



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

가스추진선박의 가스연료공급시스템에 대한 CFD를
이용한 정량적 위험도 해석에 관한 연구

A CFD study on the quantitative risk analysis for the
fuel gas supply system of the gas fuelled ship



2017년 2월

한국해양대학교 대학원

기계공학과

김기평

본 논문을 김기평의 공학박사 학위논문으로 인준함.



위원장

정 재 현



위 원

손 동 우



위 원

윤 형 기



위 원

김 정 환



위 원

이 영 호



2016년 12월 19일

한국해양대학교 대학원

목 차

List of Tables	v
List of Figures	vii
Abstract	xvi

1. 서 론

1.1 개요	1
1.2 연구 배경	8
1.2.1 가스추진선 기술 현황	8
1.2.2 가스 누출에 관한 연구 배경	13
1.2.3 가스 누출로 인한 폭발에 관한 연구 배경	17

2. 안전성 평가

2.1 안전성 평가	19
2.2 HAZID	21
2.2.1 위험도 평가기준	26
2.2.2 위험도 매트릭스	29
2.3 가스추진선에 대한 안전성 평가	31
2.3.1 HAZID Results	33
2.3.2 HAZID study result for FGS system	35

3. 공정해석	
3.1 누출가스 분석을 위한 공정해석기법의 적용	36
3.1.1 가스누출량 산출	39
3.1.1.1 압력용기 벽면의 파공에 의한 가스 누출량 계산	42
3.1.1.2 압력용기 연결배관에서의 가스 누출량 계산	50
3.1.1.3 배관 파단에 의한 가스 누출	57
3.2 공정해석을 통한 가스누출량 계산	65
3.2.1 연료저장 시스템의 적용	66
3.2.2 공정해석의 적용 및 가스누출해석	71
3.2.3 고압 배관에 대한 가스누출 해석 결과	80
4. CFD 해석 및 결과	
4.1 CFD의 적용 및 가스 클라우드 해석	106
4.1.1 해석 모델의 선정 및 경계조건 설정	106
4.1.2 CFD 해석 결과 및 고찰	112
4.2 가스추진시스템에 대한 폭발 해석	129
4.2.1 개요	129
4.2.2 폭발 위험도	134
4.2.3 폭발 해석	138
4.2.4 안전요건이 반영되지 않은 폭발해석결과	141
4.2.5 안전요건이 반영된 폭발해석결과	149
4.2.6 폭발 위험의 완화	158
5. 결론	160
감사의 글	162
참고문헌	163

List of Tables

Table 1-1 NO _x emission limiting criteria of IMO	2
Table 1-2 EEDI reduction methodology	4
Table 1-3 List of gas propulsion vessels being operated in 2014	6
Table 1-4 Gas propulsion vessels scheduled to be ordered after 2014	7
Table 1-5 Res.MSC.285(86) entry into force	13
Table 1-6 Progress of IMO discussion	14
Table 2-1 Criteria for risk assessment basics	26
Table 2-2 Risk Matrix Example 1	29
Table 2-3 Risk Matrix Example 2	30
Table 2-4 Definition of Severity Index	32
Table 2-5 Distribution for Hazard Category	33
Table 2-6 Number of Hazards by Hazard Category	34
Table 2-7 Specific number by the risk ranking	35
Table 3-1 Identified auxiliary machineries	37
Table 3-2 Conditions for calculation for hole of pressure vessel wall	42
Table 3-3 Calculation results for temperature of case "A"	44
Table 3-4 Calculation results for density of case "A"	45
Table 3-5 Calculation results for pressure of case "A"	46
Table 3-6 Calculation results for mass flow of case "A"	47
Table 3-7 Calculation results for released mass flow of case "A"	48
Table 3-8 Conditions for calculation for hole of connecting piping	50
Table 3-9 Calculation results for density of case "B"	52
Table 3-10 Calculation results for pressure of case "B"	53
Table 3-11 Calculation results for pressure of case "B"	54

List of Tables

Table 3-12	Calculation results for mass flow of case "D"	55
Table 3-13	Calculation results for released mass flow of case "B"	56
Table 3-14	Conditions for calculation for hole of connecting piping	57
Table 3-15	Calculation results for mass flow	60
Table 3-16	Calculation results for released mass flow	61
Table 3-17	Calculation results for mass flow	62
Table 3-18	Calculation results for released mass flow	63
Table 3-19	Operation Modes	73
Table 3-20	Design Conditions	74
Table 3-21	Result for leak loss after equilibrium time for scenario 1	85
Table 3-22	Result for leak loss after equilibrium time for scenario 2	91
Table 3-23	Result for leak loss after equilibrium time for scenario 3	98
Table 3-24	Result for leak loss after equilibrium time for scenario 4	104
Table 4-1	Specification of 3-D domain for CFD analysis	109
Table 4-2	5 scenarios for gas release CFD analysis	112
Table 4-3	Comparison between LNG and LPG	130
Table 4-4	TOE(Ton of oil equivalent) conversion table	130
Table 4-5	Physicochemical properties of pure gas	131
Table 4-6	Standard calorific value of LNG	132
Table 4-7	Leakage frequency data example - API 581	135
Table 4-8	Basic information about 3-D modeling and grids	139
Table 4-9	Gas cloud status	139
Table 4-10	Result of explosion analysis for 1~2 cases	141
Table 4-11	Result of explosion analysis for 6 cases	151

