기 위해 구획에 포함된 장비들의 크기 계산(equipment sizing)을 우선적으로 수행할 필요가 있다. 공정 설비는 열 교환기(heat exchanger), 상 분리기(separator), 펌프(pump), 압축기(compressor) 등의 다양한 장비들로 구성된다. 여기서 압축기와 펌프의 인벤토리는 장비의 규모가 타 장비들에 비해 상대적으로 매우 작기 때문에 분석 대상에서 제외하였다. 압축기와 펌프에서의 누수 가능성은 작지 않지만 인벤토리가 크지 않아 해당 구역은 상대적으로 가벼운 사고 시나리오로 가정할 수 있기 때문이다. 또한 인벤토리를 할당하는데 있어서 기체 및 액체 상이 하나의 장비 또는 스트림 내에 함께 존재하는 경우 그 장비 또는 스트림은 두 인벤토리로 구분하여 할당하였다. 이에 따라 한 구획에서 시나리오가 분리될 수 있는 가능성이 존재하게 되며 인벤토리 계산 시에도 개별 시나리오의 정보가 되는 기체 인벤토리와 액체 인벤토리를 분리하여 계산해주어야 한다.

열 교환기의 크기는 Aspen exchanger design and rating(Aspen EDR) 프로그램을 통해 계산할 수 있다. Aspen EDR은 열 교환기에 흐르는 스트림 정보를 가지고 열 교환기의 치수, 열 교환기 내

층(layer)의 개수 및 각 층의 스트림 배열, 열 교환기 대수 등의 상세 정보를 계산해주는 프로그램으로서 시뮬레이션 모델링에 사용된 프로그램인 Aspen HYSYS와 연동이 되기 때문에 보다 효율적인 열 교환기 크기 계산이 가능하다. LNG-FPSO에 설치되는 열 교환기는 천연 가스 공급 스트림(feed stream)이 고압으로 운전되는 이유로 spiral wound 열 교환기나 coil wound 열 교환기 등이 보통 선호되지만 spiral wound 열 교환기나 coil wound 열 교환기에 대한 공개된 설계 사양서가 부족하고 해당 모델에 대한 연구도 부족하여 정확한 치수 계산을 수행하는데 어려움이 있다. 따라서 본 연구에서는 대표적인 열 교환기 유형인 plate fin 열 교환기(Fig. 2.8)를 열 교환기 적용 대상으로 선정하였다.

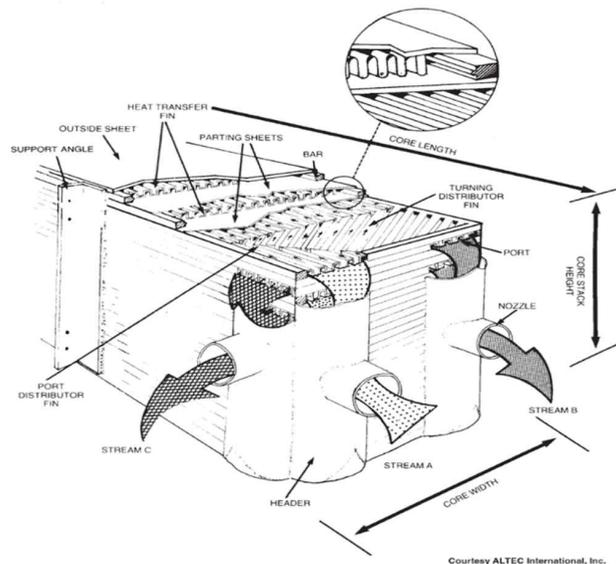


Fig. 2.8 Plate fin heat exchanger (GPSA, 2004)

Plate fin 열 교환기의 설계 표준은 gas processing suppliers association(GPSA)에서 발간된 지침서에서 확인할 수 있다 (GPSA, 2004). GPSA에서 제공하는 plate fin 열 교환기의 압력에 따른 규격 기준을 기반으로 시뮬레이션 모델링을 통해 얻은 유량, 압력, 온도, 압력 강하, 열 부하(heat load) 등의 정보를 Fig. 2.9와 같이 연동하여 Aspen EDR을 활용한 열 교환기 설계가 가능하다.

	Stream 1	Stream 2	Stream 3
Stream name	19->20	NG Feed->40	3->4
Total mass flow rate	399.3216	121.3831	239.3338
Mass flow multiplier	1	1	1
Inlet temperature	14.41	26.85	31.85
Outlet temperature	13.9	17.45	17.45
Inlet quality(vapor mass fraction)	0.21344	1	1
Outlet quality (vapor mass fraction)	0.3498937	1	0.854742
Inlet pressure	7.19	65	48.6
Outlet pressure	7.09	64.9	48.5
Inlet specific enthalpy			
Outlet specific enthalpy			
Allowed pressure drop	0.5	0.5	0.5
Estimated pressure loss	0.1	0.1	0.1
Heat load	18972.8	-2977.7	-15992.6
Fraction of maximum heat load			
Adjust if overspecified	Outlet temperatur	Outlet temperatur	Outlet temperatur
Fouling resistance	0	0	0
Pressure at liquid surface (ThSiph)			

Fig. 2.9 Process input data for Aspen EDR

Fig. 2.9의 입력 정보 예시에 따른 대표적인 프로그램 실행 결과 값으로 열 교환기의 치수 및 층 배열이 Fig. 2.10과 같이 나타난다.

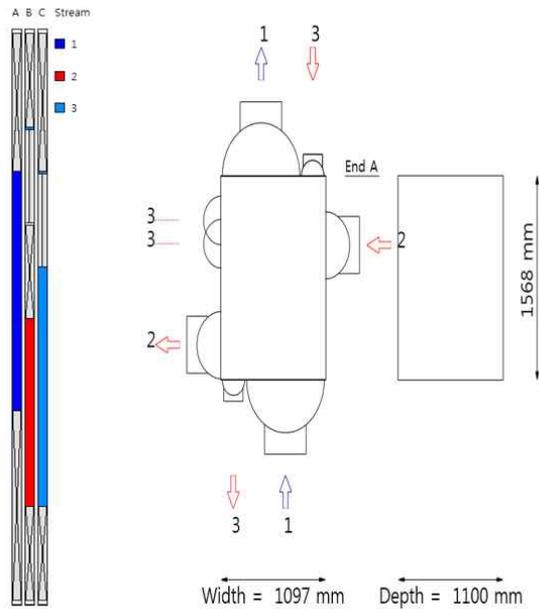


Fig. 2.10 Exchanger diagram and layer arrangement

열 교환기의 치수와 층 배열 정보를 통해 열 교환기의 장치 크기 및 형태는 확인 가능하지만 각 스트림의 정보는 알 수 없다. 구획 격리 단계에서 열 교환기의 경우 스트림 별로 구획이 나누어져 독립된 인벤토리를 가져야 함을 확인하였다. 즉, 장치 크기 및 형태 정보로는 시나리오의 구획이 되는 스트림 단위에서 인벤토리를 분리하여 계산할 수 없다. 이에 따라 Aspen EDR에서 제공하는 세부 결과 데이터를 활용하여 각 스트림의 인벤토리를 계산하기 위한 계산 절차를 정립해야 한다.

스트림 별로 구분된 인벤토리를 계산하기 위해서 다음과 같은 계산 절차를 정립하였다.

1. Stream Geometry(Fig. 2.11(b))의 스트림 잔량(hold-up) 확인
2. Stream Geometry(Fig. 2.11(b))의 스트림 핀 번호(main fin number)를 확인하여 해당 핀의 폭 확인
3. Overall Geometry(Fig. 2.11(a))의 열 교환기 유효 폭(internal effective width)과 스트림 핀 폭을 곱하여 스트림 층의 단면적 계산
4. Stream Geometry(Fig. 2.11(b))의 스트림 유효 길이와 스트림 층의 단면적을 곱하여 단일 스트림 층이 가지는 부피 계산
5. Stream Geometry(Fig. 2.11(b))의 단일 열 교환기 당 보유 층의 개수(number of layer per exchanger)와 단일 스트림 층 부피를 곱하여 스트림 층 그룹의 부피 계산
6. Overall Geometry(Fig. 2.11(a))의 열 교환기 나열 개수(number of exchangers in parallel)와 스트림 층 그룹의 부피를 곱하여 스트림 전체 부피 계산.
7. 각 스트림에 대하여 절차 1번의 잔량과 절차 6번의 부피를 구분하여 스트림 별 최종 부피 계산
8. 최종 부피에 대응되는 질량을 계산하여 스트림 별 인벤토리 계산

EDR Navigator

PlateFin

Input

- Problem Definition
- Physical Property Data
- Exchanger Geometry
- Program Options

Results

- Results Summary
- Thermal / Hydraulic Summary
- Mechanical Summary
 - Exchanger Diagram
 - Exchanger
 - Distributors and Headers
- Calculation Details
 - Stream Details
 - Stream Properties
 - Temperature and Qualities
 - Wall Temperatures

Exchanger PlateFin

Overall Geometry

Overall Geometry		Stream Geometry	Standard Fin Geometry	Generic Geometry
Number of exchangers in parallel				8
Number of exchangers per unit				1
Number of layers per exchanger				130
Orientation			Vertical, end A at top	
Core length	mm	-		1568.14
Core width	mm	-		1097.44
Core depth(stack height)	mm	-		1100
Number of X-flow passes				0
Number of layer groups				1
Distributor length - end A	mm	-		387.56
Main heat transfer length	mm	-		652.56
Distributor length - end B	mm	-		528.03
Internal (effective) width	mm	-		1074.44
Side bar width	mm	-		11.5
Parting sheet thickness	mm	-		2
Cap sheet thickness	mm	-		5
Exchanger metal			Aluminum	
Exchanger weight - empty	kg	-		26536.2
Exchanger weight - full of water	kg	-		40071.9
Exchanger weight - operating	kg	-		31806.7

(a) Overall Geometry

EDR Navigator

PlateFin

Input

- Problem Definition
- Physical Property Data
- Exchanger Geometry
- Program Options

Results

- Results Summary
- Thermal / Hydraulic Summary
- Mechanical Summary
 - Exchanger Diagram
 - Exchanger
 - Distributors and Headers
- Calculation Details
 - Stream Details
 - Stream Properties
 - Temperature and Qualities
 - Wall Temperatures

Exchanger PlateFin

Overall Geometry

Overall Geometry		Stream Geometry	Standard Fin Geometry	Generic Geometry	Layer Types
		Stream 1	Stream 2	Stream 3	
Stream type		Cold	Hot	Hot	
Flow direction		End B to A (up)	End A to B(down)	End A to B(down)	
Number of layers per exchanger		53	17	77	
Main fin surface area (total)	m ²	2740	720.9	3633.2	
Length - before stream	mm	11.5	11.5	11.5	
Length - end A distributor	mm	376.06	516.53	376.06	
Length - main fin	mm	652.56	512.08	652.56	
Length - end B distributor	mm	516.53	516.53	516.53	
Length - after stream	mm	11.5	11.5	11.5	
Inlet distributor Type		End (corner)	Diagonal (side)	End (corner)	
Outlet distributor Type		End (corner)	Indirect (side)	End (corner)	
Inlet header location		Right	Right	Right	
Outlet header location		Left	Left	Left	
Number of layers (redistributed)				17	
Main fin number		1	2	3	
Main layer internals					
Main fin type		Perforated	Plain	Serrated (offset)	
Main fin height	mm	6.4	6.4	6.4	
Main fin thickness	mm	0.51	0.51	0.41	
Main fin frequency	#/m	709	709	787	
Hold-up (total)	m ³	7.1994	2.6688	3.6674	

(b) Stream Geometry

Fig. 2.11 Geometry information of heat exchanger

만약 해당 스트림이 액체 상과 기체 상을 모두 가지고 있다면 추가적인 인벤토리 분리를 위하여 정립된 절차에 더하여 추가 절차가 필요하다. Aspen EDR은 Fig. 2.12과 같이 위치(point number) 별 스트림 물성치를 액체 상과 기체 상을 나누어 제공하고 있기 때문에 제시한 계산 절차를 구간별로 액체 상과 기체 상을 구분하여 반복적으로 적용하여 액체 인벤토리와 기체 인벤토리를 도출해야 한다.

Point number	Pressure	Temperature	Specific enthalpy	Vapor mass quality	Liquid density	Liquid specific heat	Liquid viscosity	Liquid thermal conductivity	Surface tension	Liquid molecular weight	Vapor density	Vapor specific heat	Vapor viscosity	Vapor thermal conductivity	Vapor molecular weight
	bar	°C	kJ/kg		kg/m ³	kJ/kg-K	mPa-s	W/(m-K)	N/m		kg/m ³	kJ/kg-K	mPa-s	W/(m-K)	
1	7.00057	13.9	124.9	0.95	509.3	2.891	0.1111	0.1014	0.0062	44.1	15.3	1.79	0.0082	0.0179	44.1
3	7.04402	13.92	123.3	0.95	509.27	2.891	0.1111	0.1014	0.0062	44.1	15.3	1.79	0.0082	0.0179	44.1
6	7.06864	13.94	121.1	0.94	509.24	2.891	0.1111	0.1014	0.0062	44.1	15.31	1.79	0.0082	0.0179	44.1
9	7.10243	13.98	119.3	0.93	509.21	2.892	0.1111	0.1013	0.0062	44.1	15.32	1.79	0.0082	0.0179	44.1
12	7.10754	13.98	118.9	0.93	509.17	2.892	0.111	0.1013	0.0062	44.1	15.33	1.791	0.0082	0.0179	44.1
18	7.11083	14.01	115.4	0.92	509.15	2.892	0.111	0.1013	0.0062	44.1	15.34	1.791	0.0082	0.0179	44.1
19	7.11421	14.02	113.6	0.92	509.12	2.892	0.111	0.1013	0.0062	44.1	15.35	1.791	0.0082	0.0179	44.1
21	7.11754	14.04	112.3	0.91	509.1	2.893	0.111	0.1013	0.0062	44.1	15.35	1.791	0.0082	0.0179	44.1
25	7.1207	14.06	110.7	0.91	509.07	2.893	0.111	0.1013	0.0062	44.1	15.36	1.791	0.0082	0.0179	44.1
28	7.1234	14.07	109.1	0.9	509.05	2.893	0.1108	0.1013	0.0062	44.1	15.37	1.791	0.0082	0.0179	44.1
32	7.12689	14.1	108.6	0.9	509.01	2.893	0.1108	0.1013	0.0062	44.1	15.38	1.792	0.0082	0.0179	44.1
35	7.13282	14.12	105.1	0.89	508.98	2.894	0.1108	0.1013	0.0062	44.1	15.39	1.792	0.0082	0.0179	44.1
38	7.13877	14.14	103.3	0.89	508.95	2.894	0.1108	0.1012	0.0062	44.1	15.39	1.792	0.0082	0.0179	44.1
41	7.14052	14.16	101.5	0.88	508.92	2.894	0.1108	0.1012	0.0062	44.1	15.4	1.792	0.0082	0.0179	44.1
44	7.14579	14.18	99.8	0.87	508.88	2.895	0.1108	0.1012	0.0062	44.1	15.41	1.792	0.0082	0.0179	44.1
47	7.15018	14.21	96.7	0.87	508.85	2.895	0.1108	0.1012	0.0062	44.1	15.42	1.793	0.0082	0.0179	44.1
51	7.15517	14.23	94.3	0.86	508.81	2.895	0.1108	0.1012	0.0062	44.1	15.43	1.793	0.0082	0.0179	44.1
54	7.15882	14.25	91.5	0.86	508.78	2.895	0.1107	0.1012	0.0062	44.1	15.44	1.793	0.0082	0.0179	44.1
57	7.16256	14.27	89.6	0.85	508.76	2.896	0.1107	0.1012	0.0062	44.1	15.45	1.793	0.0082	0.0179	44.1
60	7.16779	14.3	86.3	0.84	508.72	2.896	0.1107	0.1012	0.0062	44.1	15.46	1.793	0.0082	0.0179	44.1
63	7.17359	14.32	86.6	0.84	508.69	2.896	0.1107	0.1012	0.0062	44.1	15.47	1.794	0.0082	0.0179	44.1
66	7.17997	14.34	84.8	0.83	508.66	2.896	0.1107	0.1012	0.0062	44.1	15.48	1.794	0.0082	0.0179	44.1
70	7.18697	14.36	81.2	0.82	508.61	2.897	0.1106	0.1011	0.0062	44.1	15.48	1.794	0.0082	0.0179	44.1
73	7.19463	14.38	80.4	0.82	508.6	2.897	0.1106	0.1011	0.0062	44.1	15.5	1.794	0.0082	0.0179	44.1
76	7.19932	14.41	78.1	0.82	508.57	2.897	0.1106	0.1011	0.0062	44.1	15.51	1.794	0.0082	0.0179	44.1

Fig. 2.12 Stream properties of heat exchanger

상 분리기의 경우 액화 공정에는 2상 분리기만이 설치된다. 따라서 Svrcek and Monnery(1993)가 제안한 순차적 설계 절차(step by step procedures)에 따라 2상 분리기에 대한 장치 크기 계산이 가능하다. 제안된 절차는 Fig. 2.13의 형상을 가진 2상 분리기를 기준으로 Fig. 2.14의 절차에 따라 상 분리기의 크기를 결정할 수 있다.

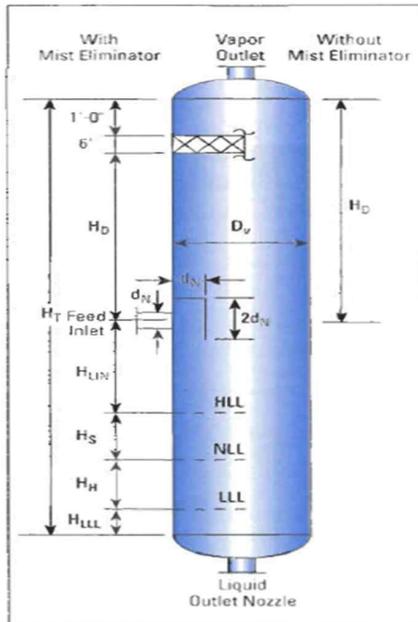


Fig. 2.13 Configuration of two phase separator

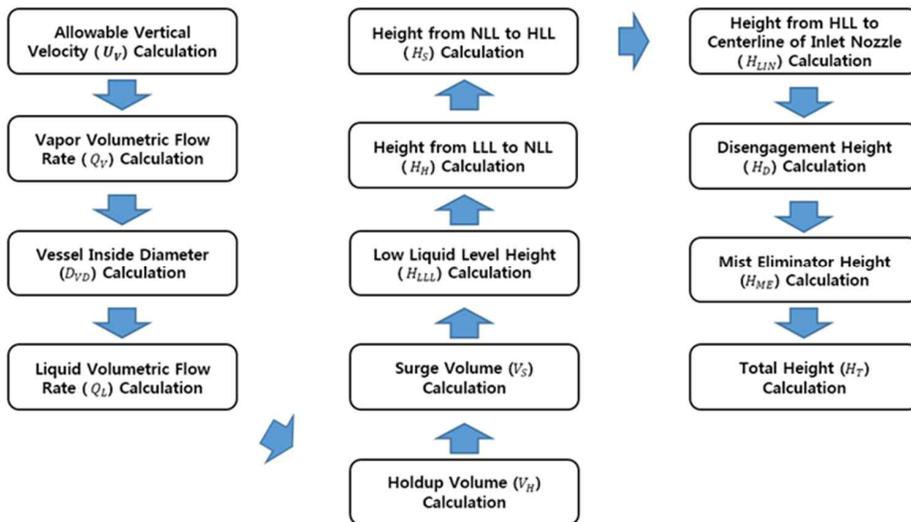


Fig. 2.14 Design procedure for two phase separator

각 단계별로 수행해주어야 할 내용은 아래와 같다(Svrcek and Monnery, 1993).

1. 절차에 따른 계산 과정에 앞서 요구되는 입력 데이터 확인
(운전 압력, 액체 체적 유량(W_L , Q_L), 기체 체적 유량(W_V , Q_V), 액체 밀도(ρ_L), 기체 밀도(ρ_V), 미스트 제거기(mist eliminator) 적용 여부, 주입구 우회기(inlet diverter) 적용 여부, 잔량 시간(T_H) 및 서지 시간(T_S))

2. 기체 입자의 허용 수직 속도(U_V)의 제약 조건 확인

$$0.75 \cdot K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \leq U_V \leq K \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (2.2)$$

Where $K = \text{constant}$

3. 기체 체적 유량 (Q_V) 계산

$$Q_V = \frac{W_V}{3600 \rho_V} \quad (2.3)$$

4. 상 분리기 내부 직경 (D_{VD}) 계산

$$D_{VD} = \sqrt{\frac{4Q_V}{\pi U_V}} \quad (2.4)$$

5. 액체 체적 유량 (Q_L) 계산

$$Q_L = \frac{W_L}{60\rho_L} \quad (2.5)$$

6. 잔량 체적(holdup volume, V_H) 계산

$$V_H = T_H \times Q_L \quad (2.6)$$

7. 서지 체적(surge volume, V_S) 계산

$$V_S = T_S \times Q_L \quad (2.7)$$

8. LLL(low liquid level) 높이(H_{LLL}) 계산

$$H_{LLL} = \frac{\text{Vertical LLL}}{12} \quad (2.8)$$

*vertical LLL: 152.4mm when pressure is higher than 300psia.

9. LLL - NLL(normal liquid level) 길이(H_H) 계산

$$H_H = \frac{V_H}{\frac{\pi}{4} D_{VD}^2} \quad (2.9)$$

10. NLL - HLL(high liquid level) 길이(H_S) 계산

$$H_S = \frac{V_S}{\frac{\pi}{4} D_{VD}^2} \quad (2.10)$$

11. HLL - 주입구 길이 (H_{LIN}) 계산

$$H_{LIN} = 12 + d_N \text{ (inch) with inlet diverter} \quad (2.11)$$

$$H_{LIN} = 12 + \frac{1}{2} d_N \text{ (inch) without inlet diverter} \quad (2.12)$$

12. 자유 높이 (disengagement height, H_D) 계산

$$H_D = 24 + 0.5d_N \text{ (inch) with mist eliminator} \quad (2.13)$$

$$H_D = 36 + 0.5d_N \text{ (inch) without mist eliminator} \quad (2.14)$$

13. 미스트 제거기 높이 (H_{ME}) 계산

미스트 제거기가 적용될 경우에만 고려하며 적용 공간은 일반적으로 약 457mm로 설정

14. 최종 높이 계산

$$H_T = H_{LLL} + H_H + H_S + H_{LIN} + H_D + H_{ME} \quad (2.15)$$

15. 높이 직경 비율 확인

Table 2.2 Two phase separator L / D ratio guideline

Vessel operating pressure [psig]	L/D
0 ~ 250	1.5 ~ 3.0
250 ~ 500	3.0 ~ 4.0
500 ~	4.0 ~ 6.0

마지막으로 계산 결과로 도출된 상 분리기의 높이와 직경의 비율이 Table 2.2의 가이드라인의 비율 범위에 포함되는지 확인한다. 범위에 포함되지 않으면 반복 수행을 통해 범위에 맞는 비율을 찾아서 설계를 마무리해야 한다. 일반적인 운영 조건에서 액체 인벤토리는 NLL까지 차지하고 기체 인벤토리는 나머지 윗부분을 차지하게 된다.

본 연구에서는 절차상의 1번에 언급된 입력 데이터를 시뮬레이션 모델링 상에서 확인하여 입력하면 상 분리기의 최종 높이와 직경을 구하여 액체 인벤토리와 기체 인벤토리를 분리하여 계산이 가능하도록 연동 계산식을 구성하였다.

2.3.4. 빈도 분석

빈도 분석에서는 본 연구에서 설정한 최종 사고가 발생하기까지의 일련의 과정들을 고려해준다. 시나리오 선정 단계에서 설정한 최종적인 사고인 화재 및 폭발이 일어나기 위해서는 누수 사건과 즉시 점화 또는 지연 점화 사건이 중간 과정으로 존재한다. 따라서 누수 사건의 빈도와 즉시 점화 및 지연 점화 사건의 가능성을 계산해야 한다.

- 누수 빈도

누수 사건 계산에 앞서 시나리오 선정 단계에서 분류한 구획에 대한 분석(segment analysis)을 수행해야 한다. 구획 분석은 시나리오의 시작이 되는 사고 사례(failure case)를 정의하는 것으로 구획에 포함된

장비들을 확인하고 해당 장비들의 누수 빈도를 더하여 그 사고 사례의 누수 빈도를 구하는 것을 목표로 한다. 예를 들어 Fig. 2.15와 같이 상 분리기의 기체 인벤토리에 대한 구획 분석을 하는 경우 고려되는 장비는 상 분리기와 주입구에 설치된 플랜지(flange), 기체 배출구에 설치된 플랜지가 된다.

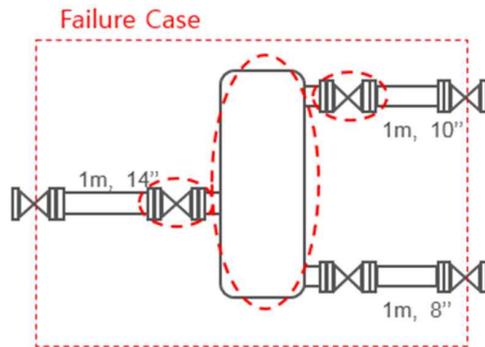


Fig. 2.15 Failure case for two phase separator (vapor inventory)

플랜지의 경우 해당 파이프의 직경에 따라 그 크기가 결정이 되기 때문에 엄밀한 플랜지 누수 빈도를 설정하기 위해서는 해당 장비의 주입구 및 배출구의 직경에 대한 계산이 필요하다. 따라서 플랜지 크기 계산을 위한 배관 크기 선정 계산 절차가 필요하다. 배관 크기 선정을 위해 고려해야 될 사항은 아래와 같다.

1. 적용 배관 선정

ASME B36.19M(ASME, 2004)과 ASME B31.3(ASME, 2002)에서 제공되는 데이터를 기반으로 적용 가능한 배관의 크기에 따른 최대 허용 운전 압력(maximum allowable working pressure)을 Table 2.3과 같이 정리하였다.

Table 2.3 Maximum allowable working pressure for piping

N P S	OD [in]	Thickness [in]	Calculated ID [in]	Schedule Number	Allowable stress [ksi]	
					16.7	16.7
					Temperature range [C]	
					-325 to 37.8	to 149
					Maximum allowable working pressure [psig]	
1/8	0.405	-	-	-	-	-
		0.049	0.307	10S	4474.0	4474.0
		0.068	0.269	40S	6676.8	6676.8
		0.095	0.215	80S	9857.9	9857.9
1/4	0.540	-	-	-	-	-
		0.065	0.410	10S	4448.8	4448.8
		0.088	0.364	40S	6258.9	6258.9
		0.119	0.302	80S	9065.5	9065.5
3/8	0.675	-	-	-	-	-
		0.065	0.545	10S	3484.8	3484.8

		0.091	0.493	40S	5047.2	5047.2
		0.126	0.423	80S	7448.7	7448.7
1/2	0.840	0.065	0.710	5S	2755.1	2755.1
		0.083	0.674	10S	3583.5	3583.5
		0.109	0.622	40S	4836.1	4836.1
		0.147	0.546	80S	6893.9	6893.9
3/4	1.050	0.065	0.920	5S	2175.4	2175.4
		0.083	0.884	10S	2818.4	2818.4
		0.113	0.824	40S	3933.1	3933.1
		0.154	0.742	80S	5549.8	5549.8
1	1.315	0.065	1.185	5S	1718.9	1718.9
		0.109	1.097	10S	2965.1	2965.1
		0.133	1.049	40S	3675.5	3675.5
		0.179	0.957	80S	5102.1	5102.1
1 1/4	1.660	0.065	1.530	5S	1350.1	1350.1
		0.109	1.442	10S	2314.7	2314.7
		0.140	1.380	40S	3020.7	3020.7
		0.191	1.278	80S	4232.6	4232.6
1 1/2	1.900	0.065	1.770	5S	1174.8	1174.8
		0.109	1.682	10S	2008.3	2008.3
		0.145	1.610	40S	2714.7	2714.7
		0.200	1.500	80S	3839.1	3839.1
2	2.375	0.065	2.245	5S	934.6	934.6

		0.109	2.157	10S	1591.3	1591.3
		0.154	2.067	40S	2284.2	2284.2
		0.218	1.939	80S	3308.7	3308.7
2 1/2	2.875	0.083	2.709	5S	987.0	987.0
		0.120	2.635	10S	1442.2	1442.2
		0.203	2.469	40S	2499.5	2499.5
		0.276	2.323	80S	3473.1	3473.1
3	3.500	0.083	3.334	5S	807.4	807.4
		0.120	3.260	10S	1177.4	1177.4
		0.216	3.068	40S	2168.3	2168.3
		0.300	2.900	80S	3073.6	3073.6
3 1/2	4.000	0.083	3.834	5S	704.7	704.7
		0.120	3.760	10S	1026.6	1026.6
		0.226	3.548	40S	1976.4	1976.4
		0.318	3.364	80S	2835.6	2835.6
4	4.500	0.083	4.334	5S	625.3	625.3
		0.120	4.260	10S	910.1	910.1
		0.237	4.026	40S	1836.4	1836.4
		0.337	3.826	80S	2660.7	2660.7
5	5.563	0.109	5.345	5S	664.9	664.9
		0.134	5.295	10S	820.3	820.3
		0.258	5.047	40S	1608.7	1608.7
		0.375	4.813	80S	2379.8	2379.8

6	6.625	0.109	6.407	5S	556.9	556.9
		0.134	6.357	10S	686.7	686.7
		0.280	6.065	40S	1461.0	1461.0
		0.432	5.761	80S	2297.8	2297.8
8	8.625	0.109	8.407	5S	426.4	426.4
		0.148	8.329	10S	581.1	581.1
		0.322	7.981	40S	1285.3	1285.3
		0.500	7.625	80S	2030.4	2030.4
10	10.750	0.134	10.482	5S	420.5	420.5
		0.165	10.420	10S	519.0	519.0
		0.365	10.020	40S	1165.7	1165.7
		0.500	9.750	80S	1613.5	1613.5
12	12.750	0.156	12.438	5S	412.7	412.7
		0.180	12.390	10S	476.9	476.9
		0.375	12.000	40S	1006.0	1006.0
		0.500	11.750	80S	1352.2	1352.2
14	14.000	0.156	13.688	5S	375.5	375.5
		0.188	13.624	10S	453.4	453.4
		0.375	13.250	40S	914.2	914.2
		0.500	13.000	80S	1227.9	1227.9
16	16.000	0.165	15.670	5S	347.3	347.3
		0.188	15.624	10S	396.2	396.2
		0.375	15.250	40S	797.8	797.8

		0.500	15.000	80S	1070.5	1070.5
18	18.000	0.165	17.670	5S	308.4	308.4
		0.188	17.624	10S	351.8	351.8
		0.375	17.250	40S	707.6	707.6
		0.500	17.000	80S	948.9	948.9
20	20.000	0.188	19.624	5S	316.3	316.3
		0.218	19.564	10S	367.3	367.3
		0.375	19.250	40S	635.8	635.8
		0.500	19.000	80S	852.0	852.0
22	22.000	0.188	21.624	5S	287.4	287.4
		0.218	21.564	10S	333.6	333.6
		-	-	-	-	-
		-	-	-	-	-
24	24.000	0.218	23.564	5S	305.6	305.6
		0.250	23.500	10S	350.8	350.8
		0.375	23.250	40S	528.5	528.5
		0.500	23.000	80S	707.6	707.6
30	30.000	0.250	29.500	5S	280.2	280.2
		0.312	29.376	10S	350.3	350.3
		-	-	-	-	-
		-	-	-	-	-

시뮬레이션 모델링 상에서 각 사고 사례에 대응하는 장비 별로 주입구 및 출입구에 해당하는 스트림을 대응 시켜 운전 압력을 확인한 후 Table 2.3에서 적합한 배관 유형을 선정한다.

2. 침식 속도(erosion velocity) 확인

선정한 배관 유형이 침식 속도를 넘지 않는지 확인한다. 침식 속도는 ISO 13703(ISO, 2000)의 기준을 따른다.

3. 배관 두께 확인

선정한 배관 유형의 배관 두께가 부식 여유(corrosion margin)등을 고려하여 문제가 없는지 확인한다.

1,2,3번 사항에 대한 반복 수행을 통해 조건을 모두 만족하는 배관 크기를 결정한다. 각 사고 사례에 설치되는 모든 플랜지에 대하여 위 절차를 적용하여 플랜지 크기 선정을 할 수 있다.

배관 크기 선정을 통해 설정한 다양한 크기의 플랜지를 포함하여 사고 사례에 포함되는 장비들을 모두 파악한 다음에 해당 장비들의 누수 빈도를 구하는 작업을 수행한다. 누수 빈도는 관련 통계 자료를 기반으로 구하는 것이 일반적이다. 통계 자료의 신뢰도가 위험도 분석의 정확도에 큰 영향을 미치기 때문에 국제적으로 공신력이 있는 기관에서 발행된 통계 자료를 사용해야 한다. 본 연구에서는 다양한 국제 기관 및 환경 안전 업체에서 인정받고 널리 활용되고 있는 석유 및 가스 생산

국제 협회(international association of oil & gas producers)에서 발행된 OGP 통계 자료를 누수 빈도 계산에 채택하였다 (OGP, 2010b). OGP 통계자료는 해양과 육상에 설치되는 여러 종류의 공정 장비들에 대해 누수 크기의 범위를 분류하여 그에 따른 누수 빈도를 제공하고 있으며, 누수 유형도 완전 누수(full release), 제한된 누수(limited release), 무압 누수(zero pressure release)로 세분화하여 누수 빈도를 제공하고 있다. 본 연구에서는 보수적인 접근을 위해 정상 운영 압력 조건에서 인벤토리가 모두 소진되는 누수 유형인 완전 누수를 누수 빈도 계산에 채택하였다.

Table 2.4 Leak frequency data for flanges

Leakage diameter range [mm]	Leak frequency [/flanged joint × year]					
	2" Dia. (50mm)	6" Dia. (150mm)	12" Dia. (300mm)	18" Dia. (450mm)	24" Dia. (600mm)	36" Dia. (900mm)
1 to 3	2.6E-05	3.7E-05	5.9E-05	8.3E-05	1.1E-04	1.7E-04
3 to 10	7.6E-06	1.1E-05	1.7E-05	2.4E-05	3.2E-05	4.9E-05
10 to 50	4.0E-06	3.0E-06	4.7E-06	6.6E-06	8.8E-06	1.4E-05
50 to 150	0.0E+00	2.0E-06	6.1E-07	8.7E-07	1.1E-06	1.8E-06
>150	0.0E+00	0.0E+00	1.7E-06	1.8E-06	1.9E-06	2.2E-06
Total	3.8E-05	5.3E-05	8.3E-05	1.2E-04	1.5E-04	2.4E-04

Table 2.5 Leak frequency data for heat exchanger

Leakage diameter range [mm]	Leak frequency [/heat exchanger × year]	
	Shell side	Tube side
1 to 3	1.2E-03	8.2E-04
3 to 10	4.1E-03	3.8E-04
10 to 50	1.4E-04	1.8E-04
50 to 150	2.4E-05	4.3E-05
>150	1.2E-05	3.3E-05
Total	1.8E-03	1.5E-03

Table 2.6 Leak frequency data for separator

Leakage diameter range [mm]	Leak frequency [/separator × year]
1 to 3	3.9E-04
3 to 10	2.0E-04
10 to 50	1.0E-04
50 to 150	2.7E-05
>150	2.4E-05
Total	7.4E-04

이에 따라 사고 사례에 포함되는 주요 장비들의 누수 빈도 데이터는 Table 2.4 ~ 2.6과 같다. 열 교환기의 경우 다양한 종류의 열 교환기를 분류하여 통계 자료를 제공하고 있지 않기 때문에 shell and tube 열 교환기(shell and tube heat exchanger(STHE))에 대한 통계 자료를 본 연구에 적용하였다. 따라서 shell 면은 열 교환기의 냉 스트림(cold stream)에 tube 면은 열 교환기의 온 스트림(hot stream)에 대응하여 누수 빈도를 다르게 설정하였다.

Table 2.4 ~ 2.6에서 확인할 수 있듯이 OGP 통계 자료는 누수 크기에 대하여 총 5가지 항목으로 범위를 분류하여 제공하고 있다. OGP에서 제공하는 범위를 기반으로 대표 누수 크기를 결정해야 한다. 하지만 위험도 분석의 결과에 대표 누수 크기 결정이 영향이 큼에도 불구하고 현재까지 특정 대표 누수 크기가 보다 현실적인 결과를 도출한다는 검증은 되어있지 않은 상황이다. 따라서 본 연구에서는 OGP에서 제공하는 범위 중 범위 1에서 3과 범위 3에서 10은 상대적으로 사고 영향이 크지 않는 누수 크기라는 판단 하에 제외하고, 범위 10에서 50을 소형 누수 크기(small leakage size)로 대응시켜 대표 누수 크기를 30mm로, 범위 50에서 150을 중형 누수 크기(medium leakage size)로 대응시켜 대표 누수 크기를 100mm로, 150보다 큰 범위를 대형 누수 크기(large leakage size)로 대응시켜 대표 누수 크기를 200mm로 정의하였다. 세가지 종류의 누수 크기를 정의하였기에 앞서 구한 인벤토리 하나에 대응되는 시나리오는 3가지로 구성되게 된다.

- 점화 가능성

점화는 누수 발생 시에 점화가 되는 시점에 따라 즉시 점화와 지연 점화로 나누어진다. 따라서 두 유형의 점화 가능성은 서로 다른 값으로 설정된다. 즉시 점화 및 지연 점화 가능성에 대한 통계 자료도 OGP에서 별도의 보고서로 다루고 있기에 누수 빈도의 경우와 같이 이를 점화 가능성 통계 자료로 채택하였다(OGP, 2010a). OGP에서는 해양에서의 점화 시나리오를 설비나 물질에 따라 구분하여 총 28가지의 시나리오에 대한 점화 가능성 데이터를 제공하고 있다. 이 중 해양 설비에 적합한 시나리오 21번의 해양 공정 가스 대형 모듈(offshore process gas large module)에서 발생한 누수에 따른 점화 시나리오가 본 연구에서 다루는 분석 대상과 가장 유사한 특성을 가지고 있어 이를 채택하고 해당 데이터를 이용하였다. 해당 점화 시나리오의 데이터가 가연성 가스 외에도 가연성 기체 및 액체의 누수를 모두 고려하여 제공하고 있기 때문이다. 해양 공정 가스 대형 모듈 시나리오의 점화 가능성은 Table 2.7과 같이 누수율(release rate)에 따라 이산적인 형태의 값으로 제공하고 있다. 또한 해당 자료는 지연 점화 가능성에 대해서만 제공하고 있다. 즉시 점화 가능성의 경우 누수율에 따른 데이터는 제공하고 있지 않고 있으나 21번 시나리오를 포함한 모든 시나리오에 대해 고정값 0.001로 가정하는 것을 해당 보고서에서 제안하고 있어(OGP, 2010a) 본 연구에서도 이를 따랐다.

Table 2.7 Ignition probabilities against release rate

Release rate (kg/s)	Ignition Probability
0.1	0.0010
0.2	0.0018
0.5	0.0041
1	0.0074
2	0.0135
5	0.0300
10	0.0366
20	0.0445
50	0.0500
100	0.0500
200	0.0500
500	0.0500
1000	0.0500

사고결과 분석에서 계산될 누수율은 시나리오마다 서로 다른 값으로 나타나기 때문에 이산적으로 제공된 Table 2.7 자료만 가지고는 정확한 대응이 불가능하다. 따라서 본 연구에서는 각 시나리오에 보다 현실적인 점화 가능성을 대응시키기 위해 Table 2.7의 각 구간마다 Fig. 2.16와 같은 방법으로 선형보간법을 활용하여 연결한 연속적인 함수 식을 만들어 적용하였다.

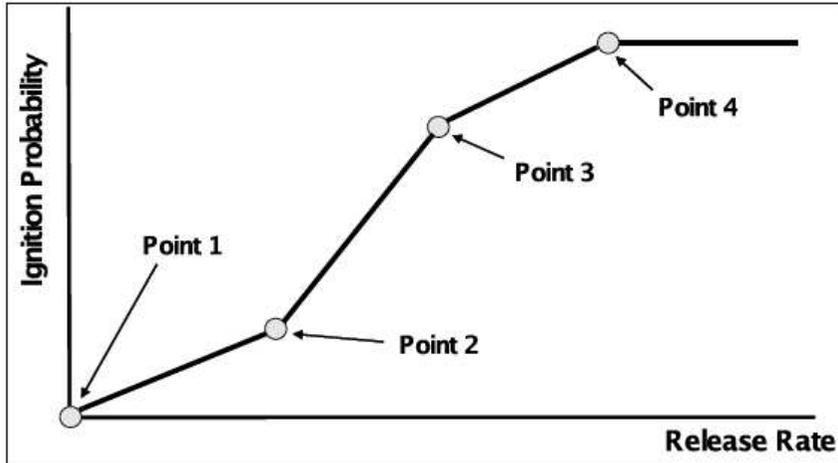


Fig. 2.16 Interpolation of discrete ignition probability data (OGP, 2010a)

– 사고 빈도

앞서 정의한 누수 빈도와 점화 가능성에 따라 각 시나리오의 사고 빈도가 결정된다. 해당 시나리오의 누수 빈도와 점화 가능성의 곱으로 표현되는 사고 빈도는 식 (2.16)와 같다.

$$F_{\text{accident}} = F_{\text{leak}} \cdot P_{\text{ignition}} \quad (2.16)$$

사고 빈도는 추후 잠재적 위험도 비용의 입력 데이터로도 활용된다.

2.3.5. 사고결과 분석

사고결과 분석은 앞서 소개 하였듯이 전산 유체 역학 프로그램을 활용한 정량적 사고결과 분석이 대표적으로 알려져 있다. 개념 설계 단계에서는 전산 유체 역학 프로그램에 필요한 입력 정보를 얻기가 힘들기 때문에 기존 연구 소개에서 알 수 있듯이 PHAST와 같은 프로그램을 쓰는 경우가 있다. PHAST는 제한된 정보만으로도 합리적인 물리 사고 모델을 제공할 수 있지만 PHAST를 이용한 사고결과 분석은 PHAST 프로그램 내에서 사고결과 모델링을 추가적으로 수행해야만 결과를 얻을 수 있다. 본 연구에서는 개념 설계 단계에서 수행하는 위험도 분석의 취지에 맞게 보다 효율적으로 결과값을 얻을 수 있도록 소프트웨어를 활용한 사고결과 모델링없이 각 사고결과 유형에 대하여 시뮬레이션 모델링 상의 정보를 가지고 바로 계산을 수행할 수 있는 물리 모델을 정립하고자 한다.

해당 연구에서 다루는 사고결과 유형은 제트 화재, 풀 화재, 폭발 세가지 종류다. 각 사고결과 유형은 그 유형에 적합한 물리 모델을 이용하여 열복사 또는 과압을 구한다.

- 제트 화재

제트 화재는 누수 발생 시에 즉시 점화가 일어나 발생하는 사고 유형이다. 제트 화재의 결과값인 열복사를 계산하기 위한 절차는 Fig. 2.17과 같다.

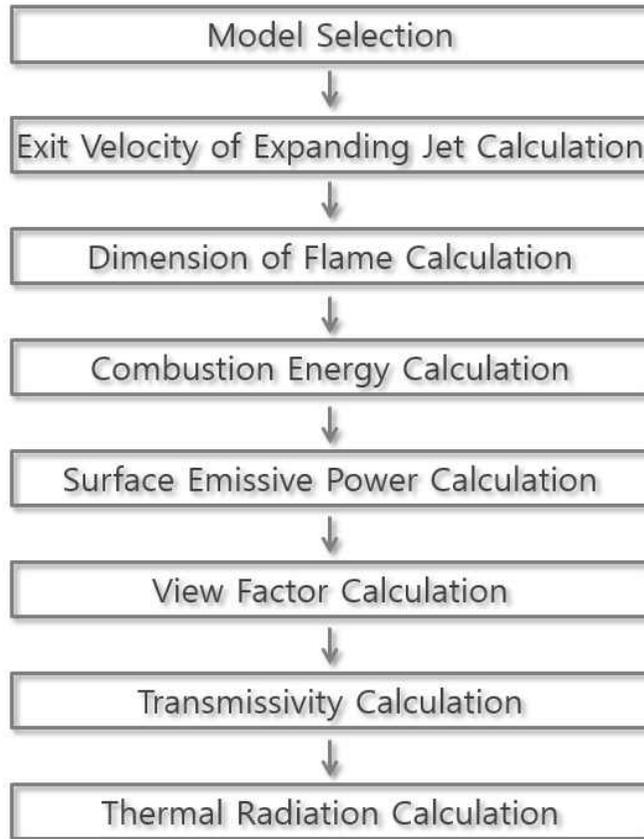


Fig. 2.17 Procedure of jet fire thermal radiation calculation

제트 화재의 열 복사를 구하기 위한 첫번째 단계로 제트 화재 모델을 선정해야 되는데, 본 연구에서는 Thornton 모델(TNO, 2005)을 채택하였다. Thornton 모델은 Fig. 2.18에서 보이는 것처럼 제트 불꽃 모양을 표면 복사능(surface emissive power)을 가진 원뿔 형태의 절두체(frustum)로 가정하고 열복사를 계산하는 방식이다.

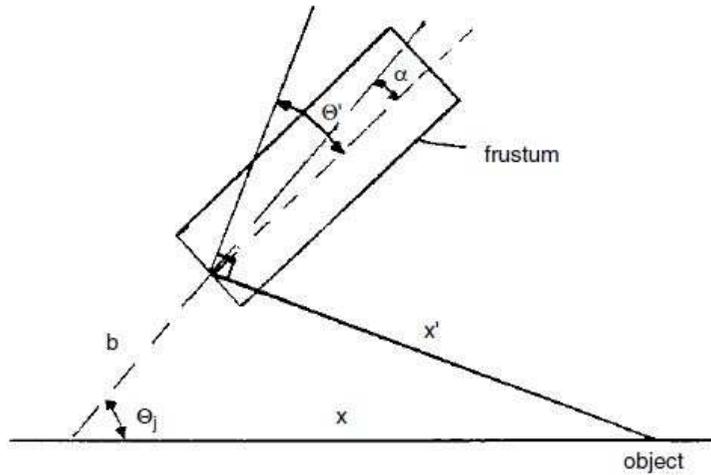


Fig. 2.18 Shape of jet flame (TNO, 2005)

여기서 α 는 제트의 방향과 누수 방향 사이의 각도(tilt angle), b 는
 원뿔 형태의 절두체의 시작 높이(frustum lifted-off height), θ_j 는
 수평 축과 누수 방향 사이의 각도, θ' 는 대상 위치와 불꽃의 시작
 부분(lifted-off flame) 단면 사이의 각도, x' 는 대상 위치와 불꽃의
 시작 부분 중앙점 사이의 거리, x 는 대상 위치와 누수 위치 사이의
 거리를 의미한다.

팽창 제트(expanding jet)의 출구 속도(exit velocity)는 제트
 불꽃의 치수 결정에 있어 주요한 요소이다. 출구 속도(u_j)는 식
 (2.17)을 통해 계산된다.

$$u_j = M_j \times (\gamma \times R_c \times \frac{T_j}{W_g})^{1/2} \quad (2.17)$$

Where M_j = Mach-number
 γ = ratio of specific heats, Poisson constant
 R_c = Gas constant, 8.314 (J/(mol k))
 T_j = Temperature of gas in jet, in K
 W_g = Molecular weight of gas, in kg/mol

출구 속도를 통해 불꽃의 치수를 구할 수 있으며 최종적으로 표면 복사능을 구하는데 필요한 표면적(A)은 식 (2.18)과 같이 표현된다.

$$A = \frac{\pi}{4} \times (W_1^2 + W_2^2) + \frac{\pi}{2} \times (W_1 + W_2) \times (R_1^2 + ((W_1 + W_2)/2)^2)^{1/2} \quad (2.18)$$

Where W_1 = Width of frustum base, in m
 W_2 = Width of frustum tip, in m
 R_1 = Length of frustum, in m

표면 복사능을 구하기 위한 또 하나의 요소인 연소 에너지 (combustion energy, Q')는 식 (2.19)과 같이 표현된다.

$$Q' = m' \times \Delta H_c \quad (2.19)$$

Where m' = mass flow rate, in kg/s
 ΔH_c = Heat of combustion, in J/kg

유량(m')과 연소열(ΔH_c)은 시뮬레이션 모델링 상에서 얻을 수 있는 값들이다. 연소 에너지와 불꽃 표면적을 통해 표면 방사능을 식 (2.20)와 같이 구할 수 있다.

$$\mathbf{SEP} = \mathbf{F_s} \times \mathbf{Q}'/A \quad (2.20)$$

Where F_s = Fraction of generated heat radiated from flame surface

각 관계 인자(view factor, F_{view})는 TNO에서 제공하는 일련의 관계 근사식을 통해 얻을 수 있는데, 절두체에 대한 근사식 정보는 알려진 바가 없는 관계로 유사한 형태인 기울어진 원통형 형태에 대한 각 관계 인자 근사식을 채택하였다. 일련의 관계 근사식은 각 관계 인자의 최대값을 도출하며, 이 값을 각 관계 인자 값으로 설정하는 것이 일반적이다(TNO, 2005). 각 관계 인자 관계 근사식 최대값은 식 (2.21)과 같이 표현된다.

$$\mathbf{F_{max}} = \sqrt{(\mathbf{F_v}^2 + \mathbf{F_h}^2)} \quad (2.21)$$

여기서 F_v 와 F_h 는 각각 수직면의 각 관계 인자, 수평면의 각 관계 인자를 의미하며 식 (2.22)과 식 (2.23)와 같이 표현된다.

$$\pi F_v = -E \tan^{-1} D + E \left[\frac{a^2 + (b+1)^2 - 2b(1+a \sin \theta)}{AB} \right] \tan^{-1} \left(\frac{AD}{B} \right) \frac{\cos \theta}{C} + \left[\tan^{-1} \left(\frac{ab - F^2 \sin \theta}{FC} \right) + \tan^{-1} \left(\frac{F^2 \sin \theta}{FC} \right) \right] \quad (2.22)$$

$$\pi F_h = \tan^{-1} \left(\frac{1}{D} \right) + \frac{\sin \theta}{C} \left[\tan^{-1} \left(\frac{ab - F^2 \sin \theta}{FC} \right) + \tan^{-1} \left(\frac{F^2 \sin \theta}{FC} \right) \right] \left[\frac{a^2 + (b+1)^2 - 2(b+1+a b \sin \theta)}{AB} \right] \tan^{-1} \left(\frac{AD}{B} \right) \quad (2.23)$$

여기서 세부 인자 식들은 식 (2.24) ~ 식 (2.31)과 같다.

$$a = \frac{L}{R} \quad (2.24)$$

$$b = \frac{X}{R} \quad (2.25)$$

$$A = \sqrt{(a^2 + (b+1)^2 - 2 \times a \times (b+1) \times \sin \theta)} \quad (2.26)$$

$$B = \sqrt{(a^2 + (b-1)^2 - 2 \times a \times (b-1) \times \sin \theta)} \quad (2.27)$$

$$C = \sqrt{(1 + (b^2 - 1) \times \cos^2 \theta)} \quad (2.28)$$

$$D = \sqrt{\frac{b-1}{b+1}} \quad (2.29)$$

$$E = \frac{a \times \cos \theta}{b-a \times \sin \theta} \quad (2.30)$$

$$F = \sqrt{(b^2 - 1)} \quad (2.31)$$

각 관계 인자와 관련된 식으로부터 최종 열복사 식이 거리에 대한 함수로 표현됨을 알 수 있다. 투과율(transmissivity, τ_a)은 식 (2.32)을 통해 구한다.

$$\tau_a = 1 - \alpha_w - \alpha_c \quad (2.32)$$

Where α_w = absorption factor for water vapor

α_c = absorption coefficient for carbon-dioxide

표면 방사능, 각 관계 인자, 투과율의 세가지 계산 결과를 통해 최종적인 목표 결과값인 제트 화재로 인한 열복사(식 (2.33)) 값을 얻을 수 있다.

$$q'' = SEP \times F_{\text{view}} \times \tau_a \quad (2.33)$$

- 풀 화재

풀 화재는 누수 발생 시에 지연 점화를 통해 발생하는 사고 유형이다. 풀 화재의 열복사를 구하는 절차 역시 TNO(TNO, 2005)에서 제공된 모델을 따르며 Fig 2.19와 같다.

