

Potential Explosion Risk Comparison between SMR and DMR Liquefaction Processes at Conceptual Design Stage of FLNG

Wonwo You*, Minho Chae**, Jaeuk Park*** and Youngsub Lim^{id*},****

*Department of Naval Architecture and Ocean Engineering, Seoul National University, Seoul, Korea

**Hyundai Motor Company Co., Ltd., Hwaseong, South Korea

***Samsung Heavy Industries Co., Ltd., Seongnam, South Korea

****Research Institute of Marine Systems Engineering, Seoul National University, Seoul, South Korea

FLNG개념설계 단계에서 SMR 및 DMR 액화공정의 잠재적 폭발위험도 비교

유원우* · 채민호** · 박재욱*** · 임영섭^{id*},****

*서울대학교 조선해양공학과

**현대자동차

***삼성중공업

****서울대학교 해양시스템공학연구소

KEY WORDS: Conceptual design 개념 설계, Explosion risk 폭발위험, Inherent safety 고유안전성, Liquefaction 액화, FLNG 부유식 액화천연가스

ABSTRACT: An FLNG (floating liquefied natural gas) or LNG FPSO (floating production, storage and offloading) unit is a notable offshore unit with the increasing demand for LNG. The liquefaction process on an FLNG unit is the most important process because it determines the economic feasibility, but would be a hazard source because of the large quantity of hydrocarbons. While a high efficiency process such as C3MR has been preferred for onshore liquefaction processes, a relatively simple process such as the SMR (single mixed refrigerant) or DMR (dual mixed refrigerant) liquefaction process has been selected for offshore units because they require a more compact size, lighter weight, and higher safety due to their space limitation for facilities and long distance from shore. It is known that an SMR has the advantages of a simple configuration, small footprint, and lower risk. However, with an increased production rate, the inherent safety of SMR needs to be evaluated because of its small train capacity. In this study, the potential explosion risks of the SMR and DMR liquefaction processes were evaluated at the conceptual design stage. The results showed that an SMR has a lower overpressure than a DMR at the same frequency, only with a small production capacity of 0.9 MTPA. With increased capacity, the overpressure of the SMR was higher than that of the DMR. The increased number of trains increased the frequency in spite of the small amount of equipment per train. This showed that the inherent risk of an SMR is not always lower than that of a DMR, and an additional risk management strategy is recommended when an SMR is selected as the concept for an FLNG liquefaction process compared to the DMR liquefaction process.

1. 서 론

FLNG(Floating liquefied natural gas), 혹은 LNG-FPSO(Floating production, storage and offloading)는 해양에서 LNG를 생산하는 해양시설로, 해저면의 상태에 크게 영향을 받지 않고 천해에서 심해까지 설치가 가능하며 설비의 이동 및 재활용이 가능하고, 육상에 설치되는 사회적 법적 제약을 경감할 수 있는 장점이

있다(Zhao et al., 2011; Mokhatab et al., 2013). LNG는 기체상태에 비하여 부피가 약 400-600배 줄어들기 때문에 천연가스의 원거리 수송을 위하여 널리 사용되고 있으며, 향후 그 수요와 공급이 더욱 증가할 것으로 기대받고 있다. LNG생산에 있어서 가장 핵심이 되는 것은 액화공정 설계 기술로 70년대부터 다양한 공정 설계안이 제시되어 왔다(Barron, 1985; Venkatarathnam and Timmerhaus, 2008; Timmerhaus and Flynn, 2013). 초기에는 다른

Received 3 November 2017, revised 22 March 2018, accepted 12 April 2018

Corresponding author Youngsub Lim: +82-10-8850-4586, s98thesb@snu.ac.kr ORCID: https://orcid.org/0000-0001-9228-0756

© 2018, The Korean Society of Ocean Engineers

This is an open access article distributed under the terms of the creative commons attribution non-commercial license (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

성분의 냉매를 순차적으로 이용하는 복합 사이클이나(Kanoğlu, 2002; Mokhatab and Poe, 2012) 단일 혼합냉매를 냉매로 이용하는 SMR(Single mixed refrigerant)을 사용하였다(Swenson, 1977; Moein et al., 2015). 이후 다중 사이클 구조가 도입되면서 APCI (Air Products and Chemicals Inc.)에서 프로판(C3)을 사전냉각용으로 사용하는 C3MR(Propane precooled mixed refrigerant) 이 개발되어 산업적으로 널리 이용되어 왔다(Gaumer and Newton, 1973; Lee et al., 2012). Shell은 두가지 혼합냉매를 이용하는 DMR(Dual mixed refrigerant) 냉각 공정을 제안하였으며, C3MR과 동급의 효율을 가짐을 보였다(Buijs et al., 2005; Wang et al., 2012). 최근에는 높은 효율을 갖는 삼중냉각사이클 공정인 AP-X등의 설계가 제시되고 있다(Barclay and Yang, 2006; Wang et al., 2012).

해양 액화시설의 경우, SMR과 DMR이 적절한 것으로 보고되고 있다(Barclay and Yang, 2006). 경제성 극대화를 위하여 큰 용량과 높은 효율을 추구하는 육상과는 달리, 해양의 경우 공간과 무게의 제약, 사고에 대한 대처 및 대피의 어려움으로 인하여 단순한 구조, 쉬운 운전, 경량 및 소형 설비를 선호하는 경향이 있다(Drysdale and Sylvester-Evans, 1998; Barclay and Yang, 2006; Bukowski et al., 2011; Paik et al., 2011), DMR은 프로판을 혼합냉매로 대체하여 위험도를 낮추었으며(Shell Global, 2016), SMR은 단순한 구조 및 가볍고 작은 설비로 아직도 해양에서 유효하게 적용되고 있다(Barclay and Yang, 2006).

SMR의 경우, 상대적으로 작은 생산용량으로 인하여 생산량을 늘리려면 소용량 모듈을 병렬배치하는 다중 트레인(Multi-train) 구조를 채택하고 있다. Lavaca bay FLNG의 경우, SMR 4트레인이 계획되었었는데(Corneliussen and Samnøy, 2015), 트레인의 개수 증가는 곧 장치수가 증가하는 것을 의미하며, 이는 누출 빈도를 증가시켜 잠재적 위험도를 높일 수 있다. 이러한 잠재적 위험성은 개념설계나 기본설계단계에서는 잘 드러나지 않아 파악하기 어려우나, 이후 정량적 위험도 평가(QRA, Quantitative risk assessment)를 거치며 설계 변경 원인을 제공할 수 있는 잠재요인이 된다. 이를 대비하기 위해서는 개념 설계 단계부터 안전에 대한 통찰을 설계 반영할 수 있어야 한다.