List of Figures

Fig. 1-1 Comparison of GHG reduction and GDP growth	1
Fig. 1-2 NO _x & SO _x emission criteria of IMO	2
Fig. 1-3 Exhaust gas comparison between MDO and LNG	3
Fig. 1-4 Energy efficiency design index(EEDI) formula	5
Fig. 1-5 Emission Control Area in 2014	5
Fig. 1-6 Cumulative total cost[MUSD] compared to HFO baseline	6
Fig. 1-7 PFD of DSME HiVAR Fuel Gas Supply System	9
Fig. 1-8 Arrangement example for DSME HiVAR FGS	9
Fig. 1-9 Concept of FGS installation by DSME in 2010	10
Fig. 1-10 Asia's first LNG fuel vessel "Eco-nuri"	12
Fig. 1-11 General Arrangement of "Eco-Nuri"	12
Fig. 1-12 LNG jet dispersion-horizontal release through a 10mm nozzle	15
Fig. 1-13 LNG utilization as a fuel	16
Fig. 1-14 Schematic diagram of FGS room in COT	17
Fig. 2-1 Procedure for Risk Assessment and Management	25
Fig. 2-2 FGS room location in LNG fuelled VLCC	31
Fig. 2-3 Hazard Distribution (1)	33
Fig. 2-4 Hazard Distribution (2)	34
Fig. 3-1 Comparison of calculation results for temperature of case "A" ..	44
Fig. 3-2 Comparison of calculation results for density of case "A"	45
Fig. 3-3 Comparison of calculation results for pressure of case "A"	46
Fig. 3-4 Comparison of calculation results for released mass flow of case "A" ..	47
Fig. 3-5 Comparison of calculation results for released mass flow of case "A" ..	48

List of Figures

Fig. 3-6	Comparison of calculation results for temperature of case "B"	52
Fig. 3-7	Comparison of calculation results for density of case "B"	53
Fig. 3-8	Comparison of calculation results for pressure of case "B"	54
Fig. 3-9	Comparison of calculation results for mass flow of case "B"	55
Fig. 3-10	Comparison of calculation results for released mass flow of case "B" ...	56
Fig. 3-11	Comparison of calculation results for mass flow	60
Fig. 3-12	Comparison of calculation results for released mass flow	61
Fig. 3-13	Comparison of calculation results for mass flow	62
Fig. 3-14	Comparison of calculation results for released mass flow	63
Fig. 3-15	Cooling system arrangement for LNG fuel supply system	66
Fig. 3-16	Temperature changes inside the tank	67
Fig. 3-17	Pressure changes inside the tank	68
Fig. 3-18	Liquid level changes inside the tank	68
Fig. 3-19	BOR(Boil off Rate) changes inside the tank	69
Fig. 3-20	Gas release by PSV inside the tank	69
Fig. 3-21	Gas release by PSV inside the tank	70
Fig. 3-22	Main systems for gas propulsion vessel	71
Fig. 3-23	PFD for Gas fuel supply system Ref. DSME	72
Fig. 3-24	Calibration for inner diameter of pipe	75
Fig. 3-25	Network setup for FGS system arrangement	77
Fig. 3-26	Network for 300bar pressure modelling by "FlowNex"	79
Fig. 3-27	Optimized modeling for gas release analysis on the pipeline with 300bar ...	79
Fig. 3-28	Mass flow at up and downstream in case of 100% rupture ...	80

List of Figures

Fig. 3-29	Leak velocity at the leak point in case of 100% rupture	80
Fig. 3-30	Leak pressure at the leak point in case of 100% rupture	80
Fig. 3-31	Leak pressure at up and downstream point in case of 100% rupture	81
Fig. 3-32	Total mass loss in case of 100% rupture	81
Fig. 3-33	Mass flow at up and downstream in case of 50% rupture	81
Fig. 3-34	Leak velocity at the leak point in case of 50% rupture	82
Fig. 3-35	Leak pressure at the leak point in case of 50% rupture	82
Fig. 3-36	Leak pressure at up and downstream point in case of 50% rupture	82
Fig. 3-37	Total mass loss in case of 50% rupture	83
Fig. 3-38	Mass flow at up and downstream in case of 20% rupture	83
Fig. 3-39	Leak velocity at the leak point in case of 20% rupture	83
Fig. 3-40	Leak pressure at the leak point in case of 20% rupture	84
Fig. 3-41	Leak pressure at up and downstream point in case of 20% rupture	84
Fig. 3-42	Total mass loss in case of 50% rupture	84
Fig. 3-43	Mass flow at up and downstream in case of 100% rupture	86
Fig. 3-44	Leak velocity at the leak point in case of 100% rupture	86
Fig. 3-45	Leak pressure at the leak point in case of 100% rupture	86
Fig. 3-46	Leak pressure at up and downstream point in case of 100% rupture	87
Fig. 3-47	Total mass loss in case of 100% rupture	87
Fig. 3-48	Mass flow at up and downstream in case of 50% rupture	87
Fig. 3-49	Leak velocity at the leak point in case of 50% rupture	88
Fig. 3-50	Leak velocity at the leak point in case of 50% rupture	88
Fig. 3-51	Leak pressure at up and downstream point in case of 50% rupture	88