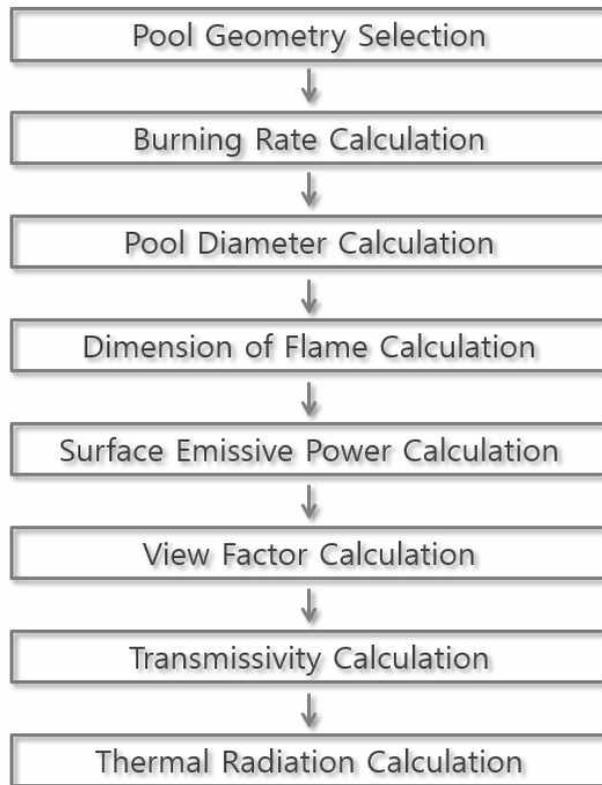


Fig 2.19 Procedure of pool fire thermal radiation calculation

선택 가능한 풀의 기하학적 형상으로는 원기둥 형태, 원뿔 형태, 타원형의 밑면을 가지는 원기둥 형태 등이 있는데, 현실적인 형상을

반영하기 위하여 Fig. 2.20에서 보이는 것처럼 타원형의 밑면을 가지는 원기둥 형태를 선택하였다. 해당 형태가 바람 등의 환경 조건을 고려하였을 때 나타나는 모양이기 때문이다.

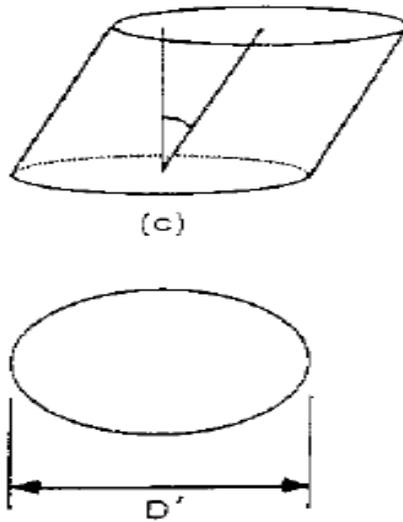


Fig. 2.20 Pool fire geometry (TNO, 2005)

연소율(burning rate) 계산에서는 화재 동안에 액체 풀로부터 물질이 연소하는 상황을 선형으로 표현한 방정식이 이용된다. 액체 풀의 직경이 작은 경우는 액체 풀의 직경에만 영향을 받아 연소율이 결정이 되지만 직경이 1m 이상이 되는 경우에는 가연성 물체의 성질에 영향을 받는다. 대표적인 물질의 연소율은 Table 2.8에서 확인할 수 있다(Babrauskas, 1983).

Table 2.8 Burning rate of flammable material

Material	Burning rate [kg/(m ² s)]
Liquid H ₂	0.169
LNG	0.078
LPG	0.099
Butane	0.078
Hexane	0.074
Heptane	0.101
Benzene	0.085
Xylene	0.090
Gasoline	0.055
Kerosene	0.039
JP-5	0.054
Methanol	0.015
Ethanol	0.015

본 연구에서는 단일 물질뿐만 아니라 다양한 물질들로 구성된 혼합물에 대해서도 해석이 가능해야 되기 때문에 혼합물에 대한 연소율 식(식 (2.34))을 적용하였다.

$$\mathbf{m}'' = \mathbf{c}_8 \times \frac{\Delta H_c}{\Delta H_v + C_p \times (T_b - T_a)} \quad (2.34)$$

Where $c_g = 0.001 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$

$\Delta H_c =$ Heat of combustion, in $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

$\Delta H_v =$ Heat of vaporization, in $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

$C_p =$ Heat capacity, in $\text{J}/(\text{kg} \cdot \text{K})$

$T_b =$ liquid boiling temperature, in K

$T_a =$ Ambient temperature, in K

연소열 (heat of combustion), 기화열 (heat of vaporization), 열용량 (heat capacity) 등의 입력 값은 역시 시뮬레이션 모델링 상에서 얻을 수 있는 물성치들이다. 누수로 인해 형성된 화재 발생이 가능한 액체 풀의 직경 (D)은 실제로는 불규칙한 모양의 풀이 형성이 되지만 타원형의 형태로 변형하기에 앞서 원형으로 가정하여 계산해준다. 개념 설계 단계에서의 정보로는 정확한 시나리오 형성이 어려워 풀의 정확한 면적을 예측할 수 없기 때문에 인벤토리가 모두 소진되었을 경우의 방출 액체 부피를 가지고 식 (2.35)와 같이 적용하였다.

$$D = \sqrt{4 \times \frac{V}{\pi \times \delta}} \quad (2.35)$$

Where $V =$ Volume of released liquid, in m^3

$\delta =$ Thickness of pool, in m

불꽃의 치수는 환경 조건을 고려하여 풀의 직경과 연소율을 통해

얻을 수 있는데 최종적인 계산에 앞서 가정한 타원형의 밀면, 즉 바람의 영향으로 늘어난 불꽃 직경을 구해야 한다. 확장된 직경(D')은 식 (2.36)와 같이 상공 10m에서의 바람의 속도(u_w)에 대한 프루드 숫자(Froude number)에 영향을 받는다. 프루드 숫자는 식 (2.37)로 표현된다.

$$\frac{D'}{D} = 1.5 \times (Fr_{10})^{0.069} \quad (2.36)$$

$$Fr_{10} = \frac{u_w^2}{g \times D} \quad (2.37)$$

Where u_w = Wind velocity at height of 10m, in m/s

연소율과 현실적으로 보정된 불꽃의 치수를 가지고 표면 방사능 도출이 가능하다. 표면 방사능 식은 식 (2.38)과 같다.

$$SEP = F_s \times m'' \times \frac{\Delta H_c}{1 + 4 \times L/D'} \quad (2.38)$$

Where F_s = Fraction of generated heat radiated from flame surface

각 관계 인자와 투과율 도출 방법은 제트 화재의 경우와 동일하다. 풀 화재 역시도 표면 방사능, 각 관계 인자, 투과율 세가지 계산 결과를 통해 최종적인 목표 결과값인 열복사를 얻을 수 있다.

- 폭발

폭발은 가스의 급격한 팽창으로 인해 에너지가 방출되는 현상이다. 폭발 역시 보다 정교한 분석을 위해 전산 유체 역학 기법이 적용될 수 있으나 상세 정보를 도출할 수 없는 개념 설계 단계이기 때문에 이에 적합한 폭발 사고결과 계산 절차를 도입하고자 한다. 선행 연구들의 방법을 참조하여 시뮬레이션 모델링 상의 정보를 통해 폭발로 인한 과압을 계산할 수 있는 절차를 Fig. 2.21과 같이 정립하였다.

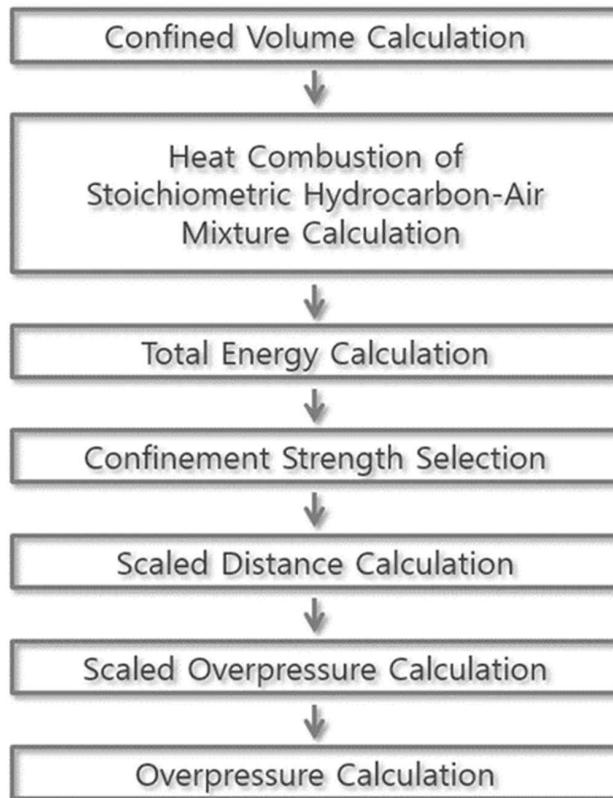


Fig. 2.21 Procedure of explosion overpressure calculation

폭발의 계산 결과가 되는 과압을 구하는데 있어 가장 중요한 요소는 폭발 해석 방법이다. TNO ME(TNO multi-energy) 방법이 다양한 폭발 해석 방법 중에서 과압을 계산하는 가장 효과적인 방법으로 알려져 있어(TNO, 2005) 이를 폭발 해석 방법으로 채택하였다. TNO ME 방법은 가스 구름(gas cloud)의 경로 상에서 국한된 부피(confined volume)와 그 국한된 부피에 대응되는 국한 강도(confinement strength)를 정의하여 해당 부피로 인해서 과압에 미치는 기여도를 계산하는 방식으로 구성되어 있다(Crowl, 2011).

따라서 TNO ME 방법을 적용하기 위해서는 가연성 가스 구름의 부피와 위치를 알고 있어야 한다. 가연성 가스 구름의 부피와 위치를 통해 국한된 부피를 정의하기 때문이다. 개념 설계 단계에서 가연성 가스 구름이 국한된 부피를 형성하는 과정에 관련한 정보를 도출할 수 없기 때문에 가스 구름 자체를 국한된 부피로 가정하고 계산하였다. 또한 가스 구름의 부피를 구하는 모델은 가스 구름의 밀도에 따라 다르게 적용되는데, 본 연구에서는 가스 구름 자체를 국한된 부피로 가정하였기 때문에 밀도가 높은 가스 구름만이 국한된 부피 형성에 기여한다고 가정하여 고밀도 가스 구름(dense gas cloud)에 대한 부피 계산 모델을 국한된 부피 형성 대상으로 선정하였다. 밀도가 낮은 가스 구름은 Pasquill-Gifford 모델 등의 방법으로 계산은 가능하지만(Crowl, 2011) 이를 본 연구에서 설정한 가정 하에 적용하게 되면 폭발 과압의 결과가 비현실적으로 도출되기 때문이다.

이와 같은 이유로 Britter and McQuaid 모델을 이용하여 고밀도

가스 구름을 고려하였다(Britter and McQuaid, 1988). Britter and McQuaid 모델은 고밀도 가스 확산 과정에 필요한 다양한 특성들을 결정해주는 독립 변수들에 대한 실험 관계식을 제공한다. Britter and McQuaid 모델에서 제시하는 계산 도표(nomogram)는 Fig. 2.22과 같이 표현된다.

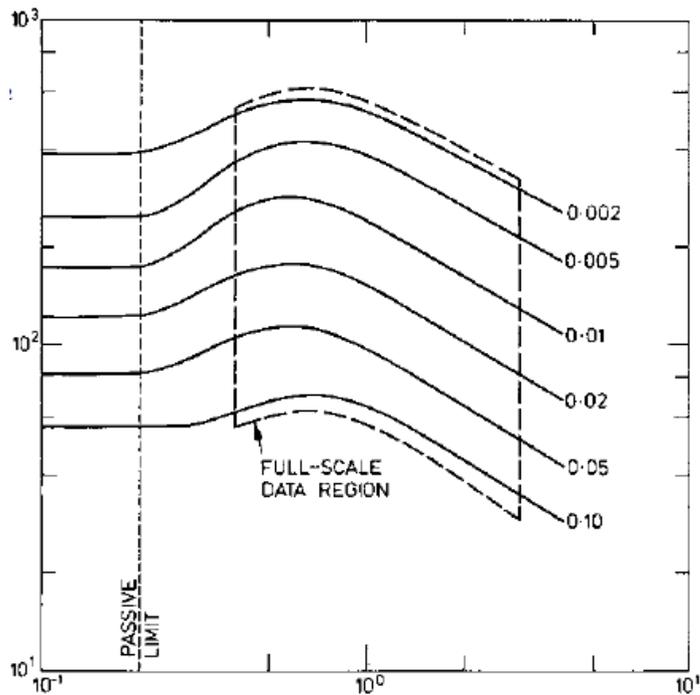


Fig. 2.22 Nomograms for BM model (TNO, 2005)

계산 도표 속의 곡선에 표시된 숫자는 누수 발생 지점에서의 농도(concentration)와 가스 구름 평균 농도의 비율을 의미한다. 본 연구에서는 계산 도표 상에 표시되지 않은 누수 발생 지점에서의 농도와

가스 구름의 평균 농도의 비율을 선형보간법을 이용하여 모든 값에서 계산 도표를 활용할 수 있도록 재구성하였다. 또한 계산 도표의 가로 축은 식 (2.39), 세로 축은 식 (2.40)로 정의된다.

$$\mathbf{X-axis} = \left(\frac{g_o' v_o}{u_a^5} \right)^{1/5} \quad (2.39)$$

Where g_o' = Effective gravity at source, in m/s^2

v_o = Initial volume rate, in m^3/s

u_a = Ambient wind velocity, in m/s

$$\mathbf{Y-axis} = x / \left(\frac{v_o}{u_a} \right)^{1/2} \quad (2.40)$$

Where x = Downwind distance, in m

여기서 누수 발생 지점에서의 유효 중력(effective gravity at source, g_o')은 식 (2.41)과 같으며 초기 유량(initial volume rate, v_o)은 방출되는 물질의 상 상태에 따라 달라진다. 탄화수소 방출에 대해서 다루는 선행 연구에서 제시된 초기 가스 방출 유량 식과 초기 액체 방출 유량 식(Spouge, 1999)을 Britter and McQuaid 모델의 입력 데이터인 초기 유량에 적용하였다. 초기 가스 방출 유량 식은 식 (2.42)로 초기 액체 방출 유량 식은 식 (2.43)로 정의된다.

$$\mathbf{g}_o' = \mathbf{g} \times \left(\frac{\rho_o - \rho_a}{\rho_a} \right) \quad (2.41)$$

Where ρ_o = Material density, in kg/m³

ρ_a = Ambient density, in kg/m³

$$\mathbf{Q}_o = C_D A P_o \sqrt{\frac{M \gamma}{R T_o} \left(\frac{2}{\gamma + 1} \right)^{\frac{\gamma + 1}{\gamma - 1}}} \quad (2.42)$$

Where C_D = Discharge coefficient, typically >0.85 for gas

A = Hole area, in m²

P_o = Initial pressure of gas, in N/m²

M = Molecular weight of gas

γ = Ratio of specific heats

R = Universal gas constant (8314 J/kg mol K)

T_o = Initial temperature of gas, in K

$$\mathbf{Q}_o = C_D A \sqrt{2 \rho_L [(P_o - P_a) + \rho_L g h]} \quad (2.43)$$

Where C_D = Discharge coefficient, typically 0.61 for liquid

P_a = Atmospheric pressure, in N/m²

ρ_L = Liquid density, in kg/m³

h = Height of liquid surface above hole, in m

사고 시나리오는 가스 누수와 액체 누수를 구분하여 구성되어 있기 때문에 상황에 맞는 초기 유량 식을 사용하면 된다. Britter and McQuaid 모델의 계산 도표 상의 변수들로부터 계산식을 통해 풍하 거리(downwind distance)를 구할 수 있고, 풍하 거리를 기반으로 가스 구름의 부피를 구한다.

부피를 구할 때는 평균화 시간(averaging time)을 적용하였으며, Fig. 2.23(Britter and McQuaid, 1988)의 모양으로 등농도선을 근사시켜 부피를 계산하였다. 적용된 평균화 시간은 DNV GL에서 제안하는 가연성 물체 방출에 대한 가이드에 따라 18.75초로 적용하였다.

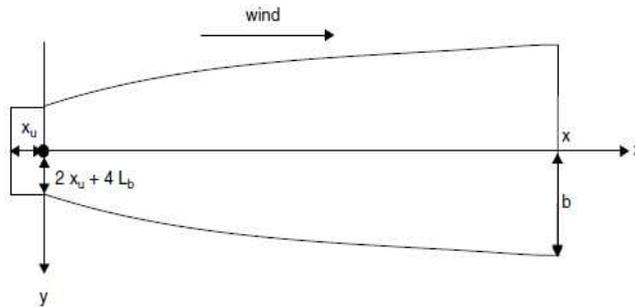


Fig. 2.23 Approximations for iso-concentration contours (TNO, 2005)

Fig. 2.23의 근사 등농도선에 표현된 치수들에 대한 식은 식 (2.44) ~ 식 (2.46) 와 같다.

$$L_b = \frac{v_0 g_0'}{u_a^3} \quad (2.44)$$

$$x_u = b_o + 2L_b \quad (2.45)$$

Where b_o = Source radius, in m

$$b = 2b_o + 8L_b + 2.5L_b^{1/3} x^{2/3} \quad (2.46)$$

다양한 물질들에 대한 화학량론적 탄화수소-공기 혼합물의 연소열 (heat combustion of stoichiometric hydrocarbon air mixture)을 Table 2.9 (CCPS, 1994)에서 보여주고 있다.

Table 2.9 Heat combustion of stoichiometric hydrocarbon air mixture

Material	Heat combustion of Stoichiometric hydrocarbon air mixture [MJ/m ³]
Methane	3.23
Ethane	3.39
Ethylene	3.64
Propane	3.46
Propylene	3.59
Butane	3.48
Butylene	3.64
Cyclohexane	3.85

화학량론적 탄화수소-공기 혼합물의 연소열은 3.5 MJ/m^3 의 근사값으로 가정하기도 한다(CCPS, 1995). 본 연구에서는 Table 2.9를 기반으로 인벤토리 물질의 조성에 따라 근사 시켜 각 인벤토리 별로 화학량론적 탄화수소-공기 혼합물의 연소열을 달리 계산하였다.

다음 단계는 TNO ME 방법의 입력 데이터가 되는 가스 구름의 총 에너지(total energy, E) 계산이다. 총 에너지는 식 (2.47)과 같이 앞서 구한 국한된 부피와 화학량론적 탄화수소-공기 혼합물의 연소열 값의 곱으로 얻을 수 있다.

$$\mathbf{E} = \mathbf{V}_c \times \mathbf{H}_s \quad (2.47)$$

Where V_c = Confined volume, in m^3

H_s = Heat combustion of stoichiometric hydrocarbon
air mixture, in MJ/m^3

TNO ME 방법은 앞서 구한 계산 결과를 계산 도표에 대응하여 폭발 사고결과 분석의 최종 결과값인 과압을 도출한다. 계산 도표는 도표 속의 1부터 10까지 이산적으로 표현된 국한 강도에 따라 서로 다른 축척 거리(scaled distance)와 무차원 축척 과압(dimensionless scaled overpressure)의 관계에 대한 곡선을 제공한다. Fig 2.24에서 TNO ME 방법에 적용되는 계산 도표를 확인할 수 있다.

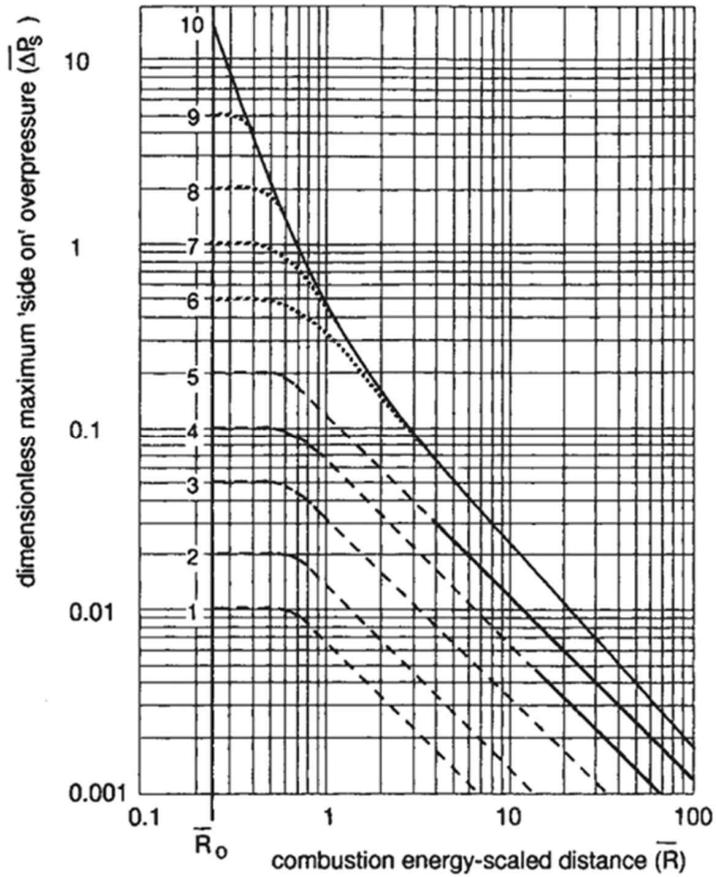


Fig 2.24 Multi-energy method blast chart

일반적으로 국한된 부피에는 7 이상의 국한 강도 값을 적용하고 국한되지 않은 부피에는 2 부근의 국한 강도 값을 적용한다. 두 곡선의 최대값이 50배 이상의 차이를 나타남에 따라 국한되지 않은 부피가 과압에 기여하는 바가 매우 작음을 알 수 있다. 본 연구에서는 결과에 대한 보수적인 접근을 위하여 추천된 값인 10을 국한 강도 값으로 선정하였다(Crowl, 2011).

국한 강도 값이 결정되면 가로축의 축척 거리에 대한 식 (2.48)과 세로축의 무차원 축척 과압에 대한 식 (2.49)를 통하여 최종 결과값인 과압을 구할 수 있다.

$$\bar{R} = \frac{R}{(E/P_o)^{1/3}} \quad (2.48)$$

Where \bar{R} = Scaled distance from charge

R = Distance from charge, in m

E = Total energy, in J

P_o = Ambient pressure, in Pa

$$\Delta \bar{P}_s = \frac{P_s}{P_o} \quad (2.49)$$

Where $\Delta \bar{P}_s$ = Scaled overpressure

P_s = Side-on blast overpressure, in Pa

P_o = Ambient pressure, in Pa

식 (2.49)에서 확인할 수 있듯이 폭발에 의한 사고 결과값 과압은 무차원 축척 과압에 대기압을 곱하여 얻을 수 있다.

2.4. 잠재적 비용 계산 절차

2.4.1. 잠재적 비용 개념

잠재적 비용은 본 연구에서 수행되는 분석들의 결과값을 통일시켜 주기 위해 도입한 개념이다. 서론에서 언급하였듯이 위험도 분석과 가용도 분석의 결과는 일반적으로 서로 다른 방식으로 표현된다. 화재 위험도 분석은 열복사를 계산하여 관련 표준과 비교하여 예상 인명 피해 및 자산 손실 수준이 허용 범위를 넘지 않게 열복사 영향 범위를 설정하는 것을 목적으로 하며 폭발 위험도 분석 또한 과압을 계산하여 관련 표준과 비교하여 예상 인명 피해 및 자산 손실 수준이 허용 범위를 넘지 않게 과압 영향 범위를 설정하는 것을 목적으로 한다. 가용도 분석 또한 시스템의 가용도가 기준 수준보다 높게 시스템의 신뢰성을 유지하는 것을 목적으로 한다. 분석 마다 기준이 다르기 때문에 위험도 및 가용도 분석 전문가가 아닌 해양 설비 설계자의 입장에서 결과들을 설계에 종합적으로 고려하기 어려운 부분이 있다.

따라서 분석 결과의 종합적인 기준을 쉽게 설정할 수 있게 하기 위하여 잠재적 비용이라는 비용을 단위로 하는 통일된 결과값 개념을 도입하게 된 것이다. 위험도 분석의 경우 인명 피해 결과를 그에 따른 예상 비용으로 변환하고 자산 손실 결과 또한 그에 따른 예상 비용으로 변환한다. 가용도 분석의 경우에도 시스템의 구성 요소의 계획되지 않은 고장으로 인한 결과에 따른 예상 비용으로 통일시킨다.

2.4.2. 잠재적 생애 주기 비용

잠재적 비용은 잠재적 위험도 기반 설계를 위해서 생애 주기 비용에 기본적으로 포함되는 자본 비용과 운영 비용 외에 추가적으로 고안된 비용이다. 따라서 본 연구에서 적용할 잠재적 생애 주기 비용(potential life cycle expenditure; PLCE) 식은 식 (2.50)과 같이 적용된다.

$$\text{PLCE} = \text{CAPEX} + \text{OPEX} + \text{Potential Expenditure} \quad (2.50)$$

잠재적 비용은 잠재적 위험도 비용과 잠재적 고장 비용으로 구성된다. 잠재적 위험도 비용은 잠재적 위험도 분석의 결과를 비용을 환산하여 계산이 되고, 잠재적 고장 비용은 가용도 및 잠재적 고장 분석의 결과를 비용으로 환산하여 계산이 된다. 운영 비용과 함께 잠재적 비용을 현재의 가치로 환산한 본 연구에 실제 적용되는 계산식은 식 (2.51)과 같다.

$$\begin{aligned} \text{PLCE} = & C_{\text{Capital}} + \sum_{n=1}^T C_{\text{Operational}} (1 + \gamma)^{-n+1} \\ & + \sum_{n=1}^T C_{\text{Risk}} (1 + \gamma)^{-n+1} + \sum_{n=1}^T C_{\text{Failure}} (1 + \gamma)^{-n+1} \end{aligned} \quad (2.51)$$

여기서 C_{Capital} 는 자본 비용, $C_{\text{Operational}}$ 는 1년 동안의 운영 비용을 의미한다. C_{Risk} 는 1년 동안의 잠재적 위험도 비용이며, C_{Failure} 는 1년

동안의 잠재적 고장 비용이다. γ 는 이자율, T 는 생애 주기를 나타낸다.

자본 비용에 고려되는 비용으로는 장치 비용(equipment cost)과 설치 비용(installation cost)이 있으며, 운영 비용에 고려되는 비용으로는 전력 비용(electricity cost)과 냉각수 비용(cooling water cost)이 있다. 잠재적 위험도 비용은 인명 피해 비용(lethality cost)과 자산 손실 비용(asset cost)으로 구성되는데 자산 손실 비용은 다시 사고로 인한 구조 손상 비용(structural damage cost), 생산 손실 비용(production loss cost), 유지 보수 공수 비용(maintenance manhours cost)으로 나뉜다. 잠재적 고장 비용 역시 고장으로 인한 생산 손실 비용, 유지 보수 공수 비용, 장비 교체 비용(equipment replacement cost)으로 나뉜다. 본 연구의 각 비용 계산에 고려될 세부 비용들을 Table 2.10에 정리하였다.

Table 2.10 Hierarchy of potential life cycle expenditure

	CAPEX	OPEX	Potential risk expenditure		Potential failure expenditure
			Lethality	Asset	
ITEM	Equipment Installation	Electricity Cooling water	Lethality	Structural damage Production loss Maintenance manhours	Production loss Maintenance manhours Equipment replacement

Table 2.10에서 확인할 수 있듯이 개념 설계 단계에서 얻을 수 있는 정보를 통해 총 11가지 항목에 대한 비용 계산이 이루어진다. 각 세부 비용들에 대한 도출 방법 및 계산식을 소개하고자 한다.

2.4.3. 잠재적 비용 구성

잠재적 비용은 앞서 언급하였듯이 식 (2.52)와 같이 잠재적 위험도 비용과 잠재적 고장 비용으로 구성된다.

$$\text{Potential Expenditure} = C_{\text{Risk}} + C_{\text{Failure}} \quad (2.52)$$

여기서 잠재적 위험도 비용은 식 (2.53)과 같이 인명 피해 비용과 자산 손실 비용으로 구성된다. 인명 피해 비용의 경우 인명 피해에 대한 단일 비용으로 표현이 되지만 자산 손실 비용은 다시 식 (2.54)와 같이 사고로 인한 구조 손상 비용, 생산 손실 비용, 유지 보수 공수 비용으로 세분화된다.

$$C_{\text{Risk}} = C_{\text{L}} + C_{\text{A}} \quad (2.53)$$

Where C_{Risk} = Potential risk expenditure, in \$

C_{L} = Lethality cost, in \$

C_{A} = Asset cost, in \$

$$C_A = C_{SDA} + C_{PLA} + C_{MMA} \quad (2.54)$$

Where C_{SDA} = Cost of structure damage due to accident

C_{PLA} = Cost of production loss due to accident

C_{MMA} = Cost of maintenance manhours due to accident

잠재적 고장 비용은 인명 피해에 대해 고려할 필요가 없기 때문에 식 (2.55)와 같이 고장 비용만으로 표현이 된다. 이 고장 비용이 다시 식 (2.56)과 같이 고장으로 인한 생산 손실 비용, 유지 보수 공수 비용, 장비 교체 비용으로 세분화된다.

$$C_{Failure} = C_F \quad (2.55)$$

Where $C_{Failure}$ = Potential failure expenditure, in \$

C_F = Failure cost, in \$

$$C_F = C_{PLF} + C_{MMF} + C_{ERF} \quad (2.56)$$

Where C_{PLF} = Cost of production loss due to failure

C_{MMF} = Cost of maintenance manhours due to failure

C_{ERF} = Cost of equipment replacement due to failure

잠재적 위험도 비용과 잠재적 고장 비용에 있어 각 세부 비용에 대한 도출 방법은 이어지는 잠재적 위험도 비용 계산과 잠재적 고장 비용 계산 부분에서 소개한다.

2.4.4. 잠재적 위험도 비용 계산

잠재적 위험도 비용에서는 앞서 언급하였듯이 인명 피해 비용과 자산 손실 비용을 분류하여 계산한다.

인명 피해 비용은 식 (2.57)과 같이 표현된다.

$$C_L = \sum_{j=0}^k T_L \cdot PLL_j \cdot c_s \quad (2.57)$$

Where T_L = Life time, in year

PLL_j = Potential loss of life of j accident, in No. /year

c_s = Societal cost of lethality, in \$/No.

여기서 인명 피해에 대한 사회적 비용(societal cost of lethality)은 노르웨이의 SINTEF에서 제안한 사고 발생 시의 평균 인명 피해 사회적 비용 값인 360만 달러를 채택하였다(Nam et al., 2011). 또한 잠재적 인명 손실의 수는 식 (2.58)과 같이 해당 사고의 빈도(accident frequency)와 해당 사고로 인한 인명 손실 수(lethality)의 곱으로 표현된다.

$$PLL_j = \lambda_j \cdot L_j \quad (2.58)$$

Where λ_j = Accident frequency of j accident, in /year

L_j = Lethality of j accident, in No.

여기서 사고 빈도 값은 잠재적 위험도 분석 절차의 빈도 분석 결과값이 이용된다. 인명 손실 수를 구하기 위해서는 잠재적 위험도 분석 절차의 사고결과 분석에서 얻은 값을 기반으로 하여 정립한 근사식 (2.59)을 통해 계산된다.

$$L_j = \text{POB}_{\text{avg}} \cdot \frac{(A_{100\%} + 0.75 \cdot (A_{50\%} - A_{100\%}) + 0.25 \cdot (A_{1\%} - A_{50\%}))}{A_D} \quad (2.59)$$

Where POB_{avg} = Personnel on board, in No.

$A_{n\%}$ = n% lethality level area, in m^2

A_D = Deck area, in m^2

여기서 선원 수(personnel on board)와 갑판 면적(deck area)은 해석 대상에 대한 실제 기록을 참조하여 얻을 수 있다. 평균 선원 수의 경우 사고 발생 시의 선원들의 분포를 정확히 알 수 없기에 선박 전체에 균일하게 분포한다는 가정을 적용하였다. 인명 손실 수준 면적(lethality level area)은 잠재적 위험도 분석 절차의 사고결과 값에 인명 손실 기준을 적용시켜 얻을 수 있다. 폭발에 의한 과압에 대한 인명 손실 기준은 영국의 HSE(health, safety executive) 기관에서 제시한 기준을 따랐다(HSE, 2018). 해당 자료에서는 과압이 3bar일 경우 인명 손실이 날 확률을 95%로 과압이 0.9bar일 경우 인명 손실이 날 확률을 50%로 과압이 0.17bar일 경우 인명 손실이 날 확률을 1%로 제안하고 있다. 본 연구에서는 과압이 3bar 이상으로 측정되는 경우에는 인명

피해에 대한 영향이 큰 변화가 없어진다는 판단 하에 보수적인 접근으로 3bar일 경우의 데이터를 인명 손실 수준 100%에 적용하였다. HSE에서는 또한 화재의 의한 열복사에 대한 인명 손실 기준도 제공하고 있다. 해당 자료에서는 노출 시간에 따라 영향이 달라지는 열복사 특성 상, 확률에 대한 명시를 하고 있지는 않지만 열복사가 5kW/m^2 일 경우에 30초 이상 노출되면 부상을 야기할 수 있고 12.5kW/m^2 일 경우에 일정 시간 이상 노출되면 인명 손실 위험이, 37.5kW/m^2 에 노출되는 경우에는 즉각적인 인명 손실에 이를 수 있다고 언급하고 있다. 따라서 본 연구에서는 열복사 값 5kW/m^2 , 12.5kW/m^2 , 37.5kW/m^2 를 각각 인명 손실 수준 1%, 50%, 100%에 적용하였다. 해당 인명 손실 기준들이 미치는 거리를 사고결과 분석을 통하여 계산한 후, 이를 면적으로 계산해주면 각 인명 손실 수준 면적을 구할 수 있다. 인명 손실 수준 면적은 해석 대상의 면적을 넘어설 수 없으며 해석 대상의 가로 세로 길이도 고려하여 계산되어야 한다. 본 연구에 적용된 인명 손실 수준을 정리하면 Table 2.11과 같다.

Table 2.11 Criteria of lethality level

Level [%]	overpressure [bar]	thermal radiation [kW/m ²]
1	0.17	5.0
50	0.90	12.5
100	3.00	37.5

자산 손실 비용에서는 사고로 인한 구조 손상 비용, 생산 손실 비용, 유지 보수 공수 비용을 개별적으로 계산한다.

사고로 인한 구조 손상 비용에 대한 계산식은 식 (2.60)과 같다.

$$C_{SDA} = \sum_{j=0}^k T_L \cdot \lambda_j \cdot c_{d_j} \quad (2.60)$$

Where T_L = life time, in year

λ_j = Accident frequency of j accident, in /year

c_{d_j} = Structural damage of j accident, in \$

여기서 사고 빈도 값은 역시 잠재적 위험도 분석 절차의 빈도 분석 결과값을 이용한다. 구조 손상 비용 또한 잠재적 위험도 분석 절차의 사고결과 분석에서 얻은 값을 기반으로 하여 정립한 근사식 (2.61)을 통해 계산된다.

$$c_{d_j} = c_v \cdot \frac{(A_{100\%} + 0.75 \cdot (A_{50\%} - A_{100\%}) + 0.25 \cdot (A_{1\%} - A_{50\%}))}{A_D} \quad (2.61)$$

Where c_v = Vessel cost, in \$

$A_{n\%}$ = n% structural damage level area, in m^2

A_D = Deck area, in m^2

여기서 선박 가격(vessel cost)과 갑판 면적(deck area) 또한 해석

대상에 대한 실제 기록을 이용하여 얻을 수 있다. 구조 손상 수준 면적(structural damage level area)은 인명 손실 수준 면적 도출 과정과 동일하게 잠재적 위험도 분석 절차에 얻은 사고결과 값에 구조 손상 기준을 적용시켜 얻을 수 있다. 폭발에 의한 과압에 대한 구조 손상 기준은 Mannan(2012)에서 기록된 기준을 따랐다. 해당 자료는 과압에 따라 등급을 나누어 정의하고 있다. 과압이 0.83bar일 경우를 등급 A로, 0.35bar일 경우를 등급 B로, 0.17bar일 경우를 등급 C로 정의하고 있는데, 등급 A는 구조의 완전 파괴(total destruction), 등급 B는 구조의 극심한 손상(severe damage), 등급 C는 구조의 일반적인 손상(moderate damage)을 의미한다. 본 연구에서는 각 손상 등급별로 100% 손상, 50% 손상, 1% 손상으로 가정하여 대응시켰다. 화재에 의한 열복사는 앞서 언급하였듯이 노출 시간에 따라 영향이 달라지기 때문에 많은 연구에서 범위에 따라 손상 유형을 나눈다. LaChance et al. (2011)은 열복사가 25kW/m^2 일 경우에 구조물이 일정 시간 이상 노출되면 철강에 변형이 생기며, 37.5kW/m^2 일 경우에 구조물이 일정 시간 이상 노출되면 구조 손상을 주며, 100kW/m^2 일 경우에 구조물이 일정 시간 이상 노출되면 구조물이 파괴되기 시작한다고 공개하였다. 이에 따라 본 연구에서는 열복사 값 25kW/m^2 , 37.5kW/m^2 , 100kW/m^2 를 각각 구조 손상 수준 1%, 50%, 100%로 가정하여 대응시켰다. 해당 구조 손상 기준들이 미치는 거리를 사고결과 분석을 통하여 계산한 후, 이를 면적으로 계산해주면 각 구조 손상 수준 면적을 구할 수 있다. 구조 손상 수준 면적 역시 해석 대상의 면적을 넘어설 수

없으며 해석 대상의 가로 세로 길이도 고려하여 계산되어야 한다. 본 연구에 적용된 구조 손상 수준을 정리하면 Table 2.12과 같다.

Table 2.12 Criteria of structural damage level

Level [%]	overpressure [bar]	thermal radiation [kW/m2]
1	0.17	25.0
50	0.35	37.5
100	0.83	100.0

다음으로 사고로 인한 생산 손실 비용에 대한 계산식은 식 (2.62)와 같다.

$$C_{PLA} = \sum_{j=0}^k T_L \cdot \lambda_j \cdot T_{Mj} \cdot PR \cdot c_p \quad (2.62)$$

Where T_L = life time, in year

λ_j = Accident frequency of j accident, in /year

T_{Mj} = Maintenance time of j accident, in h

PR = Production rate, in ton/h

c_p = LNG price, in \$/ton

여기서 사고 빈도 값은 역시 잠재적 위험도 분석 절차의 빈도 분석

결과값을 활용한다. 생산 손실 비용은 사고로 인해 공정이 운영되지 않는 기간 동안 천연 가스를 생산하지 못하여 발생한 손실을 의미하므로 사고에 대한 유지 보수 시간(maintenance time)이 고려된다. 유지 보수 시간은 식 (2.63)과 같이 사고로 인해 손상된 장비들의 총 수리 시간으로 가정하였다.

$$T_{M_j} = \sum_{i=0}^k T_{RH_i} \quad (2.63)$$

Where T_{RH_i} = Active repair hours of damaged i equipment due to j accident, in h

실제 수리 시간(active repair hours)은 노르웨이의 SINTEF와 DNV가 관여하여 만들어진 해양 상부 공정에 설치되는 장비들에 대한 신뢰성 데이터 자료인 offshore reliability data handbook(OREDA handbook)을 참조하였다(OREDA participants, 2009). OREDA는 Fig. 2.25와 같이 다양한 해양 상부 공정 장비들에 대하여 분류하고 해당 장비에서 발생했던 모든 고장 모드(failure mode)를 개별적으로 기록해두고 있다. 고장 모드에 대한 개별적 기록 외에 고장의 정도 또한 심각(critical), 성능 저하(degraded), 초기(incipient)로 분류하여 기록해두고 있다. 각 고장 모드 별로 고장율, 실제 수리 시간, 수리 공수 등을 확인할 수 있다. T_{RH_i} 는 사고 발생 시의 손상 장비를 다루고 있기 때문에 본 연구에서는 실제 수리 시간 중 심각으로 기록된 모든 고장

모드에 대한 실제 수리 시간만의 평균값을 식 (2.63)의 실제 수리 시간 값으로 정의하였다.

Taxonomy no 1.3.1.6		Item Machinery Pumps Centrifugal Gas processing									
Population 6	Installations 1	Aggregated time in service (10 ⁶ hours)						No of demands			
		Calendar time *			Operational time †			Active rep. hrs		Manhours	
		0.1051		0.0978							
Failure mode	No of failures	Failure rate (per 10 ⁶ hours)					Mean	Max	Mean	Max	
		Lower	Mean	Upper	SD	n / τ					
Critical	18*	110.66	171.23	253.90	40.36	171.23	14	37	27	73	
	18†	118.96	184.08	272.94	43.39	184.08					
Breakdown	3*	7.80	28.54	73.77	16.48	28.54	11	17*	21	33*	
	3†	8.39	30.68	79.31	17.71	30.68					
External leakage - Process medium	1*	0.48	9.51	45.14	9.51	9.51	19	19*	37	37*	
	1†	0.51	10.23	48.52	10.23	10.23					
External leakage - Utility medium	6*	24.88	57.08	112.63	23.30	57.08	16	37*	32	73*	
	6†	26.74	61.36	121.08	25.05	61.36					
Spurious stop	3*	7.80	28.54	73.77	16.48	28.54	3.0	5.0*	3.0	5.0*	
	3†	8.39	30.68	79.31	17.71	30.68					
Structural deficiency	4*	12.99	38.05	87.09	19.03	38.05	17	26*	35	51*	
	4†	13.96	40.91	93.62	20.45	40.91					
Vibration	1*	0.48	9.51	45.14	9.51	9.51	25	25*	50	50*	
	1†	0.51	10.23	48.52	10.23	10.23					
Degraded	22*	141.67	209.28	298.83	44.62	209.28	4.0	20	6.0	39	
	22†	152.30	224.98	321.25	47.97	224.98					
External leakage - Process medium	2*	3.38	19.03	59.88	13.45	19.03	2.5	2.5*	5.0	5.0*	
	2†	3.63	20.45	64.38	14.46	20.45					
External leakage - Utility medium	10*	51.61	95.13	161.34	30.08	95.13	4.2	20	8.3	39	
	10†	55.48	102.26	173.44	32.34	102.26					
Structural deficiency	2*	3.38	19.03	59.88	13.45	19.03	4.0	4.0*	2.0	4.0*	
	2†	3.63	20.45	64.38	14.46	20.45					
Vibration	8*	37.86	76.10	137.32	26.91	76.10	4.3	7.0*	4.3	14*	
	8†	40.70	81.81	147.62	28.92	81.81					
Incipient	4*	12.99	38.05	87.09	19.03	38.05	2.8	4.0*	3.5	4.0*	
	4†	13.96	40.91	93.62	20.45	40.91					
Abnormal instrument reading	3*	7.80	28.54	73.77	16.48	28.54	3.0	4.0*	3.3	4.0*	
	3†	8.39	30.68	79.31	17.71	30.68					
Minor in-service problems	1*	0.48	9.51	45.14	9.51	9.51	2.0	2.0*	4.0	4.0*	
	1†	0.51	10.23	48.52	10.23	10.23					
All modes	44*	320.45	418.57	538.17	63.10	418.57	8.4	37	14	73	
	44†	344.48	449.96	578.53	67.83	449.96					
Comments											

Fig. 2.25 OREDA Format (OREDA participants, 2009)

생산량(production rate)은 광구의 규모에 맞게 설정해주면 된다. 액화 천연 가스의 가격(LNG price)의 경우에는 본 연구의 분석 대상이 LNG-FPSO이므로 해당 제품인 액화 천연 가스 가격이 입력데이터로 들어가게 된 것이다. 액화 천연 가스의 가격은 시기에 따라 변동이 되는 변수이므로 프로젝트 진행 시의 액화 천연 가스 시장의 상황에 따라 적합한 값으로 설정해주면 된다.

자산 손실 비용에 대한 마지막 고려 사항으로 사고로 인한 유지 보수 공수 비용은 식 (2.64)와 같다.

$$C_{MMA} = \sum_{j=0}^k T_L \cdot \lambda_j \cdot T_{RM_j} \cdot c_m \quad (2.64)$$

Where T_L = life time, in year

λ_j = Accident frequency of j accident, in /year

T_{RM_j} = Repair Manhours of j accident, in h

c_m = Manhour cost, in \$/h

사고 빈도 값 도출 방법은 역시 다른 자산 손실 비용 식들의 방법과 동일하다. 유지 보수 공수 비용은 사고로 인해 손상된 장비들을 보수하는데 소요되는 인력 비용을 다룬다. 따라서 수리 공수(repair manhours)는 식 (2.65)와 같이 사고로 인해 손상된 장비들을 수리하는데 소요되는 총 공수로 가정하였다.

$$T_{RM_j} = \sum_{i=0}^k T_{RM_i} \quad (2.65)$$

Where T_{RM_i} = Repair manhours of damaged i equipment due to j accident, in h

수리 공수는 실제 수리 시간 도출 방법과 동일하게 OREDA를 참조하였다. T_{RM_i} 역시 사고 발생 시의 손상 장비를 다루고 있기 때문에 본 연구에서는 OREDA에서 제공하고 있는 수리 공수 데이터 중에서 심각으로 기록된 모든 고장 모드에 대한 수리 공수만의 평균값을 식 (2.65)의 수리 공수 값으로 결정하였다. 공수 비용(manhour cost)은 실제 프로젝트 기록이나 공수 비용에 대한 통계 자료 등을 통해서 결정할 수 있다.

2.4.5. 잠재적 고장 비용 계산

잠재적 고장 비용은 앞서 언급하였듯이 인명 피해와는 관련이 없는 비용이므로 고장 비용만을 다룬다. 고장 비용에서는 잠재적 위험도 분석의 결과 외에 해석 대상에 포함된 장비들에 대한 고장률을 고려하여 가용도에 대한 분석을 추가적으로 수행하여 그 결과를 입력 데이터로 활용해야 한다. 고장 비용 역시 고장으로 인한 생산 손실 비용, 유지 보수 공수 비용, 장비 교체 비용을 개별적으로 계산한다.

고장으로 인한 생산 손실 비용에 대한 계산식은 식 (2.66)과 같다.

$$C_{PLF} = \sum_{i=0}^k T_L \cdot \overline{PA}_i \cdot PR \cdot c_p \quad (2.66)$$

Where T_L = Life time, in year

\overline{PA}_i = Production unavailability due to i equipment

PR = Production rate, in ton/h

c_p = LNG price (\$/ton)

특정 장비로 인한 생산 비가용도(production unavailability)는 식(2.67)과 같이 해당 장비의 가용도 값에 의해 결정된다.

$$\overline{PA}_i = 1 - PA_i \quad (2.67)$$

Where PA_i = Production availability due to i equipment

가용도는 대상의 생애 주기나 명시된 특정 기간 동안에 대상에 요구되는 기능을 수행하는 능력으로 정의된다(Rausand & Hoyland, 2004). 따라서 특정 장비로 인한 생산 가용도는 특정 장비가 생애 주기 동안에 생산에 차질이 없게 작동되는 수준을 의미하게 된다. 일반적으로 가용도는 시간에 따른 함수 또는 평균값을 사용한다. 시간에 따른 함수 중에서 지수 분포(exponential distribution) 형태의 함수는 수학적인 단순함외에도 실제 생애 주기 모델을 비교적 잘 구현하고 있다고 평가되어 가장 널리 이용되는 가용도 분포 함수 중 하나다(Rausand & Hoyland, 2004). 지수 분포 가용도 함수의 경우 충분한 시간이 흐르면

가용도 값이 특정 값에 수렴하게 되는데, 본 연구에서 고려하는 생애 주기 또한 충분히 긴 기간으로 볼 수 있으므로 식 (2.68)로 표현되는 수렴값을 이용하였다.

$$PA_i = \frac{MTTF_i}{MTTF_i + MTTR_i} \quad (2.68)$$

Where $MTTF$ = Mean time to failure of i equipment

$MTTR$ = Mean time to repair of i equipment

특정 장비의 고장까지의 평균 시간(MTTF)은 장비가 정상적으로 작동되어 생산이 가능한 시간을 의미하며 특정 장비의 수리까지의 평균 시간(MTTR)은 장비에 고장이 발생하여 생산이 중단된 시간을 의미한다. 두 변수는 식 (2.69)와 식 (2.70)과 같이 본 연구에서 활용하는 OREDA 자료에서 제공하는 고장률과 수리율로 표현이 가능하며 식 (2.68)은 식 (2.71)과 같이 표현될 수 있다.

$$MTTF_i = \frac{1}{\lambda_i} \quad (2.69)$$

Where λ_i = Failure rate of i equipment

$$MTTR_i = \frac{1}{\mu_i} \quad (2.70)$$

Where μ_i = Repair rate of i equipment

$$PA_i = \frac{\mu_i}{\lambda_i + \mu_i} \quad (2.71)$$

고장률과 수리율의 경우 잠재적 위험도 비용 계산에서 OREDA 데이터를 활용했던 방법과 달리 생산에 영향을 미치는 고장은 모두 고려가 되어야 하는데, 본 연구에서는 보수적인 접근으로 고장의 정도 분류에서 심각 외에도 성능 저하까지 포함하여 평균 고장률과 수리율을 구해 계산에 적용하였다. 생산량 및 액화 천연 가스 가격은 잠재적 위험도 비용 계산에 언급한 방법으로 동일하게 설정 가능하다.

다음으로 고장으로 인한 유지 보수 공수 비용에 대한 계산식은 식 (2.72)와 같다.

$$C_{MMF} = \sum_{i=0}^k T_L \cdot \lambda_i \cdot T_{RM_i} \cdot c_m \quad (2.72)$$

Where T_L = Life time, in year

λ_j = Failure rate of i equipment, in /year

T_{RM_i} = Repair manhours of i equipment, in h

c_m = Manhour cost, in \$/h

고장으로 인한 생산 손실 비용 계산과 동일하게 생산에 영향을 미치는 고장은 모두 고려하기 위해 식 (2.72)의 고장률과 수리 공수는 식 (2.73)과 같이 고장의 정도 분류에서 심각 외에도 성능 저하까지

포함하여 적용하였다.

$$\lambda_i \cdot T_{RM_i} = \lambda_{i_{critical}} \cdot T_{RM_{i_{critical}}} + \lambda_{i_{degraded}} \cdot T_{RM_{i_{degraded}}} \quad (2.73)$$

Where $\lambda_{i_{critical}}$ = Critical failure rate of i equipment, in /year

$T_{RM_{i_{critical}}}$ = Critical repair manhours of i equipment,

in h

$\lambda_{i_{degraded}}$ = Degraded failure rate of i equipment,

in /year

$T_{RM_{i_{degraded}}}$ = Degraded repair manhours of i equipment,

in h

공수 비용은 잠재적 위험도 비용 계산 방법에서처럼 실제 프로젝트 기록이나 공수 비용에 대한 통계 자료 등을 통해서 결정할 수 있다.