공정 설계 및 최적화 부문에 있어서 많은 연구자들이 SMR 및 DMR액화공정을 비교 평가하여 왔으나, 효율에 초점을 맞춘 경우가 많다. Barclay and Yang(2006)은 SMR 및 DMR 액화공정에 대해서 평가하고 해양시설을 위해서는 SMR이 충분히 높은 효율을 보인다고 결론지었다. Xu et al.(2013), Xu et al.(2014a)와 Xu et al.(2014b) 등은 SMR 냉매조성을 다양한 조건 하에서 최적화하였다. Khan et al.(2012)와 Khan et al.(2013)은 다양한 알고리즘을 이용하여 SMR공정 효율을 최적화하였다. Lee et al.(2012)은 FLNG에 적합한 SMR 구성안을 제시하고 개선된 효율을 보였다. 이외에도 다른 많은 연구자들이SMR/DMR 공정 효율 개선 연구를 수행하여 왔다(Buijs et al., 2005; Aspelund et al., 2010; Lim et al., 2010; Bukowski et al., 2011; Pwaga, 2011; Hwang et al., 2013; Corneliussen and Samnøy, 2015; Moein et al., 2015). SMR 위험도에 대한 연구 또한 많이 수행되어 왔으나, DMR과 비교하여 정량적으로 분석한 연구는 많지 않다. Talib and Price(2011), Talib and Germinder(2016)는 SMR이 해양 상부 공정에 적용하기 좋은 선택지이며 위험도 또한 낮다고 언급하

고 있으나, 구체적인 위험도 평가 결과를 보이고 있지는 않다. Kim et al.(2013)은 FLNG는 SMR이 효율이 높고 장치수 및 공간이 작은 장점이 있으며, 효율이 높기 때문에 위험도를 고려하여도 질소 팽창 액화공정에 비해서 평생주기 비용이 유리하다고 보고하고 있으나, 위험도가 구체적으로 어떻게 비교가 되었는지는 상세히 기술되지 않았다. Hocquet(2013)은 폭발 위험도 분석 방법론을 설명하고 FLNG에 적용하는 경우의 문제점을 설명하였으나, 액화공정 변경시 발생하는 차이에 대해서는 언급한 바 없다. Kim et al.(2014)에서는 SMR의 내재된 위험도와 비용을 최소화하는 최적화연구를 수행하였으나, 단일 트레인에서만 수행된 것이며 DMR과의 비교는 이루어지지 않았다. Dan et al.(2014)은 DMR공정의 화재폭발 분석을 수행하고 SIL(Safety integrity level)을 만족하기 위하여 요구되는 보호층에 대하여 연구를 수행하였으나, 다른 액화공정과 비교는 이루어지지 않았다. Lee et al.(2015) 및 Yu et al.(2015)에서는 N2 팽창, SMR, DMR 액화공정의 설계 고려점을 비교하였으나 결과는 정성적으로 비교되었고 정량적인 정보는 제공되지 않았다.

본 논문에서는 폭발 위험도 분석 방법론을 차용하여 개념설계단계에서 다른 정보가 동일하다고 가정하는 경우 동일한 생산용량을 가지는 SMR 액화공정과 DMR액화공정의 잠재적 폭발 위험도를 비교하여 상대적 잠재 위험도를 도출하고자 하였다. 이를 위하여 SMR 및 DMR 액화공정을 모사하고 이를 최적화하여 효율을 극대화 하였고, 최적화된 운전조건에서 폭발 위험도를 분석하여 어떠한 차이가 나타나는지를 연구하였다.

2. 배경지식-폭발 위험도 분석 방법론

폭발은 가스의 급격한 팽창으로 인하여 에너지가 방출되는 현상으로 폭발 위험도 분석 방법론은 사고발생 빈도(Frequency)와 그 결과(Consequence)를 동시에 고려하여 평가한다. 통상 해양시설의 안전성을 평가하기 위하여 수행되는 QRA의 일부로써 많이 활용되며, 일반적인 절차는 다음과 같다. (1) 폭발 시나리오를 수립. 누출의 위치, 누출 가스의 방향, 누출가스의 양, 바람의 방향 및 속력 등을 고려(Vinnem, 2014). 개념설계 단계에서 부족한 정보들은 기존 수행이력에서 가장 확률이 높은 시나리오들로부터 차용 가능(Dan et al., 2014). (2) 폭발 빈도를 추산. 일반적으로 폭발빈도는 누출 빈도와 점화 확률의 곱으로 나타내지며, 누출 빈도와 점화확률은 통계적 데이터를 기반으로 얻을 수 있다(OGP, 2010a; OGP, 2010b). (3) 폭발 결과에 대하여 평가. 일반적으로 폭발로 인하여 발생하는 과압(Overpressure)으로 평가된다. 보다 정교한 연산을 위해서 전산유체해석 기법이 적용될 수 있으나, 배치에 대한 정보가 부족하고 빠른 평가가 요구되는 개념설계단계에서는 단축 모델을 이용하는 것이 경제적이다. TNT(Trinitrotoluene) 등가모델은 TNT폭발 실험을 기반으로 얻은 최대과압과 환산거리의 경험식을 기반으로 하며, 빠른 계산이 가능한 장점으로 인하여 현재까지도 널리 사용되고 있다(Crowl et al., 2003). (4) 위험도 분석을 위해서는 다양한 평가기준이 사용될 수 있는데, 해양 폭발 위험도 분석에서 종종 이용되는 한 예는 초과누적도표(Exceedance diagram)를 이용하는 방법이다(Vinnem, 2014). 이는 주어진 과압보다 높은 과압이 발생할 수 있는 빈도를 누적하여 나타낸 도표로 허용가능한 빈

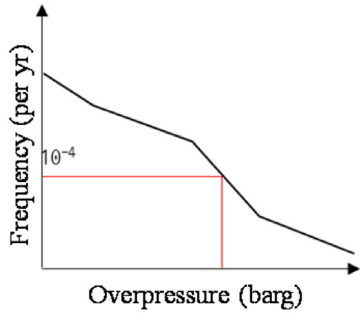


Fig. 1 Example of an exceedance diagram

도를 만족하는 과압을 평가하는데 사용될 수 있다. Fig. 1은 그 예로 해양 시설의 경우 ALARP(As low as reasonably practicable) 기준빈도인 연간 10^{-4} 빈도를 많이 사용한다. 통상 QRA단계에서 폭발 위험도 분석은 장비내의 유체정보는 물론, 각 장비의 크기 및 배치, 장비가 포함된 모듈간의 배치, 다양한 변화가 가능한 외부조건을 고려하여 다수의 시나리오 수립 및 평가가 필요하다. 이는 많은 정보량과 비용 투자를 요구하므로, 개념설계 단계에서는 제대로 이루어지기 어려운 문제점이 있다. 본 연구에서는 2종류의 액화공정에 대하여 개념설계 단계에서의 잠재적 폭발 위험도를 비교하기 위하여 기존 폭발 위험도 분석 방법론을 차용, 가정을 통하여 시나리오를 단순화하여 정보가 부족한

상태에서도 위험성 분석을 수행, 공정이 가지고 있는 내재적 위험도를 분석하고자 하였다.