List of Figures

Fig. 3-52	Total mass loss in case of 50% rupture	89
Fig. 3-53	Mass flow at up and downstream in case of 20% rupture ...	89
Fig. 3-54	Leak velocity at the leak point in case of 20% rupture	89
Fig. 3-55	Leak pressure at the leak point in case of 20% rupture	90
Fig. 3-56	Leak pressure at up and downstream point in case of 20% rupture	90
Fig. 3-57	Total mass loss in case of 50% rupture	90
Fig. 3-58	Mass flow at up and downstream in case of 100% rupture ...	93
Fig. 3-59	Leak velocity at the leak point in case of 100% rupture	93
Fig. 3-60	Leak pressure at the leak point in case of 100% rupture	93
Fig. 3-61	Leak pressure at up and downstream point in case of 100% rupture	94
Fig. 3-62	Total mass loss in case of 100% rupture	94
Fig. 3-63	Mass flow at up and downstream in case of 50% rupture	94
Fig. 3-64	Leak velocity at the leak point in case of 50% rupture	95
Fig. 3-65	Leak pressure at the leak point in case of 50% rupture	95
Fig. 3-66	Leak pressure at up and downstream point in case of 50% rupture	95
Fig. 3-67	Total mass loss in case of 50% rupture	96
Fig. 3-68	Mass flow at up and downstream in case of 20% rupture ...	96
Fig. 3-69	Leak velocity at the leak point in case of 20% rupture	96
Fig. 3-70	Leak pressure at the leak point in case of 20% rupture	97
Fig. 3-71	Leak pressure at up and downstream point in case of 20% rupture	97
Fig. 3-72	Total mass loss in case of 20% rupture	98
Fig. 3-73	Mass flow at up and downstream in case of 100% rupture ...	99
Fig. 3-74	Leak velocity at the leak point in case of 100% rupture	99

List of Figures

Fig. 3-75	Leak pressure at the leak point in case of 100% rupture	100
Fig. 3-76	Leak pressure at up and downstream in case of 100% rupture	100
Fig. 3-77	Total mass loss in case of 100% rupture	100
Fig. 3-78	Mass flow at up and downstream in case of 50% rupture ..	101
Fig. 3-79	Leak velocity at the leak point in case of 50% rupture	101
Fig. 3-80	Leak pressure at the leak point in case of 50% rupture	101
Fig. 3-81	Leak pressure at up and downstream point in case of 50% rupture ..	102
Fig. 3-82	Total mass loss in case of 50% rupture	102
Fig. 3-83	Mass flow at up and downstream in case of 20% rupture ..	102
Fig. 3-84	Leak velocity at the leak point in case of 20% rupture	103
Fig. 3-85	Leak pressure at the leak point in case of 20% rupture	103
Fig. 3-86	Leak pressure at up and downstream point in case of 20% rupture ..	103
Fig. 3-87	Total mass loss in case of 20% rupture	104
Fig. 4-1	Fuel gas supply system on the 10,000 TEU class LNG fuelled ship ..	107
Fig. 4-2	Result of 3-D modelling for FGS system	108
Fig. 4-3	Height of leakage on the 3-D modelling for FGS system	108
Fig. 4-4	Mesh generation for FGS system	109
Fig. 4-5	Conditions of leakage volume fraction at leak monitoring point ..	111
Fig. 4-6	CH ₄ concentration at measuring points for case 1	112
Fig. 4-7	CH ₄ concentration at measuring points for case 2	112
Fig. 4-8	CH ₄ concentration at measuring points for case 3	113
Fig. 4-9	CH ₄ concentration at measuring points for case 4	113
Fig. 4-10	Concentration of CH ₄ for Case 1, Top view at 4s	115

List of Figures

Fig. 4-11	Concentration of CH ₄ for Case 1, Top view at 8s	115
Fig. 4-12	Concentration of CH ₄ for Case 1, Top view at 50s	115
Fig. 4-13	Concentration of CH ₄ for Case 1, Top view at 120s	116
Fig. 4-14	Concentration of CH ₄ for Case 2, Top view at 4s	116
Fig. 4-15	Concentration of CH ₄ for Case 2, Top view at 4s	116
Fig. 4-16	Concentration of CH ₄ for Case 2, Top view at 4s	117
Fig. 4-17	Concentration of CH ₄ for Case 2, Top view at 4s	117
Fig. 4-18	Concentration of CH ₄ for Case 3, Top view at 4s	117
Fig. 4-19	Concentration of CH ₄ for Case 3, Top view at 8s	118
Fig. 4-20	Concentration of CH ₄ for Case 3, Top view at 50s	118
Fig. 4-21	Concentration of CH ₄ for Case 3, Top view at 120s	118
Fig. 4-22	Concentration of CH ₄ for Case 4, Top view at 4s	119
Fig. 4-23	Concentration of CH ₄ for Case 4, Top view at 8s	119
Fig. 4-24	Concentration of CH ₄ for Case 4, Top view at 50s	119
Fig. 4-25	Concentration of CH ₄ for Case 4, Top view at 120s	120
Fig. 4-26	Methane concentrations for case 1 at 4s	120
Fig. 4-27	Methane concentrations for case 1 at 8s	120
Fig. 4-28	Methane concentrations for case 1 at 50s	121
Fig. 4-29	Methane concentrations for case 1 at 4s	121
Fig. 4-30	Methane concentrations for case 1 at 8s	121
Fig. 4-31	Methane concentrations for case 1 at 50s	121
Fig. 4-32	Methane concentrations for case 2 at 4s	122
Fig. 4-33	Methane concentrations for case 2 at 8s	122