잠재적 고장 비용에서 마지막으로 다룰 고장으로 인한 장비 교체 비용에 대한 계산식은 식 (2.74)와 같다.

$$C_{ERF} = \sum_{i=0}^k T_L \cdot \lambda_i \cdot c_{r_i} \quad (2.74)$$

Where T_L = Life time, in year

λ_j = Failure rate of i equipment, in /year

c_{r_i} = Replacement cost of i equipment, in \$

장비 교체 비용에서의 고장률 또한 생산에 영향을 미치는 고장을 모두 고려하여야 한다. 하지만 모든 고장에서 장비가 완전히 교체되지는 않기 때문에 특정 장비의 고장으로 인한 교체 비용(replacement cost)을 구하는데 있어 고장의 정도에 따라 가중치를 할당하여 식 (2.75)와 같이 구성하였다. 가중치는 고장 정도가 심각한 경우에는 장비 가격의 절반을, 성능 저하인 경우에는 장비 가격의 10%를 할당하는 것으로 가정하였다.

$$c_{r_i} = \frac{1}{\lambda_i} \cdot \left(0.5 \cdot \lambda_{i_{critical}} + 0.1 \cdot \lambda_{i_{degraded}} \right) \cdot c_{e_i} \quad (2.75)$$

Where c_{e_i} = Equipment cost of i equipment, in \$

장비 가격(equipment cost)은 생애 주기 비용 계산에 있어서 자본 비용을 구할 때 도출되는 장비 가격을 활용하여 적용할 수 있다.

3. 잠재적 위험도 기반 설계에 따른 사례 연구

3.1. LNG-FPSO 액화 공정

3.1.1. 액화 공정 종류

액화 공정은 서론에서 언급하였듯이 LNG-FPSO에 설치되는 다양한 공정 설비 중에서도 핵심 설비로 평가된다. 1964년 알제리에 액화 천연 가스 플랜트 CAMEL이 최초로 설치된 이후로 액화 공정 설계 기술은 1970년대부터 본격적으로 논의가 되기 시작하면서 다양한 공정 설계 방법이 제시되어 왔다(Timmerhaus & Flynn, 2008). 초기에는 다른 성분의 냉매를 순차적으로 이용하는 복합 사이클이나 단일 혼합물을 냉매로 이용하는 단일 사이클이 주로 사용되었다. 이후 다중 사이클 구조가 도입되면서 APCI(Air Products and Chemicals Inc.)에서 프로판을 사전 냉매로 사용하는 프로판 혼합 냉매 액화 공정 기술이 개발되어 많은 공정 시설에 적용되며 1970년대 후반까지 주된 액화 공정 기술로 자리 잡았다. 이후에도 프로판 혼합 냉매 액화 공정 기술은 여전히 활용되고 있지만, 선냉각에 들어가는 프로판을 대체한 이중 혼합 냉매 액화 공정 또한 제안되어 프로판 혼합 냉매 액화 공정 기술과 비슷한 수준의 효율을 가짐이 증명되었고 최근에는 높은 효율을 가지는 삼중 냉각 사이클까지 도입되고 있다(Wang et al., 2012).

이와 같이 간략하게 나열된 액화 공정의 역사에서도 확인할 수 있듯이 액화 공정 기술은 공정이 가지는 사이클 수에 따라 분류될 수

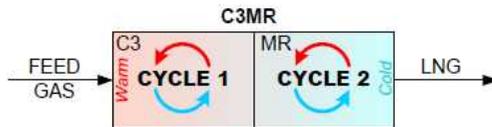
있다. 사이클 수에 따라 분류된 액화 공정 기술은 Fig. 3.1(Barclay & Shukri, 2000)에서 확인할 수 있다.

Single-Cycle Processes



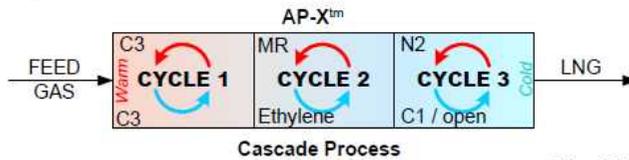
Single MR Variants
N2 Expander Process
Simple Linde Cycle

Two-Cycle Processes



All C3MR Variants
DMR (Sakhalin)
N2 / C1 Expander Process

Three-Cycle Processes



Mixed Fluid Cascade (Snohvit)
PMR
Optimized Cascade
Cascade
AP-X™

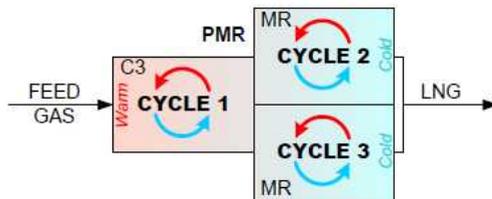


Fig. 3.1 High level view of refrigeration cycles within processes (Barclay & Shukri, 2000)

Fig. 3.1의 분류를 기준으로 단일 사이클에는 단일 혼합 냉매 액화 공정, 질소 팽창 액화 공정 등이 포함되고 이중 사이클에는 프로판 혼합

냉매 액화 공정, 이중 혼합 냉매 액화 공정 등이 포함된다.

3.1.2. LNG-FPSO 액화 공정 개요

현재까지 LNG-FPSO 프로젝트에 대한 실적은 비록 몇몇의 프로젝트가 이미 착수되어 생산되고 있기는 하지만 많지 않은 편이다. LNG-FPSO 개발 개념은 육상 액화 천연 가스 플랜트 산업이 성장하기 시작한 직후인 1970년대 중반부터 연구가 이루어져 왔지만, 2010년대에 들어서기 까지도 실제 프로젝트 착수에 이르는 경우는 드물었기 때문이다(Songhurst, 2010). 이에 따라 LNG-FPSO에 적합한 액화 공정 기술은 명확히 정의되지 않았으며 환경에 따라 적합도가 달라지는 만큼 다양한 환경에 위치하게 되는 LNG-FPSO에 적합한 액화 공정 기술을 구체적으로 한정하기는 어려울 전망이다. 현재 생산 중이거나 건조 중인 LNG-FPSO 프로젝트 역시도 프로젝트 개발자의 선호에 따라 액화 공정 기술이 서로 다르게 적용되고 있다. 그럼에도 불구하고 서론에서 언급하였듯이 LNG-FPSO가 설치되는 광구의 크기를 기준으로 액화 공정 적합성을 평가하는 연구가 서서히 이루어지고 있다. LNG-FPSO에 적용할 수 있는 액화 공정 기술에 대한 현재까지의 평가를 간략하게 정리해보면 다음과 같다.

우선 질소 팽창 액화 공정의 경우, 탄화수소 인벤토리를 대규모로 가지고 있는 액체 냉각 공정들과 비교하여 팽창 루프에 가스 상만을 가진다는 점에서 큰 이점이 있다. 가스 상만으로 이루어지기 때문에

선박의 모선에 민감하지 않고 냉매 불균일 현상에 대한 문제를 고려할 필요가 없다. 탄화수소를 냉매로 사용하지 않기 때문에 안전 측면에서도 가연성 가스 및 액체를 사용하는 혼합 냉매보다 뛰어나다. 또한 냉매 보관에 필요한 장비 수에서 타 액화 공정에 비해 이점이 있으며 작동 중지(shutdown) 후 재생산에 있어서도 상대적으로 빠르다. 하지만 혼합 냉매 공정들과 비교하여 효율이 많이 떨어지기 때문에 생산량이 큰 공정에서는 사용이 부적합한 것으로 평가된다.

단일 혼합 냉매 액화 공정의 경우, 질소 팽창 액화 공정보다 효율이 좋으며 공정이 일정 수준(2~3MTPA) 이상의 생산량에 이르게 되면 액화 공정 모듈의 트레인 숫자의 차이로 인해 질소 팽창 액화 공정보다 필요로 하는 장비의 숫자가 오히려 작아진다. 또한 압축기나 팽창기 같은 장비가 상대적으로 많이 설치되지 않기 때문에 작동 중이나 유지 보수에 있어 유리하다. 하지만 탄화수소를 냉매로 다루기 때문에 안전에 대한 고려가 필수적이다.

이중 혼합 냉매 액화 공정의 경우, 효율 면에서 질소 팽창 액화 공정은 물론 단일 혼합 냉매 액화 공정보다도 뛰어나다. 효율의 차이는 냉각 사이클들이 서로 다른 조성의 냉매를 이용하는 것에서 기인하는 바가 큰데 이로 인해 필요로 하는 장비들의 수는 증가하여 공정의 복잡성은 상대적으로 높은 편이다. 높은 효율로 생산량이 큰 공정에도 효과적인 것으로 알려져 있다. 탄화수소로 이루어진 이중 혼합 냉매 액화 공정 또한 안전에 대한 고려가 중요하다.

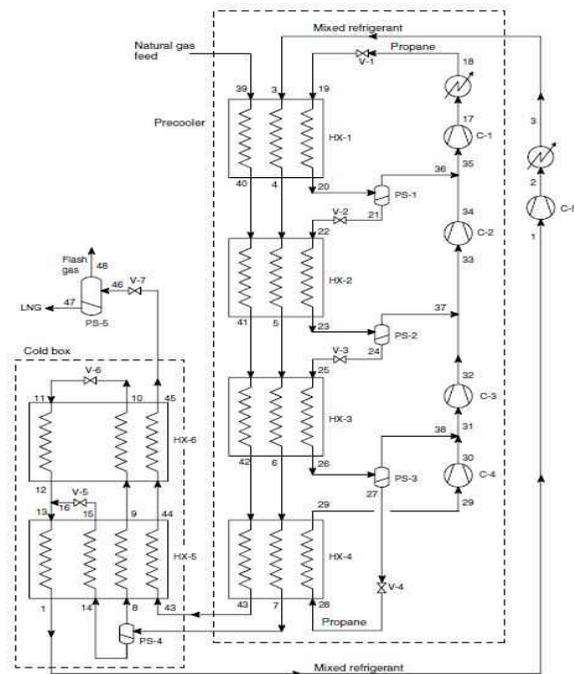
프로판 혼합 냉매 액화 공정의 경우, 효율적인 측면에서는 이중

혼합 냉매 액화 공정과 큰 차이가 없어 역시 생산량이 큰 공정에도 적합하다고 알려져 있으나 전체 냉매 비중에서 프로판이 차지하는 비율이 매우 크기 때문에 안전에 대한 문제가 있어 타 액화 공정에 비해 취약하다. 프로판이 선체가 위치하는 낮은 고도에서 가스 구름을 형성할 가능성이 커서 위험성이 크기 때문이다. 또한 특정 인벤토리(프로판)이 비대칭적으로 많아 이에 대한 공간도 추가적으로 확보해야 되는 문제가 있어 LNG-FPSO에는 현재까지 선호되지 않고 있다.

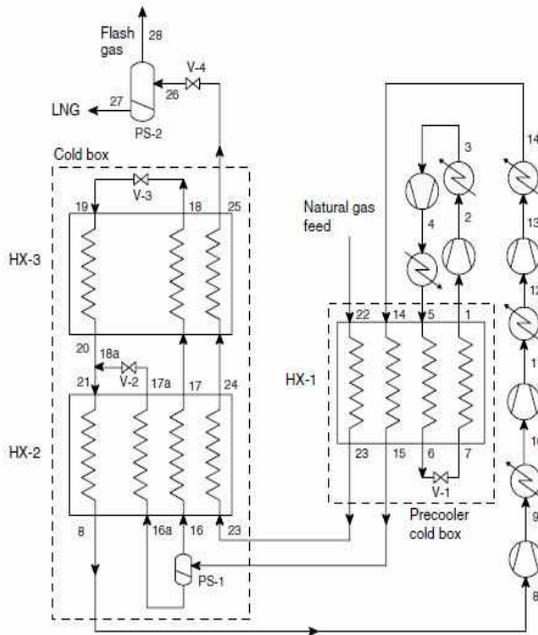
본 연구에서는 선행 연구들의 사례를 조사하였을 때 상대적으로 3MTPA 이상의 대규모 광구에서의 LNG-FPSO 액화 공정 비교 연구가 부족했던 이유로 실제 대규모 광구 프로젝트를 기반으로 하여 3.6MTPA의 생산량을 가지는 광구에 설치되는 LNG-FPSO의 액화 공정 비교 연구를 우선적으로 수행하여 분석 과정을 구체적으로 명시하였으며, 추가적으로 0.9MTPA의 소규모 광구에서의 LNG-FPSO 액화 공정 비교 분석까지 수행하여 어떠한 결과 차이를 보이는지 확인해보았다. 광구의 크기를 한정함으로써 분석 액화 공정 대상을 단일 혼합 냉매 액화 공정, 이중 혼합 냉매 액화 공정, 프로판 혼합 냉매 액화 공정으로 한정하였다. 질소 팽창 액화 공정의 경우 탄화수소를 다루지 않고 있어 본 연구에서 소개하는 잠재적 위험도 분석 절차를 적용하기에 큰 의미가 없을뿐더러 실제 프로젝트 적용에 있어서도 대규모 광구의 경우에는 적합하지 않다고 평가되고 있어 분석 대상에서 제외하였다.

3.2. 분석 대상 선정

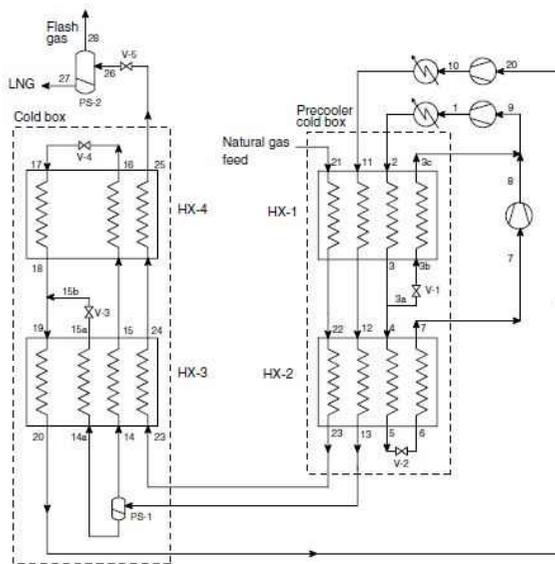
본 연구의 사례 연구 대상은 앞서 소개한 LNG-FPSO에 설치되는 액화 공정이다. LNG-FPSO 액화 공정 설명에서 언급하였듯이 분석 액화 공정 대상은 단일 혼합 냉매 액화 공정, 이중 혼합 냉매 액화 공정, 프로판 혼합 냉매 액화 공정이다. 분석 대상 액화 공정의 구성 (configuration)은 Fig. 3.2(Venkatarathnam, 2008)와 같다.



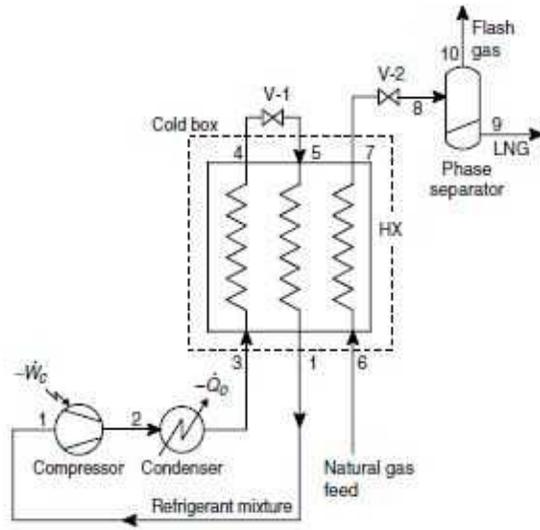
(a) C3MR liquefaction process



(b) DMR-1 liquefaction process



(c) DMR-2 liquefaction process



(d) SMR liquefaction process

Fig. 3.2 Configurations of liquefaction processes

개념 설계 단계의 분석에 적합하게 분석 대상 자료는 공정 흐름도를 기반으로 하였으며, 이중 혼합 냉매 액화 공정의 경우 두 종류의 서로 다른 구성이 대표적으로 적용되고 있어 추가적으로 구분하여 분석하였다. 이에 따라 총 4가지 종류의 액화 공정이 분석 대상으로 선정되었다.

3.3. 시스템 정의

시스템 정의 단계에서는 분석 대상 선정에서 선정된 공정 흐름도를 기반으로 분석에 필요한 정보들을 정의하기 위해 시뮬레이션 모델링을 수행하였다. 시뮬레이션 모델로 표현된 공정 흐름도가 곧 분석 대상

시스템의 범위가 된다. 시뮬레이션 모델링을 수행하기에 앞서 참고 문헌(Venkatarathnam, 2008)등을 참조하여 Table 3.1과 같이 액화 공정들의 기본적인 사양을 정의하였다.

Table 3.1 Design specification of liquefaction processes

List	Design specification			
	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Feed operating pressure	65bar	65bar	65bar	65bar
End product temperature	110k	110k	110k	110k
Precooling temperature	240k	240k	240k	
Temperature of main refrigerant after compression	305k	305k	305k	300k
Temperature of precooling refrigerant after compression	315k	310k	310k	
Adiabatic efficiency of compressors	80%	80%	80%	80%
Adiabatic efficiency of pumps	-	90%	-	-
Minimum temperature approach in heat exchangers	3k	3k	3k	3k
Precooling refrigerant component	C3	C2, C3, nC4	C2, C3, nC4	N2, C1, C2, C3, nC4
Main refrigerant component	N2, C1, C2, C3	N2, C1, C2, C3	N2, C1, C2, C3	

기본적인 사양에 따라 시뮬레이션 모델링을 수행하는데 있어 생산량은 앞서 언급하였듯이 3.6MTPA를 우선 적용하였는데, 단일 혼합 냉매의 경우에는 3.6MTPA 수준의 대규모 생산을 1대(train)로 생산하기에 부적합하여 0.9MTPA로 생산량을 나눠 4대가 설치된다고 가정하였다. 또한 액화 천연 가스 생산을 위해 액화 공정으로 유입되는 천연 가스의 조성은 공통적으로 Table 3.2와 같이 설정하였다.

Table 3.2 Composition of NG feed

Component	Mol%
N2	4.0
C1	87.5
C2	5.5
C3	2.1
nC4	0.5
iC4	0.3
iC5	0.1

Table 3.1과 Table 3.2를 기반으로 4가지 종류의 액화 공정에 대한 시뮬레이션 모델링을 Aspen HYSYS version9.0 소프트웨어를 이용하여 수행하였으며 추가적으로 보다 실질적인 결과값을 얻기 위해서 MATLAB version2014b 소프트웨어에 내장된 유전 알고리즘 최적화 코드를 이용하여 효율 최적화까지 수행해주었다.

잠재적 위험도 분석 절차 설명에서 언급한 것처럼 최적화에 있어 목적 함수는 압축기와 펌프에 요구되는 총 전력이며, 제약 조건으로는 열 교환기의 최소 온도 접근법(minimum temperature approach)을 3k로, 압축기의 최대 압축비를 4로 설정하였다. 변수는 냉매들의 조성 과 유량, 압축기와 펌프의 운전 압력을 모두 고려하였다. 이 경우 최적화 변수는 프로판 혼합 냉매 액화 공정이 13개, 이중 혼합 냉매-1 액화 공정이 16개, 이중 혼합 냉매-2 액화 공정이 17개, 단일 혼합 냉매 액화 공정이 7개가 된다. 최적화를 통해 도출된 각 압축기 및 펌프 요구 전력과 목적 함수 값은 Table 3.3과 같다.

Table 3.3 Total required power for compressors and pumps

Required power [kW]							
C3MR		DMR-1		DMR-2		SMR	
Pre1	2.41E3	Pre1	2.51E4	Pre1	8.76E3	M1	1.66E4
Pre2	7.58E3	Pre2	6.12E3	Pre2	2.17E4	M2	1.71E4
Pre3	5.46E3	Pump	3.54E2	M1	3.24E4	M1	1.66E4
Pre4	1.67E4	M1	3.25E4	M2	2.09E4	M2	1.71E4
M1	3.25E4	M2	2.06E4	M3	1.63E4	M1	1.66E4
M2	2.09E4	M3	1.65E4	-	-	M2	1.71E4
M3	1.62E4	-	-	-	-	M1	1.66E4
-	-	-	-	-	-	M2	1.71E4
Total	1.02E5	Total	1.01E5	Total	1.00E5	Total	1.35E5

유전 알고리즘 최적화를 수행하는데 있어 인구수와 세대수는 각각 50으로 설정하였다. 최종적인 각 액화 공정의 효율은 Table 3.4에서 확인할 수 있다.

Table 3.4 Efficiencies of liquefaction processes

List	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Efficiency [kw/(ton/day)]	10.32	10.26	10.13	13.65

최적화 결과에서 통상적으로 알려진 바와 같이 단일 혼합 냉매 액화 공정의 효율이 선냉각 공정을 거치는 프로판 혼합 냉매 액화 공정 및 이중 혼합 냉매 액화 공정들의 효율보다 나쁘게 도출된 것을 확인할 수 있었다. 최적화를 통해 얻은 효율은 생애 주기 비용 계산에서 운영 비용 계산 시에 반영된다.

시스템 정의 단계에서 수행한 작업들을 통해 위험도 분석 절차에 필요한 정보들이 각 액화 공정의 시뮬레이션 모델링 상에 구축되었다.

3.4. 시나리오 선정

본 연구에서 정의한 사고 결과의 종류는 제트 화재, 풀 화재, 폭발 세가지다. 하지만 LNG-FPSO 액화 공정을 대상으로 한정할 경우 액화 공정이 가지는 저온 고압의 운전 조건으로 인해 화재 사고에 있어서

제트 화재가 지배적으로 나타나게 되며 폴 화재의 영향은 상대적으로 매우 작거나 발생하지 않는 경우도 존재한다. 따라서 본 연구에서 정의한 시스템 내에서는 폴 화재의 영향은 제트 화재의 영향에 비해 무시 가능하다고 결론지을 수 있으므로 사고 결과 정의에서 제외하였다. 따라서 제트 화재와 폭발을 시나리오의 사고 결과로 한정하여 다루었다. 누수 위치, 내용물 상태, 누수 및 점화 등이 설정된 한 시나리오에서 제트 화재 사고 결과와 폭발 사고 결과는 누수 및 점화 확률에 따라 개별적으로 계산하였다.

시나리오 선정 단계에서는 우선 정의된 시스템, 본 연구에서는 액화 공정의 공정 흐름도를 바탕으로 구획 격리를 통해 각 액화 공정의 사고 시나리오 개수를 할당하였다. 구획을 격리시키는데 있어 잠재적 위험도 분석 절차 소개에서 설정한 가정을 적용시켜 시뮬레이션 모델링 상에 표현된 액화 공정의 각 장비 내에 흐르는 스트림을 기준으로 격리하였다. 또한 가정에 따라 격리된 구획들에 대하여 시뮬레이션 모델링 상의 스트림 상태를 모두 확인하여 해당 구획에 기체 상과 액체 상이 함께 존재하면 시나리오를 구분하여 할당하였다.

시나리오의 누수 크기 역시 잠재적 위험도 분석 절차의 해양 사고 통계 자료 분석을 통해 설정한 대표 누수 크기를 적용시켜 각 구획에 할당된 시나리오를 세분화하여 소형 누수 크기(30mm), 중형 누수 크기(100mm), 대형 누수 크기(200mm)로 대응시켰다.

구획 격리 및 시나리오의 누수 크기 선정에 따라 할당된 각 액화 공정의 사고 시나리오 개수는 Table 3.5와 같다.

Table 3.5 Number of scenarios for liquefaction processes

Scenario Type	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Small leakage size	39	21	25	32
Medium leakage size	39	21	25	32
Large leakage size	39	21	25	32
Total	117	63	75	96

전체 시나리오 항목은 다음 절의 인벤토리 계산 후에 각 시나리오의 인벤토리를 포함한 초기 조건과 함께 부록(Table A.1)에서 제공될 것이다.

3.5. 인벤토리 계산

인벤토리 계산을 위한 열 교환기 크기 결정은 Aspen EDR version9.0을 통해 시뮬레이션 모델링 상의 해당 스트림의 정보를 입력하여 도출하였다. 프로판 혼합 냉매와 이중 혼합 냉매의 일부 선냉각 사이클의 경우에 있어서 실제 액화 공정 설치 시에는 열 교환기가 하나의 모듈로 들어가 세부적으로 크기 구분이 되지 않더라도 압축기나 분리기 등이 중간에 설치되어 스트림 정보가 달라지는 경우는 인벤토리의 구분을 위해서 독립적인 크기 계산을 수행해주었다. 이에 따라 각 액화 공정 별로 크기가 계산된 열 교환기의 숫자가 달라졌다.

크기 계산 개수는 프로판 혼합 냉매의 경우 5개(선냉각 4개, 냉각 1개), 이중 혼합 냉매-1의 경우 2개(선냉각1개, 냉각1개), 이중 혼합 냉매-2의 경우 3개(선냉각 2개, 냉각1개), 단일 혼합 냉매의 경우 1개(냉각1개)로 구성이 된다. 각 열 교환기에 대한 크기 계산에 따른 주요 치수는 Table 3.6과 같다.

Table 3.6 Dimensions of heat exchanger in liquefaction processes

Liquefaction type	Name	No. of exchangers in parallel	Length [mm]	Width [mm]	Depth [mm]
C3MR	Precooling 1	8	1568	1097	1100
	Precooling 2	8	2300	1092	1050
	Precooling 3	7	1904	1099	1117
	Precooling 4	6	1969	1089	1066
	Main	24	7400	1034	1150
DMR-1	Precooling	13	5138	1095	1386
	Main	17	7414	1098	1302
DMR-2	Precooling 1	8	4169	1099	1276
	Precooling 2	10	3868	1092	1352
	Main	17	7421	1100	1302
SMR	Main	12	7385	1055	1167

해당 치수 및 그 밖의 세부 정보와 함께 잠재적 위험도 분석

절차에서 소개한 인벤토리 계산 방법을 통해 인벤토리를 계산하였다. 대상 스트림이 액체 상과 기체 상을 동시에 가지고 있다면 분리하여 계산하였다. 계산 결과로 각 시나리오에 할당된 인벤토리는 부록의 Table A.1에 정리되어 있다.

인벤토리 계산을 위한 상 분리의 크기 결정은 역시 잠재적 위험도 분석 절차에서 기술된 순차적 설계 절차를 따라 계산을 수행하였다. 각 상 분리에 대한 크기 계산에 따른 주요 치수는 Table 3.7과 같다.

Table 3.7 Dimensions of separator in liquefaction processes

Liquefaction type	Name	Diameter [m]	Height [m]	L/D ratio
C3MR	Precooling part1	5.18	13.87	2.68
	Precooling part2	4.42	12.65	2.86
	Precooling part3	3.66	7.62	2.08
	Main part	3.66	19.96	5.46
	End separator	3.05	16.76	5.50
DMR-1	Precooling part	5.49	11.89	2.17
	Main part	2.44	13.41	5.50
	End separator	3.05	16.76	5.50
DMR-2	Main part	3.81	18.75	4.92
	End separator	3.05	16.76	5.50
SMR	End separator	2.13	9.45	4.43

상 분리기 역시 해당 치수 및 그 밖의 세부 정보를 가지고 기술된 인벤토리 계산 방법을 통해 인벤토리를 계산하였다. 상 분리는 스트림에 액체 상과 기체 상이 함께 흐르는 장비이므로 모든 대상을 상에 따라 분리하여 인벤토리를 계산하였다. 계산 결과로 각 시나리오에 할당된 인벤토리는 열 교환기 인벤토리 값과 함께 부록의 Table A.1에서 정리되어 있다. Table A.1은 각 시나리오의 기본적인 조건과 함께 해당 구획의 인벤토리까지 표현하고 있다. 이 때 각 시나리오의 온도와 압력은 보수적인 접근법으로 사고 결과에 미치는 영향에 있어 각 구획에서의 가장 극심한 상태(severe condition)로 결정하였다.

3.6. 빈도 분석

빈도 분석을 위하여 우선 각 구획에 포함된 장비들을 확인하였다. 일반적으로 구획은 기반이 되는 장비와 주입구 및 배출구에 설치된 플랜지로 가정되어 있다. 잠재적 위험도 분석 절차에서 언급한 바와 같이 OGP에서 제공하는 Table 2.4 ~ Table 2.6 등의 데이터를 활용하여 장비의 누수 빈도는 누수 크기에 맞게 대응시켰으며, 플랜지 또한 누수 크기에 맞게 대응시키기 위하여 모든 구획의 주입구 및 배출구에 대하여 Table 2.3을 기반으로 검증 절차를 거쳐서 직경 계산을 수행하였다. 이에 따라 누수 빈도는 시나리오의 누수 크기에 따라 다른 값을 가지게 된다.

점화 가능성 또한 OGP에서 제공하는 데이터 형식에 적합하게 대응시키기 위하여 누수율을 우선적으로 계산하였다. 누수율의 경우 시나리오의 상에 따라서 기체일 경우에는 식 (2.42)로 액체일 경우에는 식 (2.43)으로 구분하여 계산하였다. 누수율을 계산한 후 OGP 데이터 기반 점화 가능성에 대한 선형 보간 함수에 대입하여 각 시나리오의 지연 점화 가능성을 도출하였다. 누수율 또한 시나리오의 누수 크기에 따라 다른 값을 가지게 된다. 즉시 점화 역시 OGP에서 제안한 가정에 따라 0.001로 설정하였다.

최종 사고 빈도 계산에 있어서는 위험도 관리 측면에서 최악의 상황을 고려하기 위해 보수적인 접근법을 적용하여 누수가 발생하게 되면 즉시 점화 또는 지연 점화로 직결되는 시나리오로 가정하여 조건부 확률을 적용하였다. 또한 누수 빈도 계산에서 같은 구획에 액체 및 기체 상이 함께 존재하여 시나리오가 구분된 경우, 동일한 장비에 대해 누수 빈도가 중복 적용되는 것을 피하기 위해 해당 빈도를 절반씩 나누어 구분된 시나리오에 할당하였다. 빈도 분석에서 수행된 결과값인 각 액화 공정 시나리오의 주입구 및 배출구 직경, 직경에 따른 장비 누수 빈도, 누수율, 누수율에 따른 즉시 점화(0.001) 및 지연 점화 가능성, 최종 사고 빈도는 부록의 Table A.2와 같이 정리하였다.

3.7. 사고결과 분석

사고결과 분석에서는 시나리오 선정 단계에서 정의한 바와 같이 제트 화재와 폭발에 대한 사고 결과를 다루었다. 잠재적 위험도 비용을 구하기 위해서는 각 사고의 특정 사고결과 값, 즉 제트 화재인 경우의 특정 열복사 값과 폭발인 경우의 특정 과압 값이 미치는 거리를 측정하여 해당 면적을 계산해주어야 한다. 따라서 각 액화 공정의 시나리오에 대해서 잠재적 위험도 분석 절차에서 소개한 사고결과 도출 방법을 바탕으로 Table 2.11과 Table 2.12에서 정의한 특정 사고결과 값이 영향을 미치는 면적 계산을 수행하였다. 이 때 면적은 앞서 언급하였듯이 해석 대상의 면적을 넘어설 수 없으며 대상의 가로 세로 길이도 고려하여 계산되어야 함으로 우선 해석 대상을 Fig. 3.3의 LNG-FPSO(Jewitt, 2015)로 선정하였다.

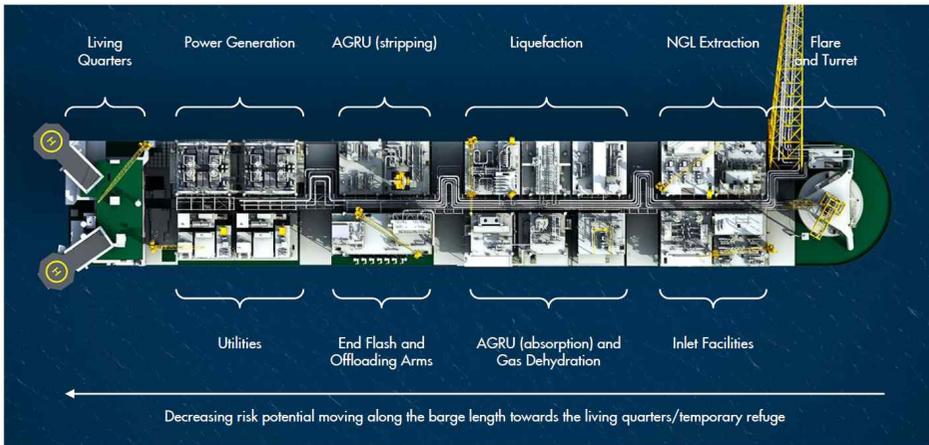


Fig. 3.3 LNG-FPSO layout (Jewitt, 2015)

선정한 해석 대상은 실제 LNG-FPSO 프로젝트로 해석에 필요한 기본 정보들을 해당 LNG-FPSO 프로젝트 정보에서 도출하였다. 대상 LNG-FPSO의 실제 치수를 바탕으로 본 연구에서도 LNG-FPSO의 치수를 길이 488m, 폭 74m로 설정하여 면적을 36,112m²으로 적용하였다. 이를 통해 각 액화 공정의 사고 시나리오에서 특정 열복사 및 과압이 영향을 미치는 면적 계산 결과 값을 부록의 Table A.3과 같이 정리하였다.

3.8. 자본 비용 및 운영 비용 계산

잠재적 비용 계산을 진행하기에 앞서 시스템 정의 단계에서 완성된 각 액화 공정 시뮬레이션 모델링을 바탕으로 자본 비용 및 운영 비용 계산을 수행하였다. 잠재적 생애 주기 비용의 구성에서 언급한 바와 같이 본 연구에서는 자본 비용으로 장비 비용과 설치 비용을, 운영 비용으로 전력 비용과 냉각수 비용을 고려하여 자본 비용 및 운영 비용을 도출하였다. 이를 위해 Aspen HYSYS version 9.0에 내장된 Aspen Process Economic Analyzer(APEA) 프로그램을 이용하였다. APEA는 시뮬레이션 모델링 상에 구현된 장비들을 통해 총 자본 비용(total capital cost)와 총 운영 비용(total operating cost)을 계산할 수 있는 프로그램이다. 자본 비용에서의 장비 비용 및 설치 비용, 운영 비용에서의 전력 비용 및 냉각수 비용 등의 세부 항목을 개별 장비 마다

구분하여 비용을 계산하기 때문에 본 연구에서 고려하는 비용 계산에 적합하다. APEA는 프로그램에서 제공하는 기본 설정을 통해 특별한 입력 데이터없이 자본 비용 및 운영 비용을 추산할 수 있지만, 보다 현실적인 자본 비용 및 운영 비용 추산을 위하여 입력 데이터로 본 연구에서 적용된 장비의 유형을 선택해주고 계산된 장비 크기 또한 설정해주었으며 장비의 재질로는 해양 장비에 적합한 316L을 설정하였다. 이러한 설정을 통해 도출된 각 액화 공정의 자본 비용 및 운영 비용은 Table 3.8과 같다.

Table 3.8 CAPEX and OPEX of liquefaction processes

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Equipment cost [\$]	98,871,000	84,807,100	75,419,100	90,803,200
Installed cost [\$]	119,183,600	100,238,400	91,352,600	107,368,000
Electricity cost [\$/year]	72,170,465	71,967,881	70,651,086	96,227,286
Cooling water cost [\$ /year]	4,197,856	4,187,608	4,159,420	6,034,462

3.9. 잠재적 비용 계산

잠재적 비용에서는 잠재적 위험도 비용의 인명 피해 비용 및 자산 손실 비용에 포함된 사고로 인한 구조 손상 비용, 생산 손실 비용, 유지 보수 공수 비용과 잠재적 고장 비용에 포함된 고장으로 인한 생산 손실 비용, 유지 보수 공수 비용, 장비 교체 비용 총 7가지의 비용을 계산하였다. 해당 비용들을 계산하는데 있어 LNG-FPSO의 생애 주기 (life time)는 공통적으로 20년으로 설정하였다.

사고로 인한 인명 피해 비용(식 (2.57))에서 사회적 비용은 앞서 360만 달러로 설정하였기 때문에 LNG-FPSO의 정보만 추가되면 계산이 가능하다. 실제 LNG-FPSO 프로젝트(Jewitt, 2015)를 기반으로 갑판 면적은 36,112m²를, 평균 선원 수는 150명으로 설정하였다. 이를 통해 Table 2.11의 사고 결과에 대한 인명 손실 기준에 따른 각 수준 면적을 계산하여 인명 피해 비용을 계산하였다. 각 액화 공정의 사고로 인한 인명 피해 비용에서 결정된 주요 변수 및 최종 결과 값은 Table 3.9와 같이 정리하였다.

Table 3.9 Lethality cost of liquefaction processes due to accident

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Life time [year]	20			
Societal cost [\$]	3,600,000			
POB	150			
Deck area [m ²]	36,112			
PLL for explosion [/year]	2.13E-02	1.87E-02	2.10E-02	1.95E-02
PLL for fire [/year]	2.07E-03	1.28E-03	1.63E-03	1.69E-03
Lethality cost (Expl.) [\$]	1,533,685	1,349,386	1,514,620	1,407,213
Lethality cost (fire) [\$]	148,808	92,265	117,302	121,718
Total lethality cost [\$]	1,682,493	1,441,651	1,631,922	1,528,931

사고로 인한 구조 손상 비용(식 (2.60))에서도 갑판 면적은 동일하게 36,112m²이 적용되었고 선박 가격의 경우에도 참조한 LNG-FPSO 프로젝트를 기반으로 108억 달러로 설정하였다(CNBC, 2017). 이를 통해 Table 2.12의 사고 결과에 대한 구조 손상 기준에 따른 각 수준 면적을 계산하여 구조 손상 비용을 계산하였다. 각 액화 공정의 사고로 인한 구조 손상 비용에서 결정된 주요 변수 및 최종 결과 값을 Table 3.10과 같이 정리하였다.

Table 3.10 Structural damage cost of liquefaction processes due to accident

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Life time [year]	20			
vessel cost [\$]	10,800,000,000			
Deck area [m ²]	36,112			
Structural damage cost (Expl.) [\$]	44,399,933	39,031,968	44,098,437	41,258,092
Structural damage cost (fire) [\$]	1,477,952	1,016,501	1,292,159	1,219,305
Total structural damage cost [\$]	45,877,884	40,048,469	45,390,596	42,477,397

사고로 인한 생산 손실 비용(식 (2.62))에서는 잠재적 비용 계산 설명에서 설명하였듯이 데이터베이스로 OREDA를 참조하여 유지 보수 시간을 계산하였다. 실제로는 망가진 장비가 교체되는 경우가 있으나 이를 구분하여 계산식에 적용하는 것은 장비 마다 개별적인 교체 시간 측정이 불가능하기 때문에 반영할 수 없어 교체 시간은 모두 유지 보수 시간에 포함된다고 가정하였다. 또한 심각도(severity)가 큰 화재나 폭발 사고는 그 영향이 액화 공정 모듈 내에서만 그치는게 아니라 선박 전역에 영향을 미칠 수 있다. 이러한 사고가 발생하였을 경우 액화 공정 모듈에 해당하는 지역만 피해가 발생하지 않는다. 하지만 액화 공정에 포함된 장비 외에 액화 공정 모듈 주변의 액화 공정과 관련된 모든 장비들의 유지 보수 시간을 고려할 수가 없어 구조 손상 비용에서 구한 사고가 영향을 미치는 면적과 액화 공정 모듈의 면적의 비를 활용해서

액화 공정 모듈 전체의 유지 보수 시간을 기준으로 하여 해당 면적에 비율 적용하였다. 예를 들어, 특정 시나리오의 사고로 인해 유지 보수가 필요한 사고 영향 면적이 액화 공정 모듈 면적의 1.5배라면 유지 보수 시간 또한 전체 액화 공정 모듈 유지 보수 시간의 1.5배로 가정하여 계산하였다. 이 때의 손실을 입게 되는 생산량은 본 연구에서 광구의 규모로 설정한 3.6MTPA를 적용하였다. 마지막으로 액화 천연 가스 가격은 Table 3.11(Bluegold research, 2018)에서 확인할 수 있듯이 시기 및 지역 등의 상황에 따라 유동적이다. 이에 따라 참조한 연구 보고서에서 제공하는 최근 3년간의 전체 액화 천연 가스 가격을 지역을 구분하지 않고 평균값을 내어 6\$/MMBTU를 본 연구의 액화 천연 가스 가격으로 적용하였다. 계산을 위해 적용된 가정과 설정된 변수들을 통해 각 액화 공정의 사고로 인한 생산 손실 비용에서 결정된 주요 변수 및 최종 결과 값을 Table 3.12와 같이 정리하였다.

Table 3.11 LNG price trend

Date	Japan [\$/MMBTU]	China [\$/MMBTU]	UK [\$/MMBTU]	Spain [\$/MMBTU]	Brazil [\$/MMBTU]
08/01/2015	8.0	7.8	6.3	6.7	8.1
09/01/2015	7.2	7.7	6.4	6.5	7.5
10/01/2015	6.7	6.6	6.4	6.3	6.8
11/01/2015	7.4	7.3	5.8	6.3	7.2
12/01/2015	7.2	7.0	5.4	6.1	7.2
01/01/2016	6.0	5.9	4.7	5.4	5.9
02/01/2016	5.2	5.0	4.2	4.7	5.0
03/01/2016	4.3	4.2	4.0	4.3	4.6
04/01/2016	4.0	4.0	4.0	4.1	4.3
05/01/2016	4.6	4.4	4.2	4.4	4.7
06/01/2016	4.8	4.7	4.8	4.9	5.1
07/01/2016	5.4	5.3	4.7	5.0	5.5
08/01/2016	5.5	5.4	4.5	5.1	5.8
09/01/2016	5.4	5.3	4.5	5.2	5.6
10/01/2016	6.3	6.2	5.8	6.0	6.2
11/01/2016	7.2	7.0	6.3	6.5	6.9
12/01/2016	8.7	8.6	5.5	6.8	8.0
01/01/2017	9.1	8.9	6.5	8.2	6.5
02/01/2017	6.7	6.5	6.3	6.6	6.3
03/01/2017	5.8	5.6	5.1	5.3	5.1
04/01/2017	5.3	5.2	5.0	5.2	5.0
05/01/2017	5.7	5.5	4.8	5.1	4.8
06/01/2017	5.4	5.3	4.7	5.1	4.7
07/01/2017	5.4	5.3	4.7	5.2	4.7
08/01/2017	6.1	5.9	5.4	5.5	5.4
09/01/2017	6.7	6.2	6.7	6.5	6.7
10/01/2017	8.6	7.7	8.0	7.8	8.0
11/01/2017	9.4	9.4	7.1	8.5	7.1
12/01/2017	10.0	9.9	8.0	9.3	8.0

Table 3.12 Production loss cost of liquefaction processes due to accident

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Life time [year]	20			
Liquefaction process area [m ²]	2,976			
Production rate [MTPA]	3.6			
LNG Price [\$/MMBTU]	6			
Production loss cost (Expl.) [\$]	12,683,161	5,964,776	6,593,639	4,904,352
Production loss cost (fire) [\$]	730,834	292,452	308,165	187,629
Total Production loss cost [\$]	13,413,995	6,257,229	6,901,804	5,091,980

사고로 인한 유지 보수 공수 비용(식 (2.64))에서도 역시 생산 손실 비용 계산과 유사한 절차를 가지기 때문에 같은 가정 하에 사고가 영향을 미치는 면적과 액화 공정 모듈의 면적비를 고려하여 유지 보수 공수 시간을 계산하였다. 유지 보수 공수 시간 역시 OREDA를 참조하였다. 공수 비용의 경우 관련 문헌(Nam et al., 2011)을 바탕으로 50\$/h를 적용하였다. 이를 통해 각 액화 공정의 사고로 인한 유지 보수 공수 비용에서 결정된 주요 변수 및 최종 결과 값을 Table 3.13과 같이 정리하였다.

Table 3.13 Maintenance Manhours cost of liquefaction processes due to accident

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Life time [year]	20			
Liquefaction process area [m ²]	2,976			
Manhour cost [\$/hour]	50			
Maintenance manhours cost (Expl.) [\$]	6,759	3,166	3,526	10,460
Maintenance manhours (fire) [\$]	421	169	185	400
Total maintenance manhours cost [\$]	7,180	3,335	3,711	10,860

고장으로 인한 생산 손실 비용(식 (2.66))은 잠재적 고장 비용 계산 설명에서 언급하였듯이 보수적인 접근법으로 OREDA에 기록된 각 장비들의 성능 저하 고장까지 고려하여 액화 공정의 생산 가용도를 계산하였다. 생산량과 액화 천연 가스의 가격은 잠재적 위험도 비용에서의 설정과 동일하다. 이를 통해 각 액화 공정의 고장으로 인한 생산 손실 비용에서 결정된 주요 변수 및 최종 결과 값을 Table 3.14와 같이 정리하였다.

Table 3.14 Production loss cost of liquefaction processes due to failure

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Life time [year]	20			
Production rate [MTPA]	3.6			
LNG Price [\$/MMBTU]	6			
Total production loss cost [\$]	975,704,855	753,350,162	679,204,719	270,696,945

고장으로 인한 유지 보수 공수 비용(식 (2.72)) 또한 보수적인 접근법으로 OREDA에서 성능 저하 고장까지 고려하였다. 공수 비용 또한 잠재적 위험도 비용에서의 설정과 동일하다. 이를 통해 각 액화 공정의 고장으로 인한 유지 보수 공수 비용에서 결정된 주요 변수 및 최종 결과 값을 Table 3.15와 같이 정리하였다.

Table 3.15 Maintenance manhours cost of liquefaction processes due to failure

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Life time [year]	20			
Manhour cost [\$/hour]	50			
Total maintenance manhours cost [\$]	645,275	505,645	450,313	719,421

고장으로 인한 장비 교체 비용(식 (2.74)) 역시 OREDA에서 성능 저하 고장까지 고려하였으며 장비 가격의 경우 자본 비용 및 운영 비용 계산에서 도출되었던 개별 장비 비용을 적용하였다. 이를 통해 각 액화 공정의 고장으로 인한 장비 교체 비용에서 결정된 주요 변수 및 최종 결과 값을 Table 3.16과 같이 정리하였다.

Table 3.16 Equipment replacement cost of liquefaction processes due to failure

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Life time [year]	20			
Equipment cost [\$]	Calculated from APEA			
Total equipment replacement cost [\$]	630,497,245	533,989,250	461,840,728	687,986,033

3.10. 액화 공정 선정 평가

분석한 액화 공정들에 대한 평가에 앞서 운영 비용과 잠재적 위험도 비용, 잠재적 고장 비용은 식 (2.51)에서 언급한 것처럼 이자율과 생애 주기를 고려하여 현재의 가치로 환산하였다. 이때 이자율은 0.11, 액화 천연 가스의 가격 상승률은 0.05, 생애 주기는 20년으로 설정하였다.

- 자본 비용 평가

Table 3.8에서 도출된 액화 공정들의 장비 비용과 설치 비용의 합으로 각 액화 공정의 자본 비용을 계산할 수 있다. 이를 그래프로 표현하면 Fig. 3.4와 같다.

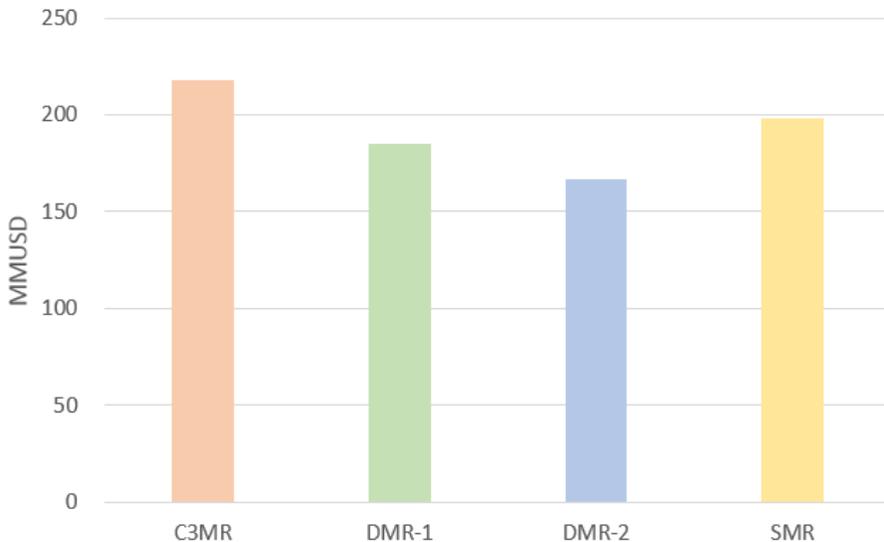


Fig. 3.4 CAPEX of liquefaction processes

자본 비용은 프로판 혼합 냉매(218MMUSD), 단일 혼합 냉매(198MMUSD), 이중 혼합 냉매-1(185MMUSD), 이중 혼합 냉매-2(167MMUSD) 순으로 높은 것으로 결과가 도출되었다. 자본 비용의 경우 해당 공정의 복잡도와 가장 연관이 깊은 것으로 분석된다. 공정의 복잡도는 동일한 공간이 할당될 시 공정에 포함된 장비 개수에 지배적인 영향을 받는다. 본 연구에서는 액화 공정에 들어가는 주요 장비만을 다루었지만 이를 통해서도 자본 비용과 복잡도의 경향성을 충분히 확인할 수 있다. 유사한 역할을 수행하는 주요 장비 간의 비교에 있어서 재질을 동일하게 설정하였다고 하더라도 치수 및 사양 등에 영향을 받아 비용에 차이를 보였지만, 개별 장비들이 더해진 자본 비용에서는 전체적으로 액화 공정에 포함된 주요 장비의 개수와 같은 경향을 따름을 확인할 수 있었다. 단일 혼합 냉매 액화 공정의 경우 공정의 복잡도에 있어 상대적으로 단순한 공정이라는 장점을 가진 액화 공정으로 한 대의 액화 공정에 들어가는 주요 장비의 개수는 6개로 가장 작았지만, 결국 동일한 생산량 설정을 위해 4대의 액화 공정이 적용됨으로써 생산량이 큰 광구에서는 공정의 단순함과 관련한 이점이 사라지게 되었다. 하지만 한대의 생산량이 타 액화 공정보다 작기에 장비 사양 측면에서 개별 장비의 가격은 상대적으로 낮게 계산되었다. 이에 따라 두 이중 혼합 냉매 액화 공정에 비해서는 단일 혼합 냉매 액화 공정의 자본 비용이 여전히 높지만, 결과적으로 프로판 혼합 냉매 액화 공정이 주요 장비 개수가 단일 혼합 냉매 액화 공정보다 작았음에도 불구하고 가장 높은 자본 비용 값이 계산되었다. 각 액화 공정에 포함된 주요 장비의 개수와

자본 비용의 관계는 Table 3.17에서 확인할 수 있다.

Table 3.17 Complexity and CAPEX of liquefaction processes

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
No. of main equipment	22	17	15	24
CAPEX [MMUSD]	218	185	167	198

- 운영 비용 평가

자본 비용과 마찬가지로 Table 3.8에서 도출된 액화 공정들의 전력 비용과 냉각수 비용의 합으로 각 액화 공정의 운영 비용을 계산할 수 있다. 이를 그래프로 표현하면 Fig. 3.5와 같다.