3. 모델링 및 시뮬레이션

본 연구에서는 SMR과 DMR 액화공정 모사하고 이를 최적화한 뒤, 누출 시나리오 및 격리 구간(Isolated segments)을 정의하였다. 각 격리 구간 내의 유체 재고량(Inventory)별로 누출 위치 및 유량에 대한 시나리오가 정의되었고, 변수들은 보수적으로 가장 안 좋은 경우를 기준으로 선택되었다. Fig. 2는 SMR 및 DMR공정의 PFD (Process flow diagram)을 나타내었다. 공정 모사는 Aspen HYSYS V8.8, Peng-Robinson EOS를 이용하여 수행되었으며, 초기값은 Venkatarathnam and Timmerhaus(2008)의 문헌을 기반으로 결정되었다. 유전 알고리즘을 이용하여 에너지 소모량을 최소화하는 방향을 최적화하였다. 유전 최적화 알고리즘은 지역 최적화를 확률적으로 극복할 수 있는 유사전역 최적화 알고리즘으로 도함수 연산을 요구하지 않아 연산식 접근이 허용되지 않는 소프트웨어와 연결하여 사용하기 유리하다. SMR에서는 냉매의 유량, 혼합냉매의 조성(N_2 , C_1 , C_2 , C_3 , nC_4), 압력(4단 압축)의 10개 변수를, DMR에서는 사전냉각(Precooler) 사이클의 냉매 유량, 분할 비율, 냉매 조성(C_2 , C_3 , nC_4), 압력(3단 압축) 및 본냉각 사이클의 냉매유량, 냉매조성(N_2 , C_1 , C_2 , C_3),

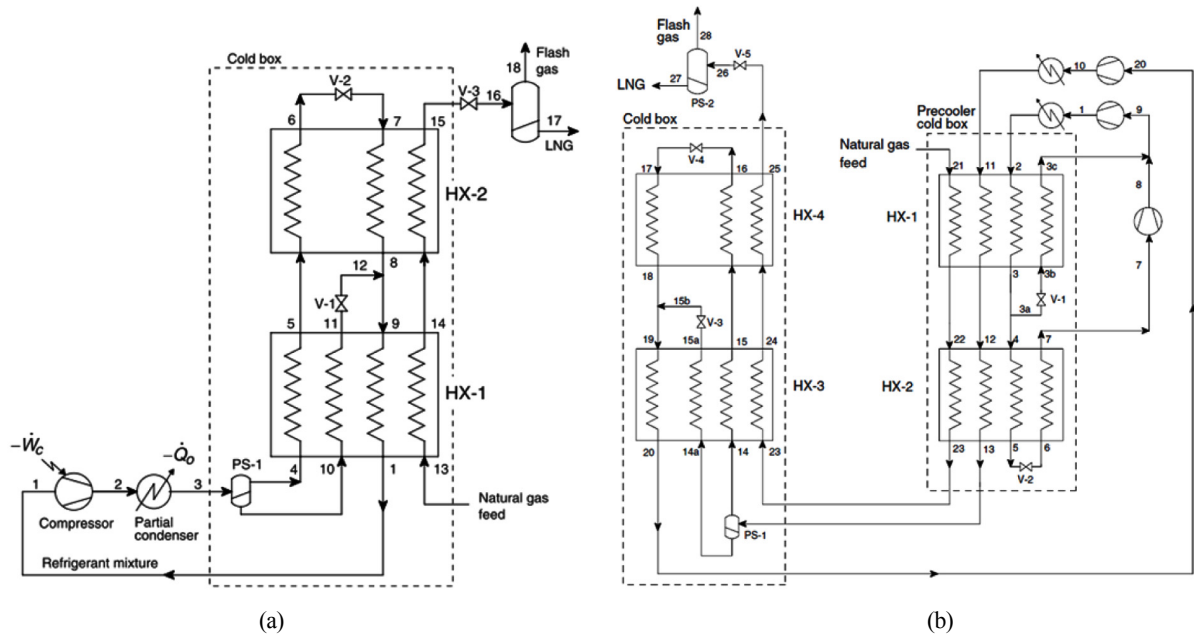


Fig. 2 Process flow diagrams (PFDs) of (a) SMR process and (b) DMR process

Table 1 Optimization parameters and constraints for the liquefaction processes

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

Table 2 Number of trains and explosion scenarios in each case

Cases (production rate)	Capacity Per Train [MTPA]	Number of Trains	Explosion Scenario Per Trains
Case 1 (0.9 MTPA)	SMR	0.9	1
	DMR	0.9	1
Case 2 (1.8 MTPA)	SMR	0.9	2
	DMR	1.8	1
Case 3 (3.6 MTPA)	SMR	0.9	4
	DMR	3.6	1

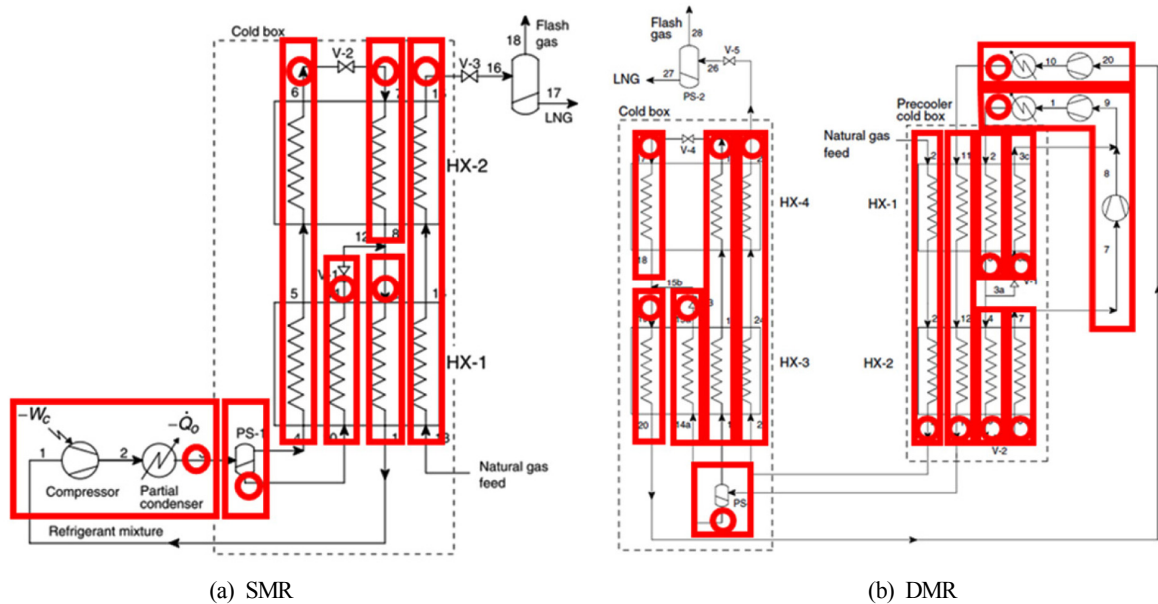


Fig. 3 Inventories and defined leak points for (a) SMR and (b) DMR.

압력(4단 압축)의 16개 변수를 최적화 변수로 선정하였다. 최적화 알고리즘 실행을 위하여 MATLAB R2014b이 연동 실행 되었고, 인구수 및 세대수 50이 적용되었다. 등식 제약조건은 시뮬레이터 내부 수렴조건을 이용하였으며, 부등식 제약은 열교환기의 최소온도차가 3도 이상임을 가정하였다. Table 1은 최적화에 적용된 계수 및 부등식 제약조건을 나타낸다.