List of Figures

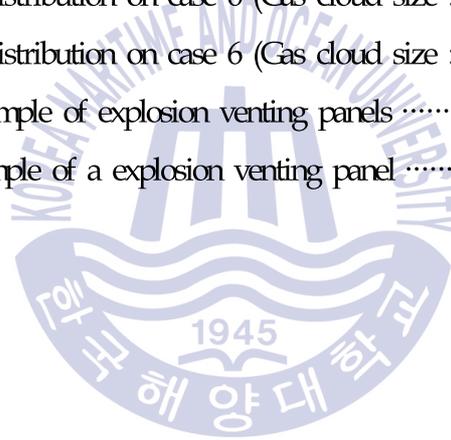
Fig. 4-34	Methane concentrations for case 2 at 50s	122
Fig. 4-35	Methane concentrations for case 2 at 4s	122
Fig. 4-36	Methane concentrations for case 2 at 8s	123
Fig. 4-37	Methane concentrations for case 2 at 50s	123
Fig. 4-38	Methane concentrations for case 3 at 4s	123
Fig. 4-39	Methane concentrations for case 3 at 8s	123
Fig. 4-40	Methane concentrations for case 3 at 50s	124
Fig. 4-41	Methane concentrations for case 3 at 120s	124
Fig. 4-42	Methane concentrations for case 3 at 4s	124
Fig. 4-43	Methane concentrations for case 3 at 8s	124
Fig. 4-44	Methane concentrations for case 3 at 50s	125
Fig. 4-45	Methane concentrations for case 3 at 120s	125
Fig. 4-46	Methane concentrations for case 4 at 4s	125
Fig. 4-47	Methane concentrations for case 4 at 8s	125
Fig. 4-48	Methane concentrations for case 4 at 50s	126
Fig. 4-49	Methane concentrations for case 4 at 120s	126
Fig. 4-50	Methane concentrations for case 4 at 4s	126
Fig. 4-51	Methane concentrations for case 4 at 8s	126
Fig. 4-52	Methane concentrations for case 4 at 50s	127
Fig. 4-53	Methane concentrations for case 4 at 120s	127
Fig. 4-54	Time variations of CH ₄ mass fraction for 4 cases	128

List of Figures

Fig. 4-55	3 elements of fire and explosion occurrence	133
Fig. 4-56	Main characteristics of methane fire/explosion	133
Fig. 4-57	Step-by-step arrangement of fire and explosion	136
Fig. 4-58	3-D Modeling for explosion Analysis	137
Fig. 4-59	3-D grid generation for explosion analysis	138
Fig. 4-60	Explosion overpressure curves for Case 1	140
Fig. 4-61	Explosion overpressure curves for Case 2	141
Fig. 4-62	Result of explosion analysis as for case 1 & 2	141
Fig. 4-63	Blast pressure distribution on case 1	142
Fig. 4-64	Blast pressure distribution on case 1	143
Fig. 4-65	Blast pressure distribution on case 1	143
Fig. 4-66	Blast pressure distribution on case 1	144
Fig. 4-67	Blast pressure distribution on case 1	144
Fig. 4-68	Blast pressure distribution on case2	145
Fig. 4-69	Blast pressure distribution on case2	145
Fig. 4-70	Blast pressure distribution on case 2	146
Fig. 4-71	Blast pressure distribution on case 2	146
Fig. 4-72	Blast pressure distribution on case 2	147
Fig. 4-73	Explosion overpressure curves for case 3	149
Fig. 4-74	Explosion overpressure curves for case 4	150
Fig. 4-75	Explosion overpressure curves for case 5	150
Fig. 4-76	Explosion overpressure curves for case 6	151
Fig. 4-77	Result of explosion analysis for 4 scenarios	152

List of Figures

Fig. 4-78 Comparison of overpressure for case 6 of with & without obstacles ..	153
Fig. 4-79 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.115 sec)	154
Fig. 4-80 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.125 sec)	154
Fig. 4-81 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.132 sec)	154
Fig. 4-82 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.135 sec)	155
Fig. 4-83 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.153 sec)	155
Fig. 4-84 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.65 sec)	155
Fig. 4-85 Commercial example of explosion venting panels	158
Fig. 4-86 Installation example of a explosion venting panel	158



A CFD study on the quantitative risk analysis for the fuel gas supply system of the gas fuelled ship

Kim, Ki Pyoung

Department of Mechanical Engineering

Graduate School of Korea Maritime and Ocean University

Abstract

LNG has significant advantages in regard to environmental aspects comparing with conventional oil. In case of using LNG, it is estimated that NO_x and SO_x emission can be reduced by about 90% and 100%, respectively. Therefore, LNG enables us to comply with stricter emission requirements for ships under the MARPOL Convention combined with regionally enforced Emission Control Areas (ECA) and GHG emission reduction initiated by IMO. LNG-fuelled ship have been considered to be the best option both from an environmental and an economic point of view. Along with these trends, some major shipyards and Classification Societies have started to carry out the risk-based system design for LNG-fuelled ship.

However, new conceptual gas fuelled ship has high risk level compared with vessels using traditional oil especially in view of gas explosion accident. Therefore safety area which is installed fuel gas supply system is required risk based system design with special considerations. First of all, in order to control the risk level, hazards should be identified by experts in various fields and risks should be ranked by semi-quantitative way.

Nevertheless, in case of ship design requirements are not satisfied with general safety level, to obtain quantitative risk data, reanalysis is required to meet the available safety level. Quantitative risk analysis has various ways, such as investigating the accident case, opinion collection from experts etc. However quantitative risk analysis using computational fluid dynamics(CFD) is widely used for decisions of risk-based design according to the general advantages of the computational fluid dynamics.

Since the engine room with fuel gas supply system is highly confined, it can be congested highly enough to be damaged at partial hull structure and risk sensitive auxiliary equipment by explosion overpressure. For this reason, explosion analysis needs to be performed to prepare the data required to assess the structural resistance or to mitigate the explosion overpressure in the developing new code of safety for ships using gases or other Low flashpoint fuels(IGF Code). In order to obtain quantitative risk data by explosion analysis, gas leak analysis and gas cloud analysis under the strict boundary conditions by conventional regulations should be carried out. According to the results of explosion simulations conducted based on the forecast the size and the position of the gas cloud made available through the gas leak analysis and gas cloud analysis, show the explosion overpressure contours and quantitative graphs in the engine room with fuel gas supply system. Quantitative risk analysis can be carried out various ways however especially explosion analysis should be conducted by quantitative calculation of gas cloud and gas release. Also in order to obtain the information of the characteristics of gas leaks, the use of general purpose chemical process simulator is essential.