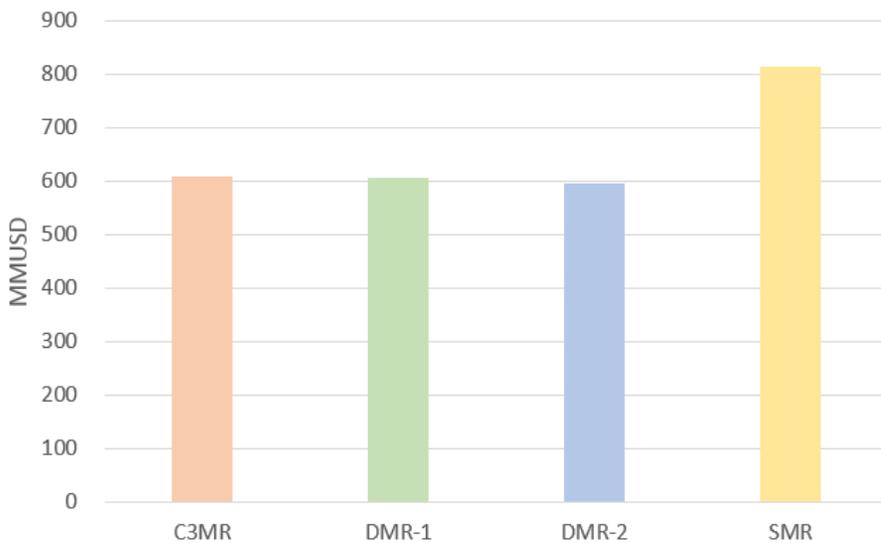


Fig. 3.5 OPEX of liquefaction processes

운영 비용은 단일 혼합 냉매(814MMUSD), 프로판 혼합 냉매(608MMUSD), 이중 혼합 냉매-1(606MMUSD), 이중 혼합 냉매-2(596MMUSD) 순으로 높은 것으로 결과가 도출되었다. 하지만 단일 혼합 냉매를 제외한 프로판 혼합 냉매, 이중 혼합 냉매-1, 이중 혼합 냉매-2의 운영 비용의 차이는 상대적으로 매우 작았다. 세 공정만 비교했을 때, 세 공정의 운영 비용 평균값에서 서로 약 1% 정도의 차이만 보이고 있었다. 이러한 결과는 운영 비용이 공정의 효율과 직결되기 때문에 나타난 결과로 분석된다. 본 연구의 시뮬레이션 모델링에서 수행한 효율 계산은 운영 비용에 포함되는 냉각수 비용을 제외하고 이루어졌지만 냉각수 비용이 전력 비용과 비교하여 10배 넘게 차이가 나기 때문에 경향성에 있어서 큰 영향을 미치지 않은 것이다. 이에 따라 비슷한 효율을 가진 세 공정에 비해서 상대적으로 높은 효율을 가진 단일 혼합 냉매 액화 공정이 운영 비용에서 확연한 차이를 보이며 높은 값을 기록하게 되었다. 각 액화 공정에 대하여 계산된 효율과 운영 비용 간의 관계를 Table 3.18에서 확인 할 수 있다.

Table 3.18 Efficiency and OPEX of liquefaction processes

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Process efficiency	10.32	10.26	10.13	13.65
OPEX [MMUSD]	608	606	596	814

- 자본 비용 및 운영 비용 평가

앞서 자본 비용 평가와 운영 비용 평가의 결과로 자본 비용에서는 프로판 혼합 냉매 액화 공정이 가장 높았고 운영 비용에서는 단일 혼합 냉매 액화 공정이 가장 높았다는 것을 알 수 있었다. 4종류의 액화 공정의 자본 비용과 운영 비용을 합한 값에 대한 비교 결과 그래프를 Fig. 3.6에 표현하였다.



Fig. 3.6 Life cycle cost of liquefaction processes

자본 비용과 운영 비용의 합은 가장 기본적인 생애 주기 비용 계산 방식이라 볼 수 있다. 본 연구에서 설정한 생애 주기는 해양 설비의 특성상 20년으로 상대적으로 긴 값을 가지게 되어 운영 비용이 차지하는 비율이 큰 편으로, 운영 비용에서 가장 높은 값을 가졌던 단일

혼합 냉매 액화 공정이 기본적인 생애 주기 비용 값 역시 가장 높은 값을 가지게 되었다. 20년이란 긴 생애 주기를 고려하지 않더라도 타 액화 공정과 단일 혼합 냉매 액화 공정 비교에서 운영 비용의 상대적 차이가 자본 비용의 상대적 차이보다 크기 때문에 나타난 결과이기도 하다. 두 이중 혼합 냉매의 경우 기본적인 생애 주기 비용 값에서 자본 비용 및 운영 비용 모두 가장 낮았기에 다른 냉매 종류의 액화 공정에 비해 낮은 값을 기록하였다. 하지만 이중 혼합 냉매-2 액화 공정이 자본 비용 및 운영 비용 모두 이중 혼합 냉매-1 액화 공정에 비하여 미세하게 낮은 값을 기록하였음을 알 수 있었다. 비슷한 냉매 유형의 액화 공정이라 할지라도 그 구성을 어떻게 가져가는지에 따라 다른 결과가 도출되는 것이다. 결론적으로 기본적인 생애 주기 계산 결과는 단일 혼합 냉매가 LNG-FPSO의 액화 공정에 보편적으로 이용됨에도 불구하고 대규모 광구에서는 이중 혼합 냉매가 조금 더 선호되는 이유 중 하나를 보여주고 있다고 볼 수 있다.

- 잠재적 위험도 비용 평가

잠재적 비용 계산에서 도출된 인명 피해 비용(Table 3.9)과 자산 손실 비용에서의 사고로 인한 구조 손상 비용(Table 3.10), 사고로 인한 생산 손실 비용(Table 3.12), 사고로 인한 유지 보수 공수 비용(Table 3.13)의 합으로 각 액화 공정의 잠재적 위험도 비용을 계산할 수 있다. 이를 그래프로 표현하면 Fig. 3.7과 같다.

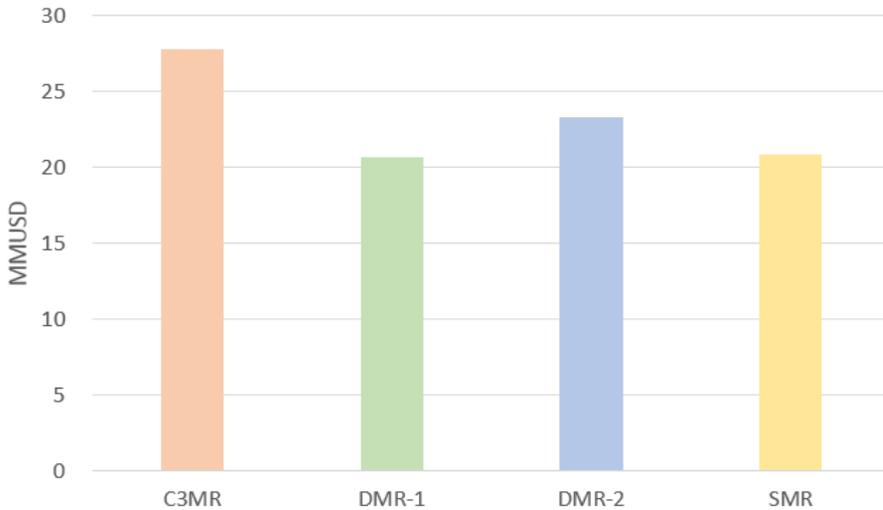


Fig. 3.7 Potential risk expenditure of liquefaction processes

잠재적 위험도 비용의 경우 타 비용들과 비교하여 규모가 매우 작은 편으로 계산되었다. 이는 여러가지 요인이 반영된 결과다. 우선 한정된 시나리오의 숫자가 이 같은 결과에 기인하였다. 위험도 분석에 있어 시나리오 선정은 발생 가능성이 존재하는 모든 시나리오를 고려하는 것이 현실적으로 힘들기 때문에 구획을 나누고 대표 누수 크기를 설정하여 대표 시나리오를 설정하는 것이 일반적이다. 이에 따라 명확한 기준에 따라 대표 시나리오의 개수를 선정하는 것이 중요하게 되는데, 본 연구에서는 연구의 범위와 설정한 가정에 기반하여 기준에 벗어난 시나리오를 고려하지 않아 시나리오의 개수가 한정되어 있으며 각 액화 공정의 시나리오 개수 또한 동일하지 않게 도출되어 있다. 구획을 더 세분화하거나 대표 누수 크기를 다양하게 설정하는 등의 작업을 통해 시나리오 개수가 늘어나면 위험도 비용의 규모는 늘어날 것이다. 또한

개념 설계 단계에서 가지는 정보의 한계로 인하여 도미노 효과(domino effect)와 같은 2차 사고를 고려하지 못한 점도 이 같은 결과에 기인하였다. 세부 배치 및 액화 공정 외의 모든 LNG-FPSO 설비들에 대한 정보를 고려하여 분석하는 것은 개념 설계 단계에서는 어려움이 따르기 때문에 사고에 직접적으로 영향을 미치는 요소들 외에 2차 사고 등에 따른 영향에 대한 고려가 부족했다. 이러한 요인들에 대한 보완을 위해 특정 인자를 곱해주어 타 비용들과 규모를 맞춰주는 방안도 있지만 이와 관련하여 아직 검증된 바가 없으므로 특정 인자 도입을 고려하지 않았다. 또한 본 연구의 계산 절차 소개만으로 충분한 의미가 있고 분석 대상 간의 위험도 상대적 평가는 달라지지 않는 것으로 판단되기에 여러 문헌 및 연구와 데이터를 기반으로 정의한 설정만으로 도출된 결과를 그대로 적용하여 상대 평가에 초점을 맞추고자 한다.

잠재적 위험도 비용은 프로판 혼합 냉매(28MMUSD), 이중 혼합 냉매-2(23MMUSD), 단일 혼합 냉매(21MMUSD), 이중 혼합 냉매-1(21MMUSD) 순으로 높은 것으로 결과가 도출되었다. 단일 혼합 냉매와 이중 혼합 냉매-1은 거의 유사한 잠재적 위험도 비용을 가졌으며 프로판 혼합 냉매가 타 냉매 유형보다 유의미한 차이를 보이며 가장 높은 잠재적 위험도 비용 값을 기록하였다. 분석 결과 선냉각 공정에서의 위험도가 이와 같은 결과를 도출하는데 결정적으로 기인했음을 확인할 수 있었다. 단일 혼합 냉매 액화 공정의 경우 선냉각 공정이 없는 대신에 동일 생산량 하에 단일 냉각 사이클에 상대적으로 유량이 몰려있기 때문에 단일 냉각 사이클의 위험도는 선 냉각 공정을

거치는 타 액화 공정의 주냉각 공정의 위험도보다는 높은 값을 가졌다.

Table 3.19 Detailed potential risk expenditure of liquefaction processes

	Expl. L cost	Fire L cost	Expl. SD cost	Fire SD cost	PL cost	MM cost
	[\$/year]					
C3MR Pre	36,706	4,542	1,061,079	42,925	426,435	228
C3MR Main	38,067	2,798	1,101,339	29,719	221,814	119
C3MR ETC	1,912	100	57,579	1,254	22,451	12
DMR-1 Pre	29,359	1,721	852,203	18,742	132,506	71
DMR-1 Main	36,199	2,792	1,041,817	30,830	163,357	87
DMR-1 ETC	1,912	100	57,579	1,254	16,998	9
DMR-2 Pre	37,621	2,973	1,105,324	32,717	181,299	98
DMR-2 Main	36,198	2,792	1,042,019	30,637	148,352	80
DMR-2 ETC	1,912	100	57,579	1,254	15,440	8
SMR Main	64,058	5,700	1,870,978	56,279	227,757	486
SMR ETC	6,303	386	191,927	4,687	26,842	57

잠재적 위험도 비용을 공정 주요 구획으로 나눈 세분화된 계산 결과를 Table 3.19에 정리하였다. Table 3.19에서 도출된 공정 주요 구획의 세부 비용을 구획을 기준으로 구분하여 표시한 Fig. 3.8 그래프에서 액화 공정에 있어서 선냉각 공정의 위험도에 대한 영향을 직관적으로 확인할 수 있다.

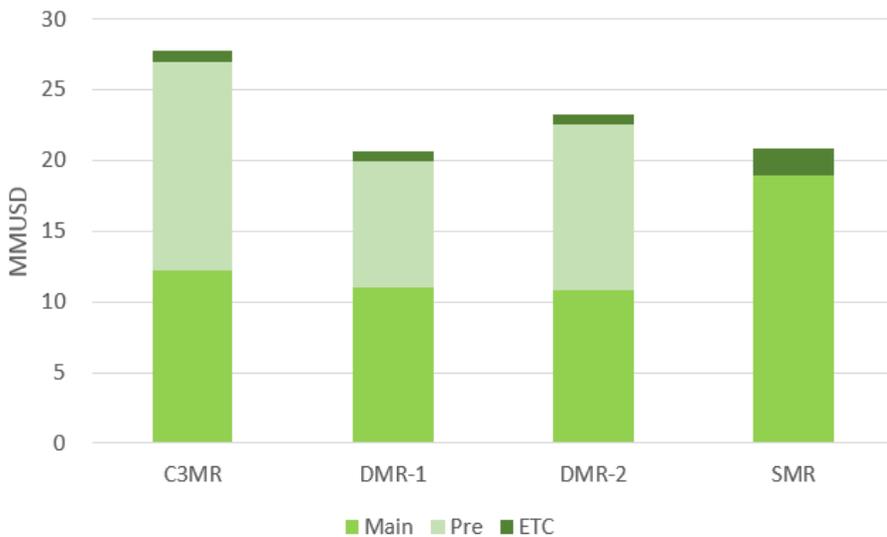


Fig. 3.8 Potential risk expenditure of liquefaction process main segments

단일 혼합 냉매 액화 공정을 제외한 세가지 종류의 액화 공정에 있어 주냉각 사이클 구획의 잠재적 위험도 비용은 비슷한 수준으로 계산되었지만 선냉각 공정의 위험도 비용에서 프로판 혼합 냉매가 약 15MMUSD, 이중 혼합 냉매-1이 약 9MMUSD, 이중 혼합 냉매-2가 약 12MMUSD로 차이를 보여 전체적인 잠재적 위험도 비용의 차이를

야기하게 되었다. 선냉각 공정에서의 위험도 차이의 원인은 복합적이기 때문에 주요 요인 한가지만을 특정하기에는 어려움이 따른다. 각 액화 공정의 사고 시나리오 도출 수를 포함하여 각 시나리오의 조성, 온도, 압력과 같은 초기 조건, 인벤토리의 크기, 사고 빈도, 사고 영향의 유효 면적이 모두 복합적으로 관여하여 해당 결과를 도출하게 된 것이다. 두 종류의 이중 혼합 냉매의 비교에 있어서 흥미로운 점으로 비슷한 냉각 방식을 가졌지만 구성을 달리함에 따라 이중 혼합 냉매-2가 이중 혼합 냉매-1과 비교하여 자본 비용 및 운영 비용에서는 미세하게 장점을 가졌지만 잠재적 위험도 비용에서는 상대적으로 안좋은 결과를 가진다는 것을 알 수 있었다.

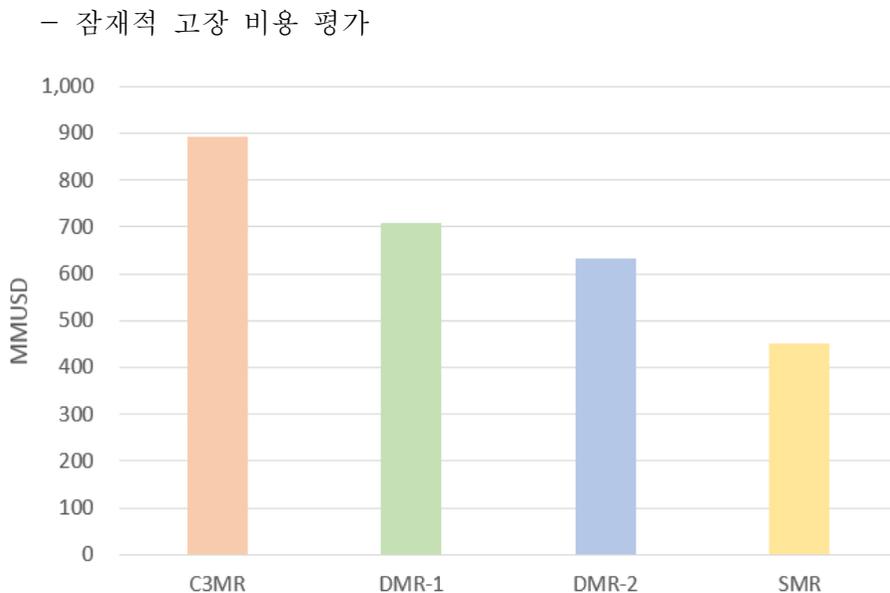


Fig. 3.9 Potential failure expenditure of liquefaction processes

잠재적 비용 계산에서 도출된 고장으로 인한 생산 손실 비용(Table 3.14), 고장으로 인한 유지 보수 공수 비용(Table 3.15), 고장으로 인한 장비 교체 비용(Table 3.16)의 합으로 각 액화 공정의 잠재적 고장 비용을 계산할 수 있다. 이를 그래프로 표현하면 Fig. 3.9와 같다.

잠재적 고장 비용은 프로판 혼합 냉매(894MMUSD), 이중 혼합 냉매-1(709MMUSD), 이중 혼합 냉매-2(631MMUSD), 단일 혼합 냉매(452MMUSD) 순으로 높은 것으로 결과가 도출되었다. 앞서 다룬 타 비용들에 비하여 각 액화 공정의 잠재적 고장 비용은 단계적으로 차이를 확연히 보이는 값을 취하고 있는 형태로 나타났다. 앞서 다룬 자본 비용 및 운영 비용, 잠재적 위험도 비용에서 큰 이점을 가지지 못했던 단일 혼합 냉매가 잠재적 고장 비용에서는 대상 액화 공정들 중에서 확연하게 낮은 값을 기록하였다. 수용 생산량의 한계로 대규모 광구의 생산량을 맞추기 위하여 4대의 모듈 설치로 설정된 단일 혼합 냉매 액화 공정은 잠재적 위험도 비용에서는 이중 혼합 냉매 액화 공정들과 비슷한 수준의 결과로 계산되었지만 자본 비용 및 운영 비용에 있어 특히 운영 비용이 효율 문제로 인하여 상대적으로 매우 높은 값이 계산되었다. 하지만 단일 혼합 냉매 액화 공정의 생산량의 한계가 잠재적 고장 비용에 있어서는 이점으로 작용하였다. 단일 혼합 냉매 액화 공정의 경우 4대의 모듈로 설치되었기 때문에 하나의 모듈이 고장으로 인해 생산 중단되더라도 나머지 액화 공정 모듈은 생산을 계속해서 이어나갈 수 있기 때문이다. 시스템의 신뢰성 측면에서 여분 시스템(redundant system)의 적용은 높은 가용도 향상을 야기한다.

실제로 Table 3.20에서 보여주는 것처럼 잠재적 고장 비용의 세부 비용을 분석해보면 다중 모듈 적용과 관련이 없는 고장으로 인한 유지 보수 공수 비용과 장비 교체 비용은 고장으로 인한 생산 손실 비용과 달리 단일 혼합 냉매 액화 공정이 타 액화 공정과 비교하여 오히려 높은 값을 가짐을 확인할 수 있다.

Table 3.20 Detailed potential failure expenditure of liquefaction processes

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Production loss cost [\$/year]	48,785,243	37,667,508	33,960,236	13,534,847
Maintenance manhours cost [\$/year]	32,264	25,282	22,516	35,971
Equipment replacement cost [\$/year]	31,524,862	26,699,463	23,092,036	34,399,302
Potential failure expenditure [\$/year]	80,342,369	64,392,253	57,074,788	47,970,120

단일 혼합 냉매 액화 공정을 제외한 나머지 세 액화 공정의 잠재적 고장 비용은 잠재적 위험도 비용과 유사하게 선냉각 공정에서 발생한 비용에 큰 영향을 받았다. 잠재적 고장 비용의 도출 또한 각 액화 공정의 개별 장비 가격, 고장을 및 수리율, 공수 시간 등의 다양한 요소에 복합적으로 영향을 받지만, 주요한 요소를 특정할 수 없었던 잠재적 위험도 비용과 달리 본 연구에서 고려된 주요 장비의 개수에 따른 공정의 복잡도에 주요한 영향을 받음을 확인할 수 있었다.

선냉각을 위해 들어가는 주요 장비의 개수가 프로판 혼합 냉매의 경우 12개, 이중 혼합 냉매-1의 경우 7개, 이중 혼합 냉매-2의 경우 5개로 잠재적 고장 비용의 경향과 유사한 경향을 나타냄을 알 수 있다. 이에 따라 이중 혼합 냉매 간의 비교에서 이중 혼합 냉매-2가 이중 혼합 냉매-1과 비교하여 잠재적 위험도 비용은 높은 값을 가졌지만 잠재적 고장 비용에서는 다시 낮은 값을 가지는 것도 확인하였다. Table 3.20에서 도출된 공정의 잠재적 고장 비용을 잠재적 위험도 비용 비교 평가 시와 동일하게 구획을 기준으로 구분하여 표시한 Fig. 3.10 그래프에서 액화 공정에 있어서 선냉각 공정이 잠재적 고장 비용에 미치는 영향을 직관적으로 확인할 수 있다.

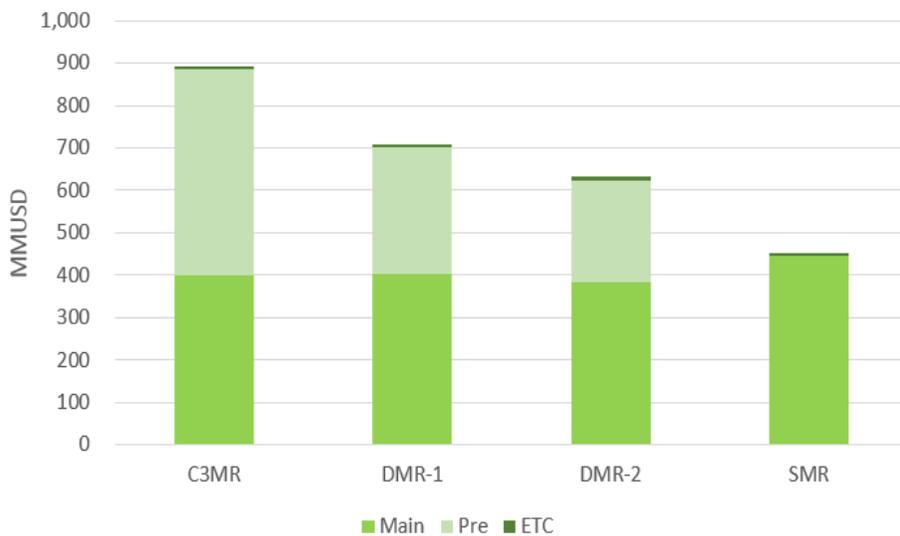


Fig. 3.10 Potential failure expenditure of liquefaction process main segments

- 잠재적 위험도 비용 및 잠재적 고장 비용 평가

잠재적 위험도 비용은 잠재적 고장 비용과 비교하여 규모가 매우 작기 때문에 잠재적 위험도 비용과 잠재적 고장 비용을 합한 잠재적 비용 평가에 있어서 그 영향이 작다. 하지만 상대적 비교에 따른 경향성에 있어서 프로판 혼합 냉매 액화 공정이 잠재적 위험도 비용 및 잠재적 고장 비용 모두 가장 높은 값을 기록하였다. 이는 프로판 혼합 냉매의 선냉각 공정의 복잡도를 포함한 특성에 기인한 결과다. 단일 혼합 냉매의 경우 잠재적 위험도 비용에서는 이중 혼합 냉매 액화 공정들과 비슷한 수준의 값이 계산되었지만 잠재적 고장 비용에서는 앞서 언급하였듯이 다중 모듈의 특성으로 인해 확연히 낮은 값을 기록하여 최종적으로 모든 대상 액화 공정 중에서 가장 낮은 잠재적 비용 값이 계산되었다. 잠재적 비용에서 프로판 혼합 냉매와 단일 혼합 냉매 사이에 위치한 두 이중 혼합 냉매 간의 비교에서는 잠재적 위험도 비용에서는 이중 혼합 냉매-1이 잠재적 고장 비용에서는 이중 혼합 냉매-2가 강점을 보이면서 최종적으로 잠재적 비용에서는 이중 혼합 냉매-2가 상대적으로 낮은 값을 기록하였다. 결론적으로 프로판 혼합 냉매가 육상의 액화 천연 가스 플랜트에서는 보편적으로 이용됨에도 불구하고 실제 LNG-FPSO 프로젝트에서는 안전 문제들로 인해 선호되지 않는 경향이 있는데, 본 연구에서 수행한 시스템의 안전과 관련된 잠재적 비용 평가 결과가 그러한 경향의 원인 중 하나를 보여주고 있다고 볼 수 있다.

- 액화 공정 선정 종합 평가

앞서 4종류의 비용 평가 결과로 자본 비용에서는 프로판 혼합 냉매 액화 공정이 다소 높았고, 운영 비용에서는 단일 혼합 냉매 액화 공정이 타 액화 공정에 비해 압도적으로 높았으며, 잠재적 위험도 비용에서는 다시 프로판 혼합 냉매 액화 공정이 가장 높은 값을 기록했고 잠재적 고장 비용에서도 역시 프로판 혼합 냉매 액화 공정이 확연히 높은 값을, 단일 혼합 냉매 액화 공정이 확연히 낮은 값을 기록했다는 것을 알 수 있었다. 4종류의 액화 공정에 대하여 4종류의 비용을 고려한 잠재적 생애 주기 비용에 대한 비교 결과 그래프를 Fig. 3.11에 표현하였다.

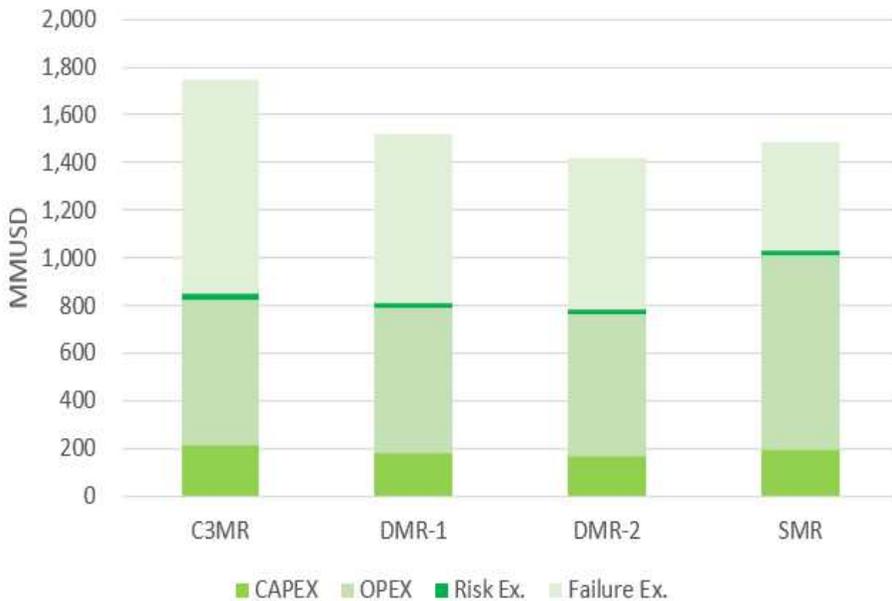


Fig. 3.11 Potential life cycle expenditure of liquefaction processes

앞서 고려한 모든 비용들을 종합하여 본 연구에서 최종적으로 제안한 잠재적 생애 주기 비용의 결과로써 프로판 혼합 냉매 액화 공정이 1,748MMUSD, 이중 혼합 냉매-1 액화 공정이 1,521MMUSD, 이중 혼합 냉매-2 액화 공정이 1,417MMUSD, 단일 혼합 냉매 액화 공정이 1,486MMUSD로 계산되었다. 프로판 혼합 냉매 액화 공정을 제외한 3종류의 액화 공정의 비교에서 비록 이중 혼합 냉매-2 액화 공정이 1,417MMUSD로 가장 좋은 잠재적 생애 주기 비용 결과를 가진다는 것을 확인할 수 있었지만, 이중 혼합 냉매-1 액화 공정과 단일 혼합 냉매 액화 공정도 100MMUSD 내외의 차이를 보이고 있기에 압도적인 차이는 없는 것으로 평가할 수 있다. 하지만 프로판 혼합 냉매 액화 공정은 잠재적 생애 주기 비용이 두번째로 높은 이중 혼합 냉매-1 액화 공정보다도 200MMUSD 이상 차이를 보이며 확연히 비교되는 결과를 보인다는 것 또한 알 수 있었다.

3.11. 액화 천연 가스 시장 추이에 따른 민감도 분석

본 연구의 사례 연구에서 액화 천연 가스의 가격은 액화 천연 가스 시장의 동향과 관련하여 참조한 연구 보고서를 바탕으로 최근 3년간의 액화 천연 가스 가격을 평균한 6\$/MMBTU를 적용하였다. 하지만 Table 3.21 (Bluegold research, 2018)에서 확인할 수 있듯이 2018년에 들어 액화 천연 가스 가격이 급등하고 있어 이를 반영하여 액화 천연

가스 시장 추이에 따른 민감도 분석을 하고자 한다. 액화 천연 가스의 가격은 본 연구의 잠재적 위험도 비용 및 잠재적 고장 비용 모두에 영향을 주는 값으로 잠재적 생애 주기 비용 계산에 있어 중요한 변수다. 특히 대규모 광구를 대상으로 한 경우에 다른 비용들에서는 강점을 가지지 못했지만 생산 손실 측면에서는 큰 이점을 가졌던 단일 혼합 냉매 액화 공정은 액화 천연 가스의 가격에 보다 큰 영향을 받기 때문에 이를 초점으로 민감도 분석을 수행하게 되었다. 새롭게 적용된 액화 천연 가스 가격은 Table 3.21 (Bluegold research, 2018)에 기록된 액화 천연 가스 가격의 평균값인 8\$/MMBTU로, 기존에 설정된 액화 천연 가스 가격 대비 약 33% 상승된 가격이다.

Table 3.21 2018 LNG price trend

Date	Japan [\$/MMBTU]	China [\$/MMBTU]	UK [\$/MMBTU]	Spain [\$/MMBTU]	Brazil [\$/MMBTU]
01/01/2018	10.9	10.9	7.3	8	7.3
02/01/2018	9.5	9.4	7	7.2	7
03/01/2018	7.9	7.8	6.9	7.2	6.9
04/01/2018	7.2	7.1	6.7	6.9	6.7
05/01/2018	8.4	8.4	7.4	7.9	7.4
06/01/2018	10.3	10.2	7.4	8.1	7.4
07/01/2018	10.2	10.2	7.5	8.2	7.5

평가 방법은 앞서의 잠재적 위험도 기반 설계 절차를 동일하게 따른다. 이를 통해 도출된 결과는 자본 비용과 운영 비용에서는 변화가 없으며 잠재적 위험도 비용과 잠재적 고장 비용에서 변화가 발생한다. 최종 결과 값으로 각 액화 공정의 자본 비용, 운영 비용, 잠재적 위험도

비용, 잠재적 고장 비용을 포함한 잠재적 생애 주기 비용을 Table 3.22와 같이 정리하였다.

Table 3.22 Result of expenditures of liquefaction processes according to LNG price change

	C3MR [MMUSD]	DMR-1 [MMUSD]	DMR-2 [MMUSD]	SMR [MMUSD]
CAPEX	218	185	167	198
OPEX	608	606	596	814
Potential risk expenditure	31	22	25	22
Potential failure expenditure	1,108	874	780	512
CAPEX+OPEX	826	791	763	1,013
Potential expenditure	1,138	896	805	534
Potential life cycle expenditure	1,965	1,688	1,568	1,546

결과에서 확인할 수 있듯이 액화 천연 가스 가격을 6\$/MMBTU로 설정하였을 경우와 비교하여 4종류의 액화 공정의 잠재적 생애 주기 비용 순위가 다르게 나타났다. 기존의 가장 낮은 잠재적 생애 주기 비용을 가졌던 이중 혼합 냉매-2 액화 공정이 비록 그 차이는 미세하지만 단일 혼합 냉매 액화 공정과 순위를 맞바꾼 것이다. 잠재적 위험도 비용에서도 차이가 벌어지긴 했지만 특히 잠재적 고장 비용에서

이중 혼합 냉매-2의 상승폭(약 149MMUSD)이 단일 혼합 냉매의 상승폭(약 60MMUSD)보다 컸기 때문이다. 반면에 프로판 혼합 냉매 액화 공정의 경우 잠재적 비용의 기존 대비 상승폭이 217MMUSD로 잠재적 생애 주기 비용에 있어 타 액화 공정과 비교하여 기존보다 더 큰 차이를 보이며 여전히 가장 높은 값으로 계산되었다. 이러한 결과는 그래프로 표현된 Fig. 3.12에서 직관적으로 확인할 수 있다.

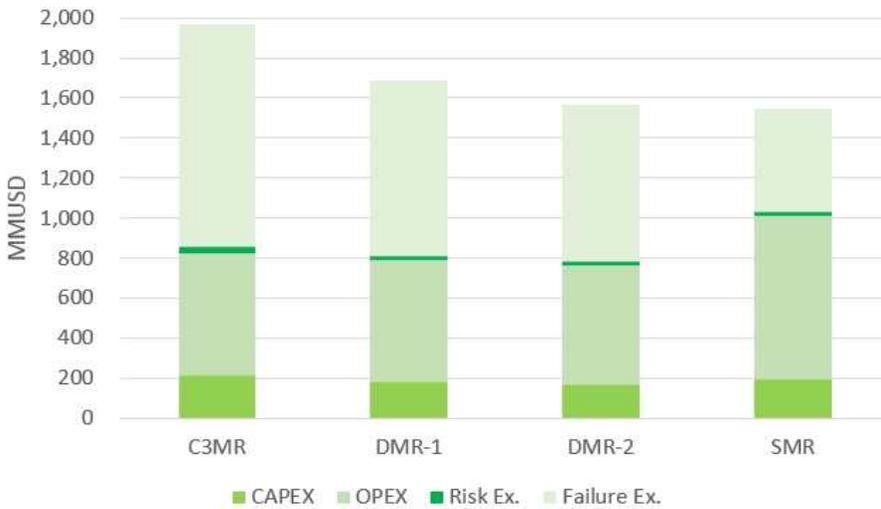


Fig. 3.12 Potential life cycle expenditure of liquefaction processes according to LNG price change

액화 천연 가스 시장 추이에 따른 민감도 분석을 통해 액화 천연 가스의 가격이 상승할수록 단일 혼합 냉매 액화 공정이 대규모 광구에서 가지는 자본 비용 및 운영 비용의 단점을 극복하고 이중 혼합 냉매의 대안이 될 수도 있음을 확인하였다.

3.12. 액화 공정 추가 비교 분석 및 검증

선행 연구들의 사례에서 생산량에 따라 분류한 광구의 크기에 따라 선호되는 액화 공정이 다르다는 것을 정성적인 비교 분석들을 통해 확인할 수 있었다. 본 연구에서는 앞서 3.6MTPA의 생산량을 기준으로 대규모 광구에서의 LNG-FPSO 액화 공정 비교 분석을 잠재적 위험도 기반 설계 절차에 따라 수행하여 결과를 도출하였다. 이에 더하여 선행 연구들에서 정성적으로 언급하고 있는 광구의 크기에 따른 액화 공정 선호도가 본 연구에서 정량적으로 비교한 결과와 유사한 경향을 가지는지 확인하기 위하여 0.9MTPA의 생산량을 가지는 소규모 광구에서의 LNG-FPSO 액화 공정 비교 분석까지 추가적으로 수행하여 차이를 확인해보고자 한다.

생산량만 다르게 설정하여 비교하기 때문에 잠재적 위험도 기반 설계 절차는 동일하다. 분석 액화 공정 대상 역시 상대 비교를 위하여 단일 혼합 냉매 액화 공정, 두 종류의 이중 혼합 냉매 액화 공정, 프로판 혼합 냉매 액화 공정으로 동일하게 설정하였다. 하지만 생산량을 감소시켰기 때문에 시뮬레이션 결과는 다르게 나타나게 되고 각 모델링 상의 스트림 별 정보들이 달라지게 된다. 대규모 광구의 경우와 동일한 시나리오에서 달라진 스트림 별 정보들을 이용하여 장비 크기 계산을 제시한 방법에 따라 다시 수행하여 인벤토리를 계산하였다. 이를 통해 도출된 각 열 교환기 및 상 분리기의 주요 치수는 Table 3.23과 Table 3.24와 같다.

**Table 3.23 Dimensions of heat exchanger in liquefaction processes for
0.9MTPA**

Liquefaction type	Name	No. of exchangers in parallel	Length [mm]	Width [mm]	Depth [mm]
C3MR	Precooling 1	2	1296	1099	1108
	Precooling 2	2	1926	1088	1108
	Precooling 3	2	1562	1100	999
	Precooling 4	2	1805	1096	966
	Main	6	7330	1044	1159
DMR-1	Precooling	5	5985	1032	1150
	Main	6	7365	1042	1159
DMR-2	Precooling 1	4	3866	949	1041
	Precooling 2	3	4365	1083	974
	Main	7	7335	956	1075
SMR	Main	12	7385	1055	1167

Table 3.24 Dimensions of separator in liquefaction processes for 0.9MTPA

Liquefaction type	Name	Diameter [m]	Height [m]	L/D ratio
C3MR	Precooling part1	3.66	7.92	2.17
	Precooling part2	3.35	7.01	2.09
	Precooling part3	2.44	4.88	2.00
	Main part	2.44	11.89	4.88
	End separator	3.05	6.25	2.05
DMR-1	Precooling part	3.35	8.08	2.41
	Main part	2.44	11.89	4.88
	End separator	3.05	6.25	2.05
DMR-2	Main part	2.44	11.89	4.88
	End separator	3.05	6.25	2.05
SMR	End separator	2.13	9.45	4.43

생산량 조정에 따라 재계산된 장비 크기를 바탕으로 인벤토리를 다시 할당하고 각 시나리오의 온도와 압력을 앞서 사례 연구와 동일한 방법으로 보수적인 접근으로 각 구획에서의 사고 결과에 미치는 영향에 있어 가장 극심한 상태로 결정하여 도출된 각 액화 공정의 시나리오 정보는 부록의 Table B.1과 같이 정리하였다.

또한 동일한 방법으로 수행한 빈도 분석 및 사고결과 분석 계산 결과 역시 부록의 Table B.2 및 Table B.3과 같이 정리하였다.

잠재적 비용 계산에 앞서 계산된 자본 비용 및 운영 비용은 Table 3.25와 같다.

Table 3.25 CAPEX and OPEX of liquefaction processes for 0.9MTPA

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Equipment cost [\$]	25,663,700	22,226,000	21,118,600	22,700,800
Installed cost [\$]	34,211,800	28,838,000	27,383,100	26,842,000
Electricity cost [\$/year]	17,472,367	17,371,652	17,155,098	24,269,604
Cooling water cost [\$/year]	1,049,722	1,046,170	1,039,824	1,508,616

잠재적 비용은 추가 수행된 잠재적 위험도 분석 결과와 조정된 생산량을 통해 계산할 수 있다. 계산에 필요한 변수들 중에서 잠재적 위험도 분석 결과 및 생산량과 관계없는 변수들은 통제 변인으로 대규모 광구에서의 사례 연구 값과 동일하게 설정하였다. 이를 통해 도출한 잠재적 위험도 비용에서의 사고로 인한 인명 피해 비용, 사고로 인한 구조 손상 비용, 사고로 인한 생산 손실 비용, 사고로 인한 유지 보수 공수 비용과 잠재적 고장 비용에서의 고장으로 인한 생산 손실 비용, 고장으로 인한 유지 보수 공수 비용, 고장으로 인한 장비 교체 비용 계산 결과 값은 Table 3.26과 같다.

Table 3.26 Potential expenditure of liquefaction processes for 0.9MTPA

	C3MR	DMR-1	DMR-2	SMR
Total lethality cost [\$]	974,718	917,007	917,007	382,233
Total structural damage cost [\$]	25,597,586	25,358,391	24,810,126	10,619,349
Total production loss cost (A) [\$]	3,017,618	1,314,706	1,452,589	1,272,995
Total maintenance manhours cost (A) [\$]	6,473	2,813	3,136	2,715
Total production loss cost (F) [\$]	243,926,214	188,337,541	169,801,180	67,674,236
Total maintenance manhours cost (F) [\$]	645,275	505,645	450,313	179,855
Total equipment replacement cost [\$]	163,203,791	140,008,724	133,296,480	171,996,508

자본 및 운영 비용과 잠재적 비용 계산 결과를 통해 소규모 광구에서의 액화 공정 선정 평가 또한 앞서 수행한 대규모 광구에서의 액화 공정 선정 평가와 동일하게 수행할 수 있다. 소규모 광구에서의 액화 공정 선정 평가는 대규모 광구에서의 액화 공정 선정 평가 결과와의 비교 분석까지 추가하여 비교 평가하였다.

- 자본 비용 평가

생산량에 따른 각 액화 공정의 자본 비용을 그래프로 표현하면 Fig. 3.13과 같다.

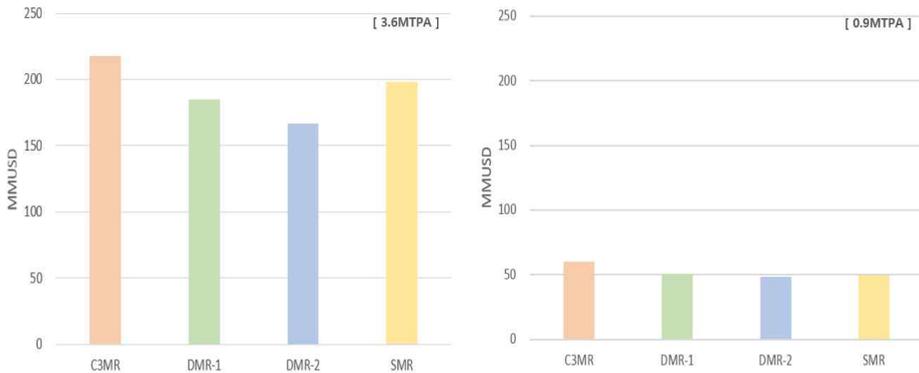


Fig. 3.13 Comparison for CAPEX of liquefaction processes

생산량이 변화함에 따라 자본 비용이 기존의 프로판 혼합 냉매, 단일 혼합 냉매, 이중 혼합 냉매-1, 이중 혼합 냉매-2 순으로 높았던 결과에서 프로판 혼합 냉매(59.9MMUSD), 이중 혼합 냉매-1(51.1MMUSD), 단일 혼합 냉매(49.5MMUSD), 이중 혼합 냉매-2(48.5MMUSD) 순으로 높은 것으로 결과가 바뀌었다. 특히 단일 혼합 냉매가 가장 큰 감소폭을 보였는데 여전히 자본 비용이 가장 낮았던 이중 혼합 냉매-2와도 아주 근소한 차이를 가졌다. 이와 같은 결과가 도출된 이유는 단일 혼합 냉매의 경우 장비 크기나 사양에는 변화가 없고 공정의 트레인 수만 줄어들어 자본 비용이 기존 대비 정확히 25%의 감소폭을 보였지만 그 외의 냉매들의 경우 공정의 트레인

수에는 변화가 없고 장비 크기가 줄어들고 장비 사양이 변함에 따라 단일 혼합 냉매와 달리 정확히 25%로 감소하는 것이 아닌 28~29%의 감소폭을 보였기 때문이다. 이에 따라 기존의 가장 낮은 자본 비용이 계산되었던 이중 혼합 냉매-2와 자본 비용의 가장 큰 감소폭을 가진 단일 혼합 냉매가 비슷한 자본 비용 값을 가지게 된 것이다.

- 운영 비용 평가

생산량에 따른 각 액화 공정의 운영 비용을 그래프로 표현하면 Fig. 3.14와 같다.

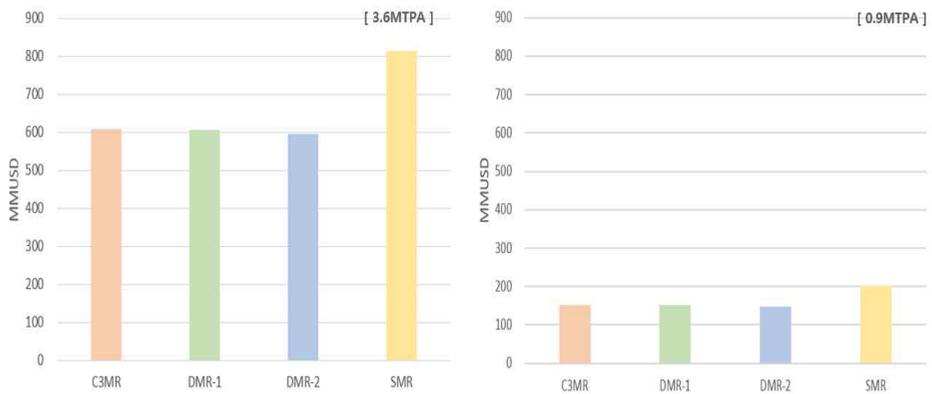


Fig. 3.14 Comparison for OPEX of liquefaction process

생산량이 변화함에 따라 운영 비용은 각 공정의 효율이 변하는 것이 아니므로 4 종류의 액화 공정 모두 기존 대비 25%의 감소폭을 보였다. 따라서 기존의 결과와 동일하게 단일 혼합 냉매(204MMUSD), 프로판

혼합 냉매(151MMUSD), 이중 혼합 냉매-1(151MMUSD), 이중 혼합 냉매-2(147MMUSD) 순으로 높은 결과가 도출되었다. 전체적으로 감소함에 따라 큰 차이를 보였던 단일 혼합 냉매와 그 외의 냉매들 간의 절대적 운영 비용 차이는 줄어들게 되었다.

- 잠재적 위험도 비용 평가

생산량에 따른 각 액화 공정의 사고로 인한 인명 피해 비용, 구조 손상 비용, 생산 손실 비용, 유지 보수 공수 비용의 합인 잠재적 위험도 비용을 그래프로 표현하면 Fig. 3.15와 같다.

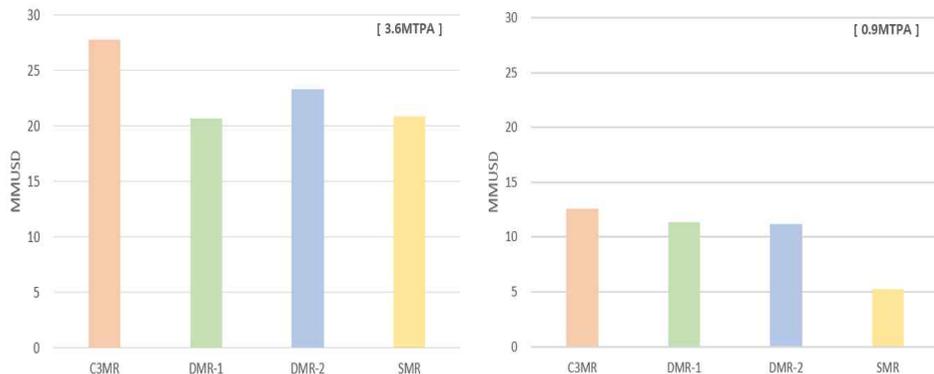


Fig. 3.15 Comparison for potential risk expenditure of liquefaction process

생산량이 변화함에 따라 잠재적 위험도 비용이 기존의 프로판 혼합 냉매, 이중 혼합 냉매-2, 단일 혼합 냉매, 이중 혼합 냉매-1 순으로 높았던 결과에서 프로판 혼합 냉매(12.6MMUSD), 이중 혼합 냉매-1 (11.3MMUSD), 이중 혼합 냉매-2(11.2MMUSD), 단일 혼합 냉매

(5.2MMUSD) 순으로 높은 것으로 결과가 바뀌었다. 특히 단일 혼합 냉매가 가장 큰 감소폭을 보이면서 다른 냉매들과 비교하여 절반 이하의 잠재적 위험도 비용 값이 계산되었다. 이 역시 단일 혼합 냉매의 경우 줄어든 공정의 트레인 수에 의하여 시나리오 숫자가 감소함에 따라 기존 대비 25%의 감소폭을 보였지만 그 외의 냉매들의 경우 시나리오 숫자는 동일하고 시나리오 정보만 바뀐에 따라 기존 대비 45~55%의 감소폭을 보였기 때문이다. 이에 따라 대규모 광구에서는 잠재적 위험도 비용의 관점에서 큰 특징이 없었던 단일 혼합 냉매가 소규모 광구에서는 확연히 낮은 값을 얻는 결과를 확인할 수 있었다.

- 잠재적 고장 비용 평가

생산량에 따른 각 액화 공정의 고장으로 인한 생산 손실 비용, 유지 보수 공수 비용, 장비 교체 비용의 합인 잠재적 고장 비용을 그래프로 표현하면 Fig. 3.16과 같다.

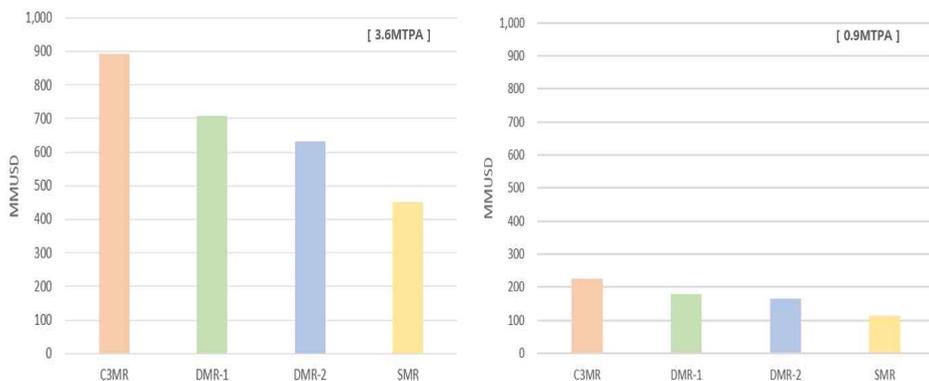


Fig. 3.16 Comparison for potential failure expenditure of liquefaction process

생산량이 변화함에 따라 잠재적 고장 비용은 각 액화 공정 별로 감소율의 차이는 있지만 기존의 결과와 동일하게 프로판 혼합 냉매 (226MMUSD), 이중 혼합 냉매-1(180MMUSD), 이중 혼합 냉매-2 (165MMUSD), 단일 혼합 냉매(113MMUSD) 순으로 높은 것으로 결과가 도출되었다. 기존의 잠재적 고장 비용 계산 결과의 차이가 각 액화 공정 별로 이미 확연히 있었기 때문이다. 전체적으로 기존 대비 약 25~26%의 감소폭을 보였는데 이에 따라 각 액화 공정 간의 절대적 잠재적 고장 비용 차이는 운영 비용 평가의 경우와 동일하게 줄어들게 되었다.

- 액화 공정 선정 종합 평가

소규모 광구에서 4종류의 액화 공정을 대상으로 4종류의 비용 평가를 수행한 결과, 운영 비용과 잠재적 고장 비용은 대규모 광구와 동일한 순서로 평가되었으나 자본 비용과 잠재적 위험도 비용에서 단일 혼합 냉매의 기존 대비 비용 감소폭이 그 외의 냉매의 기존 대비 비용 감소폭보다 확연히 크게 나타나면서 순서에 변화가 발생함을 알 수 있었다.

이 같은 결과를 종합하여 4종류의 액화 공정을 대상으로 4종류의 비용을 고려한 잠재적 생애 주기 비용을 그래프로 표현하면 Fig. 3.17과 같이 나타난다.