본 연구에서는 단독으로 운전 가능한 가장 작은 설비집합체인 트레인의 용량과 개수를 고려하여 Table 2와 같이 3가지 사례를 가정하고 이를 기반으로 시나리오를 구축하였다. SMR의 경우 최대 트레인 용량이 1MTPA (Million tons per annum) 이하로 알려져 있으므로(Mokhatab and Poe, 2012; Mokhatab et al., 2013), 3.6MTPA생산(Case 3)을 위해서는 4개의 트레인이 필요하다고 가정하였다. DMR의 경우 트레인 용량 한계가 높으므로 각 생산용량별로 단일 트레인으로 구성하는 것으로 가정하였다(Pek and van der Velde, 2013).

공정 모사 결과를 기반으로 주요 공정 설비(분리기, 열교환기, 압축기 등)를 기반으로 격리 구간을 할당하고 각 구간내의 유체 재고량(Inventory)을 연산하였다. Fig 3과 같이 SMR공정의 경우 7개의 구간 및 그 재고량을, DMR공정의 경우 14개의 구간 및 그 재고량을 평가하였다. 수직분리기(Verticial separataor)의 크기는 API 및 GPSA 추정법을 이용하여 계산되었으며(API, 2009; GPSA, 2012), 열교환기의 크기는 Aspen exchanger design rating

V8.8 (EDR)을 이용하여 추산되었다. 누출점은 보수적으로 각각의 격리 구간에서 최대의 유출량을 유발하는 위치로 가정되었으며, 누출직경은 30mm, 100mm, 200mm의 세가지 경우를 가정하였다. 폭발위험도의 경우 바람의 세기가 강하면 누출된 가스가 분산되어 폭발 위험도가 감소하므로, 보수적으로 가장 안 좋은 상황을 가정하기 위하여 일반적인 해양 환경에 비하여 가벼운 바람이 존재하는 F레벨(풍속 1.5m/s)로 가정하였다. 풍향과 조류의 방향은 일치한다고 가정하였고, 터렛 계류된 FPSO의 경우 선수를 회전시킬 수 있으므로 선수에서 선미측으로 풍향을 가정하였다. 누출 빈도 및 점화 빈도는 OGP(International Association of Oil & Gas Producers) 통계 자료를 인용하여 사용하였다(OGP, 2010a; OGP, 2010b). 보수적인 해석을 위하여 운전 압력에서 긴급차단(Emergency shutdown)이나 긴급감압(Blowdown)이 있기 전까지 운전압력을 유지하면서 지속적으로 누출이 발생하는 완전 누출

Table 3 The ignition probability data used for correlations (OGP, 2010a)

Scenario No.21	Leak rate [kg/s]	Ignition probability
Point 1	0.1	0.001
Point 2	5	0.03
Point 3	30	0.05

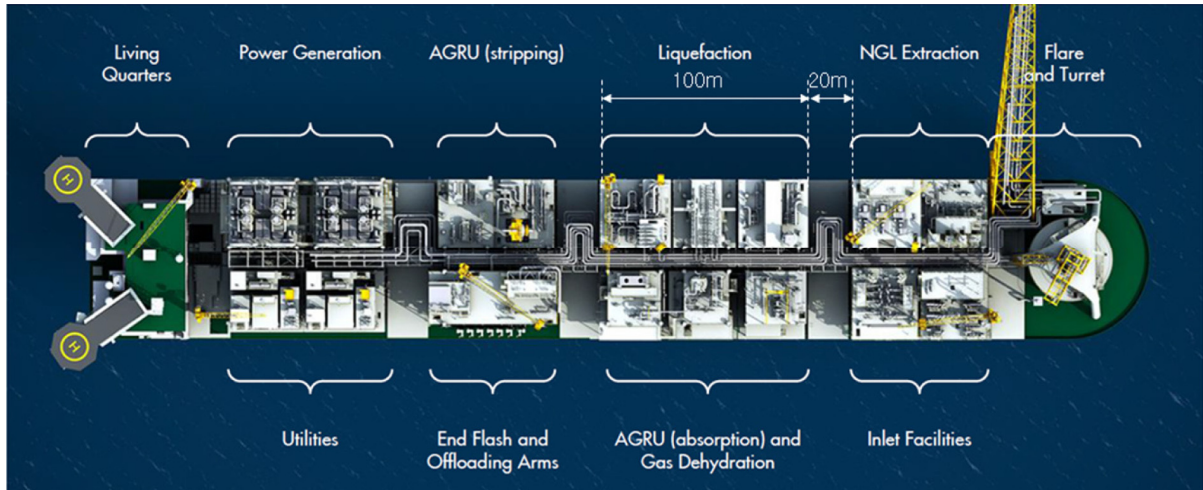


Fig. 4 Deck Plan of Shell Prelude FLNG (Jewitt, 2015)

(Full release) 조건을 가정하였다. 점화 확률은 Table 3과 같이 OGP가 제공하는 21번 시나리오(해양 공정 가스 모듈)의 데이터를 내삽하여 이용하였다.

잠재적 폭발 위험도를 분석하기 위하여 근접 모듈과의 경계 거리에서 과압을 추산하였다. Fig. 4와 같이 FLNG의 배치도를 차용하여(Jewitt, 2015) 액화공정 모듈의 크기는 100m, 인접 모듈과의 간격은 20m으로 가정하였다.

4. 결과 및 검토

Table 4는 SMR 및 DMR 액화 공정의 최적화 결과 얻어진 냉매의 최적 조성과 최대운전압력을 나타내고 있으며, 최저 온도구간이 모두 3도 이상으로 제약조건을 만족하는 것을 확인할 수 있다. LNG 1ton/day를 생산하기 위하여 SMR이 13.7kW의 에너지를 소모하는 것이 비하여 DMR이 10.3kW의 보다 낮은 에너지 소모량을 보이고 있으며, 이는 기존 연구에서 보고된 결과와도 일치한다 (Khan and Lee, 2013; Lee et al., 2015). 부록 Table A1은 각 공정 및 사례별로 격리 구간별로 운전 온도, 압력, 재고량 및 누출 규모에 따른 빈도, 점화확률, 폭발확률 및 그 결과 과압을 나타내고 있다.

Fig. 5는 결과물로 도출된 SMR과 DMR 액화공정의 폭발위험도 초과 누적 도표(Exceedance diagram)를 각 사례별로 보여주고 있다. Fig. 5a는 0.9MTPA의 LNG 생산량을 대상으로 하는 경우로, SMR이 DMR에 비해서 동일한 빈도에서 전반적으로 낮은 과압을 나타내고 있다. Fig. 5b는 1.8MTPA의 LNG 생산량을 대상으로 하고 있으며, 결과는 SMR이 전반적으로 같은 빈도에서 DMR과 유사하거나 약간 더 높은 과압을 보이고 있음을 알 수 있다. 이는 트레인 생산용량의 한계로 SMR의 경우 1.9MTPA 생산을 위하여 2개의 트레인이 적용되었기 때문이다. 트레인의 수가 증가하면 단위 장비가 가지는 재고량은 증가하지 않으나 전체적인 장비의 숫자가 비례하여 증가하게 되므로, 누출 및 폭발 사과의 빈도가 상승하는 결과를 가져온다. DMR의 경우 단일 트레인 생산이 가능하므로 냉매 순환유량이 증가하고 재고량이 증가하여 사고의 폭발과압은 증가하였으나 사고 빈도는 크게 변화하지 않았다. Fig. 5c는 3.6MTPA의 LNG 생산을 위한 경우로, 트레인 개수의 증가로 인하여 SMR의 잠재위험도가 상승한 결과를 보여주고 있다. 결과적으로 전구간에서 동빈도를 가지는 경우 DMR이 SMR보다 낮은 과압을 보이고 있다.