On this paper, the entire process necessary for the quantitative risk analysis was explained to meet the satisfactory safety level of gas fuelled ship. And the results of this study can further be used to carry out structural analysis or assess the impact on the auxiliary equipment for the similar stage of risk level with traditional vessels using general crude oil.

KEY WORDS: 가스추진선박; Gas fuelled ships, 안전설계; Risk-based system design, 안전성평가; Risk assessment, 정량적 위험도 해석; Quantitative risk analysis, 전산유체역학; Computational fluid dynamics

제 1 장 서 론

1.1 개요

유럽연합(EU: European Union)은 세계적으로 신기후체제의 논의와 실행을 선도하고 있다.(한국조선협회, 2011) 2020년 기후 에너지 정책 기조로써 1990년 대비 온실가스 20% 감축, 재생에너지 및 에너지 효율을 20% 증대하기로 했다. 2014년 10월 EU 합의 내용에 따르면 2030년 이후에는 1990년 대비 온실가스 배출량을 40% 감축하고 향후 각국의 상황을 고려하여 회원국별로 감축 부담을 배분할 예정이다. 또한 화석연료의 비중을 줄이고 신재생에너지 비중을 27%까지 확대하고 에너지 효율 전망치를 1990년 대비 27% 개선하기로 했다. Fig. 1-1은 EU가 경제성장에 부응하여 온실가스 배출량을 얼마나 감소시켰는지를 보여준다.

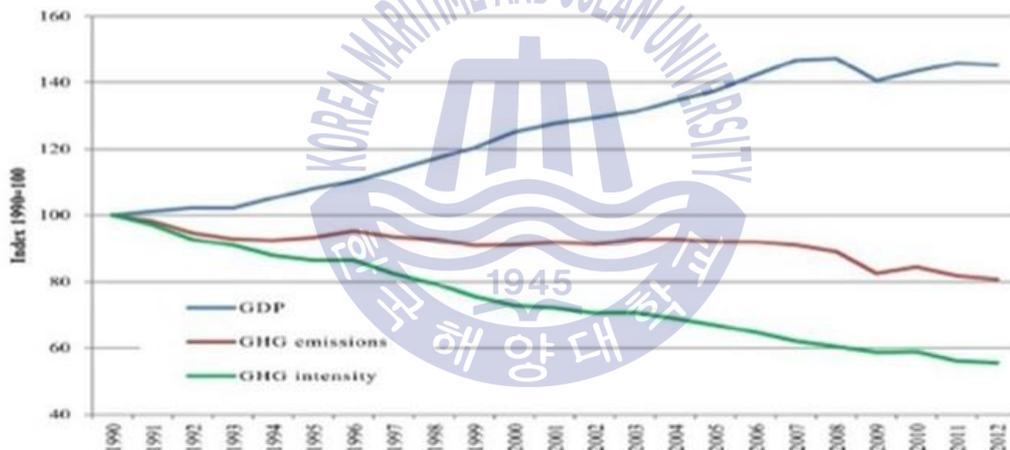


Fig. 1-1 Comparison of GHG reduction and GDP growth of EU(Source: EC. Progress towards achieving the Kyoto and EU 2020 objectives. 2014.10)

온실가스(GHG: Green House Gas)의 감축은 지구환경변화에 상당한 영향을 미칠 것으로 예견되고 있어 이에 따른 전 세계적 산업 전반에 환경 규제가 강화되고 있다. 이에 따라 해운산업에 대해서도 정부주도의 녹색기조 정책에 따라 탄소, 질소산화물, 황산화물과 같은 배출가스에 대한 규제가 강화되고 있으며 국제해사기구(IMO: International Maritime Organization)는 선박으로부터의 대기오염을 줄이기 위해 선박으로부터 오염 방지를 위한 국제협약(International Convention for the Prevention of Marine Pollution from Ships)

MARPOL 규정을 발효하여 현재 배출량의 5~20% 수준으로 줄이고자 하고 있다. Table 1-1은 IMO에서 제시하는 질소산화물 배출제한 기준을 나타낸다.

Table 1-1 NOx emission limiting criteria of IMO

RPM (n)	Tier I	Tier II (2011.1.1)	Tier III (2016.1.1)
130 RPM 미만	17.0g/KWh	14.4g/KWh	3.4g/KWh
130 RPM ~ 2000 RPM	$45 \cdot n(-0.2)$ g/KWh	$44 \cdot n(-0.2)$ g/KWh	$9 \cdot n(-0.2)$ g/KWh
2000 RPM 이상	9.8g/KWh	7.7g/KWh	2.0g/KWh

IMO 협약에 따른 ECA(Emission Control Area)와 SECA(Sulfur Emission Control Area) 통항제한 기준 및 환경규제에 따라 IMO는 2016년까지 질소산화물을 현 수준의 80%를 제한하기로 하였으며, 황산화물에 대해서도 규제 해역을 설정하고 이산화탄소에 대하여 탄소세를 부과할 방침이다. Fig. 1-2는 IMO에서 발표한 단계별 NOx 및 SOx 배출기준의 강화를 나타내고 있다.