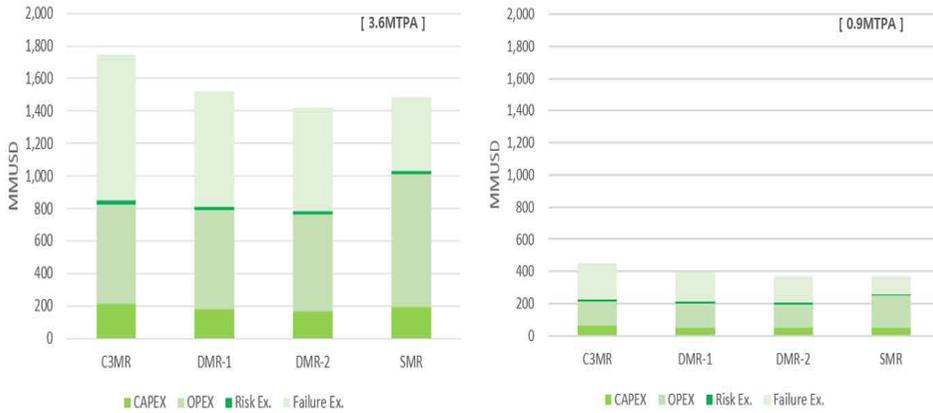


Fig. 3.17 Comparison for potential life cycle expenditure of liquefaction processes

앞서 고려한 모든 비용들을 종합한 잠재적 생애 주기 비용 계산 결과를 비교해보면 대규모 광구에서 프로판 혼합 냉매, 이중 혼합 냉매-1, 단일 혼합 냉매, 이중 혼합 냉매-2 순으로 높았던 결과에서 프로판 혼합 냉매, 이중 혼합 냉매-1, 이중 혼합 냉매-2, 단일 혼합 냉매 순으로 높아지는 결과로 바뀌었음을 알 수 있다. 이중 혼합 냉매-2와 단일 혼합 냉매의 잠재적 생애 주기 비용이 큰 차이를 보이지는 않았지만 순위가 바뀌게 된 것이다.

결과적으로 확연한 차이를 보이진 않았지만 대규모 광구에서는 이중 혼합 냉매-2 액화 공정이, 소규모 광구에서는 단일 혼합 냉매 액화 공정이 가장 낮은 잠재적 생애 주기 비용 값을 기록하였다. 이 같은 결과는 다수의 선행 연구에서 정성적인 비교 결과로 언급되었던 소규모 광구에서는 단일 혼합 냉매 액화 공정이, 대규모 광구에서는 이중 혼합

냉매 액화 공정이 선호되는 경향(Bunnag et al., 2012; Luca et al., 2013; Kerbers et al., 2009)과 일치함을 확인하였다.

이러한 경향은 액화 천연 가스 시장 추이에 따른 민감도 분석에서 수행한 바와 같이 2018년 기준의 상승된 액화 천연 가스 가격을 적용할 경우 단일 혼합 냉매 액화 공정과 그 외의 액화 공정간의 차이가 더욱 크게 벌어짐을 Fig 3.18의 그래프와 같이 확인할 수 있다.

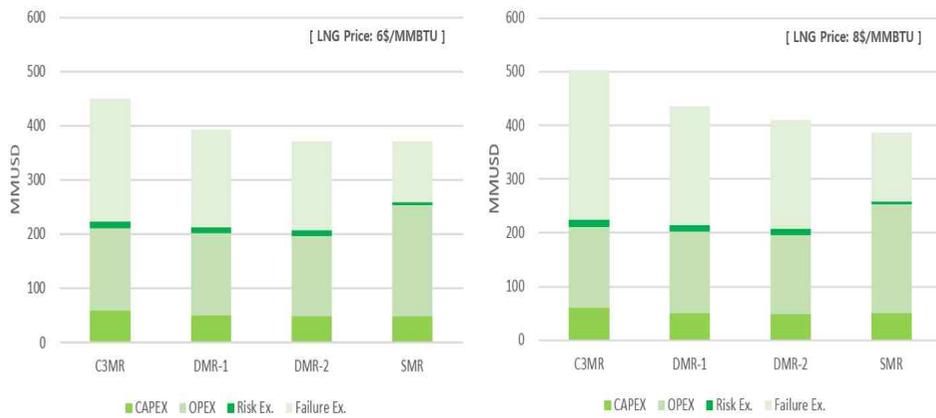


Fig. 3.18 Potential life cycle expenditure of liquefaction processes for 0.9MTPA according to LNG price change

소규모 광구에서도 역시 동일하게 수행한 액화 천연 가스 시장 추이에 따른 민감도 분석을 통해 액화 천연 가스의 가격이 상승할수록 단일 혼합 냉매 액화 공정의 강점이 보다 더 커짐을 확인하였다.

3.13. 생산량 변경에 따른 주요 인자 민감도 추가 비교 분석

- 액화 천연 가스 가격에 따른 민감도 분석

앞서 수행한 민감도 분석에서 잠재적 생애 주기 비용은 액화 천연 가스 가격에 큰 영향을 받음을 확인할 수 있었다. 이에 따라 기존에 수행한 액화 천연 가스 가격 6\$/MMBTU, 8\$/MMBTU에 10\$/MMBTU의 더 높은 액화 천연 가스 가격이 형성될 경우를 더하여 사례 연구의 두 광구에 대해 민감도 분석을 추가적으로 수행하여 경향성을 확인해보았다. 그 결과는 Fig. 3.19와 Fig. 3.20과 같다.

앞서 언급하였듯이 대규모 광구에서는 액화 천연 가스의 가격이 상승할수록 단일 혼합 냉매 액화 공정이 대규모 광구에서 가지는 자본 비용 및 운영 비용의 단점을 극복하고 이중 혼합 냉매의 대안이 될 수도 있음을 확인할 수 있었으며 액화 천연 가스 가격이 10\$/MMBTU일 경우에는 단일 혼합 냉매 액화 공정의 잠재적 생애 주기 비용(1,607MMUSD)이 이중 혼합 냉매-2 액화 공정의 잠재적 생애 주기 비용(1,718MMUSD)보다 확연히 낮은 값으로 계산됨을 추가적으로 확인할 수 있었다. 소규모 광구의 경우에는 추가 사례 연구 결과에서 확인했듯이 대규모 광구의 경우와 달리 6\$/MMBTU에서부터 단일 혼합 냉매 액화 공정의 잠재적 생애 주기 비용이 타 액화 공정의 잠재적 생애 주기 비용보다 작으며 액화 천연 가스 가격이 상승할수록 그 차이가 더 크게 벌어짐을 확인할 수 있었다.

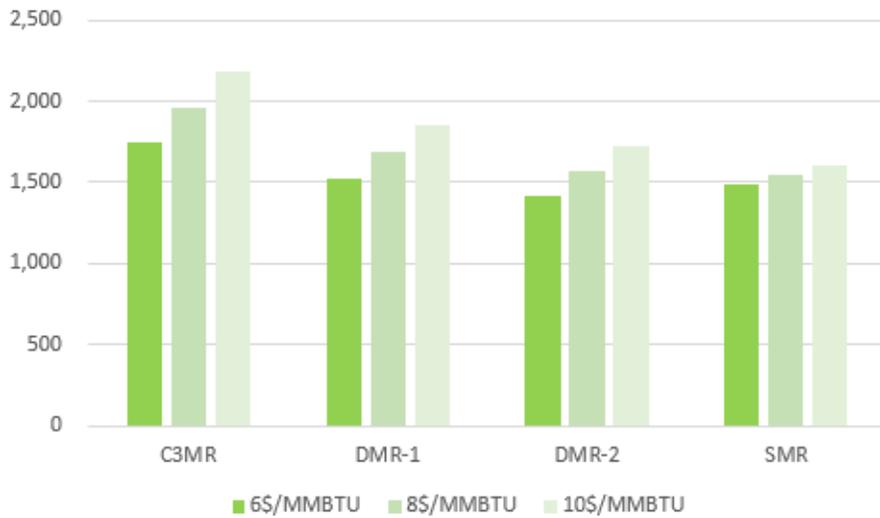


Fig. 3.19 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 3.6MTPA according to LNG price change

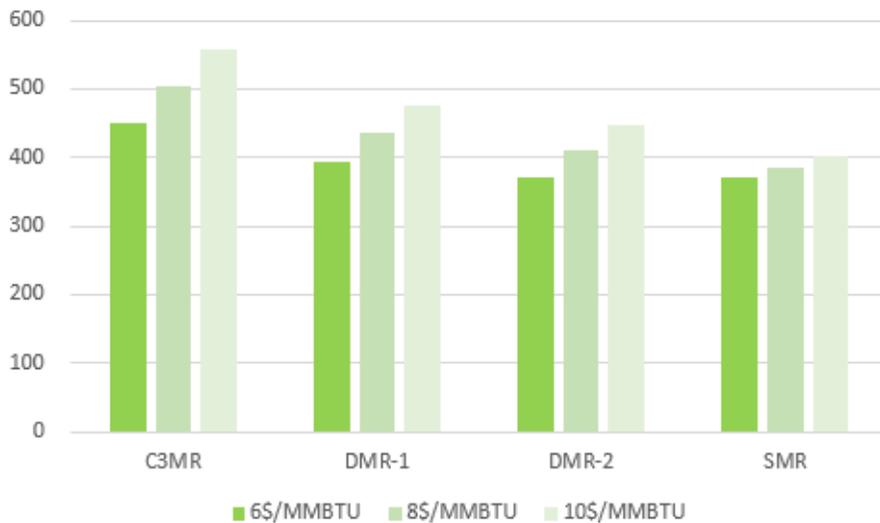


Fig. 3.20 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 0.9MTPA according to LNG price change

- 이자율에 따른 민감도 분석

사례 연구에서의 이자율은 0.11로 가정하였는데, 이를 기준으로 낮은 이자율(0.09)과 높은 이자율(0.13)일 경우에 잠재적 생애 주기 비용 값이 어떻게 변화하는지 그 경향을 확인해보고자 이자율에 따른 민감도 분석을 사례 연구의 두 광구에 대해 수행하였다. 두 광구에 대한 민감도 분석 결과는 Fig. 3.21과 Fig. 3.22와 같다.

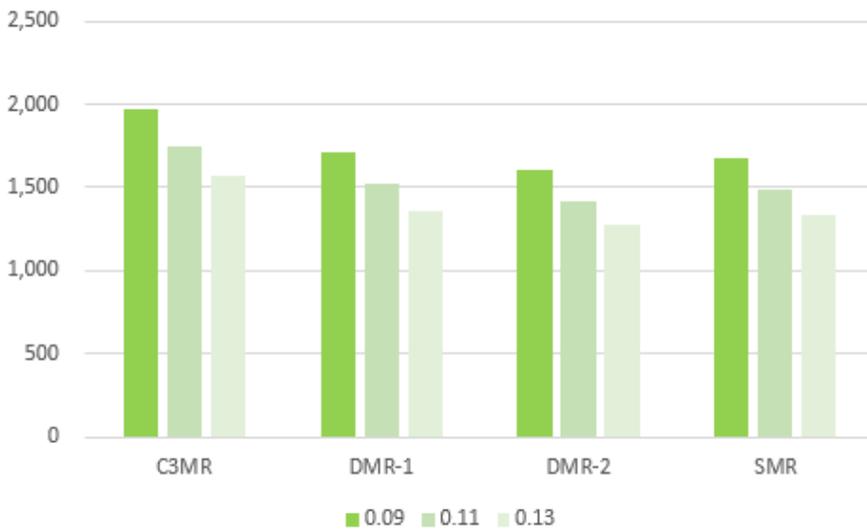


Fig. 3.21 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 3.6MTPA according to interest rate

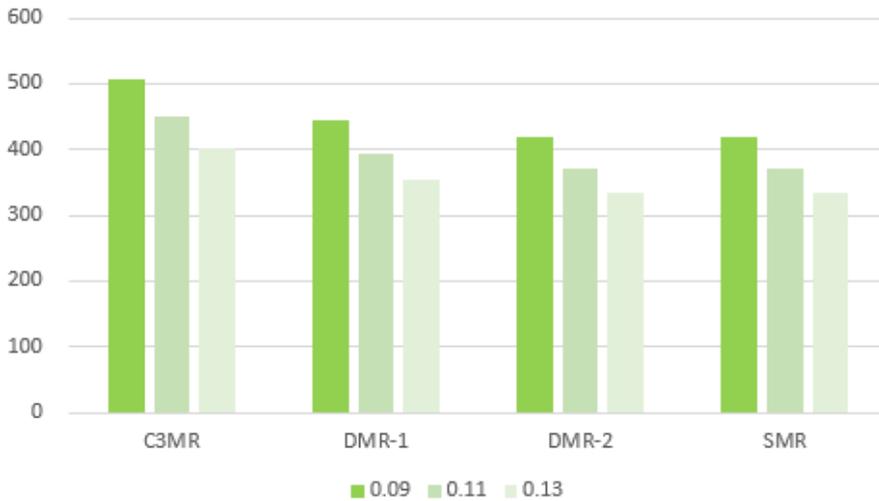


Fig. 3.22 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 0.9MTPA according to interest rate

이자율에 따른 두 액화 공정의 비용 변화 경향은 뚜렷한 특징없이 두 액화 공정 모두 이자율이 낮으면 상대적으로 높은 잠재적 생애 주기 비용이, 이자율이 높으면 상대적으로 낮은 잠재적 생애 주기 비용이 계산되었다. 이와 같은 결과가 도출되는 이유는 단일 혼합 냉매의 경우 잠재적 고장 비용에서 큰 강점을 가졌고 이중 혼합 냉매-2의 경우 운영 비용에서 큰 강점을 가졌는데, 이자율이 증가하면 잠재적 비용과 운영 비용이 동시에 감소하게 되어 두 비용이 포함되는 잠재적 생애 주기 비용 계산 값의 절대적 차이에 있어서 이자율에 따라 액화 공정 별로 유의미한 변화가 발생하지 않기 때문이다. 결론적으로 이자율의 변화는 LNG-FPSO의 액화 공정 선정 상대 평가에 있어 큰 영향을 미치지 않음을 확인할 수 있었다.

- 잠재적 위험도 비용 인자에 따른 민감도 분석

앞서 언급하였듯이 과소 평가된 잠재적 위험도 비용에 특정 인자를 곱해주어 타 비용들과 규모를 맞추는 것과 관련하여 검증된 바가 없기 때문에 사례 연구에서는 적용하지 않았지만 기존 대비 인자 5와 인자 10을 적용한 민감도 분석을 통해 위험도 인자 적용 시 어떠한 경향을 나타내는지 확인해보았다. 두 광구에 대한 민감도 분석 결과는 Fig. 3.23과 Fig. 3.24와 같다.

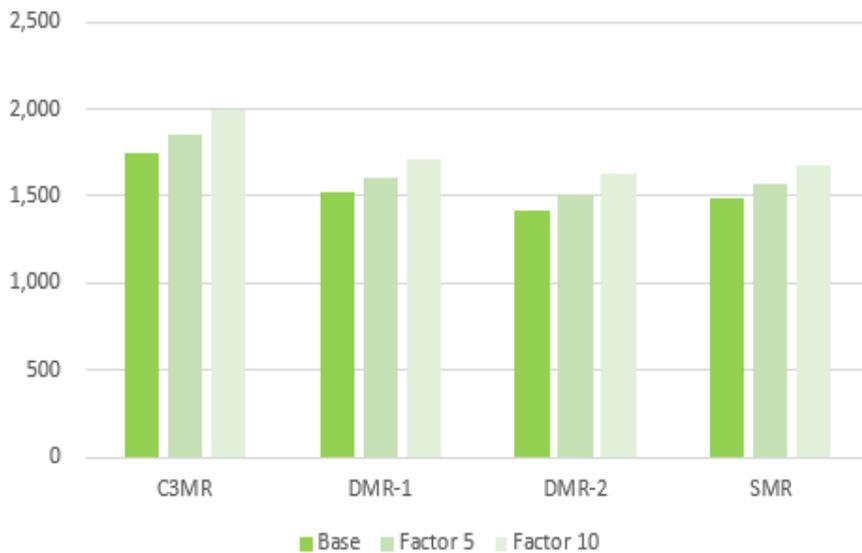


Fig. 3.23 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 3.6MTPA according to risk factor

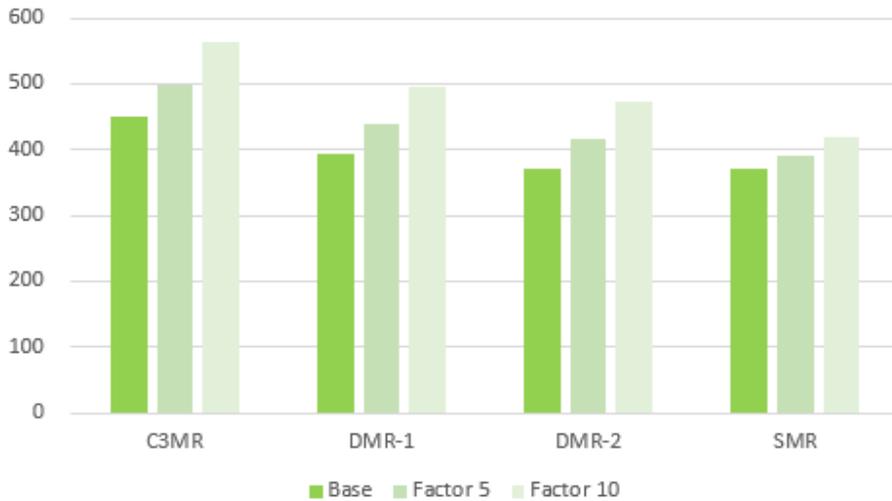


Fig. 3.24 Sensitivity analysis of liquefaction processes for 0.9MTPA according to risk factor

잠재적 위험도 비용 인자에 따른 민감도 분석 결과 역시 두 광구 모두 단일 혼합 냉매와 이중 혼합 냉매-2가 나머지 두 액화 공정의 잠재적 생애 주기 비용 값보다 낮게 도출되어 단일 혼합 냉매와 이중 혼합 냉매-2를 기준으로 비교해보고자 한다. 각 광구 별로 두 액화 공정의 비용 순위는 대규모 광구에서는 기반 케이스를 포함한 모든 잠재적 위험도 비용 인자의 경우에서 이중 혼합 냉매-2 액화 공정의 잠재적 생애 주기 비용이 가장 낮고 소규모 광구에서는 기반 케이스를 포함한 모든 잠재적 위험도 비용 인자의 경우에서 단일 혼합 냉매 액화 공정의 잠재적 생애 주기 비용이 가장 낮게 나왔다.

하지만 잠재적 위험도 비용 인자의 변화에 따른 경향성에 있어서는 두 광구에서 다른 경향성을 띄는 것으로 나타났다. 대규모 광구에서는

잠재적 위험도 비용 인자가 변하더라도 이중 혼합 냉매-2와 단일 혼합 냉매의 잠재적 생애 주기 비용의 차이가 크게 변화하지 않았다. 대규모 광구에서는 이중 혼합 냉매-2와 단일 혼합 냉매의 잠재적 위험도 비용이 큰 차이를 보이지 않았기 때문이다. 반면 소규모 광구에서는 잠재적 위험도 비용 인자가 증가할수록 단일 혼합 냉매와 이중 혼합 냉매-2의 잠재적 생애 주기 비용의 차이가 증가하였다. 이는 소규모 광구에서는 이중 혼합 냉매-2의 잠재적 위험도 비용이 단일 혼합 냉매와 비교하여 2배 이상 높은 값을 가지고 있었기 때문에 나타난 결과이다.

3.14. 결과 논의

본 연구의 해석 대상이 된 4종류의 액화 공정에 대해서 세부 평가 결과를 기반으로 최종 평가를 하고자 한다.

프로판 혼합 냉매 액화 공정의 평가를 종합하면, 우선 기본적인 생애 주기 비용에서 자본 비용은 상대적으로 다소 높은 결과가 나왔지만 운영 비용은 공정 효율이 가장 좋았던 이중 혼합 냉매-2와 비교해도 큰 차이의 결과를 보이지 않아 이중 혼합 냉매들과 비슷한 수준의 평가를 받을 수 있다. 하지만 잠재적 비용이 고려되면서 4종류의 액화 공정 중에서 확연히 좋지 않은 최종 결과가 도출되었다. 비록 절대적인 규모는 매우 작지만 프로판 혼합 냉매 선냉각 공정에서 시나리오 도출

수를 포함하여 시나리오의 조성, 온도, 압력과 같은 초기 조건, 인벤토리의 크기, 사고 빈도, 사고 영향의 유효 면적 등의 요소들이 복합적으로 작용하면서 가장 높은 잠재적 위험도 비용이 추산되어 전체 잠재적 위험도 비용에 있어서도 상대적으로 높은 결과를 나타내게 되었고 잠재적 고장 비용에서도 프로판 혼합 냉매 선냉각 공정의 높은 복잡도 등으로 인해 4종류의 액화 공정 중에서 확연히 높은 결과값을 기록했기 때문이다. 액화 천연 가스 가격 등의 주요 인자가 다르게 적용되어도 결과의 경향성에는 변함이 없었다. 또한 추가적으로 수행한 소규모 광구의 사례 연구에서도 4종류의 액화 공정 중에서 가장 높은 잠재적 생애 주기 비용 값이 계산되었다. 이와 같은 최종 결과는 앞서 언급하였듯이 실제로 프로판 혼합 냉매 액화 공정이 육상의 액화 천연 가스 플랜트에서는 보편적으로 이용되고 있지만 LNG-FPSO 프로젝트에서는 안전 문제 등의 이유로 선호되지 않는 경향과 유사한 성격을 보여 LNG-FPSO의 액화 공정으로는 특별한 경쟁력이 없음을 재차 확인할 수 있었다.

단일 혼합 냉매 액화 공정의 평가를 종합하면, 우선 기본적인 생애 주기 비용에서 자본 비용은 대규모 광구에 적용됨에 따라 기존의 단일 혼합 냉매 액화 공정이 가지는 장점인 공정의 단순함을 살리지 못 하고 평균에서 다소 높은 정도의 결과가 나왔으며 운영 비용에서는 효율 문제로 인해 비슷한 수준의 운영 비용을 가진 타 액화 공정들에 비해 확연한 차이를 가진 높은 비용이 도출되었다. 이는 앞서 언급하였듯이 단일 혼합 냉매가 LNG-FPSO의 액화 공정에 보편적으로 이용됨에도

불구하고 대규모 광구에서는 잘 언급되지 않는 이유 중 하나이기도 하다. 하지만 잠재적 비용에 있어서 4종류의 액화 공정 중 가장 낮은 결과를 보여주었다. 잠재적 위험도 비용은 이중 혼합 냉매들과 비교하여 비슷한 수준의 결과가 도출되었지만 잠재적 고장 비용에서 확연한 차이로 가장 낮은 결과를 기록했기 때문이다. 잠재적 고장 비용에서 가장 높은 결과 도출된 프로판 혼합 냉매와 비교하였을 경우 2배에 가까운 차이를 보였다. 이러한 결과는 단일 혼합 냉매 액화 공정이 가지는 생산량의 한계가 자본 비용 및 운영 비용에서는 좋지 않은 영향을 미쳤지만 잠재적 비용에서는 반대로 영향을 미쳐 발생한 것으로 확인되었다. 수용 생산량의 한계로 대규모 광구의 생산량을 맞추기 위해 4대의 모듈로 설치됨에 따라 다른 액화 공정과 달리 하나의 모듈이 고장으로 인해 생산이 중단되더라도 나머지 모듈이 생산을 계속해서 이어나갈 수 있는 환경이 구성되어 가용도 측면에서 큰 장점을 가지게 되었기 때문이다. 이에 따라 최종 잠재적 생애 주기 비용 결과에서도 가장 낮은 값은 아니었지만 운영 비용에 있어서의 단점을 극복하고 이중 혼합 냉매들과 비교하여 크게 나쁘지 않은 수준의 결과를 나타냈다. 잠재적 고장 비용 측면에서 가지는 단일 혼합 냉매 액화 공정의 장점은 액화 천연 가스의 가격이 상승할수록 부각되며 액화 천연 가스 가격이 높게 시장이 형성될 경우 오히려 이중 혼합 냉매 액화 공정보다 대규모 광구에서도 더 좋은 대안이 될 수 있는 가능성 또한 민감도 분석을 통해 확인할 수 있었다. 또한 추가적으로 수행한 소규모 광구의 사례 연구에서는 4종류의 액화 공정 중에서 가장 낮은 잠재적 생애 주기 비용 값이 계산되어 기존의

선행 연구에서 정성적으로 언급되었던 광구 크기에 따른 액화 공정 선호도의 경향과 일치함도 확인할 수 있었다.

두 이중 혼합 냉매 액화 공정의 결과는 값에 차이는 있지만 유사한 경향을 가짐에 따라 함께 상대 평가를 하고자 한다. 두 이중 혼합 냉매 액화 공정은 자본 비용과 운영 비용에 있어 모두 타 액화 공정들에 비해 좋은 결과를 도출하였으며 이중 혼합 냉매-2가 조금 더 좋은 결과를 나타냈다. 하지만 잠재적 위험도 비용에 있어서는 선냉각 공정에서의 약간의 차이로 인해 이중 혼합 냉매-2의 경우 이중 혼합 냉매-1은 물론 단일 혼합 냉매보다도 좋지 않은 결과를 나타내었다. 비슷한 냉각 방식을 가진 두 공정이지만 약간의 구성 차이로 인해 효율적인 측면과 위험도 측면이 서로 상반되는 결과가 도출된 것이다. 비록 잠재적 고장 비용에서 이중 혼합 냉매-2가 이중 혼합 냉매-1에 비해 주요 장비 개수의 이점으로 인해 더 낮은 값으로 계산되어 최종 결과인 잠재적 생애 주기 비용에서는 앞서는 결과를 나타냈지만, 규모의 차이는 있더라도 잠재적 위험도 비용과 그 외의 비용에서의 상반된 결과는 설계자 입장에서 이중 혼합 냉매를 액화 공정으로 선택하더라도 그 구성에 대해서는, 특히 시대가 흐를수록 인명 피해에 대한 실제 체감 비용 및 사고에 대한 무형의 회사 평판 손해가 커지고 있기에 두 공정이 전체 잠재적 생애 주기 비용에서 확연한 차이를 보이고 있지 못한 상황에서 어느 항목에 가중치를 두고 결정할지 한번쯤 고민해볼만한 이슈라고 생각된다. 최종적으로 이중 혼합 냉매의 경우 두 이중 혼합 냉매 액화 공정 모두 기존의 대규모 광구에서 이중 혼합 냉매에 대한

선호도에 크게 벗어나지 않는 결과를 나타냈으며 이중 혼합 냉매-2 유형이 잠재적 생애 주기 비용 측면에서 이중 혼합 냉매-1보다 종합적으로 조금 더 우세한 결과를 도출하였다. 다만 액화 천연 가스 가격이 사례 연구와 비슷한 수준이거나 낮을 경우에는 해당이 되지 않지만 민감도 분석에서 언급하였듯이 액화 천연 가스 가격이 상대적으로 높게 설정되면 직관적으로 체감되는 자본 비용 및 운영 비용에서의 이점에도 불구하고 단일 혼합 냉매 액화 공정보다 상대적 우위를 점한다고 단정적으로 결론짓기 힘들다는 것도 확인할 수 있었다. 액화 천연 가스 가격이 높게 시장이 형성되는 경우에 대한 대응에 있어서 이중 혼합 냉매 또한 다중 모듈로 구성한다면 기존의 장점에서는 다소 손해를 볼 수도 있지만 액화 천연 가스 가격에 민감한 잠재적 고장 비용에서는 경쟁력을 가질 수 있을 것이라 기대되므로 고려해볼만한 사항으로 판단된다.

4. 결론

4.1. 연구 요약 및 의의

본 연구에서는 LNG-FPSO 프로젝트의 개념 설계 단계에서 잠재적 비용이라는 개념을 도입한 잠재적 위험도 기반 설계 절차에 대해서 소개하고 이를 사례 연구를 통해 적용 방법을 보였다. 잠재적 위험도 기반 설계 절차는 크게 잠재적 위험도 분석 절차와 잠재적 비용 계산 절차로 나누어 세부적인 단계들에 대해 설명하였다.

우선 잠재적 위험도 분석 절차에서는 개념 설계 단계에서 시스템을 정의하는 방법을 설명하고 시나리오 선정 방식을 논의하였다. 선정된 시나리오를 기반으로 LNG-FPSO에 들어가는 장비들에 대한 인벤토리 계산 방법을 장비 별로 정립하였다. 이후 위험도 분석의 두 축이 되는 빈도 분석과 사고결과 분석에 대하여 빈도 분석에서는 보편적으로 통용되는 통계 자료를 활용한 빈도 정의 방식이 구체적으로 어떻게 적용되는지 보였으며 사고결과 분석에서는 상용 소프트웨어의 도움없이 개념 설계 단계에 적합한 물리적 모델을 활용하여 결과를 도출하는 방법을 보였다.

잠재적 비용 계산 절차에서는 잠재적 비용을 크게 잠재적 위험도 비용과 잠재적 고장 비용으로 분류한 후 다시 두 비용을 세분화하는 것으로 구성하였다. 잠재적 위험도 비용은 인명 피해 비용과 자산 손실 비용으로 구성한 후 자산 손실 비용을 다시 사고로 인한 구조 손상 비용,

사고로 인한 생산 손실 비용, 사고로 인한 유지 보수 공수 비용으로 세분화하여 해당 비용들에 대한 비용 도출 식을 정립하였다. 잠재적 고장 비용 또한 고장으로 인한 생산 손실 비용, 고장으로 인한 유지 보수 공수 비용, 고장으로 인한 장비 교체 비용으로 세분화하여 해당 비용들에 대한 비용 도출 식을 정립하였다.

이와 같은 일련의 절차를 LNG-FPSO에 있어 가장 핵심이 되는 설비로 평가받는 액화 공정으로 대상을 한정하여 사례 연구를 수행하였다. 이 때 광구의 크기는 선행 연구 조사를 바탕으로 비교 연구가 다소 부족했던 대규모 광구로 설정하여 비교 액화 공정 대상을 프로판 혼합 냉매 액화 공정, 두 종류의 이중 혼합 냉매 액화 공정, 단일 혼합 냉매 액화 공정의 4종류로 설정하였다. 또한 선행 연구들에서 정성적으로 언급되는 광구의 크기에 따른 액화 공정 선호도에 대한 경향과 일치하는지 확인하기 위하여 추가적으로 소규모 광구에 대해서도 사례 연구를 수행하였다. 사례 연구 결과 다음과 같은 결론을 얻을 수 있었다.

- 프로판 혼합 냉매 액화 공정의 경우 세부 항목들에 대해 전반적으로 좋지 않은 평가를 받았다. 자본 비용과 운영 비용에 있어서는 운영 비용에서 확연히 높았던 단일 혼합 냉매 경우를 제외하고 평균보다 다소 높은 비용 결과를 나타내긴 해도 그 차이가 크진 않았지만 잠재적 비용에 있어 잠재적 위험도 비용도 최고 값을 잠재적 고장 비용도 확연히 높은 최고 값을 가진 것으로 계산되었다. 소규모

광구에서도 이와 같은 경향은 달라지지 않았다. 결론적으로 위험성 및 신뢰성 측면에서 프로판 혼합 냉매 액화 공정은 LNG-FPSO의 액화 공정으로 가장 부적합하다는 것을 알 수 있었다.

- 단일 혼합 냉매 액화 공정의 경우 공정의 효율 측면에서 타 액화 공정들에 비해 좋지 않아 직관적으로 체감 되는 비용에서 좋지 않은 평가를 받았지만 잠재적 비용에 있어 잠재적 위험도 비용은 가장 높았던 프로판 혼합 냉매를 제외하고도 평균적인 수준에 있으며 특히 잠재적 고장 비용에서 확연히 낮은 값을 가진 것으로 계산되어 운영 비용에서의 단점을 극복할 수 있는 것으로 평가되었다. 특히 액화 천연 가스의 가격이 상승할수록 대규모 광구에서도 전반적으로 좋은 평가를 받은 이중 혼합 냉매의 대안이 될 수 있는 가능성도 보였다. 또한 소규모 광구에서는 운영 비용과 잠재적 위험도 비용의 감소량이 타 액화 공정에 비해 크게 나타남에 따라 평균 수준의 액화 천연 가스 가격에서도 가장 낮은 잠재적 생애 주기 비용이 계산됨을 확인할 수 있었다.
- 두 이중 혼합 냉매 액화 공정의 경우 단일 혼합 냉매 액화 공정이 장점을 가지는 잠재적 고장 비용을 제외하고 전반적으로 좋은 평가를 받았다. 하지만 두 이중 혼합 냉매 간의 상대 비교에 있어 잠재적 위험도 비용과 그 외의 비용이 상반된 결과로 나타났다. 이 같은 결과를 통해 비슷한 부류의 이중 혼합 냉매 공정 비교에 있어서도 특정 공정이 우월하다고 정의할 수 없다는 것을 확인할 수 있었다.

본 연구는 사례 연구에서 보인 바와 같이 설계의 초기 단계에서 분석 대상 간의 상대 평가를 가능하게 하므로 전반적인 설계 절차에 있어서 유연성을 줄 수 있을 것으로 기대된다. 분석 대상의 이슈들에 대하여 설계 초기 단계에 고려하여 추후의 설계 변경 가능성을 줄일 수 있기 때문이다. 또한 비용으로 통일된 결과 값으로 인해 위험도 분석 및 가용도 분석에 관여하지 않은 설계자의 입장에서도 위험도 관리 및 더 나아가서 reliability, maintainability, and availability(RAM) 관리에 대한 통찰력을 제공할 수 있을 것이다.

4.2. 향후 연구

본 연구에서 제안한 개념 설계 단계에서의 잠재적 비용을 고려한 LNG-FPSO 위험도 기반 설계 절차에 대한 완성도를 더욱 높이기 위해서는 다음과 같은 향후 연구가 필요하다고 판단된다.

우선적으로 개념 설계 단계에서 필연적으로 가지게 되는 정보의 한계에 대한 극복 연구가 필요하다. 상세 설계 단계 수준에 이르러서야 도출되는 전체 LNG-FPSO 배치나 각 모듈 내 상세 배치 등의 정보는 사고 결과 분석의 질을 향상시킬 수 있는 중요한 요소다. 이러한 정보들은 표준화되지 않고 각 LNG-FPSO 프로젝트마다 독립적으로 결정되는 부분이며 심지어 현재 LNG-FPSO 프로젝트 실적도 많지 않은 상황이기에 현재로서는 개념 설계 단계에서 예측하기가 현실적으로

어렵지만 향후 누적된 개별 LNG-FPSO 프로젝트 실적을 바탕으로 정보의 일반화에 대한 논의가 필요할 것이다.

그리고 사례 연구를 LNG-FPSO 액화 공정 외의 다른 공정에도 적용하여 분석 대상의 범위를 확장해나갈 필요가 있다. 분석 대상의 확장은 LNG-FPSO에 포함된 수많은 공정 전체를 고려하는 의미도 있을 뿐만 아니라 단일 모듈 분석에 있어서도 인접한 모듈들의 특성을 반영할 수 있게 되어 분석 결과의 질을 높일 수 있을 것이다.

위의 두 가지 향후 연구를 통해 위험도 결과 도출과 관련하여 2차 사고와 같은 보다 엄밀하고 확장된 시나리오에 대한 고려도 필요하다. 이처럼 시나리오를 보다 엄밀히 확장시켜 구성하면 본 연구에서 과소 평가 되어있는 잠재적 위험도 비용의 규모도 조금 더 현실적으로 구현할 수 있을 것이다.

또한 사례 연구를 통해 확인한 각 액화 공정의 취약점을 극복할 수 있는 방안으로 제시되는 여분 시스템 및 트레인 수 다변화 등에 있어 구체적인 반영 방법에 대한 추가적인 연구는 본 연구의 실용성을 보다 높여 줄 수 있을 것이다. 구체적인 반영 방법을 정립하기 위해서는 공정의 차지 공간이나 여분 장비 관리 문제 등과 같이 본 연구의 범위에서 벗어난 부분에 대한 추가적인 고려가 필요하다. 이러한 부분을 고려하여 개선된 다양한 공정 구성에 대하여 본 연구에서 소개된 4가지 비용을 활용한 비교 분석을 수행한다면 보다 효용성이 높은 대상 선정 평가가 가능할 것으로 예상된다.

참고 문헌

- ASME (2002). *ASME B31.3-2002: Process Piping*. ASME, New York.
- ASME (2004). *ASME B36.19M-2004: Stainless Steel Pipe*. ASME, New York.
- Aspen Technology (2005). *HYSYS- Tutorials & Applications*. Aspen Technology, Inc., USA.
- Balisampang, T., Abbassi, R., Garaniya, V., Khan, F., & Dadashzadeh, M. (2017). Fire impact assessment in FLNG processing facilities using Computational Fluid Dynamics (CFD). *Fire Safety Journal*, 92, 42-52.
- Balisampang, T., Khan, F., Garaniya, V., Chai, S., & Abbassi, R. (2016). An inherently safer layout design for the liquefaction process of an FLNG plant. *International Journal of Maritime Engineering*, 158(Part A2), A91-A102.
- Babrauskas, V. (1983). Estimating Large Pool Fire Burning Rate. *Fire Technology*, 1983, 251-261.
- Barclay, m. & Shukri, T. (2000). Enhanced single mixed refrigerant process for stranded gas liquefaction. *Proceedings of 79th Annual Gas Processors Association Convention*, Atlanta.
- Benyessaad, O., Souza, K. F. D., Diagon, V. L., & Rocha, G. (2016).

- FLNG projects economics improvement based on reliability assessment. *Proceedings of the 2016 Offshore Technology Conference*, Houston, USA.
- Bluegold research (2018). *Global NG Prices*.
<https://bluegoldresearch.com/global-lng-prices>.
- Bunnag, M., Amarutanon, N., Nitayaphan, S., & Aimcharoenchaiyakul, M. (2012). FLNG development: strategic approaches to new growth challenges. *Proceedings of the International Petroleum Technology Conference*, Bangkok, Thailand.
- Brtter, R.E. & McQuaid, J. (1988). *Workshop on the dispersion of dense gas*, HSE Contract Research Report No. 17.
- Canaway, R. T. (1992). Loss estimation for refineries and chemical plant and risk improvement. *ICHEME Symposium series no. 130*, 459–481.
- CCPS (1994). *Guidelines for Evaluating the Characteristics of Vapor Cloud Explosion, Flash Fires, and BLEVEs*. CCPS, New York.
- CCPS (1995). *Guidelines for Process Safety Documentation*. CCPS, New York.
- Chu, B., & Chang, D. (2017). Effect of full-bore natural gas release on fire and individual risks: A case study for an LNG-Fueled ship. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 37, 234–247.

- CNBC (2017). *The world's largest-ever vessel is all set to go in 2018*. CNBC News 24 Dec 2017.
- Dan, S., Lee, C., Park, J., Shin, D., & Yoon, E. (2014). Quantitative risk analysis of fire and explosion on the top-side LNG-liquefaction process of LNG-FPSO. *Process Safety and Environmental Protection*, 92(5), 430-441.
- Fu, S., Yan, X., Zhang, D., Li, C., & Zio, E. (2016). Framework for the quantitative assessment of the risk of leakage from LNG-fueled vessels by an event tree-CFD. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 43, 42-52.
- GPSA (2004). *Engineering Data Book - 12th edition*. GPSA, Tulsa.
- HSE (2018). *Methods of approximation and determination of human vulnerability for offshore major accident hazard assessment*. HSE, UK.
- Huang, Y., Ma, G., & Li, J. (2017). Multi-level explosion risk analysis (MLERA) for accidental gas explosion events in super-large FLNG facilities. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 45, 242-254.
- Hwang, J.-H., Roh, M.-I., & Lee, K.-Y. (2013). Determination of the optimal operating conditions of the dual mixed refrigerant cycle for the LNG FPSO topside liquefaction process. *Computers & Chemical Engineering*, 49, 25-36.

- IACS (2002). *Formal Safety Assessment – Overview and IACS Experience*. MSC 75.
- ISO (2000). *ISO 13703:2000 – Petroleum and natural gas industries – Design and installation of piping systems on offshore production platforms*. BSI, London.
- Jewitt, I. (2015). FLNG Safety. *Proceedings of Gastech 15*, Singapore.
- J. LaChance, J. L., Tchouvelev, A., & Engebo, A. (2011). Development of uniform harm criteria for use in quantitative risk analysis of the hydrogen infrastructure. *International Journal of Hydrogen Energy*, 36, 2381–2388.
- Kang, M., Lee, S. R., & Lee, Y. S. (2008). A study on quantitative risk assessment model for LNG storage tank. *Proceedings of the 2008 AIChE Spring National Meeting*, LA, United States.
- Kerbers, I., & Hartnell, G. (2009). A BREAKTHROUGH FOR FLOATING LNG? *Proceeding of the 24th World Gas Conference*, Argentina.
- Khan, F. I., & Amyotte, P. R. (2005). I2SI: A comprehensive quantitative tool for inherent safety and cost evaluation. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 18(4–6), 310–326.
- Lee, S., Long, N. V. D., Lee, M. (2012). Design and optimization of

- natural gas liquefaction and recovery processes for offshore floating liquefied natural gas plants. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 51(30), 10021–10030.
- Lee, S., Seo, S., & Chang, D. (2015). Fire risk comparison of fuel gas supply systems for LNG fuelled ships. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 27, 1788–1795.
- Lee, S., Seo, Y., Lee, J., & Chang, D. (2016). Economic evaluation of pressurized LNG supply chain. *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 33, 405–418.
- Li, J., Ma, G., Hao, H., & Huang, Y. (2016). Gas explosion analysis of safety gap effect on the innovating FLNG vessel with a cylindrical platform. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 44, 263–274.
- Luca, C., Massimo, M., Riccardo, M., Matteo, S., & Marco, S. (2013). *FLNG—floating liquefied natural gas: an evolutionary way to unlock stranded and marginal gas fields*. NTNU, Trondheim.
- Mannan, S. (2012). *LEE'S LOSS PREVENTION IN THE PROCESS INDUSTRIE – Hazard Identification, Assessment and Control, 4th Edition*. Elsevier, Oxford.
- Martins, M. R., Pestana, M. A., Souza, G. F. M., & Schleder, A. M. (2016). Quantitative risk analysis of loading and offloading liquefied natural gas (LNG) on a floating storage and

- regasification unit (FSRU). *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 43, 629–653.
- MathWorks (2015). *MATLAB– Primer*. MathWorks, Inc., USA.
- Mokhatab, S., Poe, W. A., (2012). *Handbook of natural gas transmission and processing*. Gulf Professional Publishing.
- Nam, K., Chang, D., Chang, K., Rhee, T., & Lee, I.-B. (2011). Methodology of life cycle cost with risk expenditure for offshore process at conceptual design stage. *Energy*, 36(3), 1554–1563.
- OGP (2010a). *OGP Risk Assessment Data Directory – ignition probability*. Report No.434–6, OGP, London.
- OGP (2010b). *OGP Risk Assessment Data Directory – Process release frequencies*. Report No.434–1, OGP, London.
- OREDA Participants (2009). *OREDA Handbook, Volume 1 – Topside Equipment 5th Edition*. DNV, Norway.
- Pekalski, A. A., Zevenbergen, J. F., Lemkowitz, S. M., & Pasma, H. J. (2005). A Review of Explosion Prevention and Protection Systems Suitable as Ultimate Layer of Protection in Chemical Process Installations. *Process Safety and Environmental Protection*, 83(1), 1–17.
- Pitblado, R. M., & Woodward, J. L. (2011). Highlights of LNG risk technology. *Journal of Loss Prevention in the Process*

- Industries*, 24, 827–839.
- Roshan, S. A., & Gharedagh, M. J. (2013). Economic Consequence Analysis of Fire and Explosion in Petrochemical Feed and Product Pipelines Network. *Health Scope*, 2(2), 90–94.
- Rausand, M. & Hoyland, A. (2004). *System Reliability Theory – Models, Statistical Methods, and Application*, 2nd edition. John Wiley & Sons, USA.
- Spouge, J. (1999). *Quantitative risk assessment for offshore installations*. CMPT, Aberdeen.
- Songhurst, B. (2016). *Floating Liquefaction (FLNG): Potential for Wider Deployment*. Oxford Institute for Energy Studies, Oxford.
- Svrcek, W. Y., & Monnery, W. D. (1993). Design Two-Phase Separators Within the Right Limits. *Chemical Engineering Progress*, 89(10), 53–60.
- Timmerhaus, K. D. & Flynn, T. M. (2013). *Cryogenic Process Engineering*. Springer, New York.
- TNO (2005). *Methods for the calculation of Physical Effects due to releases of hazardous materials*. CPR 14E, The Netherlands Organization of Applied Scientific Research, Hague.
- Venkatarathnam, G. (2008). *Cryogenic Mixed Refrigerant Processes*. Springer, New York.
- Wang, M., Zhang, J., Xu, Q. (2012). Optimal design and operation of

- a C3MR refrigeration system for natural gas liquefaction. *Computers & Chemical Engineering*, 39, 84–95.
- Yu, X., Xie, B., Wu, Y., Wang, C., Wang, Q., & Cheng, B. (2015). Floating Liquid Natural Gas (FLNG) Liquefaction Process Analysis for South China Sea Deep Water Gas Field. *Proceedings of the Twenty-fifth International Ocean and Polar Engineering Conference*, Hawaii, USA.
- You, W., Park, J., Jung, S., & Lim, Y. (2018). Risk and Efficiency Analysis of Dual Mixed Refrigerant Liquefaction Process Configurations for Floating Liquefied Natural Gas at Conceptual Design Stage, *Process Safety Progress*, DOI 10.1002/prs.11994.
- Zhao, W., Yang, J., Hu, Z., & Wei, Y. (2011). Recent developments on the hydrodynamics of floating liquid natural gas (FLNG). *Ocean Engineering*, 38(14), 1555–1567.