요약하면, SMR은 단일 트레인으로 적용된 경우만 DMR보다 낮은 잠재 폭발 위험도를 보였으며, 생산용량이 증가하여 요구되

Table 4 The results of process optimization for the liquefaction processes

Variables	SMR	DMR
MR Maximum operating pressure [bar]	46.9	48.6
MR Composition		
N2	0.02	0.03
C1	0.12	0.32
C2	0.26	0.36
C3	0.58	0.29
nC4	0.02	0.00
Constraints		
Minimum Temperature [°C]	3.01/3.08	3.03 / 3.33 3.05 / 3.11
Object function		
Specific energy consumption [kW/(ton/day)]	13.7	10.3

는 트레인 개수가 증가하면, SMR은 동빈도에서 DMR과 유사하거나 더 높은 과압을 보였다. 이는 증가하는 트레인의 개수가 장치의 수를 증가시켜 사고빈도가 증가하는 결과를 유발하였기 때문이다. 이는 통상적으로 SMR이 DMR에 비하여 단순하므로 안전하다는 인식이 항상 적용될 수 없음을 보여주며, 다중 트레인이 요구되는 경우 SMR을 채택하는 경우도 위험도 전략이 고려되어야 함을 알 수 있다.

이 연구에서 적용한 잠재 위험도 분석 방법론은 액화사이클에 내재된 폭발 위험성만을 단순화된 가정을 통하여 추산하여 비교하였다는 한계점을 가진다. 예를 들어 점화원은 모듈의 중심으로 일괄 가정되었고, 모듈의 크기가 동일하다고 가정되었으며, 실제 장비의 배치 및 모듈의 배치와 이에 따른 상승효과는 고려되지 않았다. 따라서 차후 연구에서는 보다 신뢰도 높은 안전 평가 결과를 얻기 위해서 보다 정교한 평가방법론의 구축을 필요로 한다. 그러나 그럼에도 불구하고, 동일한 조건에서 SMR이 가지는 내재적 위험도가 DMR보다 커질 수 있음은 중요한 통찰을 제공하며, 개념설계단계에서부터 안전이 고려되어야 할 필요성을 입증하여 준다.

5. 결 론

본 논문에서는 SMR 및 DMR 액화공정 개념설계를 기반으로 생산용량에 따라 각 공정에 내재된 잠재 폭발 위험도를 비교 분석하였다. SMR 및 DMR 액화공정은 공정 모사 소프트웨어를 통하여 모사되었고, 유전 알고리즘을 결합하여 최적화 되었다. 최적화된 공정 조건을 기반으로 폭발 빈도와 결과 과압이 평가되었으며, 초과누적 곡선을 이용하여 잠재 위험도를 비교하였다. 결과는 0.9MTPA 생산 시 SMR이 전반적으로 DMR에 비해서 동빈도에서 낮은 과압을 보였으나, 1.8MTPA 및 3.6MTPA 생산 시 SMR이 DMR과 유사하거나 더 높은 과압을 보였다. 즉 단일 트레인에서 생산하는 경우만이 SMR이 DMR보다 나은 내재적 폭발위험도를 나타내었다. 이는 생산량이 증가하여 다중트레인이 요구되는 경우 SMR의 장치수가 증가, 사고 빈도가 증가하는 결과가 초래되었기 때문이다. 즉 목표 생산량이 증가할수록 DMR이 효율뿐만 아니라 안전 측면에서도 SMR보다 나은 결과를 보였다. 이러한 결과는 SMR이 DMR에 비하여 안전하다고 평가되는 일반적인 시각이 항상 성립하지 않는 것을 보여주며, 대용량 LNG 생산 설비의 경우 SMR을 채택하는 경우 추가적인 안전 전략이 고려되어야 함을 보여준다.

후 기

본 연구는 산업통상자원부 해양플랜트 특성화대학 지원사업 및 해양플랜트 공정 설계 검증을 위해 설계 데이터 상호 응답이 가능한 해저-해상 통합 기본 모델 과제의 지원으로 수행된 결과 중 일부임을 밝히며, 연구비 지원에 감사드립니다.

References

API, 2009. Specification for Oil and Gas Separators. American

- Petroleum Institute, Washington D.C. USA.
- Aspelund, A., Gundersen, T., Myklebust, J., Nowak, M., Tomasgard, A., 2010. An Optimization-simulation Model for a Simple LNG Process. *Computers & Chemical Engineering*, 34(10), 1606-1617.
- Barclay, M., Yang, C., 2006. Offshore LNG: The Perfect Starting Point for the 2-Phase Expander? *Proceedings of Offshore Technology Conference*, Houston USA.
- Barron, R., 1985. *Cryogenic Systems*. Oxford University Press, Oxford, UK.
- Buijs, K., Pek, B., Nagelvoort, R., 2005. Shell's LNG Technology for 7-10 Mtpa LNG Trains. *Proceedings of International Petroleum Technology Conference*, Doha Qatar.
- Bukowski, J., Liu, Y.N., Boccella, S., Kowalski, L., 2011. Innovations in Natural Gas Liquefaction Technology for Future LNG Plants and Floating LNG Facilities. *Proceedings of International Gas Union Research Conference*, Seoul South Korea.
- Corneliussen, M., Samnøy, E., 2015. Near Shore FLNG Concept Evaluations (Master thesis, NTNU). Available at <<https://brage.bibsys.no/xmlui/handle/11250/2350048>> (Accessed Apr 06 2018).
- Crowl, D.A., 2003. *Understanding Explosions*. Wiley-AIChE.
- Dan, S., Lee, C.J., Park, J., Shin, D., Yoon, E.S., 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.
- Drysdale, D., Sylvester-Evans, R., 1998. The Explosion and Fire on the Piper Alpha Platform, 6 July 1988. A Case Study. *Philosophical Transactions Mathematical Physical and Engineering Sciences*, 356(1748), 2929-2951.
- Gaumer, L., Newton, C., 1973. Combined Cascade and Multicomponent Refrigeration System and Method. US 3763658 A, U.S. Patent and Trademark Office.
- GPSA, 2012. *Engineering Data Book*. Gas Processors Suppliers Association.
- Hocquet, J., 2013. Explosion Risk Analysis for FLNG Facilities. *the Main Challenges Chemical Engineering*, Trans. 31, 595-600.
- 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 Topsides Liquefaction Process. *Computers & Chemical Engineering*, 49, 25-36.
- Jewitt, I., 2015. FLNG Safety. In *Gastech 2015*, Singapore.
- Kanoğlu, M., 2002. Exergy Analysis of Multistage Cascade Refrigeration Cycle Used for Natural Gas Liquefaction. *International Journal of Energy Research*, 26(8), 763-774.
- Khan, M.S., Lee, M., 2013. Design Optimization of Single Mixed Refrigerant Natural Gas Liquefaction Process using the Particle Swarm Paradigm with Nonlinear Constraints. *Energy*, 49, 146-155.
- Khan, M. S., Lee, S., Lee, M., 2012. Optimization of Single Mixed Refrigerant Natural Gas Liquefaction Plant with Nonlinear