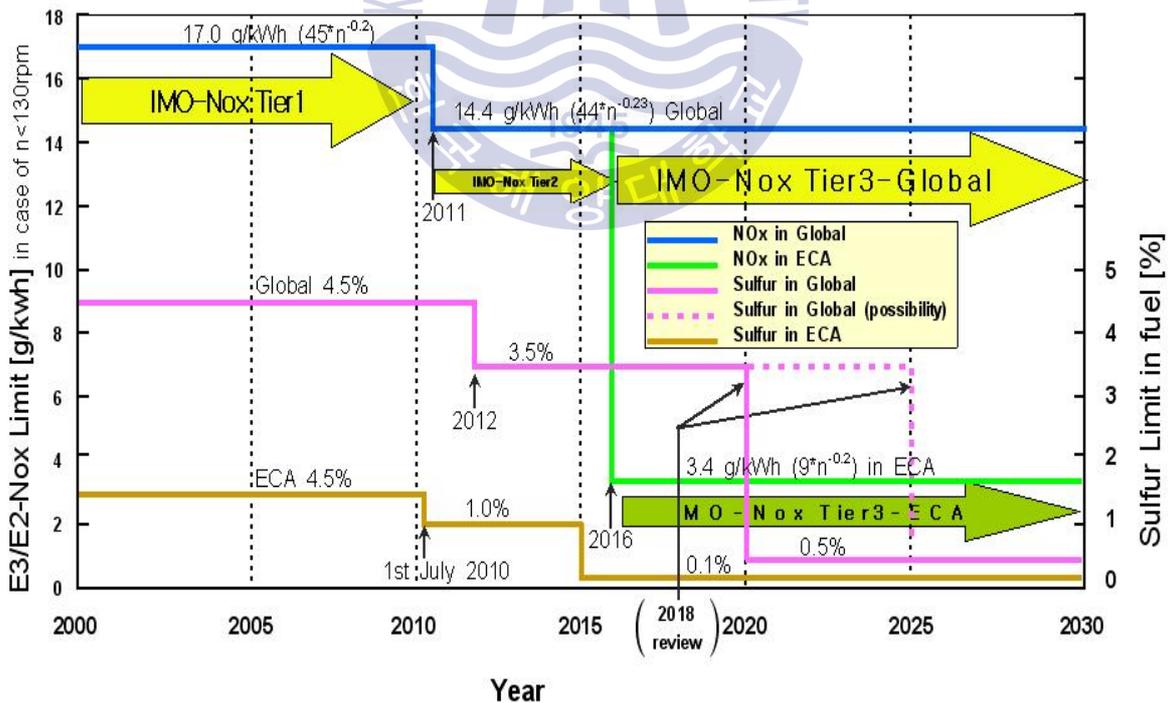


Fig. 1-2 NOx & SOx emission criteria of IMO

Fig. 1-3은 MDO(Marine Diesel Oil)와 LNG(Liquid Natural Gas)의 배출가스를 비교한 그래프로써 기존의 MDO와 HFO(Heavy Fuel Oil)보다도 LNG를 사용할 경우 고효율에 질소산화물(NOx)과 황산화물(SOx)의 배출이 적으며, 이산화탄소의 배출량이 적어서 친환경 에너지이며 국제환경기준에 적합함을 보이고 있다. 그림에서 알 수 있듯이 NOx 배출의 경우 80~90% 저감, SOx 배출은 거의 없으며, CO2는 약 25% 저감 및 PM(particulate materials) 배출은 '0'에 근접함을 나타내고 있다.

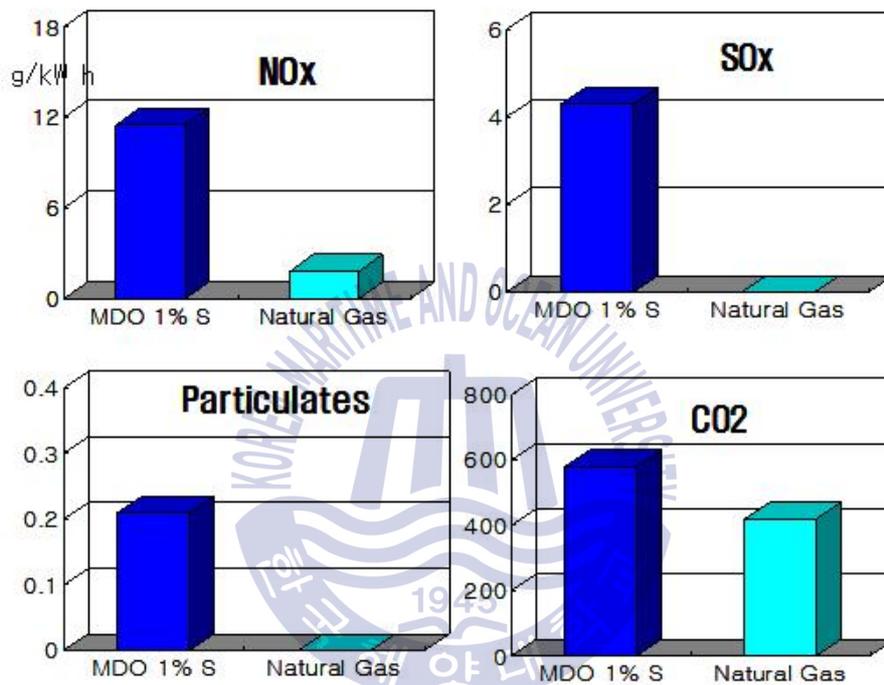


Fig. 1-3 Exhaust gas comparison between MDO and LNG

탄소배출과 관련해서도 2011년 IMO 회의에서 향후 건조되는 신조선에 대해 Fig. 1-4와 같은 에너지효율설계지수(EEDI: Energy Efficiency Design Index)를 도입하기로 최종 결정함에 따라 2013년부터 2025년까지 12년간 10%씩 3차례에 걸쳐 기준 대비 30%의 온실가스를 감축해야 하는 강제적 의무조항을 개설했다.