부록

Table A.1 Scenario selection for liquefaction processes

(a) Scenarios of C3MR liquefaction process

Scenario No.	ID	Segment ID	Phase	Leak. size	T	P	Inventory
				[mm]	[C]	[bar]	[kg]
1.1	PreHX1 Str.1	19->20	V	30	14.40	7.19	102.19
1.2	PreHX1 Str.1	19->20	V	100	14.40	7.19	102.19
1.3	PreHX1 Str.1	19->20	V	200	14.40	7.19	102.19
2.1	PreHX1 Str.1	19->20	L	30	14.40	7.19	288.53
2.2	PreHX1 Str.1	19->20	L	100	14.40	7.19	288.53
2.3	PreHX1 Str.1	19->20	L	200	14.40	7.19	288.53
3.1	PreHX1 Str.2	Feed->40	V	30	17.45	65.00	153.84
3.2	PreHX1 Str.2	Feed->40	V	100	17.45	65.00	153.84
3.3	PreHX1 Str.2	Feed->40	V	200	17.45	65.00	153.84
4.1	PreHX1 Str.3	3->4	V	30	17.45	48.60	270.05
4.2	PreHX1 Str.3	3->4	V	100	17.45	48.60	270.05
4.3	PreHX1 Str.3	3->4	V	200	17.45	48.60	270.05
5.1	PreHX1 Str.3	3->4	L	30	17.45	48.60	22.26
5.2	PreHX1 Str.3	3->4	L	100	17.45	48.60	22.26
5.3	PreHX1 Str.3	3->4	L	200	17.45	48.60	22.26
6.1	PreHX2 Str.1	22->23	V	30	2.45	5.10	66.93
6.2	PreHX2 Str.1	22->23	V	100	2.45	5.10	66.93
6.3	PreHX2 Str.1	22->23	V	200	2.45	5.10	66.93
7.1	PreHX2 Str.1	22->23	L	30	2.45	5.10	416.80
7.2	PreHX2 Str.1	22->23	L	100	2.45	5.10	416.80
7.3	PreHX2 Str.1	22->23	L	200	2.45	5.10	416.80
8.1	PreHX2 Str.2	40->41	V	30	5.65	65.00	175.63
8.2	PreHX2 Str.2	40->41	V	100	5.65	65.00	175.63
8.3	PreHX2 Str.2	40->41	V	200	5.65	65.00	175.63
9.1	PreHX2 Str.3	4->5	V	30	5.65	48.60	371.21
9.2	PreHX2 Str.3	4->5	V	100	5.65	48.60	371.21

9.3	PreHX2 Str.3	4->5	V	200	5.65	48.60	371.21
10.1	PreHX2 Str.3	4->5	L	30	5.65	48.60	144.80
10.2	PreHX2 Str.3	4->5	L	100	5.65	48.60	144.80
10.3	PreHX2 Str.3	4->5	L	200	5.65	48.60	144.80
11.1	PreHX3 Str.1	25->26	V	30	-19.45	2.49	32.75
11.2	PreHX3 Str.1	25->26	V	100	-19.45	2.49	32.75
11.3	PreHX3 Str.1	25->26	V	200	-19.45	2.49	32.75
12.1	PreHX3 Str.1	25->26	L	30	-19.45	2.49	116.50
12.2	PreHX3 Str.1	25->26	L	100	-19.45	2.49	116.50
12.3	PreHX3 Str.1	25->26	L	200	-19.45	2.49	116.50
13.1	PreHX3 Str.2	41->42	V	30	-16.35	65.00	169.41
13.2	PreHX3 Str.2	41->42	V	100	-16.35	65.00	169.41
13.3	PreHX3 Str.2	41->42	V	200	-16.35	65.00	169.41
14.1	PreHX3 Str.3	5->6	V	30	-16.35	48.60	227.22
14.2	PreHX3 Str.3	5->6	V	100	-16.35	48.60	227.22
14.3	PreHX3 Str.3	5->6	V	200	-16.35	48.60	227.22
15.1	PreHX3 Str.3	5->6	L	30	-16.35	48.60	274.82
15.2	PreHX3 Str.3	5->6	L	100	-16.35	48.60	274.82
15.3	PreHX3 Str.3	5->6	L	200	-16.35	48.60	274.82
16.1	PreHX4 Str.1	28->29	V	30	-36.34	1.30	12.82
16.2	PreHX4 Str.1	28->29	V	100	-36.34	1.30	12.82
16.3	PreHX4 Str.1	28->29	V	200	-36.34	1.30	12.82
17.1	PreHX4 Str.1	28->29	L	30	-36.34	1.30	57.12
17.2	PreHX4 Str.1	28->29	L	100	-36.34	1.30	57.12
17.3	PreHX4 Str.1	28->29	L	200	-36.34	1.30	57.12
18.1	PreHX4 Str.2	42->43	V	30	-33.15	65.00	166.76
18.2	PreHX4 Str.2	42->43	V	100	-33.15	65.00	166.76
18.3	PreHX4 Str.2	42->43	V	200	-33.15	65.00	166.76
19.1	PreHX4 Str.3	6->7	V	30	-33.15	48.60	162.85
19.2	PreHX4 Str.3	6->7	V	100	-33.15	48.60	162.85
19.3	PreHX4 Str.3	6->7	V	200	-33.15	48.60	162.85
20.1	PreHX4 Str.3	6->7	L	30	-33.15	48.60	419.72
20.2	PreHX4 Str.3	6->7	L	100	-33.15	48.60	419.72
20.3	PreHX4 Str.3	6->7	L	200	-33.15	48.60	419.72
21.1	MainHX Str.1	11->12	V	30	-166.67	3.00	115.21

21.2	MainHX Str.1	11->12	V	100	-166.67	3.00	115.21
21.3	MainHX Str.1	11->12	V	200	-166.67	3.00	115.21
22.1	MainHX Str.1	11->12	L	30	-166.67	3.00	583.40
22.2	MainHX Str.1	11->12	L	100	-166.67	3.00	583.40
22.3	MainHX Str.1	11->12	L	200	-166.67	3.00	583.40
23.1	MainHX Str.2	13->1	V	30	-132.96	3.00	183.14
23.2	MainHX Str.2	13->1	V	100	-132.96	3.00	183.14
23.3	MainHX Str.2	13->1	V	200	-132.96	3.00	183.14
24.1	MainHX Str.2	13->1	L	30	-132.96	3.00	287.91
24.2	MainHX Str.2	13->1	L	100	-132.96	3.00	287.91
24.3	MainHX Str.2	13->1	L	200	-132.96	3.00	287.91
25.1	MainHX Str.3	43->45	V	30	-63.15	65.00	1187.78
25.2	MainHX Str.3	43->45	V	100	-63.15	65.00	1187.78
25.3	MainHX Str.3	43->45	V	200	-63.15	65.00	1187.78
26.1	MainHX Str.3	43->45	L	30	-160.15	65.00	10607.43
26.2	MainHX Str.3	43->45	L	100	-160.15	65.00	10607.43
26.3	MainHX Str.3	43->45	L	200	-160.15	65.00	10607.43
27.1	MainHX Str.4	8->10	V	30	-90.65	48.60	255.74
27.2	MainHX Str.4	8->10	V	100	-90.65	48.60	255.74
27.3	MainHX Str.4	8->10	V	200	-90.65	48.60	255.74
28.1	MainHX Str.4	8->10	L	30	-160.15	48.60	2082.46
28.2	MainHX Str.4	8->10	L	100	-160.15	48.60	2082.46
28.3	MainHX Str.4	8->10	L	200	-160.15	48.60	2082.46
29.1	MainHX Str.5	14->15	L	30	-128.45	48.60	5108.33
29.2	MainHX Str.5	14->15	L	100	-128.45	48.60	5108.33
29.3	MainHX Str.5	14->15	L	200	-128.45	48.60	5108.33
30.1	PreSeparator1	20->36	V	30	14.41	7.19	2102.46
30.2	PreSeparator1	20->36	V	100	14.41	7.19	2102.46
30.3	PreSeparator1	20->36	V	200	14.41	7.19	2102.46
31.1	PreSeparator1	20->21	L	30	14.41	7.19	79783.44
31.2	PreSeparator1	20->21	L	100	14.41	7.19	79783.44
31.3	PreSeparator1	20->21	L	200	14.41	7.19	79783.44
32.1	PreSeparator2	23->37	V	30	2.45	5.10	991.20
32.2	PreSeparator2	23->37	V	100	2.45	5.10	991.20
32.3	PreSeparator2	23->37	V	200	2.45	5.10	991.20

33.1	PreSeparator2	23->24	L	30	2.45	5.10	54871.32
33.2	PreSeparator2	23->24	L	100	2.45	5.10	54871.32
33.3	PreSeparator2	23->24	L	200	2.45	5.10	54871.32
34.1	PreSeparator3	26->38	V	30	-19.45	2.49	242.71
34.2	PreSeparator3	26->38	V	100	-19.45	2.49	242.71
34.3	PreSeparator3	26->38	V	200	-19.45	2.49	242.71
35.1	PreSeparator3	26->27	L	30	-19.45	2.49	20235.32
35.2	PreSeparator3	26->27	L	100	-19.45	2.49	20235.32
35.3	PreSeparator3	26->27	L	200	-19.45	2.49	20235.32
36.1	MainSeparator	7->8	V	30	-33.15	48.60	5602.28
36.2	MainSeparator	7->8	V	100	-33.15	48.60	5602.28
36.3	MainSeparator	7->8	V	200	-33.15	48.60	5602.28
37.1	MainSeparator	7->14	L	30	-33.15	48.60	56411.88
37.2	MainSeparator	7->14	L	100	-33.15	48.60	56411.88
37.3	MainSeparator	7->14	L	200	-33.15	48.60	56411.88
38.1	EndSeparator	46->48	V	30	-163.72	1.30	143.31
38.2	EndSeparator	46->48	V	100	-163.72	1.30	143.31
38.3	EndSeparator	46->48	V	200	-163.72	1.30	143.31
39.1	EndSeparator	46->47	L	30	-163.72	1.30	35545.73
39.2	EndSeparator	46->47	L	100	-163.72	1.30	35545.73
39.3	EndSeparator	46->47	L	200	-163.72	1.30	35545.73

(b) Scenarios of DMR-1 liquefaction process

Scenario No.	ID	Segment ID	Phase	Leak. size	T	P	Inventory
				[mm]	[C]	[bar]	[kg]
1.1	PreHX Str.1	22->23	V	30	26.85	65.00	466.45
1.2	PreHX Str.1	22->23	V	100	26.85	65.00	466.45
1.3	PreHX Str.1	22->23	V	200	26.85	65.00	466.45
2.1	PreHX Str.2	7->1	V	30	-37.86	3.60	154.77
2.2	PreHX Str.2	7->1	V	100	-37.86	3.60	154.77
2.3	PreHX Str.2	7->1	V	200	-37.86	3.60	154.77
3.1	PreHX Str.2	7->1	L	30	-37.86	3.60	1031.24
3.2	PreHX Str.2	7->1	L	100	-37.86	3.60	1031.24

3.3	PreHX Str.2	7->1	L	200	-37.86	3.60	1031.24
4.1	PreHX Str.3	14->15	V	30	-33.15	48.54	923.73
4.2	PreHX Str.3	14->15	V	100	-33.15	48.54	923.73
4.3	PreHX Str.3	14->15	V	200	-33.15	48.54	923.73
5.1	PreHX Str.3	14->15	L	30	-33.15	48.54	1048.41
5.2	PreHX Str.3	14->15	L	100	-33.15	48.54	1048.41
5.3	PreHX Str.3	14->15	L	200	-33.15	48.54	1048.41
6.1	PreHX Str.4	5->6	L	30	-33.15	21.47	5591.86
6.2	PreHX Str.4	5->6	L	100	-33.15	21.47	5591.86
6.3	PreHX Str.4	5->6	L	200	-33.15	21.47	5591.86
7.1	MainHX Str.1	23->25	V	30	-61.50	65.00	669.38
7.2	MainHX Str.1	23->25	V	100	-61.50	65.00	669.38
7.3	MainHX Str.1	23->25	V	200	-61.50	65.00	669.38
8.1	MainHX Str.1	23->25	L	30	-160.15	65.00	7407.00
8.2	MainHX Str.1	23->25	L	100	-160.15	65.00	7407.00
8.3	MainHX Str.1	23->25	L	200	-160.15	65.00	7407.00
9.1	MainHX Str.2	21->8	V	30	-132.94	3.01	204.39
9.2	MainHX Str.2	21->8	V	100	-132.94	3.01	204.39
9.3	MainHX Str.2	21->8	V	200	-132.94	3.01	204.39
10.1	MainHX Str.2	21->8	L	30	-132.94	3.01	398.97
10.2	MainHX Str.2	21->8	L	100	-132.94	3.01	398.97
10.3	MainHX Str.2	21->8	L	200	-132.94	3.01	398.97
11.1	MainHX Str.3	19->20	V	30	-166.65	3.01	109.22
11.2	MainHX Str.3	19->20	V	100	-166.65	3.01	109.22
11.3	MainHX Str.3	19->20	V	200	-166.65	3.01	109.22
12.1	MainHX Str.3	19->20	L	30	-166.65	3.01	513.33
12.2	MainHX Str.3	19->20	L	100	-166.65	3.01	513.33
12.3	MainHX Str.3	19->20	L	200	-166.65	3.01	513.33
13.1	MainHX Str.4	16->18	V	30	-94.63	48.54	232.32
13.2	MainHX Str.4	16->18	V	100	-94.63	48.54	232.32
13.3	MainHX Str.4	16->18	V	200	-94.63	48.54	232.32
14.1	MainHX Str.4	16->18	L	30	-160.15	48.54	2284.92
14.2	MainHX Str.4	16->18	L	100	-160.15	48.54	2284.92
14.3	MainHX Str.4	16->18	L	200	-160.15	48.54	2284.92
15.1	MainHX Str.5	16a->17a	L	30	-128.45	48.54	4957.13

15.2	MainHX Str.5	16a->17a	L	100	-128.45	48.54	4957.13
15.3	MainHX Str.5	16a->17a	L	200	-128.45	48.54	4957.13
16.1	PreSeparator	3->3V	V	30	36.85	11.71	3758.19
16.2	PreSeparator	3->3V	V	100	36.85	11.71	3758.19
16.3	PreSeparator	3->3V	V	200	36.85	11.71	3758.19
17.1	PreSeparator	3->3L	L	30	36.85	11.71	51546.50
17.2	PreSeparator	3->3L	L	100	36.85	11.71	51546.50
17.3	PreSeparator	3->3L	L	200	36.85	11.71	51546.50
18.1	MainSeparator	15->16	V	30	-33.15	48.54	5738.47
18.2	MainSeparator	15->16	V	100	-33.15	48.54	5738.47
18.3	MainSeparator	15->16	V	200	-33.15	48.54	5738.47
19.1	MainSeparator	15->16a	L	30	-33.15	48.54	56485.12
19.2	MainSeparator	15->16a	L	100	-33.15	48.54	56485.12
19.3	MainSeparator	15->16a	L	200	-33.15	48.54	56485.12
20.1	EndSeparator	46->48	V	30	-163.72	1.30	143.31
20.2	EndSeparator	46->48	V	100	-163.72	1.30	143.31
20.3	EndSeparator	46->48	V	200	-163.72	1.30	143.31
21.1	EndSeparator	46->47	L	30	-163.72	1.30	35545.73
21.2	EndSeparator	46->47	L	100	-163.72	1.30	35545.73
21.3	EndSeparator	46->47	L	200	-163.72	1.30	35545.73

(c) Scenarios of DMR-2 liquefaction process

Scenario No.	ID	Segment ID	Phase	Leak. size	T	P	Inventory
				[mm]	[C]	[bar]	[kg]
1.1	PreHX1 Str.1	21->22	V	30	-0.15	65.00	315.78
1.2	PreHX1 Str.1	21->22	V	100	-0.15	65.00	315.78
1.3	PreHX1 Str.1	21->22	V	200	-0.15	65.00	315.78
2.1	PreHX1 Str.2	3b->3c	V	30	-3.18	7.58	152.92
2.2	PreHX1 Str.2	3b->3c	V	100	-3.18	7.58	152.92
2.3	PreHX1 Str.2	3b->3c	V	200	-3.18	7.58	152.92
3.1	PreHX1 Str.2	3b->3c	L	30	-3.18	7.58	1341.70

3.2	PreHX1 Str.2	3b->3c	L	100	-3.18	7.58	1341.70
3.3	PreHX1 Str.2	3b->3c	L	200	-3.18	7.58	1341.70
4.1	PreHX1 Str.3	11->12	V	30	-0.15	48.76	723.89
4.2	PreHX1 Str.3	11->12	V	100	-0.15	48.76	723.89
4.3	PreHX1 Str.3	11->12	V	200	-0.15	48.76	723.89
5.1	PreHX1 Str.3	11->12	L	30	-0.15	48.76	251.40
5.2	PreHX1 Str.3	11->12	L	100	-0.15	48.76	251.40
5.3	PreHX1 Str.3	11->12	L	200	-0.15	48.76	251.40
6.1	PreHX1 Str.4	2->3	L	30	-0.15	19.20	3810.49
6.2	PreHX1 Str.4	2->3	L	100	-0.15	19.20	3810.49
6.3	PreHX1 Str.4	2->3	L	200	-0.15	19.20	3810.49
7.1	PreHX2 Str.1	22->23	V	30	-33.15	65.00	324.88
7.2	PreHX2 Str.1	22->23	V	100	-33.15	65.00	324.88
7.3	PreHX2 Str.1	22->23	V	200	-33.15	65.00	324.88
8.1	PreHX2 Str.2	6->7	V	30	-36.40	2.82	45.79
8.2	PreHX2 Str.2	6->7	V	100	-36.40	2.82	45.79
8.3	PreHX2 Str.2	6->7	V	200	-36.40	2.82	45.79
9.1	PreHX2 Str.2	6->7	L	30	-36.40	2.82	509.86
9.2	PreHX2 Str.2	6->7	L	100	-36.40	2.82	509.86
9.3	PreHX2 Str.2	6->7	L	200	-36.40	2.82	509.86
10.1	PreHX2 Str.3	12->13	V	30	-33.15	48.76	550.28
10.2	PreHX2 Str.3	12->13	V	100	-33.15	48.76	550.28
10.3	PreHX2 Str.3	12->13	V	200	-33.15	48.76	550.28
11.1	PreHX2 Str.3	12->13	L	30	-33.15	48.76	1044.66
11.2	PreHX2 Str.3	12->13	L	100	-33.15	48.76	1044.66
11.3	PreHX2 Str.3	12->13	L	200	-33.15	48.76	1044.66
12.1	PreHX2 Str.4	4->5	L	30	-33.15	19.20	1905.56
12.2	PreHX2 Str.4	4->5	L	100	-33.15	19.20	1905.56
12.3	PreHX2 Str.4	4->5	L	200	-33.15	19.20	1905.56
13.1	MainHX Str.1	23->25	V	30	-61.05	65.00	687.81
13.2	MainHX Str.1	23->25	V	100	-61.05	65.00	687.81
13.3	MainHX Str.1	23->5	V	200	-61.05	65.00	687.81
14.1	MainHX Str.1	23->25	L	30	-160.15	65.00	7593.76
14.2	MainHX Str.1	23->25	L	100	-160.15	65.00	7593.76
14.3	MainHX Str.1	23->25	L	200	-160.15	65.00	7593.76

15.1	MainHX Str.2	19->20	V	30	-132.89	3.01	203.34
15.2	MainHX Str.2	19->20	V	100	-132.89	3.01	203.34
15.3	MainHX Str.2	19->20	V	200	-132.89	3.01	203.34
16.1	MainHX Str.2	19->20	L	30	-132.89	3.01	398.63
16.2	MainHX Str.2	19->20	L	100	-132.89	3.01	398.63
16.3	MainHX Str.2	19->20	L	200	-132.89	3.01	398.63
17.1	MainHX Str.3	17->18	V	30	-166.65	3.01	109.44
17.2	MainHX Str.3	17->18	V	100	-166.65	3.01	109.44
17.3	MainHX Str.3	17->18	V	200	-166.65	3.01	109.44
18.1	MainHX Str.3	17->18	L	30	-166.65	3.01	515.52
18.2	MainHX Str.3	17->18	L	100	-166.65	3.01	515.52
18.3	MainHX Str.3	17->18	L	200	-166.65	3.01	515.52
19.1	MainHX Str.4	14->16	V	30	-94.61	48.76	233.49
19.2	MainHX Str.4	14->16	V	100	-94.61	48.76	233.49
19.3	MainHX Str.4	14->16	V	200	-94.61	48.76	233.49
20.1	MainHX Str.4	14->16	L	30	-160.15	48.76	2293.16
20.2	MainHX Str.4	14->16	L	100	-160.15	48.76	2293.16
20.3	MainHX Str.4	14->16	L	200	-160.15	48.76	2293.16
21.1	MainHX Str.5	14a->15a	L	30	-128.45	48.76	4951.92
21.2	MainHX Str.5	14a->15a	L	100	-128.45	48.76	4951.92
21.3	MainHX Str.5	14a->15a	L	200	-128.45	48.76	4951.92
22.1	MainSeparator	13->14	V	30	-33.15	48.76	5877.35
22.2	MainSeparator	13->14	V	100	-33.15	48.76	5877.35
22.3	MainSeparator	13->14	V	200	-33.15	48.76	5877.35
23.1	MainSeparator	13->14a	L	30	-33.15	48.76	56521.37
23.2	MainSeparator	13->14a	L	100	-33.15	48.76	56521.37
23.3	MainSeparator	13->14a	L	200	-33.15	48.76	56521.37
24.1	EndSeparator	46->48	V	30	-163.72	1.30	143.31
24.2	EndSeparator	46->48	V	100	-163.72	1.30	143.31
24.3	EndSeparator	46->48	V	200	-163.72	1.30	143.31
25.1	EndSeparator	46->47	L	30	-163.72	1.30	35545.73
25.2	EndSeparator	46->47	L	100	-163.72	1.30	35545.73
25.3	EndSeparator	46->47	L	200	-163.72	1.30	35545.73

(d) Scenarios of SMR liquefaction process

Scenario No.	ID	Segment ID	Phase	Leak. size	T	P	Inventory
				[mm]	[C]	[bar]	[kg]
1.1	MainHX Str.1	5->11	V	30	26.81	3.20	134.58
1.2	MainHX Str.1	5->11	V	100	26.81	3.20	134.58
1.3	MainHX Str.1	5->11	V	200	26.81	3.20	134.58
2.1	MainHX Str.1	5->11	L	30	-158.08	3.50	745.20
2.2	MainHX Str.1	5->11	L	100	-158.08	3.50	745.20
2.3	MainHX Str.1	5->11	L	200	-158.08	3.50	745.20
3.1	MainHX Str.2	6->7	V	30	26.85	65.00	536.92
3.2	MainHX Str.2	6->7	V	100	26.85	65.00	536.92
3.3	MainHX Str.2	6->7	V	200	26.85	65.00	536.92
4.1	MainHX Str.2	6->7	L	30	-155.00	64.70	2344.56
4.2	MainHX Str.2	6->7	L	100	-155.00	64.70	2344.56
4.3	MainHX Str.2	6->7	L	200	-155.00	64.70	2344.56
5.1	MainHX Str.3	3->4	V	30	26.85	31.02	344.32
5.2	MainHX Str.3	3->4	V	100	26.85	31.02	344.32
5.3	MainHX Str.3	3->4	V	200	26.85	31.02	344.32
6.1	MainHX Str.3	3->4	L	30	-155.00	30.72	4218.58
6.2	MainHX Str.3	3->4	L	100	-155.00	30.72	4218.58
6.3	MainHX Str.3	3->4	L	200	-155.00	30.72	4218.58
7.1	EndSeparator	9->End	V	30	-163.72	1.30	40.94
7.2	EndSeparator	9->End	V	100	-163.72	1.30	40.94
7.3	EndSeparator	9->End	V	200	-163.72	1.30	40.94
8.1	EndSeparator	9->LNG	L	30	-163.72	1.30	9194.67
8.2	EndSeparator	9->LNG	L	100	-163.72	1.30	9194.67
8.3	EndSeparator	9->LNG	L	200	-163.72	1.30	9194.67
9.1	MainHX Str.1	5->11	V	30	26.81	3.20	134.58
9.2	MainHX Str.1	5->11	V	100	26.81	3.20	134.58
9.3	MainHX Str.1	5->11	V	200	26.81	3.20	134.58
10.1	MainHX Str.1	5->11	L	30	-158.08	3.50	745.20
10.2	MainHX Str.1	5->11	L	100	-158.08	3.50	745.20
10.3	MainHX Str.1	5->11	L	200	-158.08	3.50	745.20
11.1	MainHX Str.2	6->7	V	30	26.85	65.00	536.92

11.2	MainHX Str.2	6->7	V	100	26.85	65.00	536.92
11.3	MainHX Str.2	6->7	V	200	26.85	65.00	536.92
12.1	MainHX Str.2	6->7	L	30	-155.00	64.70	2344.56
12.2	MainHX Str.2	6->7	L	100	-155.00	64.70	2344.56
12.3	MainHX Str.2	6->7	L	200	-155.00	64.70	2344.56
13.1	MainHX Str.3	3->4	V	30	26.85	31.02	344.32
13.2	MainHX Str.3	3->4	V	100	26.85	31.02	344.32
13.3	MainHX Str.3	3->4	V	200	26.85	31.02	344.32
14.1	MainHX Str.3	3->4	L	30	-155.00	30.72	4218.58
14.2	MainHX Str.3	3->4	L	100	-155.00	30.72	4218.58
14.3	MainHX Str.3	3->4	L	200	-155.00	30.72	4218.58
15.1	EndSeparator	9->End	V	30	-163.72	1.30	40.94
15.2	EndSeparator	9->End	V	100	-163.72	1.30	40.94
15.3	EndSeparator	9->End	V	200	-163.72	1.30	40.94
16.1	EndSeparator	9->LNG	L	30	-163.72	1.30	9194.67
16.2	EndSeparator	9->LNG	L	100	-163.72	1.30	9194.67
16.3	EndSeparator	9->LNG	L	200	-163.72	1.30	9194.67
17.1	MainHX Str.1	5->11	V	30	26.81	3.20	134.58
17.2	MainHX Str.1	5->11	V	100	26.81	3.20	134.58
17.3	MainHX Str.1	5->11	V	200	26.81	3.20	134.58
18.1	MainHX Str.1	5->11	L	30	-158.08	3.50	745.20
18.2	MainHX Str.1	5->11	L	100	-158.08	3.50	745.20
18.3	MainHX Str.1	5->11	L	200	-158.08	3.50	745.20
19.1	MainHX Str.2	6->7	V	30	26.85	65.00	536.92
19.2	MainHX Str.2	6->7	V	100	26.85	65.00	536.92
19.3	MainHX Str.2	6->7	V	200	26.85	65.00	536.92
20.1	MainHX Str.2	6->7	L	30	-155.00	64.70	2344.56
20.2	MainHX Str.2	6->7	L	100	-155.00	64.70	2344.56
20.3	MainHX Str.2	6->7	L	200	-155.00	64.70	2344.56
21.1	MainHX Str.3	3->4	V	30	26.85	31.02	344.32
21.2	MainHX Str.3	3->4	V	100	26.85	31.02	344.32
21.3	MainHX Str.3	3->4	V	200	26.85	31.02	344.32
22.1	MainHX Str.3	3->4	L	30	-155.00	30.72	4218.58
22.2	MainHX Str.3	3->4	L	100	-155.00	30.72	4218.58
22.3	MainHX Str.3	3->4	L	200	-155.00	30.72	4218.58

23.1	EndSeparator	9->End	V	30	-163.72	1.30	40.94
23.2	EndSeparator	9->End	V	100	-163.72	1.30	40.94
23.3	EndSeparator	9->End	V	200	-163.72	1.30	40.94
24.1	EndSeparator	9->LNG	L	30	-163.72	1.30	9194.67
24.2	EndSeparator	9->LNG	L	100	-163.72	1.30	9194.67
24.3	EndSeparator	9->LNG	L	200	-163.72	1.30	9194.67
25.1	MainHX Str.1	5->11	V	30	26.81	3.20	134.58
25.2	MainHX Str.1	5->11	V	100	26.81	3.20	134.58
25.3	MainHX Str.1	5->11	V	200	26.81	3.20	134.58
26.1	MainHX Str.1	5->11	L	30	-158.08	3.50	745.20
26.2	MainHX Str.1	5->11	L	100	-158.08	3.50	745.20
26.3	MainHX Str.1	5->11	L	200	-158.08	3.50	745.20
27.1	MainHX Str.2	6->7	V	30	26.85	65.00	536.92
27.2	MainHX Str.2	6->7	V	100	26.85	65.00	536.92
27.3	MainHX Str.2	6->7	V	200	26.85	65.00	536.92
28.1	MainHX Str.2	6->7	L	30	-155.00	64.70	2344.56
28.2	MainHX Str.2	6->7	L	100	-155.00	64.70	2344.56
28.3	MainHX Str.2	6->7	L	200	-155.00	64.70	2344.56
29.1	MainHX Str.3	3->4	V	30	26.85	31.02	344.32
29.2	MainHX Str.3	3->4	V	100	26.85	31.02	344.32
29.3	MainHX Str.3	3->4	V	200	26.85	31.02	344.32
30.1	MainHX Str.3	3->4	L	30	-155.00	30.72	4218.58
30.2	MainHX Str.3	3->4	L	100	-155.00	30.72	4218.58
30.3	MainHX Str.3	3->4	L	200	-155.00	30.72	4218.58
31.1	EndSeparator	9->End	V	30	-163.72	1.30	40.94
31.2	EndSeparator	9->End	V	100	-163.72	1.30	40.94
31.3	EndSeparator	9->End	V	200	-163.72	1.30	40.94
32.1	EndSeparator	9->LNG	L	30	-163.72	1.30	9194.67
32.2	EndSeparator	9->LNG	L	100	-163.72	1.30	9194.67
32.3	EndSeparator	9->LNG	L	200	-163.72	1.30	9194.67

Table A.2 Accident frequency of scenarios for liquefaction processes**(a) Accident frequency of C3MR liquefaction process**

Scenario No.	Inlet size	Outlet size	Equipment leak frequency	Leak rate	Delay ignition probability	Explosion frequency	Fire frequency
	[in]	[in]	/year	kg/s	-	/year	/year
1.1	24	30	1.40E-04	1.15	7.34E-03	7.16E-05	9.76E-06
1.2	24	30	2.40E-05	12.75	3.82E-02	1.31E-05	3.43E-07
1.3	24	30	1.20E-05	50.99	4.90E-02	7.89E-06	1.61E-07
2.1	24	30	1.40E-04	10.81	3.64E-02	7.92E-05	2.18E-06
2.2	24	30	2.40E-05	120.14	4.90E-02	1.32E-05	2.69E-07
2.3	24	30	1.20E-05	480.58	4.90E-02	7.89E-06	1.61E-07
3.1	16	16	1.80E-04	7.62	3.28E-02	1.87E-04	5.71E-06
3.2	16	16	4.30E-05	84.67	4.90E-02	4.38E-05	8.95E-07
3.3	16	16	3.30E-05	338.68	4.90E-02	3.59E-05	7.32E-07
4.1	20	18	1.80E-04	6.90	3.19E-02	9.47E-05	2.97E-06
4.2	20	18	4.30E-05	76.64	4.90E-02	2.20E-05	4.50E-07
4.3	20	18	3.30E-05	306.55	4.90E-02	1.80E-05	3.67E-07
5.1	20	18	1.80E-04	26.42	4.72E-02	9.57E-05	2.03E-06
5.2	20	18	4.30E-05	293.51	4.90E-02	2.20E-05	4.50E-07
5.3	20	18	3.30E-05	1174.05	4.90E-02	1.80E-05	3.67E-07
6.1	18	24	1.40E-04	0.81	5.19E-03	6.52E-05	1.25E-05
6.2	18	24	2.40E-05	9.05	3.45E-02	1.26E-05	3.65E-07
6.3	18	24	1.20E-05	36.21	4.90E-02	7.69E-06	1.57E-07
7.1	18	24	1.40E-04	8.95	3.44E-02	7.55E-05	2.19E-06
7.2	18	24	2.40E-05	99.45	4.90E-02	1.27E-05	2.60E-07
7.3	18	24	1.20E-05	397.80	4.90E-02	7.69E-06	1.57E-07
8.1	16	14	1.80E-04	7.86	3.31E-02	1.88E-04	5.66E-06
8.2	16	14	4.30E-05	87.35	4.90E-02	4.38E-05	8.95E-07
8.3	16	14	3.30E-05	349.41	4.90E-02	3.59E-05	7.32E-07
9.1	18	18	1.80E-04	6.76	3.17E-02	9.36E-05	2.95E-06
9.2	18	18	4.30E-05	75.11	4.90E-02	2.19E-05	4.47E-07
9.3	18	18	3.30E-05	300.44	4.90E-02	1.79E-05	3.66E-07
10.1	18	18	1.80E-04	26.80	4.74E-02	9.46E-05	2.00E-06

10.2	18	18	4.30E-05	297.79	4.90E-02	2.19E-05	4.47E-07
10.3	18	18	3.30E-05	1191.17	4.90E-02	1.79E-05	3.66E-07
11.1	20	30	1.40E-04	0.40	2.34E-03	5.71E-05	2.43E-05
11.2	20	30	2.40E-05	4.45	2.61E-02	1.30E-05	4.96E-07
11.3	20	30	1.20E-05	17.81	4.21E-02	7.86E-06	1.87E-07
12.1	20	30	1.40E-04	5.52	2.99E-02	7.88E-05	2.64E-06
12.2	20	30	2.40E-05	61.36	4.90E-02	1.32E-05	2.69E-07
12.3	20	30	1.20E-05	245.46	4.90E-02	7.89E-06	1.61E-07
13.1	14	14	1.80E-04	8.49	3.39E-02	1.88E-04	5.54E-06
13.2	14	14	4.30E-05	94.34	4.90E-02	4.38E-05	8.95E-07
13.3	14	14	3.30E-05	377.37	4.90E-02	3.59E-05	7.32E-07
14.1	18	16	1.80E-04	6.65	3.15E-02	9.36E-05	2.97E-06
14.2	18	16	4.30E-05	73.83	4.90E-02	2.19E-05	4.47E-07
14.3	18	16	3.30E-05	295.34	4.90E-02	1.79E-05	3.66E-07
15.1	18	16	1.80E-04	27.39	4.77E-02	9.46E-05	1.98E-06
15.2	18	16	4.30E-05	304.39	4.90E-02	2.19E-05	4.47E-07
15.3	18	16	3.30E-05	1217.55	4.90E-02	1.79E-05	3.66E-07
16.1	12	22	1.40E-04	0.21	9.17E-04	3.67E-05	4.00E-05
16.2	12	22	2.40E-05	2.35	1.45E-02	1.20E-05	8.27E-07
16.3	12	22	1.20E-05	9.39	3.49E-02	7.58E-06	2.17E-07
17.1	12	22	1.40E-04	2.48	1.53E-02	7.21E-05	4.70E-06
17.2	12	22	2.40E-05	27.61	4.78E-02	1.26E-05	2.63E-07
17.3	12	22	1.20E-05	110.42	4.90E-02	7.64E-06	1.56E-07
18.1	14	14	1.80E-04	9.31	3.48E-02	1.88E-04	5.39E-06
18.2	14	14	4.30E-05	103.45	4.90E-02	4.38E-05	8.95E-07
18.3	14	14	3.30E-05	413.79	4.90E-02	3.59E-05	7.32E-07
19.1	16	16	1.80E-04	6.69	3.16E-02	9.36E-05	2.96E-06
19.2	16	16	4.30E-05	74.34	4.90E-02	2.19E-05	4.47E-07
19.3	16	16	3.30E-05	297.38	4.90E-02	1.79E-05	3.66E-07
20.1	16	16	1.80E-04	27.76	4.79E-02	9.46E-05	1.98E-06
20.2	16	16	4.30E-05	308.44	4.90E-02	2.19E-05	4.47E-07
20.3	16	16	3.30E-05	1233.77	4.90E-02	1.79E-05	3.66E-07
21.1	10	16	1.40E-04	0.52	3.16E-03	5.75E-05	1.82E-05
21.2	10	16	2.40E-05	5.73	3.02E-02	1.23E-05	4.09E-07
21.3	10	16	1.20E-05	22.92	4.53E-02	7.58E-06	1.67E-07

22.1	10	16	1.40E-04	6.22	3.09E-02	7.33E-05	2.37E-06
22.2	10	16	2.40E-05	69.06	4.90E-02	1.25E-05	2.55E-07
22.3	10	16	1.20E-05	276.25	4.90E-02	7.60E-06	1.55E-07
23.1	24	38	1.40E-04	0.45	2.67E-03	5.92E-05	2.22E-05
23.2	24	38	2.40E-05	4.96	2.88E-02	1.30E-05	4.51E-07
23.3	24	38	1.20E-05	19.86	4.34E-02	7.87E-06	1.81E-07
24.1	24	38	1.40E-04	6.60	3.15E-02	7.89E-05	2.51E-06
24.2	24	38	2.40E-05	73.31	4.90E-02	1.32E-05	2.69E-07
24.3	24	38	1.20E-05	293.22	4.90E-02	7.89E-06	1.61E-07
25.1	14	8	1.80E-04	12.76	3.82E-02	9.32E-05	2.44E-06
25.2	14	8	4.30E-05	141.81	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
25.3	14	8	3.30E-05	567.23	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
26.1	14	8	1.80E-04	33.59	4.90E-02	9.37E-05	1.91E-06
26.2	14	8	4.30E-05	373.22	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
26.3	14	8	3.30E-05	1492.90	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
27.1	10	6	1.80E-04	8.59	3.40E-02	9.12E-05	2.68E-06
27.2	10	6	4.30E-05	95.49	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
27.3	10	6	3.30E-05	381.97	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
28.1	10	6	1.80E-04	30.72	4.90E-02	9.20E-05	1.88E-06
28.2	10	6	4.30E-05	341.34	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
28.3	10	6	3.30E-05	1365.34	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
29.1	12	10	1.80E-04	32.22	4.90E-02	1.86E-04	3.79E-06
29.2	12	10	4.30E-05	358.04	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
29.3	12	10	3.30E-05	1432.18	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
30.1	30	22	1.00E-04	1.15	7.34E-03	5.79E-05	7.89E-06
30.2	30	22	2.70E-05	12.75	3.82E-02	1.51E-05	3.96E-07
30.3	30	22	2.40E-05	50.99	4.90E-02	1.47E-05	3.00E-07
31.1	30	12	1.00E-04	11.13	3.67E-02	6.01E-05	1.64E-06
31.2	30	12	2.70E-05	123.64	4.90E-02	1.47E-05	3.00E-07
31.3	30	12	2.40E-05	494.56	4.90E-02	1.45E-05	2.96E-07
32.1	24	18	1.00E-04	0.81	5.19E-03	5.12E-05	9.85E-06
32.2	24	18	2.70E-05	9.05	3.45E-02	1.45E-05	4.20E-07
32.3	24	18	2.40E-05	36.21	4.90E-02	1.45E-05	2.95E-07
33.1	24	10	1.00E-04	9.31	3.48E-02	5.75E-05	1.65E-06
33.2	24	10	2.70E-05	103.47	4.90E-02	1.44E-05	2.93E-07

33.3	24	10	2.40E-05	413.86	4.90E-02	1.44E-05	2.93E-07
34.1	30	24	1.00E-04	0.40	2.34E-03	4.61E-05	1.97E-05
34.2	30	24	2.70E-05	4.45	2.61E-02	1.49E-05	5.71E-07
34.3	30	24	2.40E-05	17.81	4.21E-02	1.47E-05	3.48E-07
35.1	30	6	1.00E-04	5.86	3.04E-02	5.81E-05	1.91E-06
35.2	30	6	2.70E-05	65.10	4.90E-02	1.61E-05	3.28E-07
35.3	30	6	2.40E-05	260.38	4.90E-02	1.38E-05	2.82E-07
36.1	16	10	1.00E-04	6.69	3.16E-02	5.62E-05	1.78E-06
36.2	16	10	2.70E-05	74.34	4.90E-02	1.43E-05	2.91E-07
36.3	16	10	2.40E-05	297.38	4.90E-02	1.43E-05	2.92E-07
37.1	16	12	1.00E-04	27.91	4.80E-02	5.68E-05	1.18E-06
37.2	16	12	2.70E-05	310.06	4.90E-02	1.43E-05	2.91E-07
37.3	16	12	2.40E-05	1240.26	4.90E-02	1.43E-05	2.92E-07
38.1	16	10	1.00E-04	0.22	9.74E-04	2.86E-05	2.94E-05
38.2	16	10	2.70E-05	2.43	1.50E-02	1.36E-05	9.08E-07
38.3	16	10	2.40E-05	9.71	3.53E-02	1.42E-05	4.03E-07
39.1	16	10	1.00E-04	3.65	2.18E-02	5.55E-05	2.54E-06
39.2	16	10	2.70E-05	40.53	4.90E-02	1.43E-05	2.91E-07
39.3	16	10	2.40E-05	162.12	4.90E-02	1.43E-05	2.92E-07

(b) Accident frequency of DMR-1 liquefaction process

Scenario No.	In-let size	Out-let size	Equipment leak frequency	Leak rate	Delay ignition probability	Explosion frequency	Fire frequency
	[in]	[in]	/year	kg/s	-	/year	/year
1.1	16	14	1.80E-04	7.46	3.26E-02	1.87E-04	5.75E-06
1.2	16	14	4.30E-05	82.85	4.90E-02	4.38E-05	8.95E-07
1.3	16	14	3.30E-05	331.41	4.90E-02	3.59E-05	7.32E-07
2.1	18	38	1.40E-04	0.51	3.13E-03	6.08E-05	1.95E-05
2.2	18	38	2.40E-05	5.68	3.01E-02	1.29E-05	4.29E-07
2.3	18	38	1.20E-05	22.70	4.52E-02	7.83E-06	1.73E-07
3.1	18	38	1.40E-04	7.54	3.27E-02	7.79E-05	2.38E-06
3.2	18	38	2.40E-05	83.80	4.90E-02	1.31E-05	2.67E-07
3.3	18	38	1.20E-05	335.20	4.90E-02	7.84E-06	1.60E-07

4.1	20	16	1.80E-04	6.68	3.16E-02	9.36E-05	2.96E-06
4.2	20	16	4.30E-05	74.24	4.90E-02	2.19E-05	4.47E-07
4.3	20	16	3.30E-05	296.95	4.90E-02	1.79E-05	3.66E-07
5.1	20	16	1.80E-04	27.75	4.79E-02	9.46E-05	1.98E-06
5.2	20	16	4.30E-05	308.32	4.90E-02	2.19E-05	4.47E-07
5.3	20	16	3.30E-05	1233.30	4.90E-02	1.79E-05	3.66E-07
6.1	16	16	1.80E-04	21.18	4.43E-02	1.89E-04	4.27E-06
6.2	16	16	4.30E-05	235.38	4.90E-02	4.38E-05	8.95E-07
6.3	16	16	3.30E-05	941.51	4.90E-02	3.59E-05	7.32E-07
7.1	14	12	1.80E-04	12.42	3.79E-02	9.32E-05	2.46E-06
7.2	14	12	4.30E-05	138.05	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
7.3	14	12	3.30E-05	552.21	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
8.1	14	12	1.80E-04	33.59	4.90E-02	9.37E-05	1.91E-06
8.2	14	12	4.30E-05	373.27	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
8.3	14	12	3.30E-05	1493.08	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
9.1	24	36	1.40E-04	0.45	2.68E-03	5.93E-05	2.21E-05
9.2	24	36	2.40E-05	4.97	2.89E-02	1.30E-05	4.50E-07
9.3	24	36	1.20E-05	19.90	4.35E-02	7.87E-06	1.81E-07
10.1	24	36	1.40E-04	6.61	3.15E-02	7.89E-05	2.51E-06
10.2	24	36	2.40E-05	73.43	4.90E-02	1.32E-05	2.69E-07
10.3	24	36	1.20E-05	293.71	4.90E-02	7.89E-06	1.61E-07
11.1	10	16	1.40E-04	0.52	3.17E-03	5.75E-05	1.81E-05
11.2	10	16	2.40E-05	5.74	3.02E-02	1.23E-05	4.08E-07
11.3	10	16	1.20E-05	22.96	4.53E-02	7.58E-06	1.67E-07
12.1	10	16	1.40E-04	6.22	3.09E-02	7.33E-05	2.37E-06
12.2	10	16	2.40E-05	69.16	4.90E-02	1.25E-05	2.55E-07
12.3	10	16	1.20E-05	276.62	4.90E-02	7.60E-06	1.55E-07
13.1	10	8	1.80E-04	8.79	3.42E-02	9.20E-05	2.69E-06
13.2	10	8	4.30E-05	97.63	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
13.3	10	8	3.30E-05	390.51	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
14.1	10	8	1.80E-04	30.71	4.90E-02	9.28E-05	1.89E-06
14.2	10	8	4.30E-05	341.22	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
14.3	10	8	3.30E-05	1364.89	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
15.1	14	12	1.80E-04	32.21	4.90E-02	1.87E-04	3.83E-06
15.2	14	12	4.30E-05	357.84	4.90E-02	4.36E-05	8.90E-07

15.3	14	12	3.30E-05	1431.38	4.90E-02	3.58E-05	7.30E-07
16.1	24	24	1.00E-04	1.73	1.09E-02	5.79E-05	5.29E-06
16.2	24	24	2.70E-05	19.27	4.31E-02	1.48E-05	3.44E-07
16.3	24	24	2.40E-05	77.07	4.90E-02	1.46E-05	2.97E-07
17.1	24	12	1.00E-04	14.61	3.97E-02	5.76E-05	1.45E-06
17.2	24	12	2.70E-05	162.28	4.90E-02	1.44E-05	2.93E-07
17.3	24	12	2.40E-05	649.12	4.90E-02	1.44E-05	2.93E-07
18.1	16	10	1.00E-04	6.68	3.16E-02	5.62E-05	1.78E-06
18.2	16	10	2.70E-05	74.24	4.90E-02	1.43E-05	2.91E-07
18.3	16	10	2.40E-05	296.95	4.90E-02	1.43E-05	2.92E-07
19.1	16	14	1.00E-04	27.88	4.80E-02	5.87E-05	1.22E-06
19.2	16	14	2.70E-05	309.79	4.90E-02	1.45E-05	2.96E-07
19.3	16	14	2.40E-05	1239.16	4.90E-02	1.44E-05	2.94E-07
20.1	16	10	1.00E-04	0.22	9.74E-04	2.95E-05	3.04E-05
20.2	16	10	2.70E-05	2.43	1.50E-02	1.39E-05	9.25E-07
20.3	16	10	2.40E-05	9.71	3.53E-02	1.43E-05	4.05E-07
21.1	16	10	1.00E-04	3.65	2.18E-02	5.73E-05	2.63E-06
21.2	16	10	2.70E-05	40.53	4.90E-02	1.45E-05	2.96E-07
21.3	16	10	2.40E-05	162.12	4.90E-02	1.44E-05	2.94E-07

(c) Accident frequency of DMR-2 liquefaction process

Scenario No.	In-let size	Out-let size	Equipment leak frequency	Leak rate	Delay ignition probability	Explosion frequency	Fire frequency
	[in]	[in]	/year	kg/s	-	/year	/year
1.1	16	14	1.80E-04	8.00	3.33E-02	1.88E-04	5.63E-06
1.2	16	14	4.30E-05	88.90	4.90E-02	4.38E-05	8.95E-07
1.3	16	14	3.30E-05	355.61	4.90E-02	3.59E-05	7.32E-07
2.1	12	30	1.40E-04	1.12	7.17E-03	6.96E-05	9.71E-06
2.2	12	30	2.40E-05	12.45	3.79E-02	1.29E-05	3.39E-07
2.3	12	30	1.20E-05	49.81	4.90E-02	7.79E-06	1.59E-07
3.1	12	30	1.40E-04	11.33	3.69E-02	7.73E-05	2.09E-06
3.2	12	30	2.40E-05	125.86	4.90E-02	1.29E-05	2.64E-07

3.3	12	30	1.20E-05	503.46	4.90E-02	7.79E-06	1.59E-07
4.1	20	18	1.80E-04	11.33	3.69E-02	9.51E-05	2.58E-06
4.2	20	18	4.30E-05	125.86	4.90E-02	2.20E-05	4.50E-07
4.3	20	18	3.30E-05	503.46	4.90E-02	1.80E-05	3.67E-07
5.1	20	18	1.80E-04	6.74	3.17E-02	9.47E-05	2.99E-06
5.2	20	18	4.30E-05	74.84	4.90E-02	2.20E-05	4.50E-07
5.3	20	18	3.30E-05	299.38	4.90E-02	1.80E-05	3.67E-07
6.1	18	18	1.80E-04	18.86	4.28E-02	1.89E-04	4.41E-06
6.2	18	18	4.30E-05	209.54	4.90E-02	4.38E-05	8.95E-07
6.3	18	18	3.30E-05	838.16	4.90E-02	3.59E-05	7.32E-07
7.1	14	14	1.80E-04	9.31	3.48E-02	1.88E-04	5.39E-06
7.2	14	14	4.30E-05	103.45	4.90E-02	4.38E-05	8.95E-07
7.3	14	14	3.30E-05	413.79	4.90E-02	3.59E-05	7.32E-07
8.1	12	30	1.40E-04	0.42	2.45E-03	5.64E-05	2.30E-05
8.2	12	30	2.40E-05	4.62	2.70E-02	1.27E-05	4.72E-07
8.3	12	30	1.20E-05	18.48	4.25E-02	7.77E-06	1.83E-07
9.1	12	30	1.40E-04	6.19	3.09E-02	7.69E-05	2.49E-06
9.2	12	30	2.40E-05	68.74	4.90E-02	1.29E-05	2.64E-07
9.3	12	30	1.20E-05	274.95	4.90E-02	7.79E-06	1.59E-07
10.1	18	16	1.80E-04	6.72	3.16E-02	9.36E-05	2.96E-06
10.2	18	16	4.30E-05	74.62	4.90E-02	2.19E-05	4.47E-07
10.3	18	16	3.30E-05	298.49	4.90E-02	1.79E-05	3.66E-07
11.1	18	16	1.80E-04	27.80	4.79E-02	9.46E-05	1.97E-06
11.2	18	16	4.30E-05	308.88	4.90E-02	2.19E-05	4.47E-07
11.3	18	16	3.30E-05	1235.52	4.90E-02	1.79E-05	3.66E-07
12.1	10	10	1.80E-04	19.65	4.33E-02	1.85E-04	4.27E-06
12.2	10	10	4.30E-05	218.34	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
12.3	10	10	3.30E-05	873.36	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
13.1	14	12	1.80E-04	12.33	3.78E-02	9.32E-05	2.47E-06
13.2	14	12	4.30E-05	136.99	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
13.3	14	12	3.30E-05	547.95	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
14.1	14	12	1.80E-04	33.59	4.90E-02	9.37E-05	1.91E-06
14.2	14	12	4.30E-05	373.27	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
14.3	14	12	3.30E-05	1493.09	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
15.1	24	36	1.40E-04	0.45	2.69E-03	5.93E-05	2.21E-05

15.2	24	36	2.40E-05	4.98	2.89E-02	1.30E-05	4.50E-07
15.3	24	36	1.20E-05	19.94	4.35E-02	7.87E-06	1.81E-07
16.1	24	36	1.40E-04	6.62	3.15E-02	7.89E-05	2.50E-06
16.2	24	36	2.40E-05	73.55	4.90E-02	1.32E-05	2.69E-07
16.3	24	36	1.20E-05	294.19	4.90E-02	7.89E-06	1.61E-07
17.1	10	16	1.40E-04	0.52	3.18E-03	5.75E-05	1.81E-05
17.2	10	16	2.40E-05	5.75	3.02E-02	1.23E-05	4.08E-07
17.3	10	16	1.20E-05	23.02	4.54E-02	7.58E-06	1.67E-07
18.1	10	16	1.40E-04	6.23	3.09E-02	7.33E-05	2.37E-06
18.2	10	16	2.40E-05	69.27	4.90E-02	1.25E-05	2.55E-07
18.3	10	16	1.20E-05	277.09	4.90E-02	7.60E-06	1.55E-07
19.1	10	8	1.80E-04	8.85	3.43E-02	9.20E-05	2.68E-06
19.2	10	8	4.30E-05	98.30	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
19.3	10	8	3.30E-05	393.21	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
20.1	10	8	1.80E-04	30.78	4.90E-02	9.28E-05	1.89E-06
20.2	10	8	4.30E-05	342.03	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
20.3	10	8	3.30E-05	1368.11	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
21.1	14	12	1.80E-04	32.27	4.90E-02	1.87E-04	3.83E-06
21.2	14	12	4.30E-05	358.58	4.90E-02	4.36E-05	8.90E-07
21.3	14	12	3.30E-05	1434.30	4.90E-02	3.58E-05	7.30E-07
22.1	16	10	1.00E-04	6.72	3.16E-02	5.62E-05	1.78E-06
22.2	16	10	2.70E-05	74.62	4.90E-02	1.43E-05	2.91E-07
22.3	16	10	2.40E-05	298.49	4.90E-02	1.43E-05	2.92E-07
23.1	16	14	1.00E-04	27.93	4.80E-02	5.87E-05	1.22E-06
23.2	16	14	2.70E-05	310.31	4.90E-02	1.45E-05	2.96E-07
23.3	16	14	2.40E-05	1241.26	4.90E-02	1.44E-05	2.94E-07
24.1	16	10	1.00E-04	0.22	9.74E-04	2.86E-05	2.94E-05
24.2	16	10	2.70E-05	2.43	1.50E-02	1.36E-05	9.08E-07
24.3	16	10	2.40E-05	9.71	3.53E-02	1.42E-05	4.03E-07
25.1	16	10	1.00E-04	3.65	2.18E-02	5.55E-05	2.54E-06
25.2	16	10	2.70E-05	40.53	4.90E-02	1.43E-05	2.91E-07
25.3	16	10	2.40E-05	162.12	4.90E-02	1.43E-05	2.92E-07

(d) Accident frequency of SMR liquefaction process

Scenario No.	In-let size	Out-let size	Equipment leak frequency	Leak rate	Delay ignition probability	Explosion frequency	Fire frequency
	[in]	[in]	/year	kg/s	-	/year	/year
1.1	14	30	1.40E-04	0.43	2.55E-03	5.77E-05	2.26E-05
1.2	14	30	2.40E-05	4.77	2.78E-02	1.29E-05	4.63E-07
1.3	14	30	1.20E-05	19.08	4.29E-02	7.82E-06	1.82E-07
2.1	14	30	1.40E-04	7.78	3.30E-02	7.79E-05	2.36E-06
2.2	14	30	2.40E-05	86.39	4.90E-02	1.31E-05	2.67E-07
2.3	14	30	1.20E-05	345.57	4.90E-02	7.84E-06	1.60E-07
3.1	8	6	1.80E-04	7.46	3.26E-02	9.11E-05	2.79E-06
3.2	8	6	4.30E-05	82.85	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
3.3	8	6	3.30E-05	331.42	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
4.1	8	6	1.80E-04	33.22	4.90E-02	9.20E-05	1.88E-06
4.2	8	6	4.30E-05	369.15	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
4.3	8	6	3.30E-05	1476.61	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
5.1	16	10	1.80E-04	4.05	2.40E-02	9.18E-05	3.83E-06
5.2	16	10	4.30E-05	44.99	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
5.3	16	10	3.30E-05	179.94	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
6.1	16	10	1.80E-04	26.93	4.75E-02	9.37E-05	1.97E-06
6.2	16	10	4.30E-05	299.24	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
6.3	16	10	3.30E-05	1196.95	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
7.1	10	6	1.00E-04	0.22	9.61E-04	2.71E-05	2.82E-05
7.2	10	6	2.70E-05	2.41	1.49E-02	1.48E-05	9.93E-07
7.3	10	6	2.40E-05	9.65	3.52E-02	1.35E-05	3.83E-07
8.1	10	6	1.00E-04	3.05	1.85E-02	5.25E-05	2.83E-06
8.2	10	6	2.70E-05	33.93	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
8.3	10	6	2.40E-05	135.72	4.90E-02	1.36E-05	2.77E-07
9.1	14	30	1.40E-04	0.43	2.55E-03	5.77E-05	2.26E-05
9.2	14	30	2.40E-05	4.77	2.78E-02	1.29E-05	4.63E-07
9.3	14	30	1.20E-05	19.08	4.29E-02	7.82E-06	1.82E-07
10.1	14	30	1.40E-04	7.78	3.30E-02	7.79E-05	2.36E-06
10.2	14	30	2.40E-05	86.39	4.90E-02	1.31E-05	2.67E-07
10.3	14	30	1.20E-05	345.57	4.90E-02	7.84E-06	1.60E-07