- Programming. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering*, 7(S1), S62-S70.
- Khan, M. S., Lee, S., Rangaiah, G., Lee, M., 2013. Knowledge Based Decision Making Method for the Selection of Mixed Refrigerant Systems for Energy Efficient LNG Processes. *Applied energy*, 111, 1018-1031.
- Kim, I.H., Dan, S., Cho, S., Lee, G., Yoon, E.S., 2014. Optimization of Single-stage Mixed Refrigerant LNG Process Considering Inherent Explosion Risks. *Korean Chemical Engineering*, 52(4), 467-474.
- Kim, J.S., Nam, K., Park, J., Kim, T.J., Kim, Y.C., 2013. Introduction to FLNG FEED Study. *Proceedings of Offshore Technology Conference*.
- Lee, J., Jo, A., Lee, H., Park, K., 2015. Design Considerations for the Condensate Stabilization and Liquefaction Units in LNG FPSO. *Proceedings of The 25th International Ocean and Polar Engineering Conference*.
- 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 & Engineering Chemistry Research*, 51(30), 10021-10030.
- Lim, W., Tak, K., Moon, I., Choi, K., 2010. Simulation and Comparison of Liquefaction Technologies for LNG Offshore Plant Design. *Proceedings of the 9th ISOPE Pacific/Asia Offshore Mechanics Symposium*.
- Moein, P., Sarmad, M., Ebrahimi, H., Zare, M., Pakseresht, S., Vakili, S. Z., 2015. APCI-LNG Single Mixed Refrigerant Process for Natural Gas Liquefaction Cycle: Analysis and Optimization *Journal of Natural Gas Science and Engineering*, 26, 470-479.
- Mokhatab, S., Mak, J.Y., Valappil, J.V., Wood, D.A., 2013. *Handbook of Liquefied Natural Gas*. Gulf Professional Publishing.
- Mokhatab, S., Poe, W.A., 2012. *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Gulf Professional Publishing.
- OGP, 2010a. Risk Assessment Data Directory - Ignition Probabilities. IOGP Report 434-06, International Association of Oil and Gas Producers.
- OGP, 2010b. Risk Assessment Data Directory - Process Release Frequencies. IOGP Report 434-01, International Association of Oil and Gas Producers.
- Paik, J.K., Czujko, J., Kim, B.J., Seo, J.K., Ryu, H.S., Ha, Y.C., Janiszewski, P., Musial, B., 2011. Quantitative Assessment of Hydrocarbon Explosion and Fire Risks in Offshore Installations. *Marine Structures*, 24(2), 73-96.
- Pek, B., van der Velde, H., 2013. A High Capacity Floating LNG Design. *Proceedings of 17th International Conference and Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 17)*, Houston USA.
- Pwaga, S.S., 2011. Sensitivity Analysis of Proposed LNG liquefaction Processes for LNG FPSO. Master Thesis, NTNU. Available at <<https://brage.bibsys.no/xmlui/handle/11250/234536>> (Accessed Apr 6, 2018).
- Shell Global, 2016. Prelude FLNG - Overview. Retrieved from <http://www.shell.com/about-us/major-projects/prelude-flng/prelude-flng-an-overview.html>
- Swenson, L.K., 1977. Single Mixed Refrigerant, Closed Loop Process for Liquefying Natural Gas. US 4033735 A, U.S. Patent and Trademark Office.
- Talib, J.H., Germinder, B., 2016. Game-Changing Floating LNG Solutions. *Proceedings of Offshore Technology Conference*.
- Talib, J.H., Price, B., 2011. Development of Floating LNG Production Units with Modular/Scalable SMR Processes. *Proceedings of Offshore Technology Conference*.
- Timmerhaus, K.D., Flynn, T.M., 2013. *Cryogenic Process Engineering*. Springer.
- Venkatarathnam, G., Timmerhaus, K.D., 2008. *Cryogenic Mixed Refrigerant Processes*. Springer.
- Vinnem, J.-E., 2014. *Offshore Risk Assessment: Principles, Modelling and Applications of QRA Studies*. Springer.
- 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.
- Xu, X., Liu, J., Cao, L., 2014a. Optimization and Analysis of Mixed Refrigerant Composition for the PRICO Natural Gas Liquefaction Process. *Cryogenics*, 59, 60-69.
- Xu, X., Liu, J., Cao, L., Pang, W., 2014b. Automatically Varying the Composition of a Mixed Refrigerant Solution for Single Mixed Refrigerant LNG (Liquefied Natural Gas) Process at Changing Working Conditions. *Energy*, 64, 931-941.
- Xu, X., Liu, J., Jiang, C., Cao, L., 2013. The Correlation between Mixed Refrigerant Composition and Ambient Conditions in the PRICO LNG Process. *Applied Energy*, 102, 1127-1136.
- 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 25th International Ocean and Polar Engineering Conference*.
- 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.

Appendix

Table A1 The results of process condition, hole size, inventory size, frequency and consequence for each isolated section of (a) Case 1 SMR, (b) Case 1 DMR, (c) Case 2 SMR, (d) Case 2 DMR, (e) Case 3 SMR, (f) Case 3 DMR