EEDI의 감소를 위해서는 상기 공식에서 제시하는 다양한 기술적 요소를 해결하는 것이 중요한 이슈로 남게 된다. Table 1-2는 현재 제시되고 있는 EEDI의 감소 방법을 정리한 것이다. 이 중에서 새롭게 부각되고 있는 기술은 크게 3가지로 분류할 수 있다. 첫 째는 HFO를 사용하면서 배기가스를 정화하는 스크러버(Scrubbers: 액체를 이용해서 가스 속에

부유하는 고체 또는 액체 입자를 포집하는 장치)를 장착하는 방법이 있으며, 둘째는 주로 HFO를 사용하면서 ECA(Emission Control Area)지역 등 규제가 강한 지역에서는 저유황 연료를 사용하는 방법이 있다. 이 두 가지 방법은 원천적인 해결방법으로 인식되지는 않고 있으나, 현실적인 대안으로 폭넓게 적용될 가능성이 있다. 셋째는 선박의 연료를 기존의 중유 계열 벙커유에서 LNG를 사용하는 방법으로써 현재로써는 가장 원천적인 해결책이며 현실적인 대안으로 떠오르며 중단 단계의 에너지(Bridge Energy)로 자리 잡고 있다.

Table 1-2 EEDI reduction methodology

NO.	EEDI reduction measure	Remark
1	Optimised hull dimensions and form	Ship design for efficiency via choice of main dimensions (port and canal restrictions) and hull forms.
2	Lightweight construction	New lightweight ship construction material.
3	Hull coating	Use of advanced hull coatings/paints.
4	Hull air lubrication system	Air cavity via injection of air under/around the hull to reduce wet surface and thereby ship resistance.
5	Optimisation of propeller-hull interface and flow devices	Propeller-hull-rudder design optimisation plus relevant changes to ship's aft body.
6	Contra-rotating propeller	Two propellers in series; rotating at different direction.
7	Engine efficiency improvement	De-rating, long-stroke, electronic injection, variable geometry turbocharging, etc.
8	Waste heat recovery	Main and auxiliary engines' exhaust gas waste heat recovery and conversion to electric power.
9	Gas fuelled (LNG)	Natural gas fuel and dual fuel engines.
10	Hybrid electric power and propulsion concepts	For some ships, the use of electric or hybrid would be more efficient.
11	Reducing on-board power demand (auxiliary system and hotel loads)	Maximum heat recovery and minimising required electrical loads flexible power solutions and power management.
12	Variable speed drive for pumps, fans, etc.	Use of variable speed electric motors for control of rotating flow machinery leads to significant reduction in their energy use
13	Wind power (sail, wind engine, etc.)	Sails, fletnner rotor, kites, etc. These are considered as emerging technologies.
14	Solar power	Solar photovoltaic cells.
15	Design speed reduction (new builds)	Reducing design speed via choice of lower power or de-rated engines.

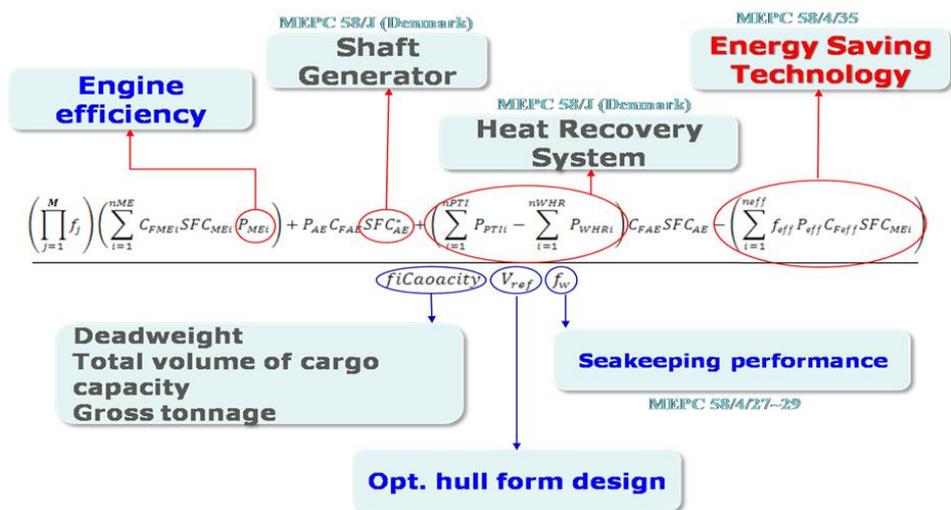


Fig. 1-4 Energy efficiency design index(EEDI) formula

Fig. 1-5에는 주변 해안을 ECA로 지정한 국가들을 지도로 나타내었으며 여기에는 Baltic sea area, North sea area, North American area (2012), Puerto Rico and US Virgin Islands area (2014) 그리고 잠재적인 ECA로는 Antarctic, Arctic, Japan, Mediterranean, EU coastal waters, Caribbean, Mexico, Australia, Malacca Straits 등이 이에 속한다.



Fig. 1-5 Emission Control Area in 2014

LNG를 연료로 사용하는 방법은 EEDI를 낮추는 효과뿐만 아니라 HFO 대비 연료비용 절감의 효과도 예상할 수 있게 된다. Fig. 1-6은 선박의 생애주기에 따른 투자가치를 연료를 바꿔 사용하는 경우, 스크러버를 적용한 경우, HFO를 사용하는 경우와 LNG를 사용하는

경우를 서로 비교한 것을 나타낸다. 2014~2015년에 선박이 생산되면 예측되는 손익분기점(Break Even Point)은 약 2~3년 후인 2017년경으로 예측되고 있다.