11.1	8	6	1.80E-04	7.46	3.26E-02	9.11E-05	2.79E-06
11.2	8	6	4.30E-05	82.85	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
11.3	8	6	3.30E-05	331.42	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
12.1	8	6	1.80E-04	33.22	4.90E-02	9.20E-05	1.88E-06
12.2	8	6	4.30E-05	369.15	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
12.3	8	6	3.30E-05	1476.61	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
13.1	16	10	1.80E-04	4.05	2.40E-02	9.18E-05	3.83E-06
13.2	16	10	4.30E-05	44.99	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
13.3	16	10	3.30E-05	179.94	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
14.1	16	10	1.80E-04	26.93	4.75E-02	9.37E-05	1.97E-06
14.2	16	10	4.30E-05	299.24	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
14.3	16	10	3.30E-05	1196.95	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
15.1	10	6	1.00E-04	0.22	9.61E-04	2.71E-05	2.82E-05
15.2	10	6	2.70E-05	2.41	1.49E-02	1.48E-05	9.93E-07
15.3	10	6	2.40E-05	9.65	3.52E-02	1.35E-05	3.83E-07
16.1	10	6	1.00E-04	3.05	1.85E-02	5.25E-05	2.83E-06
16.2	10	6	2.70E-05	33.93	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
16.3	10	6	2.40E-05	135.72	4.90E-02	1.36E-05	2.77E-07
17.1	14	30	1.40E-04	0.43	2.55E-03	5.77E-05	2.26E-05
17.2	14	30	2.40E-05	4.77	2.78E-02	1.29E-05	4.63E-07
17.3	14	30	1.20E-05	19.08	4.29E-02	7.82E-06	1.82E-07
18.1	14	30	1.40E-04	7.78	3.30E-02	7.79E-05	2.36E-06
18.2	14	30	2.40E-05	86.39	4.90E-02	1.31E-05	2.67E-07
18.3	14	30	1.20E-05	345.57	4.90E-02	7.84E-06	1.60E-07
19.1	8	6	1.80E-04	7.46	3.26E-02	9.11E-05	2.79E-06
19.2	8	6	4.30E-05	82.85	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
19.3	8	6	3.30E-05	331.42	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
20.1	8	6	1.80E-04	33.22	4.90E-02	9.20E-05	1.88E-06
20.2	8	6	4.30E-05	369.15	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
20.3	8	6	3.30E-05	1476.61	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
21.1	16	10	1.80E-04	4.05	2.40E-02	9.18E-05	3.83E-06
21.2	16	10	4.30E-05	44.99	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
21.3	16	10	3.30E-05	179.94	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
22.1	16	10	1.80E-04	26.93	4.75E-02	9.37E-05	1.97E-06
22.2	16	10	4.30E-05	299.24	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07

22.3	16	10	3.30E-05	1196.95	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
23.1	10	6	1.00E-04	0.22	9.61E-04	2.71E-05	2.82E-05
23.2	10	6	2.70E-05	2.41	1.49E-02	1.48E-05	9.93E-07
23.3	10	6	2.40E-05	9.65	3.52E-02	1.35E-05	3.83E-07
24.1	10	6	1.00E-04	3.05	1.85E-02	5.25E-05	2.83E-06
24.2	10	6	2.70E-05	33.93	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
24.3	10	6	2.40E-05	135.72	4.90E-02	1.36E-05	2.77E-07
25.1	14	30	1.40E-04	0.43	2.55E-03	5.77E-05	2.26E-05
25.2	14	30	2.40E-05	4.77	2.78E-02	1.29E-05	4.63E-07
25.3	14	30	1.20E-05	19.08	4.29E-02	7.82E-06	1.82E-07
26.1	14	30	1.40E-04	7.78	3.30E-02	7.79E-05	2.36E-06
26.2	14	30	2.40E-05	86.39	4.90E-02	1.31E-05	2.67E-07
26.3	14	30	1.20E-05	345.57	4.90E-02	7.84E-06	1.60E-07
27.1	8	6	1.80E-04	7.46	3.26E-02	9.11E-05	2.79E-06
27.2	8	6	4.30E-05	82.85	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
27.3	8	6	3.30E-05	331.42	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
28.1	8	6	1.80E-04	33.22	4.90E-02	9.20E-05	1.88E-06
28.2	8	6	4.30E-05	369.15	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
28.3	8	6	3.30E-05	1476.61	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
29.1	16	10	1.80E-04	4.05	2.40E-02	9.18E-05	3.83E-06
29.2	16	10	4.30E-05	44.99	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
29.3	16	10	3.30E-05	179.94	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
30.1	16	10	1.80E-04	26.93	4.75E-02	9.37E-05	1.97E-06
30.2	16	10	4.30E-05	299.24	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
30.3	16	10	3.30E-05	1196.95	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
31.1	10	6	1.00E-04	0.22	9.61E-04	2.71E-05	2.82E-05
31.2	10	6	2.70E-05	2.41	1.49E-02	1.48E-05	9.93E-07
31.3	10	6	2.40E-05	9.65	3.52E-02	1.35E-05	3.83E-07
32.1	10	6	1.00E-04	3.05	1.85E-02	5.25E-05	2.83E-06
32.2	10	6	2.70E-05	33.93	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
32.3	10	6	2.40E-05	135.72	4.90E-02	1.36E-05	2.77E-07

Table A.3 Consequence of scenarios for liquefaction processes

(a) Consequence of C3MR liquefaction process

Scenario No.	Effective overpressure area [m ²]					Effective thermal radiation area [m ²]				
	3.00 bar	0.90 bar	0.83 bar	0.35 bar	0.17 bar	100 kw/m ²	37.5 kw/m ²	25 kw/m ²	12.5 kw/m ²	5 kw/m ²
1.1	30	84	91	228	598	7	119	124	131	143
1.2	128	360	388	971	2551	97	1033	1088	1173	1320
1.3	140	396	426	1068	2804	543	5516	5672	5916	6318
2.1	72	204	219	549	1441	383	417	429	453	503
2.2	142	402	432	1082	2841	5549	5817	5917	6123	6517
2.3	142	402	433	1084	2846	10477	11007	11210	11632	12440
3.1	76	215	232	581	1524	219	219	220	904	5642
3.2	124	351	377	946	2483	1786	1787	1920	12458	16404
3.3	124	351	378	946	2485	7138	7148	8266	25265	30102
4.1	76	216	232	581	1526	216	216	216	574	5542
4.2	206	583	627	1571	4125	1743	1743	1801	10457	16125
4.3	208	586	631	1580	4149	7029	7034	7625	21950	29570
5.1	10	27	29	73	193	644	692	715	765	869
5.2	10	27	29	74	193	7292	7596	7741	8054	8666
5.3	10	28	30	74	195	13872	14481	14774	15407	16646
6.1	24	67	72	179	471	6	92	97	102	112
6.2	96	271	291	729	1915	66	795	842	911	1027
6.3	103	292	314	787	2068	348	4835	4985	5209	5571
7.1	68	191	205	514	1351	341	377	388	409	452
7.2	199	563	605	1517	3983	5233	5517	5610	5801	6162
7.3	202	570	613	1536	4032	9870	10418	10609	11000	11742
8.1	80	225	242	607	1595	246	246	246	674	5921
8.2	138	390	419	1051	2760	1999	1999	2054	11672	17226
8.3	138	390	420	1052	2763	7548	7552	8048	24573	31606
9.1	81	229	246	616	1618	215	215	215	485	5503
9.2	281	793	852	2136	6253	1735	1735	1771	9922	16025
9.3	287	811	872	2186	6326	7014	7016	7406	21035	29391
10.1	65	184	198	496	1304	671	721	745	797	904
10.2	68	191	205	514	1351	7433	7745	7891	8208	8825

10.3	68	191	206	515	1353	14127	14751	15048	15687	16937
11.1	15	41	44	111	291	3	55	58	63	69
11.2	59	167	179	450	1181	33	465	502	550	627
11.3	64	180	194	485	1274	149	1577	1711	1895	4344
12.1	32	91	98	246	647	172	285	293	308	337
12.2	56	158	170	425	1116	4348	4763	4844	5001	5292
12.3	56	158	170	426	1119	8254	8959	9124	9448	10050
13.1	78	221	237	595	1561	320	320	320	412	6575
13.2	127	357	384	963	2528	4721	4721	4728	9643	19246
13.3	127	358	385	964	2531	8583	8583	8651	21564	35324
14.1	69	194	209	524	1375	222	222	222	324	5504
14.2	162	458	493	1235	3241	1793	1793	1803	8520	16097
14.3	163	460	494	1238	3251	7131	7132	7242	18627	29543
15.1	99	280	301	754	1981	721	776	801	856	968
15.2	119	335	360	903	2372	7683	8010	8160	8481	9107
15.3	119	336	361	905	2376	14580	15232	15534	16184	17452
16.1	9	26	28	69	181	2	32	37	40	45
16.2	30	86	92	231	606	19	275	313	350	405
16.3	31	88	95	238	625	75	932	1058	1200	1414
17.1	14	41	44	110	289	14	213	221	233	255
17.2	26	75	80	202	529	271	1867	1953	2098	4500
17.3	27	75	81	202	531	1556	7435	7618	7924	8447
18.1	77	218	234	587	1541	422	422	422	437	7103
18.2	118	333	358	896	2353	5408	5408	5409	7698	21470
18.3	118	333	358	897	2356	9819	9819	9828	18202	36112
19.1	57	162	174	436	1145	236	236	236	264	5512
19.2	106	300	322	807	2120	1906	1906	1908	7006	16321
19.3	106	300	323	808	2122	7349	7349	7374	15970	30002
20.1	110	311	335	839	2204	759	818	844	901	1017
20.2	157	444	478	1197	3144	7866	8206	8358	8683	9313
20.3	158	445	479	1199	3150	14910	15585	15892	16548	17825
21.1	1	2	3	7	18	0	5	5	5	34
21.2	7	20	21	53	141	0	43	43	44	446
21.3	11	32	35	87	273	0	142	142	162	1681
22.1	38	107	115	287	754	31	490	514	546	599

22.2	195	550	591	1481	3888	422	6070	6224	6459	6844
22.3	219	619	665	1667	5524	4503	11248	11542	12012	12798
23.1	11	30	32	81	212	4	16	64	74	82
23.2	84	237	255	639	1678	35	311	553	637	726
23.3	175	493	530	1328	3488	117	1249	1878	4322	4646
24.1	34	97	104	260	683	38	509	531	564	621
24.2	102	288	310	777	2041	962	6189	6332	6574	6987
24.3	103	292	314	786	2064	6692	11467	11749	12236	13083
25.1	123	347	374	936	2457	0	631	631	643	7808
25.2	555	1567	1685	4223	8792	0	6563	6564	8609	25413
25.3	617	1742	1873	5720	9269	0	11870	11879	20116	36112
26.1	252	711	764	1915	5921	430	714	4874	7782	8580
26.2	1881	6086	6311	9990	16186	5405	11853	18638	22660	24897
26.3	3466	8261	8566	13560	21972	9771	25369	36112	36112	36112
27.1	44	124	133	333	875	0	421	421	421	780
27.2	93	264	283	710	1865	0	5363	5363	5366	12445
27.3	94	264	284	712	1869	0	9697	9697	9732	26554
28.1	167	471	507	1270	3335	331	556	2025	6803	7571
28.2	650	1836	1974	5873	9516	4736	10204	15907	19865	21990
28.3	681	1924	2068	6012	9741	8556	21693	31090	36112	36112
29.1	194	547	589	1475	3872	324	1321	5524	7006	7707
29.2	1441	4069	5523	8743	14166	4713	13627	18019	20325	22472
29.3	2001	6277	6509	10304	16696	8784	27677	33520	36112	36112
30.1	33	93	100	250	656	7	119	124	131	143
30.2	294	831	894	2239	6402	97	1033	1088	1173	1320
30.3	931	2629	2827	7028	11388	543	5516	5672	5916	6318
31.1	103	291	313	785	2062	390	424	436	462	512
31.2	1006	2841	3055	7306	11838	5603	5872	5973	6182	6581
31.3	3526	8332	8640	13677	22161	10582	11112	11318	11745	12564
32.1	26	73	79	198	520	6	92	97	102	112
32.2	228	644	692	1734	5634	66	795	842	911	1027
32.3	671	1894	2036	5965	9665	348	4835	4985	5209	5571
33.1	86	242	260	651	1711	351	387	398	420	464
33.2	843	2380	2559	6687	10835	5307	5588	5683	5877	6245
33.3	2924	7588	7868	12456	20182	10010	10557	10750	11148	11904

34.1	16	45	49	122	319	3	55	58	63	69
34.2	131	369	397	994	2610	33	465	502	550	627
34.3	317	894	961	2408	6640	149	1577	1711	1895	4344
35.1	52	148	159	399	1047	204	296	305	320	351
35.2	534	1509	1622	4065	8626	4470	4857	4939	5100	5399
35.3	1788	5933	6152	9739	15780	8464	9140	9308	9640	10257
36.1	81	229	246	617	1621	236	236	236	264	5512
36.2	722	2040	2193	6190	10030	1906	1906	1908	7006	16321
36.3	1933	6168	6397	10126	16407	7349	7349	7375	15968	30002
37.1	198	559	601	1505	3953	761	821	847	904	1021
37.2	2457	6955	7212	11417	18499	7880	8220	8372	8698	9330
37.3	7857	13203	13691	21673	35116	14936	15612	15919	16577	17858
38.1	5	13	14	35	91	3	3	7	42	49
38.2	40	113	121	303	796	21	32	129	349	427
38.3	99	280	301	754	1979	69	162	526	1178	1456
39.1	28	79	85	214	562	21	298	309	326	357
39.2	318	898	966	2421	6657	422	4755	4858	5029	5322
39.3	1144	3231	3474	7791	12624	4541	8838	9041	9390	9992

(b) Consequence of DMR-1 liquefaction process

Scenario No.	Effective overpressure area [m ²]					Effective thermal radiation area [m ²]				
	3.00 bar	0.90 bar	0.83 bar	0.35 bar	0.17 bar	100 kw/m ²	37.5 kw/m ²	25 kw/m ²	12.5 kw/m ²	5 kw/m ²
1.1	100	282	303	759	1993	202	202	203	1097	5446
1.2	342	966	1039	2604	6904	1648	1650	1901	12888	15835
1.3	354	1000	1075	2695	7024	6858	6877	8750	25261	29064
2.1	17	49	53	133	349	4	66	70	75	81
2.2	155	439	472	1183	3105	42	566	606	659	746
2.3	293	828	890	2231	6390	199	1929	2070	4423	4743
3.1	61	173	186	466	1223	272	371	382	402	441
3.2	361	1019	1095	2745	7089	5015	5429	5522	5705	6045
3.3	453	1278	1374	3444	7940	9482	10209	10399	10775	11476
4.1	77	216	233	583	1531	236	236	236	263	5508

4.2	435	1228	1321	3309	7783	1901	1901	1903	7018	16304
4.3	548	1548	1665	4171	8738	7340	7340	7366	15987	29970
5.1	148	418	450	1127	2959	758	818	844	901	1017
5.2	385	1088	1170	2931	7325	7866	8205	8357	8682	9312
5.3	387	1093	1176	2946	7344	14908	15583	15890	16546	17823
6.1	178	502	540	1354	3555	430	1288	1444	1712	4354
6.2	1256	3546	3813	8163	13226	6965	9715	10290	11327	13152
6.3	2121	6463	6702	10609	17190	13645	17850	18933	20966	24620
7.1	115	325	349	875	2298	636	636	636	643	7569
7.2	362	1022	1099	2755	7101	6591	6591	6591	8110	25284
7.3	369	1043	1122	2812	7174	11922	11922	11927	18903	36112
8.1	248	702	754	1890	5882	430	714	4875	7782	8580
8.2	1671	5736	5949	9416	15258	5405	11855	18640	22660	24898
8.3	2591	7142	7406	11724	18996	9771	25372	36112	36112	36112
9.1	11	30	32	81	213	4	16	64	74	82
9.2	86	242	260	652	1712	35	312	553	638	727
9.3	187	527	566	1419	3726	118	1251	1881	4325	4650
10.1	36	101	108	272	713	38	510	531	565	622
10.2	134	380	408	1023	2686	964	6193	6337	6578	6992
10.3	139	394	423	1061	2785	6699	11476	11757	12245	13092
11.1	1	2	3	7	17	3	5	5	5	34
11.2	7	20	21	53	138	22	43	43	44	447
11.3	11	31	33	83	217	73	142	142	162	1685
12.1	37	105	113	284	746	31	490	515	547	600
12.2	177	499	536	1344	3529	423	6074	6228	6462	6848
12.3	193	544	585	1465	3846	4505	11254	11549	12019	12806
13.1	38	108	116	297	764	231	437	437	437	569
13.2	76	213	229	575	1508	1829	5455	5455	5456	10723
13.3	76	214	230	576	1511	7157	9858	9858	9868	23433
14.1	169	478	513	1287	3378	330	558	2030	6800	7565
14.2	699	1975	2124	6092	9871	4732	10218	15915	19853	21975
14.3	744	2101	2259	6282	10179	8549	21715	31090	36112	36112
15.1	186	526	566	1418	3722	323	1324	5526	7001	7701
15.2	1296	3659	3935	8292	13435	4709	13633	18011	20311	22457
15.3	1775	5911	6130	9703	15722	8782	27682	33501	36112	36112

16.1	45	127	137	343	899	10	156	162	170	185
16.2	420	1185	1274	3193	7646	172	1370	1433	1536	1718
16.3	1348	3807	4094	8458	13704	992	6373	6528	6786	7224
17.1	132	372	400	1002	2631	469	507	522	553	617
17.2	1215	3432	3691	8030	13011	6154	6433	6545	6781	7235
17.3	4121	9008	9341	14786	23958	11635	12189	12418	12900	13827
18.1	81	229	246	616	1618	236	236	236	263	5508
18.2	721	2035	2188	6183	10018	1901	1901	1903	7018	16304
18.3	1942	6184	6413	10151	16448	7340	7340	7366	15986	29970
19.1	188	531	571	1430	3753	761	820	846	904	1020
19.2	2246	6649	6895	10915	17685	7878	8218	8370	8695	9327
19.3	7661	12875	13351	21134	34243	14931	15607	15915	16573	17853
20.1	5	13	14	35	91	3	3	7	42	49
20.2	40	113	121	303	796	21	32	129	349	427
20.3	99	280	301	754	1979	69	162	526	1178	1456
21.1	28	79	85	214	562	21	298	309	326	357
21.2	318	898	966	2421	6657	422	4755	4858	5029	5322
21.3	1144	3231	3474	7791	12624	4541	8838	9041	9390	9992

(c) Consequence of DMR-2 liquefaction process

Scenario No.	Effective overpressure area [m ²]					Effective thermal radiation area [m ²]				
	3.00 bar	0.90 bar	0.83 bar	0.35 bar	0.17 bar	100 kw/m ²	37.5 kw/m ²	25 kw/m ²	12.5 kw/m ²	5 kw/m ²
1.1	94	265	284	713	1872	142	261	262	567	6076
1.2	234	662	711	1782	5713	1147	2125	4310	11217	17688
1.3	236	665	715	1792	5728	5702	7782	8102	23887	32452
2.1	26	74	80	199	524	7	118	123	130	142
2.2	152	429	462	1157	3038	95	1023	1078	1163	1308
2.3	191	538	579	1451	3810	529	5491	5647	5889	6289
3.1	95	269	289	724	1903	407	445	457	484	536
3.2	517	1461	1571	3937	8490	5716	6000	6103	6316	6721
3.3	617	1741	1872	5719	9267	10786	11343	11553	11988	12819
4.1	87	247	265	665	1748	217	217	217	434	5511

4.2	462	1304	1402	3514	8020	1753	1753	1779	9584	16060
4.3	537	1516	1630	4085	8647	7050	7052	7338	20468	29460
5.1	100	282	303	759	1994	684	736	760	813	921
5.2	116	329	353	886	2325	7502	7818	7966	8283	8904
5.3	117	329	354	887	2329	14253	14884	15183	15825	17081
6.1	164	462	497	1246	3272	471	1078	1192	1400	1796
6.2	1082	3057	3287	7578	12279	6954	8871	9356	10270	11917
6.3	1608	5626	5834	9236	14964	13257	16299	17228	19035	22347
7.1	96	271	291	729	1915	228	422	422	437	7103
7.2	222	626	673	1686	5556	1829	5408	5409	7698	21470
7.3	222	628	675	1692	5565	7183	9819	9828	18203	36112
8.1	15	44	47	118	309	3	56	60	64	70
8.2	83	235	252	633	1661	34	482	519	567	644
8.3	97	275	296	741	1946	157	1636	1769	1954	4406
9.1	48	136	146	366	963	194	318	326	343	376
9.2	221	623	670	1678	5542	4588	5020	5106	5273	5582
9.3	240	677	728	1823	5777	8706	9439	9614	9958	10597
10.1	73	208	223	559	1469	128	238	238	264	5524
10.2	313	885	952	2385	6608	1027	1918	1921	6976	16366
10.3	338	956	1028	2576	6866	5387	7373	7398	15923	30086
11.1	148	418	450	1127	2961	759	818	845	902	1018
11.2	381	1076	1157	2900	7286	7869	8209	8362	8686	9317
11.3	383	1082	1163	2915	7305	14916	15591	15898	16555	17833
12.1	158	447	481	1205	3165	454	1112	1241	1477	1925
12.2	747	2111	2270	6297	10203	6880	9023	9558	10559	12355
12.3	839	2369	2548	6672	10810	13197	16588	17608	19580	23181
13.1	116	326	351	880	2309	341	637	637	643	7502
13.2	372	1051	1131	2833	7202	4816	6595	6595	7992	25235
13.3	381	1076	1157	2899	7285	8694	11930	11935	18585	36112
14.1	249	702	755	1892	5886	430	714	4875	7782	8580
14.2	1687	5763	5976	9459	15327	5405	11855	18640	22660	24898
14.3	2646	7218	7485	11848	19198	9771	25372	36112	36112	36112
15.1	11	30	32	81	213	4	16	64	74	82
15.2	86	242	260	652	1713	35	313	554	639	728
15.3	186	525	565	1415	3715	118	1255	1884	4329	4653

16.1	36	101	109	272	714	38	511	532	565	623
16.2	134	380	408	1023	2685	966	6197	6341	6583	6996
16.3	139	393	423	1060	2784	6706	11483	11765	12253	13101
17.1	1	2	3	7	18	3	5	5	5	34
17.2	7	19	21	54	138	22	43	43	44	446
17.3	11	30	33	82	216	73	143	143	162	1682
18.1	37	106	114	285	748	31	491	515	548	601
18.2	177	500	538	1348	3541	423	6078	6232	6467	6852
18.3	193	546	587	1471	3861	4504	11262	11556	12027	12814
19.1	38	108	116	291	766	234	441	441	441	567
19.2	75	213	229	574	1508	1847	5483	5483	5483	10676
19.3	76	214	230	575	1511	7193	9908	9908	9917	23365
20.1	169	478	514	1289	3385	332	552	2016	6814	7585
20.2	701	1980	2129	6099	9883	4747	10183	15900	19901	22030
20.3	746	2106	2265	6290	10192	8575	21662	31108	36112	36112
21.1	187	527	567	1420	3728	325	1313	5519	7019	7721
21.2	1278	3609	3881	8234	13342	4722	13611	18041	20362	22512
21.3	1748	5866	6083	9629	15602	8791	27664	33570	36112	36112
22.1	81	229	247	618	1623	238	238	238	264	5524
22.2	724	2044	2198	6197	10041	1918	1918	1921	6976	16366
22.3	1961	6214	6444	10200	16527	7373	7373	7398	15923	30086
23.1	188	531	571	1432	3760	761	821	847	905	1021
23.2	2218	6609	6853	10848	17577	7881	8222	8374	8700	9332
23.3	7614	12795	13268	21003	34030	14939	15614	15922	16581	17862
24.1	5	13	14	35	91	3	3	7	42	49
24.2	40	113	121	303	796	21	32	129	349	427
24.3	99	280	301	754	1979	69	162	526	1178	1456
25.1	28	79	85	214	562	21	298	309	326	357
25.2	318	898	966	2421	6657	422	4755	4858	5029	5322
25.3	1144	3231	3474	7791	12624	4541	8838	9041	9390	9992

(d) Consequence of SMR liquefaction process

Scenario No.	Effective overpressure area [m ²]					Effective thermal radiation area [m ²]				
	3.00 bar	0.90 bar	0.83 bar	0.35 bar	0.17 bar	100 kw/m ²	37.5 kw/m ²	25 kw/m ²	12.5 kw/m ²	5 kw/m ²
1.1	16	45	49	122	320	3	52	54	57	61
1.2	136	383	412	1032	2710	29	447	474	511	569
1.3	252	713	767	1921	5930	118	1530	1631	1773	2005
2.1	49	139	149	374	984	42	583	608	647	713
2.2	266	751	808	2025	6088	1011	6618	6774	7034	7476
2.3	302	852	916	2296	6483	6915	12258	12563	13086	13992
3.1	102	287	308	773	2030	202	202	203	1097	5446
3.2	383	1081	1162	2912	7300	1648	1650	1900	12886	15836
3.3	404	1140	1226	3072	7499	6858	6877	8748	25260	29064
4.1	224	631	679	1701	5580	422	708	4889	7724	8496
4.2	920	2598	2794	6987	11321	5359	11853	18634	22476	24656
4.3	971	2741	2947	7176	11627	9690	25378	36006	36112	36112
5.1	57	160	172	431	1131	65	70	215	965	1271
5.2	279	789	849	2127	6239	516	1223	5598	8561	9627
5.3	307	867	932	2336	6538	1690	7167	11423	15760	17695
6.1	178	502	540	1352	3552	184	1735	4633	5195	5843
6.2	1227	3464	3725	8067	13071	5382	12374	13652	15159	17315
6.3	1666	5728	5940	9402	15235	11386	23066	25103	27878	32107
7.1	5	15	16	40	104	2	3	15	43	50
7.2	34	95	102	256	673	21	59	204	363	432
7.3	48	137	147	369	969	69	281	769	1226	1480
8.1	24	66	71	179	471	18	263	273	289	316
8.2	264	746	802	2009	6065	327	4464	4564	4727	5004
8.3	899	2539	2731	6907	11191	1885	8288	8486	8818	9389
9.1	16	45	49	122	320	3	52	54	57	61
9.2	136	383	412	1032	2710	29	447	474	511	569
9.3	252	713	767	1921	5930	118	1530	1631	1773	2005
10.1	49	139	149	374	984	42	583	608	647	713
10.2	266	751	808	2025	6088	1011	6618	6774	7034	7476
10.3	302	852	916	2296	6483	6915	12258	12563	13086	13992

11.1	102	287	308	773	2030	202	202	203	1097	5446
11.2	383	1081	1162	2912	7300	1648	1650	1900	12886	15836
11.3	404	1140	1226	3072	7499	6858	6877	8748	25260	29064
12.1	224	631	679	1701	5580	422	708	4889	7724	8496
12.2	920	2598	2794	6987	11321	5359	11853	18634	22476	24656
12.3	971	2741	2947	7176	11627	9690	25378	36006	36112	36112
13.1	57	160	172	431	1131	65	70	215	965	1271
13.2	279	789	849	2127	6239	516	1223	5598	8561	9627
13.3	307	867	932	2336	6538	1690	7167	11423	15760	17695
14.1	178	502	540	1352	3552	184	1735	4633	5195	5843
14.2	1227	3464	3725	8067	13071	5382	12374	13652	15159	17315
14.3	1666	5728	5940	9402	15235	11386	23066	25103	27878	32107
15.1	5	15	16	40	104	2	3	15	43	50
15.2	34	95	102	256	673	21	59	204	363	432
15.3	48	137	147	369	969	69	281	769	1226	1480
16.1	24	66	71	179	471	18	263	273	289	316
16.2	264	746	802	2009	6065	327	4464	4564	4727	5004
16.3	899	2539	2731	6907	11191	1885	8288	8486	8818	9389
17.1	16	45	49	122	320	3	52	54	57	61
17.2	136	383	412	1032	2710	29	447	474	511	569
17.3	252	713	767	1921	5930	118	1530	1631	1773	2005
18.1	49	139	149	374	984	42	583	608	647	713
18.2	266	751	808	2025	6088	1011	6618	6774	7034	7476
18.3	302	852	916	2296	6483	6915	12258	12563	13086	13992
19.1	102	287	308	773	2030	202	202	203	1097	5446
19.2	383	1081	1162	2912	7300	1648	1650	1900	12886	15836
19.3	404	1140	1226	3072	7499	6858	6877	8748	25260	29064
20.1	224	631	679	1701	5580	422	708	4889	7724	8496
20.2	920	2598	2794	6987	11321	5359	11853	18634	22476	24656
20.3	971	2741	2947	7176	11627	9690	25378	36006	36112	36112
21.1	57	160	172	431	1131	65	70	215	965	1271
21.2	279	789	849	2127	6239	516	1223	5598	8561	9627
21.3	307	867	932	2336	6538	1690	7167	11423	15760	17695
22.1	178	502	540	1352	3552	184	1735	4633	5195	5843
22.2	1227	3464	3725	8067	13071	5382	12374	13652	15159	17315

22.3	1666	5728	5940	9402	15235	11386	23066	25103	27878	32107
23.1	5	15	16	40	104	2	3	15	43	50
23.2	34	95	102	256	673	21	59	204	363	432
23.3	48	137	147	369	969	69	281	769	1226	1480
24.1	24	66	71	179	471	18	263	273	289	316
24.2	264	746	802	2009	6065	327	4464	4564	4727	5004
24.3	899	2539	2731	6907	11191	1885	8288	8486	8818	9389
25.1	16	45	49	122	320	3	52	54	57	61
25.2	136	383	412	1032	2710	29	447	474	511	569
25.3	252	713	767	1921	5930	118	1530	1631	1773	2005
26.1	49	139	149	374	984	42	583	608	647	713
26.2	266	751	808	2025	6088	1011	6618	6774	7034	7476
26.3	302	852	916	2296	6483	6915	12258	12563	13086	13992
27.1	102	287	308	773	2030	202	202	203	1097	5446
27.2	383	1081	1162	2912	7300	1648	1650	1900	12886	15836
27.3	404	1140	1226	3072	7499	6858	6877	8748	25260	29064
28.1	224	631	679	1701	5580	422	708	4889	7724	8496
28.2	920	2598	2794	6987	11321	5359	11853	18634	22476	24656
28.3	971	2741	2947	7176	11627	9690	25378	36006	36112	36112
29.1	57	160	172	431	1131	65	70	215	965	1271
29.2	279	789	849	2127	6239	516	1223	5598	8561	9627
29.3	307	867	932	2336	6538	1690	7167	11423	15760	17695
30.1	178	502	540	1352	3552	184	1735	4633	5195	5843
30.2	1227	3464	3725	8067	13071	5382	12374	13652	15159	17315
30.3	1666	5728	5940	9402	15235	11386	23066	25103	27878	32107
31.1	5	15	16	40	104	2	3	15	43	50
31.2	34	95	102	256	673	21	59	204	363	432
31.3	48	137	147	369	969	69	281	769	1226	1480
32.1	24	66	71	179	471	18	263	273	289	316
32.2	264	746	802	2009	6065	327	4464	4564	4727	5004
32.3	899	2539	2731	6907	11191	1885	8288	8486	8818	9389

Table B.1 Scenario selection for liquefaction processes for 0.9MTPA**(a) Scenarios of C3MR liquefaction process**

Scenario No.	ID	Segment ID	Phase	Leak. size	T	P	Inventory
				[mm]	[C]	[bar]	[kg]
1.1	PreHX1 Str.1	19->20	V	30	14.40	7.19	22.77
1.2	PreHX1 Str.1	19->20	V	100	14.40	7.19	22.77
1.3	PreHX1 Str.1	19->20	V	200	14.40	7.19	22.77
2.1	PreHX1 Str.1	19->20	L	30	14.40	7.19	63.93
2.2	PreHX1 Str.1	19->20	L	100	14.40	7.19	63.93
2.3	PreHX1 Str.1	19->20	L	200	14.40	7.19	63.93
3.1	PreHX1 Str.2	Feed->40	V	30	17.45	65.00	11.90
3.2	PreHX1 Str.2	Feed->40	V	100	17.45	65.00	11.90
3.3	PreHX1 Str.2	Feed->40	V	200	17.45	65.00	11.90
4.1	PreHX1 Str.3	3->4	V	30	17.45	48.60	55.50
4.2	PreHX1 Str.3	3->4	V	100	17.45	48.60	55.50
4.3	PreHX1 Str.3	3->4	V	200	17.45	48.60	55.50
5.1	PreHX1 Str.3	3->4	L	30	17.45	48.60	4.46
5.2	PreHX1 Str.3	3->4	L	100	17.45	48.60	4.46
5.3	PreHX1 Str.3	3->4	L	200	17.45	48.60	4.46
6.1	PreHX2 Str.1	22->23	V	30	2.45	5.10	16.35
6.2	PreHX2 Str.1	22->23	V	100	2.45	5.10	16.35
6.3	PreHX2 Str.1	22->23	V	200	2.45	5.10	16.35
7.1	PreHX2 Str.1	22->23	L	30	2.45	5.10	101.11
7.2	PreHX2 Str.1	22->23	L	100	2.45	5.10	101.11
7.3	PreHX2 Str.1	22->23	L	200	2.45	5.10	101.11
8.1	PreHX2 Str.2	40->41	V	30	5.65	65.00	29.92
8.2	PreHX2 Str.2	40->41	V	100	5.65	65.00	29.92
8.3	PreHX2 Str.2	40->41	V	200	5.65	65.00	29.92
9.1	PreHX2 Str.3	4->5	V	30	5.65	48.60	80.78
9.2	PreHX2 Str.3	4->5	V	100	5.65	48.60	80.78
9.3	PreHX2 Str.3	4->5	V	200	5.65	48.60	80.78
10.1	PreHX2 Str.3	4->5	L	30	5.65	48.60	31.14
10.2	PreHX2 Str.3	4->5	L	100	5.65	48.60	31.14

10.3	PreHX2 Str.3	4->5	L	200	5.65	48.60	31.14
11.1	PreHX3 Str.1	25->26	V	30	-19.45	2.49	7.83
11.2	PreHX3 Str.1	25->26	V	100	-19.45	2.49	7.83
11.3	PreHX3 Str.1	25->26	V	200	-19.45	2.49	7.83
12.1	PreHX3 Str.1	25->26	L	30	-19.45	2.49	27.89
12.2	PreHX3 Str.1	25->26	L	100	-19.45	2.49	27.89
12.3	PreHX3 Str.1	25->26	L	200	-19.45	2.49	27.89
13.1	PreHX3 Str.2	41->42	V	30	-16.35	65.00	26.98
13.2	PreHX3 Str.2	41->42	V	100	-16.35	65.00	26.98
13.3	PreHX3 Str.2	41->42	V	200	-16.35	65.00	26.98
14.1	PreHX3 Str.3	5->6	V	30	-16.35	48.60	47.63
14.2	PreHX3 Str.3	5->6	V	100	-16.35	48.60	47.63
14.3	PreHX3 Str.3	5->6	V	200	-16.35	48.60	47.63
15.1	PreHX3 Str.3	5->6	L	30	-16.35	48.60	57.93
15.2	PreHX3 Str.3	5->6	L	100	-16.35	48.60	57.93
15.3	PreHX3 Str.3	5->6	L	200	-16.35	48.60	57.93
16.1	PreHX4 Str.1	28->29	V	30	-36.34	1.30	1.92
16.2	PreHX4 Str.1	28->29	V	100	-36.34	1.30	1.92
16.3	PreHX4 Str.1	28->29	V	200	-36.34	1.30	1.92
17.1	PreHX4 Str.1	28->29	L	30	-36.34	1.30	256.32
17.2	PreHX4 Str.1	28->29	L	100	-36.34	1.30	256.32
17.3	PreHX4 Str.1	28->29	L	200	-36.34	1.30	256.32
18.1	PreHX4 Str.2	42->43	V	30	-33.15	65.00	32.89
18.2	PreHX4 Str.2	42->43	V	100	-33.15	65.00	32.89
18.3	PreHX4 Str.2	42->43	V	200	-33.15	65.00	32.89
19.1	PreHX4 Str.3	6->7	V	30	-33.15	48.60	46.39
19.2	PreHX4 Str.3	6->7	V	100	-33.15	48.60	46.39
19.3	PreHX4 Str.3	6->7	V	200	-33.15	48.60	46.39
20.1	PreHX4 Str.3	6->7	L	30	-33.15	48.60	124.04
20.2	PreHX4 Str.3	6->7	L	100	-33.15	48.60	124.04
20.3	PreHX4 Str.3	6->7	L	200	-33.15	48.60	124.04
21.1	MainHX Str.1	11->12	V	30	-166.67	3.00	27.74
21.2	MainHX Str.1	11->12	V	100	-166.67	3.00	27.74
21.3	MainHX Str.1	11->12	V	200	-166.67	3.00	27.74
22.1	MainHX Str.1	11->12	L	30	-166.67	3.00	141.16

22.2	MainHX Str.1	11->12	L	100	-166.67	3.00	141.16
22.3	MainHX Str.1	11->12	L	200	-166.67	3.00	141.16
23.1	MainHX Str.2	13->1	V	30	-132.96	3.00	46.90
23.2	MainHX Str.2	13->1	V	100	-132.96	3.00	46.90
23.3	MainHX Str.2	13->1	V	200	-132.96	3.00	46.90
24.1	MainHX Str.2	13->1	L	30	-132.96	3.00	75.08
24.2	MainHX Str.2	13->1	L	100	-132.96	3.00	75.08
24.3	MainHX Str.2	13->1	L	200	-132.96	3.00	75.08
25.1	MainHX Str.3	43->45	V	30	-63.15	65.00	273.67
25.2	MainHX Str.3	43->45	V	100	-63.15	65.00	273.67
25.3	MainHX Str.3	43->45	V	200	-63.15	65.00	273.67
26.1	MainHX Str.3	43->45	L	30	-160.15	65.00	2526.38
26.2	MainHX Str.3	43->45	L	100	-160.15	65.00	2526.38
26.3	MainHX Str.3	43->45	L	200	-160.15	65.00	2526.38
27.1	MainHX Str.4	8->10	V	30	-90.65	48.60	55.86
27.2	MainHX Str.4	8->10	V	100	-90.65	48.60	55.86
27.3	MainHX Str.4	8->10	V	200	-90.65	48.60	55.86
28.1	MainHX Str.4	8->10	L	30	-160.15	48.60	487.35
28.2	MainHX Str.4	8->10	L	100	-160.15	48.60	487.35
28.3	MainHX Str.4	8->10	L	200	-160.15	48.60	487.35
29.1	MainHX Str.5	14->15	L	30	-128.45	48.60	1133.36
29.2	MainHX Str.5	14->15	L	100	-128.45	48.60	1133.36
29.3	MainHX Str.5	14->15	L	200	-128.45	48.60	1133.36
30.1	PreSeparator1	20->36	V	30	14.41	7.19	670.71
30.2	PreSeparator1	20->36	V	100	14.41	7.19	670.71
30.3	PreSeparator1	20->36	V	200	14.41	7.19	670.71
31.1	PreSeparator1	20->21	L	30	14.41	7.19	20352.71
31.2	PreSeparator1	20->21	L	100	14.41	7.19	20352.71
31.3	PreSeparator1	20->21	L	200	14.41	7.19	20352.71
32.1	PreSeparator2	23->37	V	30	2.45	5.10	365.02
32.2	PreSeparator2	23->37	V	100	2.45	5.10	365.02
32.3	PreSeparator2	23->37	V	200	2.45	5.10	365.02
33.1	PreSeparator2	23->24	L	30	2.45	5.10	15179.11
33.2	PreSeparator2	23->24	L	100	2.45	5.10	15179.11
33.3	PreSeparator2	23->24	L	200	2.45	5.10	15179.11

34.1	PreSeparator3	26->38	V	30	-19.45	2.49	74.31
34.2	PreSeparator3	26->38	V	100	-19.45	2.49	74.31
34.3	PreSeparator3	26->38	V	200	-19.45	2.49	74.31
35.1	PreSeparator3	26->27	L	30	-19.45	2.49	5231.64
35.2	PreSeparator3	26->27	L	100	-19.45	2.49	5231.64
35.3	PreSeparator3	26->27	L	200	-19.45	2.49	5231.64
36.1	MainSeparator	7->8	V	30	-33.15	48.60	1593.13
36.2	MainSeparator	7->8	V	100	-33.15	48.60	1593.13
36.3	MainSeparator	7->8	V	200	-33.15	48.60	1593.13
37.1	MainSeparator	7->14	L	30	-33.15	48.60	14239.48
37.2	MainSeparator	7->14	L	100	-33.15	48.60	14239.48
37.3	MainSeparator	7->14	L	200	-33.15	48.60	14239.48
38.1	EndSeparator	46->48	V	30	-163.72	1.30	75.78
38.2	EndSeparator	46->48	V	100	-163.72	1.30	75.78
38.3	EndSeparator	46->48	V	200	-163.72	1.30	75.78
39.1	EndSeparator	46->47	L	30	-163.72	1.30	9862.16
39.2	EndSeparator	46->47	L	100	-163.72	1.30	9862.16
39.3	EndSeparator	46->47	L	200	-163.72	1.30	9862.16

(b) Scenarios of DMR-1 liquefaction process

Scenario No.	ID	Segment ID	Phase	Leak. size	T	P	Inventory
				[mm]	[C]	[bar]	[kg]
1.1	PreHX Str.1	22->23	V	30	26.85	65.00	107.72
1.2	PreHX Str.1	22->23	V	100	26.85	65.00	107.72
1.3	PreHX Str.1	22->23	V	200	26.85	65.00	107.72
2.1	PreHX Str.2	7->1	V	30	-37.86	3.60	52.87
2.2	PreHX Str.2	7->1	V	100	-37.86	3.60	52.87
2.3	PreHX Str.2	7->1	V	200	-37.86	3.60	52.87
3.1	PreHX Str.2	7->1	L	30	-37.86	3.60	290.90
3.2	PreHX Str.2	7->1	L	100	-37.86	3.60	290.90
3.3	PreHX Str.2	7->1	L	200	-37.86	3.60	290.90

4.1	PreHX Str.3	14->15	V	30	-33.15	48.54	272.06
4.2	PreHX Str.3	14->15	V	100	-33.15	48.54	272.06
4.3	PreHX Str.3	14->15	V	200	-33.15	48.54	272.06
5.1	PreHX Str.3	14->15	L	30	-33.15	48.54	300.94
5.2	PreHX Str.3	14->15	L	100	-33.15	48.54	300.94
5.3	PreHX Str.3	14->15	L	200	-33.15	48.54	300.94
6.1	PreHX Str.4	5->6	L	30	-33.15	21.47	1690.62
6.2	PreHX Str.4	5->6	L	100	-33.15	21.47	1690.62
6.3	PreHX Str.4	5->6	L	200	-33.15	21.47	1690.62
7.1	MainHX Str.1	23-->25	V	30	-61.50	65.00	295.32
7.2	MainHX Str.1	23->25	V	100	-61.50	65.00	295.32
7.3	MainHX Str.1	23->25	V	200	-61.50	65.00	295.32
8.1	MainHX Str.1	23->25	L	30	-160.15	65.00	2433.12
8.2	MainHX Str.1	23->25	L	100	-160.15	65.00	2433.12
8.3	MainHX Str.1	23->25	L	200	-160.15	65.00	2433.12
9.1	MainHX Str.2	21->8	V	30	-132.94	3.01	47.19
9.2	MainHX Str.2	21->8	V	100	-132.94	3.01	47.19
9.3	MainHX Str.2	21->8	V	200	-132.94	3.01	47.19
10.1	MainHX Str.2	21->8	L	30	-132.94	3.01	75.40
10.2	MainHX Str.2	21->8	L	100	-132.94	3.01	75.40
10.3	MainHX Str.2	21->8	L	200	-132.94	3.01	75.40
11.1	MainHX Str.3	19->20	V	30	-166.65	3.01	29.79
11.2	MainHX Str.3	19->20	V	100	-166.65	3.01	29.79
11.3	MainHX Str.3	19->20	V	200	-166.65	3.01	29.79
12.1	MainHX Str.3	19->20	L	30	-166.65	3.01	176.04
12.2	MainHX Str.3	19->20	L	100	-166.65	3.01	176.04
12.3	MainHX Str.3	19->20	L	200	-166.65	3.01	176.04
13.1	MainHX Str.4	16->18	V	30	-94.63	48.54	56.05
13.2	MainHX Str.4	16->18	V	100	-94.63	48.54	56.05
13.3	MainHX Str.4	16->18	V	200	-94.63	48.54	56.05
14.1	MainHX Str.4	16->18	L	30	-160.15	48.54	487.98
14.2	MainHX Str.4	16->18	L	100	-160.15	48.54	487.98
14.3	MainHX Str.4	16->18	L	200	-160.15	48.54	487.98
15.1	MainHX Str.5	16a->17a	L	30	-128.45	48.54	1137.89
15.2	MainHX Str.5	16a->17a	L	100	-128.45	48.54	1137.89

15.3	MainHX Str.5	16a->17a	L	200	-128.45	48.54	1137.89
16.1	PreSeparator	3->3V	V	30	36.85	11.71	961.66
16.2	PreSeparator	3->3V	V	100	36.85	11.71	961.66
16.3	PreSeparator	3->3V	V	200	36.85	11.71	961.66
17.1	PreSeparator	3->3L	L	30	36.85	11.71	12875.86
17.2	PreSeparator	3->3L	L	100	36.85	11.71	12875.86
17.3	PreSeparator	3->3L	L	200	36.85	11.71	12875.86
18.1	MainSeparator	15->16	V	30	-33.15	48.54	1591.78
18.2	MainSeparator	15->16	V	100	-33.15	48.54	1591.78
18.3	MainSeparator	15->16	V	200	-33.15	48.54	1591.78
19.1	MainSeparator	15->16a	L	30	-33.15	48.54	14236.56
19.2	MainSeparator	15->16a	L	100	-33.15	48.54	14236.56
19.3	MainSeparator	15->16a	L	200	-33.15	48.54	14236.56
20.1	EndSeparator	46->48	V	30	-163.72	1.30	75.78
20.2	EndSeparator	46->48	V	100	-163.72	1.30	75.78
20.3	EndSeparator	46->48	V	200	-163.72	1.30	75.78
21.1	EndSeparator	46->47	L	30	-163.72	1.30	9862.16
21.2	EndSeparator	46->47	L	100	-163.72	1.30	9862.16
21.3	EndSeparator	46->47	L	200	-163.72	1.30	9862.16

(c) Scenarios of DMR-2 liquefaction process

Scenario No.	ID	Segment ID	Phase	Leak. size	T	P	Inventory
				[mm]	[C]	[bar]	[kg]
1.1	PreHX1 Str.1	21->22	V	30	-0.15	65.00	74.25
1.2	PreHX1 Str.1	21->22	V	100	-0.15	65.00	74.25
1.3	PreHX1 Str.1	21->22	V	200	-0.15	65.00	74.25
2.1	PreHX1 Str.2	3b->3c	V	30	-3.18	7.58	13.77
2.2	PreHX1 Str.2	3b->3c	V	100	-3.18	7.58	13.77
2.3	PreHX1 Str.2	3b->3c	V	200	-3.18	7.58	13.77
3.1	PreHX1 Str.2	3b->3c	L	30	-3.18	7.58	154.72
3.2	PreHX1 Str.2	3b->3c	L	100	-3.18	7.58	154.72

3.3	PreHX1 Str.2	3b->3c	L	200	-3.18	7.58	154.72
4.1	PreHX1 Str.3	11->12	V	30	-0.15	48.76	141.76
4.2	PreHX1 Str.3	11->12	V	100	-0.15	48.76	141.76
4.3	PreHX1 Str.3	11->12	V	200	-0.15	48.76	141.76
5.1	PreHX1 Str.3	11->12	L	30	-0.15	48.76	297.10
5.2	PreHX1 Str.3	11->12	L	100	-0.15	48.76	297.10
5.3	PreHX1 Str.3	11->12	L	200	-0.15	48.76	297.10
6.1	PreHX1 Str.4	2->3	L	30	-0.15	19.20	470.45
6.2	PreHX1 Str.4	2->3	L	100	-0.15	19.20	470.45
6.3	PreHX1 Str.4	2->3	L	200	-0.15	19.20	470.45
7.1	PreHX2 Str.1	22->23	V	30	-33.15	65.00	59.26
7.2	PreHX2 Str.1	22->23	V	100	-33.15	65.00	59.26
7.3	PreHX2 Str.1	22->23	V	200	-33.15	65.00	59.26
8.1	PreHX2 Str.2	6->7	V	30	-36.40	2.82	35.80
8.2	PreHX2 Str.2	6->7	V	100	-36.40	2.82	35.80
8.3	PreHX2 Str.2	6->7	V	200	-36.40	2.82	35.80
9.1	PreHX2 Str.2	6->7	L	30	-36.40	2.82	294.32
9.2	PreHX2 Str.2	6->7	L	100	-36.40	2.82	294.32
9.3	PreHX2 Str.2	6->7	L	200	-36.40	2.82	294.32
10.1	PreHX2 Str.3	12->13	V	30	-33.15	48.76	162.68
10.2	PreHX2 Str.3	12->13	V	100	-33.15	48.76	162.68
10.3	PreHX2 Str.3	12->13	V	200	-33.15	48.76	162.68
11.1	PreHX2 Str.3	12->13	L	30	-33.15	48.76	64.57
11.2	PreHX2 Str.3	12->13	L	100	-33.15	48.76	64.57
11.3	PreHX2 Str.3	12->13	L	200	-33.15	48.76	64.57
12.1	PreHX2 Str.4	4->5	L	30	-33.15	19.20	890.69
12.2	PreHX2 Str.4	4->5	L	100	-33.15	19.20	890.69
12.3	PreHX2 Str.4	4->5	L	200	-33.15	19.20	890.69
13.1	MainHX Str.1	23->25	V	30	-61.05	65.00	274.54
13.2	MainHX Str.1	23->25	V	100	-61.05	65.00	274.54
13.3	MainHX Str.1	23->5	V	200	-61.05	65.00	274.54
14.1	MainHX Str.1	23->25	L	30	-160.15	65.00	2549.88
14.2	MainHX Str.1	23->25	L	100	-160.15	65.00	2549.88
14.3	MainHX Str.1	23->25	L	200	-160.15	65.00	2549.88
15.1	MainHX Str.2	19->20	V	30	-132.89	3.01	46.53

15.2	MainHX Str.2	19->20	V	100	-132.89	3.01	46.53
15.3	MainHX Str.2	19->20	V	200	-132.89	3.01	46.53
16.1	MainHX Str.2	19->20	L	30	-132.89	3.01	74.78
16.2	MainHX Str.2	19->20	L	100	-132.89	3.01	74.78
16.3	MainHX Str.2	19->20	L	200	-132.89	3.01	74.78
17.1	MainHX Str.3	17->18	V	30	-166.65	3.01	25.85
17.2	MainHX Str.3	17->18	V	100	-166.65	3.01	25.85
17.3	MainHX Str.3	17->18	V	200	-166.65	3.01	25.85
18.1	MainHX Str.3	17->18	L	30	-166.65	3.01	128.61
18.2	MainHX Str.3	17->18	L	100	-166.65	3.01	128.61
18.3	MainHX Str.3	17->18	L	200	-166.65	3.01	128.61
19.1	MainHX Str.4	14->16	V	30	-94.61	48.76	52.18
19.2	MainHX Str.4	14->16	V	100	-94.61	48.76	52.18
19.3	MainHX Str.4	14->16	V	200	-94.61	48.76	52.18
20.1	MainHX Str.4	14->16	L	30	-160.15	48.76	455.04
20.2	MainHX Str.4	14->16	L	100	-160.15	48.76	455.04
20.3	MainHX Str.4	14->16	L	200	-160.15	48.76	455.04
21.1	MainHX Str.5	14a->15a	L	30	-128.45	48.76	1116.79
21.2	MainHX Str.5	14a->15a	L	100	-128.45	48.76	1116.79
21.3	MainHX Str.5	14a->15a	L	200	-128.45	48.76	1116.79
22.1	MainSeparator	13->14	V	30	-33.15	48.76	1596.15
22.2	MainSeparator	13->14	V	100	-33.15	48.76	1596.15
22.3	MainSeparator	13->14	V	200	-33.15	48.76	1596.15
23.1	MainSeparator	13->14a	L	30	-33.15	48.76	14250.29
23.2	MainSeparator	13->14a	L	100	-33.15	48.76	14250.29
23.3	MainSeparator	13->14a	L	200	-33.15	48.76	14250.29
24.1	EndSeparator	46->48	V	30	-163.72	1.30	75.78
24.2	EndSeparator	46->48	V	100	-163.72	1.30	75.78
24.3	EndSeparator	46->48	V	200	-163.72	1.30	75.78
25.1	EndSeparator	46->47	L	30	-163.72	1.30	9862.16
25.2	EndSeparator	46->47	L	100	-163.72	1.30	9862.16
25.3	EndSeparator	46->47	L	200	-163.72	1.30	9862.16