Section ID	Related stream	Pres. [bar]	Temp. [K]	Inventory [kg]	Hole size [mm]	Leak freq.	Ignition probability	Explosion frequency	Overpres. at 70 m [barg]
(a) Case 1 (0.9 MTPA), SMR 1 train									
SMR-1-1	10	46.9	305.0	16588.6	30	2.48E-05	4.80E-02	1.19E-06	0.034
					100	8.59E-06	5.00E-02	4.30E-07	0.159
					200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.324
SMR-1-2	6	46.9	113.0	1669.3	30	2.48E-05	4.99E-02	1.24E-06	0.062
					100	8.59E-06	5.00E-02	4.30E-07	0.099
					200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.087
SMR-1-3	11	46.9	254.5	425.8	30	2.48E-05	4.90E-02	1.22E-06	0.049
					100	8.59E-06	5.00E-02	4.30E-07	0.056
					200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.056
SMR-1-4	3	46.9	305.0	396.0	30	2.57E-05	3.19E-02	8.19E-07	0.013
					100	3.48E-06	5.00E-02	1.74E-07	0.048
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.057
SMR-1-5	7	3.1	109.6	170.5	30	2.51E-05	3.21E-02	8.07E-07	0.033
					100	3.38E-06	5.00E-02	1.69E-07	0.036
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.036
SMR-1-6	15	65.0	113.0	1509.3	30	2.47E-05	5.00E-02	1.24E-06	0.058
					100	1.12E-05	5.00E-02	5.60E-07	0.095
					30	3.03E-05	2.56E-03	7.74E-08	0.003
SMR-1-7	9	3.1	228.4	169.9	100	4.01E-06	2.08E-02	8.33E-08	0.011
					200	8.11E-06	3.95E-02	3.20E-07	0.024
					30	2.48E-05	4.68E-02	1.16E-06	0.045
DMR-1-1	14a	48.7	240.0	13792.9	100	8.59E-06	5.00E-02	4.30E-07	0.214
					200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.302
					30	2.47E-05	4.86E-02	1.20E-06	0.047
DMR-1-2	16	48.2	113.0	439.2	100	1.12E-05	5.00E-02	5.60E-07	0.055
					30	2.50E-05	4.30E-02	1.07E-06	0.038
					100	5.99E-06	5.00E-02	2.99E-07	0.096
DMR-1-3	3	19.2	273.0	1390.4	200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.101
					30	2.51E-05	4.15E-02	1.04E-06	0.027
					100	3.38E-06	5.00E-02	1.69E-07	0.053
DMR-1-4	2	19.2	310.0	299.9	200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.051
					30	2.54E-05	3.22E-02	8.18E-07	0.010
					100	3.43E-06	5.00E-02	1.72E-07	0.033
DMR-1-5	11	48.6	305.0	123.5	200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.038
					30	2.47E-05	5.00E-02	1.24E-06	0.058
					100	1.12E-05	5.00E-02	5.60E-07	0.099
DMR-1-6	25	65.0	113.0	1689.4	30	2.48E-05	3.25E-02	8.07E-07	0.014
					100	8.59E-06	5.00E-02	4.30E-07	0.038
					200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.037
DMR-1-7	23	65.0	240.0	148.8	30	2.48E-05	9.04E-03	2.25E-07	0.033
					100	8.59E-06	4.02E-02	3.46E-07	0.053
					200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.054
DMR-1-8	3b	7.6	270.0	332.7	30	2.50E-05	2.97E-02	7.42E-07	0.030
					100	5.99E-06	5.00E-02	2.99E-07	0.073
					200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.071
DMR-1-9	13	48.6	240.0	784.9	30	2.50E-05	2.97E-02	7.42E-07	0.030
					100	5.99E-06	5.00E-02	2.99E-07	0.073
					200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.071

Table A1 The results of process condition, hole size, inventory size, frequency and consequence for each isolated section of (a) Case 1 SMR, (b) Case 1 DMR, (c) Case 2 SMR, (d) Case 2 DMR, (e) Case 3 SMR, (f) Case 3 DMR [Continuation]

Section ID	Related stream	Pres. [bar]	Temp. [K]	Inventory [kg]	Hole size [mm]	Leak freq.	Ignition probability	Explosion frequency	Overpres. at 70 m [barg]
DMR-1-10	5	19.2	240.0	591.4	30	2.47E-05	4.34E-02	1.07E-06	0.054
					100	1.12E-05	5.00E-02	5.60E-07	0.060
DMR-1-11	6	2.8	236.6	182.7	30	2.48E-05	3.14E-02	7.79E-07	0.036
					100	8.59E-06	5.00E-02	4.30E-07	0.032
DMR-1-12	15a	48.6	144.7	1053.7	200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.035
					30	2.48E-05	4.95E-02	1.23E-06	0.063
DMR-1-13	19	3.0	140.2	109.8	100	8.59E-06	5.00E-02	4.30E-07	0.087
					200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.079
DMR-1-14	17	3.0	106.5	80.3	30	3.03E-05	3.96E-03	1.20E-07	0.004
					100	4.01E-06	3.07E-02	1.23E-07	0.014
					200	8.11E-06	4.56E-02	3.70E-07	0.030
					30	2.47E-05	2.57E-03	6.36E-08	0.027
					100	1.12E-05	2.09E-02	2.34E-07	0.024
					(c) Case 2 (1.8 MTPA), SMR 2 trains				
SMR-1-1	10	46.9	305.0	16588.6	30	4.97E-05	4.80E-02	2.38E-06	0.034
					100	1.72E-05	5.00E-02	8.59E-07	0.159
					200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.324
					30	4.97E-05	4.99E-02	2.48E-06	0.062
SMR-1-2	6	46.9	113.0	1669.3	100	1.72E-05	5.00E-02	8.59E-07	0.099
					200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.087
SMR-1-3	11	46.9	254.5	425.8	30	4.97E-05	4.90E-02	2.43E-06	0.049
					100	1.72E-05	5.00E-02	8.59E-07	0.056
					200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.056
					30	5.14E-05	3.19E-02	1.64E-06	0.013
SMR-1-4	3	46.9	305.0	396.0	100	6.96E-06	5.00E-02	3.48E-07	0.048
					200	1.57E-05	5.00E-02	7.87E-07	0.057
SMR-1-5	7	3.1	109.6	170.5	30	5.02E-05	3.21E-02	1.61E-06	0.033
					100	6.76E-06	5.00E-02	3.38E-07	0.036
					200	1.57E-05	5.00E-02	7.87E-07	0.036
					30	4.94E-05	5.00E-02	2.47E-06	0.058
SMR-1-6	15	65.0	113.0	1509.3	100	2.24E-05	5.00E-02	1.12E-06	0.095
					30	6.05E-05	2.56E-03	1.55E-07	0.003
SMR-1-7	9	3.1	228.4	169.9	100	8.02E-06	2.08E-02	1.67E-07	0.011
					200	1.62E-05	3.95E-02	6.40E-07	0.024
(d) Case 2 (1.8 MTPA), DMR 1 train					30	2.50E-05	4.68E-02	1.17E-06	0.045
DMR-1-1	14a	48.7	240.0	27466.8	100	5.99E-06	5.00E-02	2.99E-07	0.220
					200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.452
DMR-1-2	16	48.2	113.0	878.3	30	2.47E-05	4.86E-02	1.20E-06	0.059
					100	1.12E-05	5.00E-02	5.60E-07	0.072
DMR-1-3	3	19.2	273.0	2780.8	30	2.51E-05	4.30E-02	1.08E-06	0.038
					100	3.38E-06	5.00E-02	1.69E-07	0.124
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.137
					30	2.54E-05	4.15E-02	1.05E-06	0.027
DMR-1-4	2	19.2	310.0	599.8	100	3.43E-06	5.00E-02	1.72E-07	0.067
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.067
DMR-1-5	11	48.6	305.0	246.9	30	2.57E-05	3.22E-02	8.28E-07	0.010
					100	3.48E-06	5.00E-02	1.74E-07	0.039
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.048

Table A1 The results of process condition, hole size, inventory size, frequency and consequence for each isolated section of (a) Case 1 SMR, (b) Case 1 DMR, (c) Case 2 SMR, (d) Case 2 DMR, (e) Case 3 SMR, (f) Case 3 DMR [Continuation]

Section ID	Related stream	Pres. [bar]	Temp. [K]	Inventory [kg]	Hole size [mm]	Leak freq.	Ignition probability	Explosion frequency	Overpres. at 70 m [barg]
DMR-1-6	25	65.0	113.0	3344.6	30	2.48E-05	5.00E-02	1.24E-06	0.058
					100	8.59E-06	5.00E-02	4.30E-07	0.136
					200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.146
DMR-1-7	23	65.0	240.0	292.9	30	2.50E-05	3.25E-02	8.12E-07	0.014
					100	5.99E-06	5.00E-02	2.99E-07	0.047
					200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.051
DMR-1-8	3b	7.6	270.0	650.5	30	2.50E-05	9.04E-03	2.26E-07	0.033
					100	5.99E-06	4.02E-02	2.41E-07	0.068
					200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.070
DMR-1-9	13	48.6	240.0	1561.5	30	2.51E-05	2.97E-02	7.46E-07	0.030
					100	3.38E-06	5.00E-02	1.69E-07	0.092
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.098
DMR-1-10	5	19.2	240.0	1164.6	30	2.48E-05	4.34E-02	1.08E-06	0.061
					100	8.59E-06	5.00E-02	4.30E-07	0.078
					200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.072
DMR-1-11	6	2.8	236.6	356.5	30	2.50E-05	3.14E-02	7.83E-07	0.046
					100	5.99E-06	5.00E-02	2.99E-07	0.046
					200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.045
DMR-1-12	15a	48.6	144.7	2077.7	30	2.50E-05	4.95E-02	1.24E-06	0.064
					100	5.99E-06	5.00E-02	2.99E-07	0.116
					200	5.25E-06	5.00E-02	2.62E-07	0.106
DMR-1-13	19	3.0	140.2	207.8	30	3.03E-05	3.96E-03	1.20E-07	0.004
					100	4.01E-06	3.07E-02	1.23E-07	0.014
					200	8.11E-06	4.56E-02	3.70E-07	0.031
DMR-1-14	17	3.0	106.5	158.4	30	2.48E-05	2.57E-03	6.39E-08	0.035
					100	8.59E-06	2.09E-02	1.79E-07	0.034
					200	2.62E-06	3.96E-02	1.04E-07	0.033
(e) Case 3 (3.6 MTPA), SMR 4 trains					30	9.93E-05	4.80E-02	4.77E-06	0.034
SMR-1-1	10	46.9	305.0	16588.6	100	3.44E-05	5.00E-02	1.72E-06	0.159
					200	1.05E-05	5.00E-02	5.25E-07	0.324
					30	9.93E-05	4.99E-02	4.96E-06	0.062
SMR-1-2	6	46.9	113.0	1669.3	100	3.44E-05	5.00E-02	1.72E-06	0.099
					200	1.05E-05	5.00E-02	5.25E-07	0.087
					30	9.93E-05	4.90E-02	4.87E-06	0.049
SMR-1-3	11	46.9	254.5	425.8	100	3.44E-05	5.00E-02	1.72E-06	0.056
					200	1.05E-05	5.00E-02	5.25E-07	0.056
					30	1.03E-04	3.19E-02	3.28E-06	0.013
SMR-1-4	3	46.9	305.0	396.0	100	1.39E-05	5.00E-02	6.96E-07	0.048
					200	3.15E-05	5.00E-02	1.57E-06	0.057
					30	1.00E-04	3.21E-02	3.23E-06	0.033
SMR-1-5	7	3.1	109.6	170.5	100	1.35E-05	5.00E-02	6.76E-07	0.036
					200	3.15E-05	5.00E-02	1.57E-06	0.036
					30	9.88E-05	5.00E-02	4.94E-06	0.058
SMR-1-6	15	65.0	113.0	1509.3	100	4.48E-05	5.00E-02	2.24E-06	0.095
					30	1.21E-04	2.56E-03	3.10E-07	0.003
					100	1.60E-05	2.08E-02	3.33E-07	0.011
SMR-1-7	9	3.1	228.4	169.9	200	3.24E-05	3.95E-02	1.28E-06	0.024

Table A1 The results of process condition, hole size, inventory size, frequency and consequence for each isolated section of (a) Case 1 SMR, (b) Case 1 DMR, (c) Case 2 SMR, (d) Case 2 DMR, (e) Case 3 SMR, (f) Case 3 DMR [Continuation]

Section ID	Related stream	Pres. [bar]	Temp. [K]	Inventory [kg]	Hole size [mm]	Leak freq.	Ignition probability	Explosion frequency	Overpres. at 70 m [barg]
(f) Case 3 (3.6MTPA), DMR 1 train									
DMR-1-1	14a	48.7	240.0	54711.7	30	2.57E-05	4.68E-02	1.20E-06	0.045
					100	3.48E-06	5.00E-02	1.74E-07	0.220
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.635
DMR-1-2	16	48.2	113.0	1660.9	30	2.48E-05	4.86E-02	1.21E-06	0.066
					100	8.59E-06	5.00E-02	4.30E-07	0.092
					200	2.62E-06	5.00E-02	1.31E-07	0.094
DMR-1-3	3	19.2	273.0	4066.6	30	2.60E-05	4.30E-02	1.12E-06	0.038
					100	3.53E-06	5.00E-02	1.77E-07	0.140
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.165
DMR-1-4	2	19.2	310.0	1232.7	30	3.03E-05	4.15E-02	1.25E-06	0.027
					100	4.01E-06	5.00E-02	2.01E-07	0.085
					200	8.11E-06	5.00E-02	4.06E-07	0.093
DMR-1-5	11	48.6	305.0	388.4	30	3.03E-05	3.22E-02	9.74E-07	0.010
					100	4.01E-06	5.00E-02	2.01E-07	0.042
					200	8.11E-06	5.00E-02	4.06E-07	0.056
DMR-1-6	25	65.0	113.0	6912.6	30	2.51E-05	5.00E-02	1.26E-06	0.058
					100	3.38E-06	5.00E-02	1.69E-07	0.193
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.212
DMR-1-7	23	65.0	240.0	577.8	30	2.51E-05	3.25E-02	8.16E-07	0.014
					100	3.38E-06	5.00E-02	1.69E-07	0.055
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.066
DMR-1-8	3b	7.6	270.0	1306.0	30	2.57E-05	9.04E-03	2.32E-07	0.033
					100	3.48E-06	4.02E-02	1.40E-07	0.091
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.093
DMR-1-9	13	48.6	240.0	3106.9	30	2.60E-05	2.97E-02	7.73E-07	0.030
					100	3.53E-06	5.00E-02	1.77E-07	0.114
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.137
DMR-1-10	5	19.2	240.0	2252.3	30	2.51E-05	4.34E-02	1.09E-06	0.066
					100	3.38E-06	5.00E-02	1.69E-07	0.102
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.094
DMR-1-11	6	2.8	236.6	550.0	30	2.54E-05	3.14E-02	7.96E-07	0.053
					100	3.43E-06	5.00E-02	1.72E-07	0.055
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.055
DMR-1-12	15a	48.6	144.7	4829.8	30	2.51E-05	4.95E-02	1.24E-06	0.064
					100	3.38E-06	5.00E-02	1.69E-07	0.171
					200	7.87E-06	5.00E-02	3.94E-07	0.158
DMR-1-13	19	3.0	140.2	412.1	30	3.03E-05	3.96E-03	1.20E-07	0.004
					100	4.01E-06	3.07E-02	1.23E-07	0.014
					200	8.11E-06	4.56E-02	3.70E-07	0.031
DMR-1-14	17	3.0	106.5	354.6	30	2.51E-05	2.57E-03	6.46E-08	0.047
					100	3.38E-06	2.09E-02	7.06E-08	0.045
					200	7.87E-06	3.96E-02	3.11E-07	0.044