(d) Scenarios of SMR liquefaction process

Scenario No.	ID	Segment ID	Phase	Leak. size	T	P	Inventory
				[mm]	[C]	[bar]	[kg]
1.1	MainHX Str.1	5->11	V	30	26.81	3.20	134.58
1.2	MainHX Str.1	5->11	V	100	26.81	3.20	134.58
1.3	MainHX Str.1	5->11	V	200	26.81	3.20	134.58
2.1	MainHX Str.1	5->11	L	30	-158.08	3.50	745.20
2.2	MainHX Str.1	5->11	L	100	-158.08	3.50	745.20
2.3	MainHX Str.1	5->11	L	200	-158.08	3.50	745.20
3.1	MainHX Str.2	6->7	V	30	26.85	65.00	536.92
3.2	MainHX Str.2	6->7	V	100	26.85	65.00	536.92
3.3	MainHX Str.2	6->7	V	200	26.85	65.00	536.92
4.1	MainHX Str.2	6->7	L	30	-155.00	64.70	2344.56
4.2	MainHX Str.2	6->7	L	100	-155.00	64.70	2344.56
4.3	MainHX Str.2	6->7	L	200	-155.00	64.70	2344.56
5.1	MainHX Str.3	3->4	V	30	26.85	31.02	344.32
5.2	MainHX Str.3	3->4	V	100	26.85	31.02	344.32
5.3	MainHX Str.3	3->4	V	200	26.85	31.02	344.32
6.1	MainHX Str.3	3->4	L	30	-155.00	30.72	4218.58
6.2	MainHX Str.3	3->4	L	100	-155.00	30.72	4218.58
6.3	MainHX Str.3	3->4	L	200	-155.00	30.72	4218.58
7.1	EndSeparator	9->End	V	30	-163.72	1.30	40.94
7.2	EndSeparator	9->End	V	100	-163.72	1.30	40.94
7.3	EndSeparator	9->End	V	200	-163.72	1.30	40.94
8.1	EndSeparator	9->LNG	L	30	-163.72	1.30	9194.67
8.2	EndSeparator	9->LNG	L	100	-163.72	1.30	9194.67
8.3	EndSeparator	9->LNG	L	200	-163.72	1.30	9194.67

**Table B.2 Accident frequency of scenarios for liquefaction processes for
0.9MTPA**

(a) Accident frequency of C3MR liquefaction process

Scenario No.	In-let size	Out-let size	Equipment leak frequency	Leak rate	Delay ignition probability	Explosion frequency	Fire frequency
	[in]	[in]	/year	kg/s	-	/year	/year
1.1	12	14	1.40E-04	1.15	7.34E-03	6.66E-05	9.07E-06
1.2	12	14	2.40E-05	12.75	3.82E-02	1.24E-05	3.25E-07
1.3	12	14	1.20E-05	50.99	4.90E-02	7.60E-06	1.55E-07
2.1	12	14	1.40E-04	10.81	3.64E-02	7.36E-05	2.02E-06
2.2	12	14	2.40E-05	120.14	4.90E-02	1.25E-05	2.55E-07
2.3	12	14	1.20E-05	480.58	4.90E-02	7.60E-06	1.55E-07
3.1	8	8	1.80E-04	7.62	3.28E-02	1.84E-04	5.60E-06
3.2	8	8	4.30E-05	84.67	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
3.3	8	8	3.30E-05	338.68	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
4.1	10	10	1.80E-04	6.90	3.19E-02	9.18E-05	2.88E-06
4.2	10	10	4.30E-05	76.64	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
4.3	10	10	3.30E-05	306.55	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
5.1	10	10	1.80E-04	26.42	4.72E-02	9.27E-05	1.96E-06
5.2	10	10	4.30E-05	293.51	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
5.3	10	10	3.30E-05	1174.05	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
6.1	10	12	1.40E-04	0.81	5.19E-03	6.26E-05	1.21E-05
6.2	10	12	2.40E-05	9.05	3.45E-02	1.23E-05	3.55E-07
6.3	10	12	1.20E-05	36.21	4.90E-02	7.55E-06	1.54E-07
7.1	10	12	1.40E-04	8.95	3.44E-02	7.26E-05	2.11E-06
7.2	10	12	2.40E-05	99.45	4.90E-02	1.24E-05	2.52E-07
7.3	10	12	1.20E-05	397.80	4.90E-02	7.55E-06	1.54E-07
8.1	8	8	1.80E-04	7.86	3.31E-02	1.84E-04	5.55E-06
8.2	8	8	4.30E-05	87.35	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
8.3	8	8	3.30E-05	349.41	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
9.1	10	10	1.80E-04	6.76	3.17E-02	9.18E-05	2.90E-06
9.2	10	10	4.30E-05	75.11	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
9.3	10	10	3.30E-05	300.44	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07

10.1	10	10	1.80E-04	26.80	4.74E-02	9.27E-05	1.96E-06
10.2	10	10	4.30E-05	297.79	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
10.3	10	10	3.30E-05	1191.17	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
11.1	10	14	1.40E-04	0.40	2.34E-03	5.30E-05	2.26E-05
11.2	10	14	2.40E-05	4.45	2.61E-02	1.23E-05	4.70E-07
11.3	10	14	1.20E-05	17.81	4.21E-02	7.57E-06	1.80E-07
12.1	10	14	1.40E-04	5.52	2.99E-02	7.32E-05	2.45E-06
12.2	10	14	2.40E-05	61.36	4.90E-02	1.25E-05	2.55E-07
12.3	10	14	1.20E-05	245.46	4.90E-02	7.60E-06	1.55E-07
13.1	8	8	1.80E-04	8.49	3.39E-02	1.84E-04	5.43E-06
13.2	8	8	4.30E-05	94.34	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
13.3	8	8	3.30E-05	377.37	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
14.1	10	8	1.80E-04	6.65	3.15E-02	9.18E-05	2.91E-06
14.2	10	8	4.30E-05	73.83	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
14.3	10	8	3.30E-05	295.34	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
15.1	10	8	1.80E-04	27.39	4.77E-02	9.28E-05	1.94E-06
15.2	10	8	4.30E-05	304.39	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
15.3	10	8	3.30E-05	1217.55	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
16.1	6	12	1.40E-04	0.21	9.17E-04	3.53E-05	3.85E-05
16.2	6	12	2.40E-05	2.35	1.45E-02	1.24E-05	8.56E-07
16.3	6	12	1.20E-05	9.39	3.49E-02	6.66E-06	1.91E-07
17.1	6	12	1.40E-04	2.48	1.53E-02	6.93E-05	4.52E-06
17.2	6	12	2.40E-05	27.61	4.78E-02	1.30E-05	2.72E-07
17.3	6	12	1.20E-05	110.42	4.90E-02	6.71E-06	1.37E-07
18.1	8	8	1.80E-04	9.31	3.48E-02	1.84E-04	5.29E-06
18.2	8	8	4.30E-05	103.45	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
18.3	8	8	3.30E-05	413.79	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
19.1	8	8	1.80E-04	6.69	3.16E-02	9.18E-05	2.91E-06
19.2	8	8	4.30E-05	74.34	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
19.3	8	8	3.30E-05	297.38	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
20.1	8	8	1.80E-04	27.76	4.79E-02	9.28E-05	1.94E-06
20.2	8	8	4.30E-05	308.44	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
20.3	8	8	3.30E-05	1233.77	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
21.1	6	8	1.40E-04	0.52	3.16E-03	5.61E-05	1.77E-05
21.2	6	8	2.40E-05	5.73	3.02E-02	1.29E-05	4.27E-07

21.3	6	8	1.20E-05	22.92	4.53E-02	6.70E-06	1.48E-07
22.1	6	8	1.40E-04	6.22	3.09E-02	7.15E-05	2.31E-06
22.2	6	8	2.40E-05	69.06	4.90E-02	1.30E-05	2.66E-07
22.3	6	8	1.20E-05	276.25	4.90E-02	6.71E-06	1.37E-07
23.1	12	20	1.40E-04	0.45	2.67E-03	5.59E-05	2.09E-05
23.2	12	20	2.40E-05	4.96	2.88E-02	1.24E-05	4.31E-07
23.3	12	20	1.20E-05	19.86	4.34E-02	7.62E-06	1.75E-07
24.1	12	20	1.40E-04	6.60	3.15E-02	7.44E-05	2.36E-06
24.2	12	20	2.40E-05	73.31	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
24.3	12	20	1.20E-05	293.22	4.90E-02	7.64E-06	1.56E-07
25.1	8	6	1.80E-04	12.76	3.82E-02	9.15E-05	2.39E-06
25.2	8	6	4.30E-05	141.81	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
25.3	8	6	3.30E-05	567.23	4.90E-02	1.70E-05	3.47E-07
26.1	8	6	1.80E-04	33.59	4.90E-02	9.20E-05	1.88E-06
26.2	8	6	4.30E-05	373.22	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
26.3	8	6	3.30E-05	1492.90	4.90E-02	1.70E-05	3.47E-07
27.1	6	4	1.80E-04	8.59	3.40E-02	9.03E-05	2.66E-06
27.2	6	4	4.30E-05	95.49	4.90E-02	2.30E-05	4.70E-07
27.3	6	4	3.30E-05	381.97	4.90E-02	1.62E-05	3.30E-07
28.1	6	4	1.80E-04	30.72	4.90E-02	9.11E-05	1.86E-06
28.2	6	4	4.30E-05	341.34	4.90E-02	2.30E-05	4.70E-07
28.3	6	4	3.30E-05	1365.34	4.90E-02	1.62E-05	3.30E-07
29.1	6	6	1.80E-04	32.22	4.90E-02	1.82E-04	3.72E-06
29.2	6	6	4.30E-05	358.04	4.90E-02	4.61E-05	9.40E-07
29.3	6	6	3.30E-05	1432.18	4.90E-02	3.23E-05	6.60E-07
30.1	14	12	1.00E-04	1.15	7.34E-03	5.10E-05	6.95E-06
30.2	14	12	2.70E-05	12.75	3.82E-02	1.42E-05	3.71E-07
30.3	14	12	2.40E-05	50.99	4.90E-02	1.43E-05	2.92E-07
31.1	14	6	1.00E-04	11.13	3.67E-02	5.48E-05	1.49E-06
31.2	14	6	2.70E-05	123.64	4.90E-02	1.56E-05	3.19E-07
31.3	14	6	2.40E-05	494.56	4.90E-02	1.26E-05	2.58E-07
32.1	12	10	1.00E-04	0.81	5.19E-03	4.78E-05	9.21E-06
32.2	12	10	2.70E-05	9.05	3.45E-02	1.40E-05	4.06E-07
32.3	12	10	2.40E-05	36.21	4.90E-02	1.43E-05	2.91E-07
33.1	12	6	1.00E-04	9.31	3.48E-02	5.38E-05	1.55E-06

33.2	12	6	2.70E-05	103.47	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
33.3	12	6	2.40E-05	413.86	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
34.1	14	12	1.00E-04	0.40	2.34E-03	4.07E-05	1.73E-05
34.2	14	12	2.70E-05	4.45	2.61E-02	1.40E-05	5.36E-07
34.3	14	12	2.40E-05	17.81	4.21E-02	1.43E-05	3.39E-07
35.1	14	4	1.00E-04	5.86	3.04E-02	5.45E-05	1.79E-06
35.2	14	4	2.70E-05	65.10	4.90E-02	1.56E-05	3.19E-07
35.3	14	4	2.40E-05	260.38	4.90E-02	1.26E-05	2.58E-07
36.1	8	6	1.00E-04	6.69	3.16E-02	5.37E-05	1.70E-06
36.2	8	6	2.70E-05	74.34	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
36.3	8	6	2.40E-05	297.38	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
37.1	8	6	1.00E-04	27.91	4.80E-02	5.42E-05	1.13E-06
37.2	8	6	2.70E-05	310.06	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
37.3	8	6	2.40E-05	1240.26	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
38.1	8	4	1.00E-04	0.22	9.74E-04	2.73E-05	2.80E-05
38.2	8	4	2.70E-05	2.43	1.50E-02	1.48E-05	9.87E-07
38.3	8	4	2.40E-05	9.71	3.53E-02	1.25E-05	3.54E-07
39.1	8	4	1.00E-04	3.65	2.18E-02	5.29E-05	2.43E-06
39.2	8	4	2.70E-05	40.53	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
39.3	8	4	2.40E-05	162.12	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07

(b) Accident frequency of DMR-1 liquefaction process

Scenario No.	In-let size	Out-let size	Equipment leak frequency	Leak rate	Delay ignition probability	Explosion frequency	Fire frequency
	[in]	[in]	/year	kg/s	-	/year	/year
1.1	8.00	8.00	1.80E-04	7.46	3.26E-02	1.84E-04	5.63E-06
1.2	8.00	8.00	4.30E-05	82.85	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
1.3	8.00	8.00	3.30E-05	331.41	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
2.1	10.00	20.00	1.40E-04	0.51	3.13E-03	5.82E-05	1.86E-05
2.2	10.00	20.00	2.40E-05	5.68	3.01E-02	1.24E-05	4.13E-07
2.3	10.00	20.00	1.20E-05	22.70	4.52E-02	7.63E-06	1.69E-07
3.1	10.00	20.00	1.40E-04	7.54	3.27E-02	7.45E-05	2.28E-06
3.2	10.00	20.00	2.40E-05	83.80	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07

3.3	10.00	20.00	1.20E-05	335.20	4.90E-02	7.64E-06	1.56E-07
4.1	10.00	8.00	1.80E-04	6.68	3.16E-02	9.18E-05	2.91E-06
4.2	10.00	8.00	4.30E-05	74.24	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
4.3	10.00	8.00	3.30E-05	296.95	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
5.1	10.00	8.00	1.80E-04	27.75	4.79E-02	9.28E-05	1.94E-06
5.2	10.00	8.00	4.30E-05	308.32	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
5.3	10.00	8.00	3.30E-05	1233.30	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
6.1	8.00	8.00	1.80E-04	21.18	4.43E-02	1.85E-04	4.18E-06
6.2	8.00	8.00	4.30E-05	235.38	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
6.3	8.00	8.00	3.30E-05	941.51	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
7.1	8.00	6.00	1.80E-04	12.42	3.79E-02	9.14E-05	2.41E-06
7.2	8.00	6.00	4.30E-05	138.05	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
7.3	8.00	6.00	3.30E-05	552.21	4.90E-02	1.70E-05	3.47E-07
8.1	8.00	6.00	1.80E-04	33.59	4.90E-02	9.20E-05	1.88E-06
8.2	8.00	6.00	4.30E-05	373.27	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
8.3	8.00	6.00	3.30E-05	1493.08	4.90E-02	1.70E-05	3.47E-07
9.1	12.00	20.00	1.40E-04	0.45	2.68E-03	5.59E-05	2.09E-05
9.2	12.00	20.00	2.40E-05	4.97	2.89E-02	1.24E-05	4.30E-07
9.3	12.00	20.00	1.20E-05	19.90	4.35E-02	7.62E-06	1.75E-07
10.1	12.00	20.00	1.40E-04	6.61	3.15E-02	7.44E-05	2.36E-06
10.2	12.00	20.00	2.40E-05	73.43	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
10.3	12.00	20.00	1.20E-05	293.71	4.90E-02	7.64E-06	1.56E-07
11.1	6.00	8.00	1.40E-04	0.52	3.17E-03	5.61E-05	1.77E-05
11.2	6.00	8.00	2.40E-05	5.74	3.02E-02	1.29E-05	4.26E-07
11.3	6.00	8.00	1.20E-05	22.96	4.53E-02	6.70E-06	1.48E-07
12.1	6.00	8.00	1.40E-04	6.22	3.09E-02	7.15E-05	2.31E-06
12.2	6.00	8.00	2.40E-05	69.16	4.90E-02	1.30E-05	2.66E-07
12.3	6.00	8.00	1.20E-05	276.62	4.90E-02	6.71E-06	1.37E-07
13.1	6.00	4.00	1.80E-04	8.79	3.42E-02	9.04E-05	2.64E-06
13.2	6.00	4.00	4.30E-05	97.63	4.90E-02	2.30E-05	4.70E-07
13.3	6.00	4.00	3.30E-05	390.51	4.90E-02	1.62E-05	3.30E-07
14.1	6.00	4.00	1.80E-04	30.71	4.90E-02	9.11E-05	1.86E-06
14.2	6.00	4.00	4.30E-05	341.22	4.90E-02	2.30E-05	4.70E-07
14.3	6.00	4.00	3.30E-05	1364.89	4.90E-02	1.62E-05	3.30E-07
15.1	6.00	4.00	1.80E-04	32.21	4.90E-02	1.82E-04	3.72E-06

15.2	6.00	4.00	4.30E-05	357.84	4.90E-02	4.61E-05	9.40E-07
15.3	6.00	4.00	3.30E-05	1431.38	4.90E-02	3.23E-05	6.60E-07
16.1	12.00	10.00	1.00E-04	1.73	1.09E-02	5.23E-05	4.77E-06
16.2	12.00	10.00	2.70E-05	19.27	4.31E-02	1.41E-05	3.27E-07
16.3	12.00	10.00	2.40E-05	77.07	4.90E-02	1.43E-05	2.91E-07
17.1	12.00	6.00	1.00E-04	14.61	3.97E-02	5.40E-05	1.36E-06
17.2	12.00	6.00	2.70E-05	162.28	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
17.3	12.00	6.00	2.40E-05	649.12	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
18.1	8.00	6.00	1.00E-04	6.68	3.16E-02	5.37E-05	1.70E-06
18.2	8.00	6.00	2.70E-05	74.24	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
18.3	8.00	6.00	2.40E-05	296.95	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
19.1	8.00	6.00	1.00E-04	27.88	4.80E-02	5.42E-05	1.13E-06
19.2	8.00	6.00	2.70E-05	309.79	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
19.3	8.00	6.00	2.40E-05	1239.16	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
20.1	8.00	4.00	1.00E-04	0.22	9.74E-04	2.73E-05	2.80E-05
20.2	8.00	4.00	2.70E-05	2.43	1.50E-02	1.48E-05	9.87E-07
20.3	8.00	4.00	2.40E-05	9.71	3.53E-02	1.25E-05	3.54E-07
21.1	8.00	4.00	1.00E-04	3.65	2.18E-02	5.29E-05	2.43E-06
21.2	8.00	4.00	2.70E-05	40.53	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
21.3	8.00	4.00	2.40E-05	162.12	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07

(c) Accident frequency of DMR-2 liquefaction process

Scenario No.	In-let size	Out-let size	Equipment leak frequency	Leak rate	Delay ignition probability	Explosion frequency	Fire frequency
	[in]	[in]	/year	kg/s	-	/year	/year
1.1	8.00	8.00	1.80E-04	8.00	3.33E-02	1.84E-04	5.52E-06
1.2	8.00	8.00	4.30E-05	88.90	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
1.3	8.00	8.00	3.30E-05	355.61	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
2.1	6.00	14.00	1.40E-04	1.12	7.17E-03	6.56E-05	9.15E-06
2.2	6.00	14.00	2.40E-05	12.45	3.79E-02	1.31E-05	3.45E-07
2.3	6.00	14.00	1.20E-05	49.81	4.90E-02	6.76E-06	1.38E-07
3.1	6.00	14.00	1.40E-04	11.33	3.69E-02	7.28E-05	1.97E-06

3.2	6.00	14.00	2.40E-05	125.86	4.90E-02	1.32E-05	2.69E-07
3.3	6.00	14.00	1.20E-05	503.46	4.90E-02	6.76E-06	1.38E-07
4.1	10.00	10.00	1.80E-04	11.33	3.69E-02	9.22E-05	2.50E-06
4.2	10.00	10.00	4.30E-05	125.86	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
4.3	10.00	10.00	3.30E-05	503.46	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
5.1	10.00	10.00	1.80E-04	6.74	3.17E-02	9.18E-05	2.90E-06
5.2	10.00	10.00	4.30E-05	74.84	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
5.3	10.00	10.00	3.30E-05	299.38	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
6.1	8.00	8.00	1.80E-04	18.86	4.28E-02	1.85E-04	4.32E-06
6.2	8.00	8.00	4.30E-05	209.54	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
6.3	8.00	8.00	3.30E-05	838.16	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
7.1	8.00	8.00	1.80E-04	9.31	3.48E-02	1.84E-04	5.29E-06
7.2	8.00	8.00	4.30E-05	103.45	4.90E-02	4.33E-05	8.84E-07
7.3	8.00	8.00	3.30E-05	413.79	4.90E-02	3.57E-05	7.28E-07
8.1	6.00	14.00	1.40E-04	0.42	2.45E-03	5.31E-05	2.17E-05
8.2	6.00	14.00	2.40E-05	4.62	2.70E-02	1.30E-05	4.80E-07
8.3	6.00	14.00	1.20E-05	18.48	4.25E-02	6.74E-06	1.58E-07
9.1	6.00	14.00	1.40E-04	6.19	3.09E-02	7.25E-05	2.35E-06
9.2	6.00	14.00	2.40E-05	68.74	4.90E-02	1.32E-05	2.69E-07
9.3	6.00	14.00	1.20E-05	274.95	4.90E-02	6.76E-06	1.38E-07
10.1	10.00	8.00	1.80E-04	6.72	3.16E-02	9.18E-05	2.90E-06
10.2	10.00	8.00	4.30E-05	74.62	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
10.3	10.00	8.00	3.30E-05	298.49	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
11.1	10.00	8.00	1.80E-04	27.80	4.79E-02	9.28E-05	1.94E-06
11.2	10.00	8.00	4.30E-05	308.88	4.90E-02	2.17E-05	4.42E-07
11.3	10.00	8.00	3.30E-05	1235.52	4.90E-02	1.78E-05	3.64E-07
12.1	6.00	6.00	1.80E-04	19.65	4.33E-02	1.82E-04	4.20E-06
12.2	6.00	6.00	4.30E-05	218.34	4.90E-02	4.61E-05	9.40E-07
12.3	6.00	6.00	3.30E-05	873.36	4.90E-02	3.23E-05	6.60E-07
13.1	8.00	6.00	1.80E-04	12.33	3.78E-02	9.14E-05	2.42E-06
13.2	8.00	6.00	4.30E-05	136.99	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
13.3	8.00	6.00	3.30E-05	547.95	4.90E-02	1.70E-05	3.47E-07
14.1	8.00	6.00	1.80E-04	33.59	4.90E-02	9.20E-05	1.88E-06
14.2	8.00	6.00	4.30E-05	373.27	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
14.3	8.00	6.00	3.30E-05	1493.09	4.90E-02	1.70E-05	3.47E-07

15.1	12.00	20.00	1.40E-04	0.45	2.69E-03	5.59E-05	2.08E-05
15.2	12.00	20.00	2.40E-05	4.98	2.89E-02	1.24E-05	4.30E-07
15.3	12.00	20.00	1.20E-05	19.94	4.35E-02	7.62E-06	1.75E-07
16.1	12.00	20.00	1.40E-04	6.62	3.15E-02	7.44E-05	2.36E-06
16.2	12.00	20.00	2.40E-05	73.55	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
16.3	12.00	20.00	1.20E-05	294.19	4.90E-02	7.64E-06	1.56E-07
17.1	6.00	8.00	1.40E-04	0.52	3.18E-03	5.62E-05	1.77E-05
17.2	6.00	8.00	2.40E-05	5.75	3.02E-02	1.29E-05	4.26E-07
17.3	6.00	8.00	1.20E-05	23.02	4.54E-02	6.70E-06	1.48E-07
18.1	6.00	8.00	1.40E-04	6.23	3.09E-02	7.15E-05	2.31E-06
18.2	6.00	8.00	2.40E-05	69.27	4.90E-02	1.30E-05	2.66E-07
18.3	6.00	8.00	1.20E-05	277.09	4.90E-02	6.71E-06	1.37E-07
19.1	6.00	4.00	1.80E-04	8.85	3.43E-02	9.04E-05	2.63E-06
19.2	6.00	4.00	4.30E-05	98.30	4.90E-02	2.30E-05	4.70E-07
19.3	6.00	4.00	3.30E-05	393.21	4.90E-02	1.62E-05	3.30E-07
20.1	6.00	4.00	1.80E-04	30.78	4.90E-02	9.11E-05	1.86E-06
20.2	6.00	4.00	4.30E-05	342.03	4.90E-02	2.30E-05	4.70E-07
20.3	6.00	4.00	3.30E-05	1368.11	4.90E-02	1.62E-05	3.30E-07
21.1	6.00	6.00	1.80E-04	32.27	4.90E-02	1.82E-04	3.72E-06
21.2	6.00	6.00	4.30E-05	358.58	4.90E-02	4.61E-05	9.40E-07
21.3	6.00	6.00	3.30E-05	1434.30	4.90E-02	3.23E-05	6.60E-07
22.1	8.00	6.00	1.00E-04	6.72	3.16E-02	5.37E-05	1.70E-06
22.2	8.00	6.00	2.70E-05	74.62	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
22.3	8.00	6.00	2.40E-05	298.49	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
23.1	8.00	6.00	1.00E-04	27.93	4.80E-02	5.42E-05	1.13E-06
23.2	8.00	6.00	2.70E-05	310.31	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
23.3	8.00	6.00	2.40E-05	1241.26	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07
24.1	8.00	4.00	1.00E-04	0.22	9.74E-04	2.73E-05	2.80E-05
24.2	8.00	4.00	2.70E-05	2.43	1.50E-02	1.48E-05	9.87E-07
24.3	8.00	4.00	2.40E-05	9.71	3.53E-02	1.25E-05	3.54E-07
25.1	8.00	4.00	1.00E-04	3.65	2.18E-02	5.29E-05	2.43E-06
25.2	8.00	4.00	2.70E-05	40.53	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
25.3	8.00	4.00	2.40E-05	162.12	4.90E-02	1.26E-05	2.57E-07

(d) Accident frequency of SMR liquefaction process

Scenario No.	In-let size	Out-let size	Equipment leak frequency	Leak rate	Delay ignition probability	Explosion frequency	Fire frequency
	[in]	[in]	/year	kg/s	-	/year	/year
1.1	14	30	1.40E-04	0.43	2.55E-03	5.77E-05	2.26E-05
1.2	14	30	2.40E-05	4.77	2.78E-02	1.29E-05	4.63E-07
1.3	14	30	1.20E-05	19.08	4.29E-02	7.82E-06	1.82E-07
2.1	14	30	1.40E-04	7.78	3.30E-02	7.79E-05	2.36E-06
2.2	14	30	2.40E-05	86.39	4.90E-02	1.31E-05	2.67E-07
2.3	14	30	1.20E-05	345.57	4.90E-02	7.84E-06	1.60E-07
3.1	8	6	1.80E-04	7.46	3.26E-02	9.11E-05	2.79E-06
3.2	8	6	4.30E-05	82.85	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
3.3	8	6	3.30E-05	331.42	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
4.1	8	6	1.80E-04	33.22	4.90E-02	9.20E-05	1.88E-06
4.2	8	6	4.30E-05	369.15	4.90E-02	2.23E-05	4.56E-07
4.3	8	6	3.30E-05	1476.61	4.90E-02	1.75E-05	3.57E-07
5.1	16	10	1.80E-04	4.05	2.40E-02	9.18E-05	3.83E-06
5.2	16	10	4.30E-05	44.99	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
5.3	16	10	3.30E-05	179.94	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
6.1	16	10	1.80E-04	26.93	4.75E-02	9.37E-05	1.97E-06
6.2	16	10	4.30E-05	299.24	4.90E-02	2.18E-05	4.45E-07
6.3	16	10	3.30E-05	1196.95	4.90E-02	1.79E-05	3.65E-07
7.1	10	6	1.00E-04	0.22	9.61E-04	2.71E-05	2.82E-05
7.2	10	6	2.70E-05	2.41	1.49E-02	1.48E-05	9.93E-07
7.3	10	6	2.40E-05	9.65	3.52E-02	1.35E-05	3.83E-07
8.1	10	6	1.00E-04	3.05	1.85E-02	5.25E-05	2.83E-06
8.2	10	6	2.70E-05	33.93	4.90E-02	1.55E-05	3.16E-07
8.3	10	6	2.40E-05	135.72	4.90E-02	1.36E-05	2.77E-07

Table B.3 Consequence of scenarios for liquefaction processes for 0.9MTPA

(a) Consequence of C3MR liquefaction process

Scenario No.	Effective overpressure area [m ²]					Effective thermal radiation area [m ²]				
	3.00 bar	0.90 bar	0.83 bar	0.35 bar	0.17 bar	100 kw/m ²	37.5 kw/m ²	25 kw/m ²	12.5 kw/m ²	5 kw/m ²
1.1	22	61	66	165	434	7	119	124	131	143
1.2	35	98	106	264	695	97	1033	1088	1173	1320
1.3	35	98	106	265	695	543	5516	5672	5916	6318
2.1	30	84	90	226	594	383	417	429	453	503
2.2	31	88	94	237	622	5548	5817	5917	6123	6517
2.3	31	88	95	237	623	10477	11007	11210	11632	12440
3.1	10	27	29	73	191	219	219	220	904	5642
3.2	10	27	29	73	191	1786	1787	1920	12458	16404
3.3	10	27	29	73	192	7138	7148	8266	25265	30102
4.1	36	101	108	272	713	216	216	216	574	5542
4.2	40	113	121	303	797	1743	1743	1801	10457	16125
4.3	40	113	121	304	798	7029	7034	7625	21950	29570
5.1	2	5	5	13	35	644	692	715	765	869
5.2	2	5	5	14	36	7292	7596	7741	8054	8666
5.3	2	5	6	14	36	13872	14481	14774	15407	16646
6.1	17	49	53	132	346	6	92	97	102	112
6.2	28	79	85	212	558	66	795	842	911	1027
6.3	28	79	85	213	559	348	4835	4985	5209	5571
7.1	40	112	120	301	792	341	377	388	409	452
7.2	49	139	150	375	985	5233	5516	5610	5800	6161
7.3	49	139	151	376	987	9869	10417	10608	10999	11741
8.1	24	67	72	181	477	246	246	246	674	5921
8.2	24	68	73	183	482	1999	1999	2054	11672	17226
8.3	24	68	73	183	481	7548	7552	8048	24573	31606
9.1	47	134	144	361	947	215	215	215	485	5503
9.2	60	171	183	459	1207	1735	1735	1771	9922	16025
9.3	60	171	184	460	1217	7014	7016	7406	21035	29391
10.1	9	37	40	100	262	671	721	745	797	904
10.2	13	37	40	100	263	7433	7745	7891	8207	8825

10.3	13	37	40	101	264	14127	14751	15048	15687	16937
11.1	11	30	32	81	212	3	55	58	63	69
11.2	17	48	51	128	337	33	465	502	550	627
11.3	17	48	51	128	338	149	1577	1711	1895	4344
12.1	12	35	38	95	249	171	285	293	308	337
12.2	13	36	39	98	256	4347	4763	4843	5000	5291
12.3	13	36	39	98	257	8253	8958	9124	9448	10050
13.1	20	57	61	154	405	320	320	320	412	6575
13.2	20	57	62	155	407	4721	4721	4728	9643	19246
13.3	20	58	62	155	408	8583	8583	8651	21564	35324
14.1	31	88	94	236	620	222	222	222	324	5504
14.2	34	95	102	256	672	1793	1793	1803	8520	16097
14.3	34	95	102	256	673	7131	7132	7242	18627	29543
15.1	23	64	68	171	450	721	776	801	856	968
15.2	23	64	69	172	452	7683	8010	8160	8481	9107
15.3	23	64	69	173	454	14580	15232	15534	16184	17452
16.1	5	13	14	35	91	2	32	37	40	45
16.2	5	15	16	40	104	19	275	313	350	405
16.3	5	15	16	40	104	75	932	1058	1200	1414
17.1	20	57	62	155	407	15	218	226	239	261
17.2	107	303	326	816	2143	303	1914	2001	2148	4553
17.3	122	344	370	928	2437	1728	7529	7711	8018	8547
18.1	23	65	70	176	462	422	422	422	437	7103
18.2	23	66	71	177	466	5408	5408	5409	7698	21470
18.3	23	66	71	178	467	9819	9819	9828	18202	36112
19.1	28	79	85	213	559	236	236	236	264	5512
19.2	30	85	91	229	601	1906	1906	1908	7006	16321
19.3	30	85	91	229	602	7349	7349	7374	15970	30002
20.1	44	125	134	336	882	759	818	844	901	1017
20.2	45	127	136	342	898	7866	8206	8358	8683	9313
20.3	45	127	137	343	900	14909	15584	15892	16548	17825
21.1	1	2	2	6	16	0	5	5	5	34
21.2	3	8	8	20	53	0	43	43	44	446
21.3	3	8	8	21	55	0	142	142	162	1681
22.1	28	79	85	214	561	31	490	514	546	599

22.2	51	144	155	388	1019	422	6070	6224	6458	6843
22.3	51	144	155	389	1022	4502	11247	11542	12011	12798
23.1	10	28	30	76	199	4	16	64	74	82
23.2	48	137	147	369	969	35	311	553	637	726
23.3	56	157	169	423	1112	117	1249	1878	4322	4646
24.1	20	57	62	155	407	38	509	531	564	621
24.2	25	72	77	193	507	962	6189	6332	6574	6987
24.3	25	72	77	194	510	6692	11467	11749	12236	13083
25.1	91	257	276	692	1817	0	631	631	643	7808
25.2	154	436	469	1175	3086	0	6563	6564	8609	25413
25.3	155	437	470	1177	3089	0	11870	11879	20116	36112
26.1	230	649	698	1748	5657	430	714	4874	7782	8580
26.2	917	2589	2784	6974	11301	5405	11853	18638	22660	24897
26.3	974	2751	2959	7190	11650	9771	25369	36112	36112	36112
27.1	19	53	57	144	378	0	421	421	421	780
27.2	20	57	61	153	402	0	5363	5363	5366	12445
27.3	20	57	61	153	403	0	9697	9697	9732	26554
28.1	111	314	337	845	2220	331	556	2025	6803	7571
28.2	162	457	491	1231	3231	4736	10204	15906	19865	21990
28.3	162	457	492	1233	3236	8556	21692	31090	36112	36112
29.1	158	446	480	1202	3156	324	1321	5524	7006	7707
29.2	403	1137	1223	3064	7490	4713	13626	18019	20325	22472
29.3	404	1142	1228	3076	7504	8784	27676	33520	36112	36112
30.1	32	92	99	247	649	7	119	124	131	143
30.2	264	745	801	2008	6062	97	1033	1088	1173	1320
30.3	632	1784	1918	5789	9380	543	5516	5672	5916	6318
31.1	101	286	308	771	2026	387	421	433	458	508
31.2	956	2699	2903	7121	11539	5580	5850	5950	6158	6555
31.3	2999	7685	7969	12615	20440	10539	11070	11275	11700	12513
32.1	26	73	78	195	514	6	92	97	102	112
32.2	200	565	608	1522	3998	66	795	842	911	1027
32.3	432	1219	1311	3286	7755	348	4835	4985	5209	5571
33.1	83	236	253	635	1667	346	383	393	415	458
33.2	793	2240	2408	6487	10511	5273	5557	5651	5844	6208
33.3	2446	6940	7196	11392	18458	9947	10497	10690	11084	11833

34.1	15	44	47	118	309	3	55	58	63	69
34.2	95	268	288	722	1895	33	465	502	550	627
34.3	136	383	412	1031	2708	149	1577	1711	1895	4344
35.1	51	143	154	386	1013	187	293	301	316	346
35.2	484	1367	1470	3684	8212	4420	4826	4907	5067	5362
35.3	1318	3722	4002	8362	13549	8382	9080	9247	9576	10187
36.1	79	223	240	601	1577	236	236	236	264	5512
36.2	554	1565	1683	4218	8787	1906	1906	1908	7006	16321
36.3	891	2517	2706	6876	11141	7349	7349	7375	15968	30002
37.1	194	549	591	1480	3885	760	820	846	903	1019
37.2	2098	6427	6665	10550	17095	7875	8215	8367	8692	9324
37.3	6037	10145	10520	16654	26984	14926	15602	15909	16566	17846
38.1	4	13	14	34	90	3	3	7	42	49
38.2	35	100	107	268	705	21	32	129	349	427
38.3	68	192	206	517	1357	69	162	526	1178	1456
39.1	21	58	62	157	412	16	252	263	279	305
39.2	233	659	708	1774	5700	212	4370	4479	4644	4915
39.3	811	2291	2463	6560	10630	1150	8120	8331	8666	9225

(b) Consequence of DMR-1 liquefaction process

Scenario No.	Effective overpressure area [m ²]					Effective thermal radiation area [m ²]				
	3.00 bar	0.90 bar	0.83 bar	0.35 bar	0.17 bar	100 kw/m ²	37.5 kw/m ²	25 kw/m ²	12.5 kw/m ²	5 kw/m ²
1.1	66	185	199	499	1310	202	202	203	1097	5446
1.2	89	252	271	680	1785	1648	1650	1901	12888	15835
1.3	89	252	271	680	1787	6858	6877	8750	25261	29064
2.1	16	46	50	125	328	4	66	70	75	81
2.2	91	258	277	695	1826	42	566	606	659	746
2.3	106	299	322	807	2117	199	1929	2070	4423	4743
3.1	52	146	157	394	1034	272	371	382	402	441
3.2	134	379	407	1021	2679	5016	5430	5523	5706	6045
3.3	135	381	410	1027	2695	9484	10210	10400	10776	11476
4.1	66	186	200	501	1315	236	236	236	263	5508

4.2	174	490	527	1321	3468	1901	1901	1903	7018	16304
4.3	175	494	531	1330	3491	7340	7340	7366	15987	29970
5.1	89	252	271	680	1786	758	818	844	901	1017
5.2	109	307	330	828	2174	7866	8205	8357	8682	9313
5.3	109	308	331	830	2179	14908	15583	15890	16547	17824
6.1	165	465	500	1253	3289	431	1289	1445	1713	4355
6.2	675	1908	2051	5986	9700	6972	9717	10292	11329	13156
6.3	725	2049	2203	6204	10052	13655	17853	18936	20970	24627
7.1	95	267	287	719	1888	636	636	636	643	7569
7.2	171	482	518	1299	3410	6591	6591	6591	8110	25284
7.3	171	483	519	1300	3414	11922	11922	11927	18903	36112
8.1	229	645	694	1739	5642	430	713	4874	7782	8580
8.2	888	2508	2697	6864	11122	5405	11850	18637	22659	24897
8.3	938	2649	2848	7054	11430	9771	25365	36112	36112	36112
9.1	10	28	30	76	199	4	16	64	74	82
9.2	48	137	147	369	968	35	312	553	638	727
9.3	56	157	169	424	1113	118	1251	1881	4325	4650
10.1	20	58	62	155	408	38	510	531	565	622
10.2	25	72	77	193	507	964	6193	6337	6578	6991
10.3	25	72	77	194	509	6698	11475	11757	12244	13091
11.1	1	2	2	6	16	3	5	5	5	34
11.2	3	8	9	22	57	22	43	43	44	447
11.3	3	8	9	23	59	73	142	142	162	1685
12.1	30	86	92	231	606	31	491	515	548	601
12.2	64	181	195	488	1282	424	6078	6231	6466	6851
12.3	64	182	195	490	1286	4516	11261	11555	12025	12813
13.1	17	48	51	128	341	231	437	437	437	569
13.2	18	50	54	136	357	1829	5455	5455	5456	10723
13.3	18	51	54	136	358	7157	9858	9858	9868	23433
14.1	111	315	338	848	2226	330	558	2028	6799	7565
14.2	162	458	492	1234	3240	4732	10214	15910	19852	21975
14.3	162	459	493	1236	3245	8549	21707	31084	36112	36112
15.1	154	434	466	1168	3068	323	1324	5526	7001	7701
15.2	377	1065	1146	2871	7249	4709	13633	18011	20311	22457
15.3	379	1070	1150	2883	7264	8782	27681	33501	36112	36112

16.1	44	126	135	338	888	10	156	162	170	185
16.2	370	1046	1124	2818	7182	172	1370	1433	1536	1718
16.3	865	2444	2628	6776	10979	992	6373	6528	6786	7224
17.1	130	368	396	991	2603	468	506	521	552	616
17.2	1118	3157	3395	7702	12479	6148	6427	6540	6775	7228
17.3	3042	7739	8025	12704	20584	11625	12178	12407	12888	13814
18.1	79	222	239	600	1574	236	236	236	263	5508
18.2	551	1557	1675	4196	8764	1901	1901	1903	7018	16304
18.3	887	2505	2693	6860	11115	7340	7340	7366	15986	29970
19.1	185	522	562	1408	3695	760	819	846	903	1019
19.2	1918	6146	6373	10088	16346	7873	8213	8366	8691	9322
19.3	5838	9811	10174	16105	26095	14923	15599	15906	16564	17843
20.1	4	13	14	34	90	3	3	7	42	49
20.2	35	100	107	268	705	21	32	129	349	427
20.3	68	192	206	517	1357	69	162	526	1178	1456
21.1	21	58	62	157	412	16	252	263	279	305
21.2	233	659	708	1774	5700	212	4370	4479	4644	4915
21.3	811	2291	2463	6560	10630	1150	8120	8331	8666	9225

(c) Consequence of DMR-2 liquefaction process

Scenario No.	Effective overpressure area [m ²]					Effective thermal radiation area [m ²]				
	3.00 bar	0.90 bar	0.83 bar	0.35 bar	0.17 bar	100 kw/m ²	37.5 kw/m ²	25 kw/m ²	12.5 kw/m ²	5 kw/m ²
1.1	51	145	155	390	1023	142	261	262	567	6076
1.2	59	166	179	449	1178	1147	2125	4310	11217	17688
1.3	59	167	179	449	1180	5702	7782	8102	23887	32452
2.1	14	40	43	108	284	7	118	123	130	142
2.2	18	52	55	139	366	95	1023	1078	1163	1308
2.3	18	52	56	139	366	529	5491	5647	5889	6289
3.1	55	156	168	421	1107	406	445	457	484	536
3.2	75	211	227	569	1495	5715	5999	6102	6315	6720
3.3	75	212	227	570	1497	10784	11341	11551	11986	12817
4.1	62	176	190	475	1248	217	217	217	434	5511

4.2	107	303	326	817	2145	1753	1753	1779	9584	16060
4.3	107	304	326	818	2147	7050	7052	7338	20468	29460
5.1	112	317	341	854	2242	684	736	760	813	921
5.2	139	393	422	1058	2779	7503	7819	7967	8284	8904
5.3	139	393	423	1060	2783	14255	14886	15184	15827	17081
6.1	121	342	368	922	2421	472	1078	1192	1400	1797
6.2	227	641	690	1728	5624	6957	8872	9357	10271	11919
6.3	227	642	691	1730	5628	13261	16301	17230	19037	22351
7.1	40	113	122	306	802	228	422	422	437	7103
7.2	42	120	129	323	849	1829	5408	5409	7698	21470
7.3	43	120	129	324	851	7183	9819	9828	18203	36112
8.1	15	43	46	115	302	3	56	60	64	70
8.2	70	198	213	534	1401	34	482	519	567	644
8.3	77	217	233	584	1534	157	1636	1769	1954	4406
9.1	45	126	135	339	891	198	318	327	344	377
9.2	138	389	418	1048	2752	4599	5027	5112	5280	5590
9.3	140	394	424	1062	2789	8723	9451	9627	9971	10612
10.1	57	162	174	437	1147	128	238	238	264	5524
10.2	106	298	321	804	2112	1027	1918	1921	6976	16366
10.3	106	299	321	805	2114	5387	7373	7398	15923	30086
11.1	23	66	71	177	466	759	818	845	902	1018
11.2	23	66	71	178	468	7869	8208	8361	8686	9316
11.3	24	66	71	179	470	14914	15589	15897	16554	17832
12.1	143	403	434	1087	2854	454	1111	1241	1477	1925
12.2	408	1151	1238	3101	7534	6877	9023	9558	10559	12354
12.3	412	1163	1251	3134	7575	13194	16586	17607	19579	23180
13.1	92	261	280	702	1844	341	637	637	643	7502
13.2	160	452	486	1218	3198	4816	6595	6595	7992	25235
13.3	160	453	487	1219	3202	8694	11930	11935	18585	36112
14.1	230	649	698	1749	5658	430	714	4875	7782	8580
14.2	920	2599	2795	6988	11322	5405	11853	18639	22660	24898
14.3	980	2767	2975	7210	11682	9771	25369	36112	36112	36112
15.1	10	28	30	76	199	4	16	64	74	82
15.2	48	136	146	365	960	35	313	554	639	728
15.3	55	155	167	418	1099	118	1255	1884	4329	4653

16.1	20	57	62	155	406	38	511	532	565	623
16.2	25	71	76	191	503	966	6197	6341	6582	6996
16.3	25	71	77	192	505	6705	11483	11765	12253	13100
17.1	1	2	2	6	15	3	5	5	5	34
17.2	2	7	8	19	50	22	43	43	44	446
17.3	3	7	8	19	51	73	143	143	162	1682
18.1	27	77	83	207	543	31	491	515	548	601
18.2	46	131	141	353	927	423	6078	6232	6467	6853
18.3	47	131	141	354	930	4505	11262	11557	12027	12815
19.1	16	44	48	120	314	234	441	441	441	567
19.2	16	47	50	125	330	1847	5483	5483	5483	10676
19.3	17	47	50	126	331	7193	9908	9908	9917	23365
20.1	108	304	327	819	2149	332	552	2014	6814	7585
20.2	151	426	458	1148	3015	4747	10178	15895	19899	22029
20.3	151	427	459	1150	3025	8575	21653	31102	36112	36112
21.1	153	432	465	1165	3057	325	1313	5519	7019	7721
21.2	368	1038	1116	2796	7155	4722	13610	18041	20362	22512
21.3	369	1042	1120	2807	7168	8791	27663	33570	36112	36112
22.1	79	223	240	601	1578	238	238	238	264	5524
22.2	552	1560	1677	4203	8771	1918	1918	1921	6976	16366
22.3	887	2506	2695	6861	11118	7373	7373	7398	15923	30086
23.1	185	523	563	1410	3701	761	820	846	904	1020
23.2	1895	6108	6334	10026	16245	7877	8217	8370	8695	9327
23.3	5801	9749	10109	16003	25930	14930	15606	15914	16572	17852
24.1	4	13	14	34	90	3	3	7	42	49
24.2	35	100	107	268	705	21	32	129	349	427
24.3	68	192	206	517	1357	69	162	526	1178	1456
25.1	21	58	62	157	412	16	252	263	279	305
25.2	233	659	708	1774	5700	212	4370	4479	4644	4915
25.3	811	2291	2463	6560	10630	1150	8120	8331	8666	9225

(d) Consequence of SMR liquefaction process

Scenario No.	Effective overpressure area [m ²]					Effective thermal radiation area [m ²]				
	3.00 bar	0.90 bar	0.83 bar	0.35 bar	0.17 bar	100 kw/m ²	37.5 kw/m ²	25 kw/m ²	12.5 kw/m ²	5 kw/m ²
1.1	16	45	49	122	320	3	52	54	57	61
1.2	136	383	412	1032	2710	29	447	474	511	569
1.3	252	713	767	1921	5930	118	1530	1631	1773	2005
2.1	49	139	149	374	984	42	583	608	647	713
2.2	266	751	808	2025	6088	1011	6618	6774	7034	7476
2.3	302	852	916	2296	6483	6915	12258	12563	13086	13992
3.1	102	287	308	773	2030	202	202	203	1097	5446
3.2	383	1081	1162	2912	7300	1648	1650	1900	12886	15836
3.3	404	1140	1226	3072	7499	6858	6877	8748	25260	29064
4.1	224	631	679	1701	5580	422	708	4889	7724	8496
4.2	920	2598	2794	6987	11321	5359	11853	18634	22476	24656
4.3	971	2741	2947	7176	11627	9690	25378	36006	36112	36112
5.1	57	160	172	431	1131	65	70	215	965	1271
5.2	279	789	849	2127	6239	516	1223	5598	8561	9627
5.3	307	867	932	2336	6538	1690	7167	11423	15760	17695
6.1	178	502	540	1352	3552	184	1735	4633	5195	5843
6.2	1227	3464	3725	8067	13071	5382	12374	13652	15159	17315
6.3	1666	5728	5940	9402	15235	11386	23066	25103	27878	32107
7.1	5	15	16	40	104	2	3	15	43	50
7.2	34	95	102	256	673	21	59	204	363	432
7.3	48	137	147	369	969	69	281	769	1226	1480
8.1	24	66	71	179	471	18	263	273	289	316
8.2	264	746	802	2009	6065	327	4464	4564	4727	5004
8.3	899	2539	2731	6907	11191	1885	8288	8486	8818	9389

Abstract

Risk Based Design on
Liquefaction Process of LNG–FPSO
considering Potential Expenditure at
Conceptual Design Stage

Wonwoo Yoo

Dep't of Naval Architecture & Ocean Engineering

College of Engineering

Seoul National University

A liquefied natural gas – floating production storage and offloading (LNG–FPSO) is normally located at the offshore environment and isolated from the onshore one with complicated process facilities in the limited space. The conditions make the safety of an LNG–FPSO one of the key considerations in LNG–FPSO design because the possibility of lethality is relatively high in addition to a

huge loss of asset and environment in the event of an accident. The risk of the LNG-FPSO project is normally considered in different ways each design stage. Among the ways, the studies on the quantitative risk analysis at the detailed design stage are dominant because the detailed design stage can provide enough information to carry out the risk analysis. However, the design change by the result of risk analysis at the detailed design stage is possible to increase the cost of the project dramatically due to the limited space of the LNG-FPSO making it difficult to change the layout. Although it is hard to define the risk at the conceptual design stage due to inaccuracy and uncertainty, it is important to consider the risk as much as possible at the conceptual design stage for minimizing the cost of the project by the design change.

This study proposed the procedure of the potential risk analysis appropriate for the conceptual design stage at first. The proposed procedure introduced the quantitative result making the best use of the information at the conceptual design stage while the general risk analysis at the conceptual design stage introduced the qualitative result due to lack of information. The quantitative result can help understand the effect of the risk intuitively in the design of the LNG-FPSO. The potential risk analysis consists of system definition, scenario selection, inventory calculation, frequency analysis,

consequence analysis. The application methods of each step were introduced in detail.

The availability is also the key consideration in the design of the LNG-FPSO. The unplanned production stop leads to a huge loss of the project. It is important to design the LNG-FPSO minimizing the unplanned production stop. Therefore, the consideration of both the risk and the availability at the conceptual design stage can make the design more effective in terms of the cost of project.

The concept of the potential expenditure was introduced to consider both risk and availability at the conceptual design stage. The potential expenditure is a unified result value to present all the result of analysis because the difference among the results makes it hard for the designer to understand the complex effect of the results intuitively and reflect the results in the design easily. The potential expenditure consists of the potential risk expenditure presenting the result of the potential risk analysis and the potential failure expenditure presenting the result of the availability calculation. This potential expenditure was added to life cycle cost consisting of CAPEX and OPEX to comprehensively assess the LNG-FPSO design. The potential risk based design at the conceptual design stage can be carried out through the potential risk analysis and the potential expenditure calculation.

Also, case studies were carried out based on the proposed procedure. The target system was the liquefaction process of the LNG–FPSO. The production rate of the targeted LNG–FPSO was 3.6MTPA. The 0.9MTPA LNG–FPSO was also selected as case study additionally to analyze the liquefaction processes according to the scale of the LNG–FPSO. The potential life cycle expenditures consisting of CAPEX, OPEX, potential risk expenditure, and potential failure expenditure of the various liquefaction processes were calculated according to the production rate for the comparative analysis. As a result, the suitability of the liquefaction processes for the LNG–FPSO application was discussed through the potential life cycle expenditures.

Keywords: Potential risk based design, Potential expenditure, Potential life cycle expenditure, conceptual design stage, LNG–FPSO, Liquefaction process

Student Number: 2013–30316