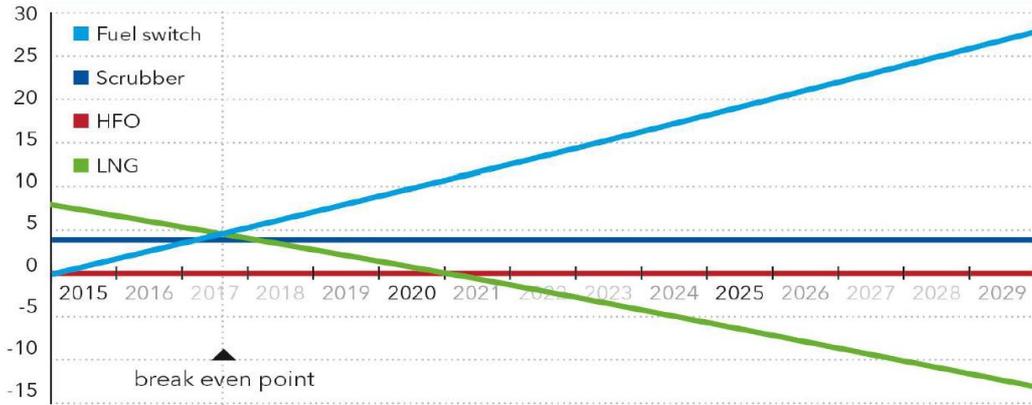


Fig. 1-6 Cumulative total cost[MUSD] compared to HFO baseline

경제적 이득 및 국제규정의 강화에 따라 세계 각국에서는 가스추진선의 발주가 지속적으로 증가하고 있으며 주요 시스템을 예를 들면 연료저장 시스템, 연료공급 시스템 및 엔진 시스템의 제품개발을 위한 신기술개발이 이슈화되고 있다. 이러한 연구결과는 이미 50여척의 가스추진선이 세계 각국에서 운용되고 있음으로 증명되고 있으며 2020년 이전에는 약 30%의 현존선 및 신조선이 가스추진선으로 대체될 것을 예측하고 있다.

Table 1-3 List of gas propulsion vessels being operated in 2014

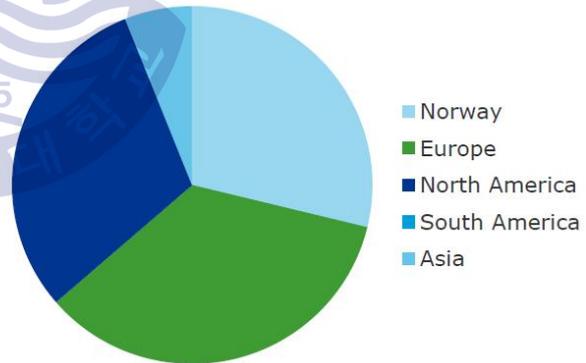
Year	Type of vessel	Owner	Class	Year	Type of vessel	Owner	Class
2000	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2012*	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV
2003	PSV	Simon Møkster	DNV	2012	PSV	Eidesvik	DNV
2003	PSV	Eidesvik	DNV	2012	PSV	Olympic Shipping	DNV
2006	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2012	PSV	Island Offshore	DNV
2007	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2012	General Cargo	Nordnorsk Shipping	DNV
2007	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2012	PSV	Eidesvik Shipping	DNV
2007	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2012	PSV	Island Offshore	DNV
2007	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2012	Car/passenger ferry	Torghatten Nord	DNV
2008	PSV	Eidesvik Shipping	DNV	2012	Car/passenger ferry	Torghatten Nord	DNV
2009	PSV	Eidesvik Shipping	DNV	2012	Car/passenger ferry	Torghatten Nord	DNV
2009	Car/passenger ferry	Tide Sjø	DNV	2013	PSV	REM	DNV
2009	Car/passenger ferry	Tide Sjø	DNV	2013	RoPax	Viking Line	LR
2009	Car/passenger ferry	Tide Sjø	DNV	2013	Car/passenger ferry	Torghatten Nord	DNV
2009	Patrol vessel	Remøy Management	DNV	2013	Harbor vessel	Incheon Port Authority	KR
2009	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2013	General Cargo	Eidsvaag	DNV
2010	Patrol vessel	Remøy Management	DNV	2013	RoPax	Fjordline	DNV
2010	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2013	High speed RoPax	Buquebus	DNV
2010	Patrol vessel	Remøy Management	DNV	2013	Tug	CNOOC	CCS
2010	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2013	Tug	CNOOC	CCS
2010	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2013	Car/passenger ferry	Norled	DNV
2010	Car/passenger ferry	Fosen Namsos Sjø	DNV	2014	Car/passenger ferry	Norled	DNV
2011	PSV	DOF	DNV	2014	Tug	Buksér & Berging	DNV
2011*	Chemical tanker	Tarbit Shipping	GL	2014	RoPax	Fjordline	DNV
2011	Car/passenger ferry	Fjord1	DNV	2014	Patrol vessel	Finish Border Guard	GL
2011	PSV	Solstad Rederi	DNV	2014	Tug	Buksér & Berging	DNV

Table 1-4 Gas propulsion vessels scheduled to be ordered after 2014

Year	Type of vessel	Owner	Class	Year	Type of vessel	Owner	Class
2014	Ro-Ro	Norlines	DNV	2015	PSV	Harvey Gulf Int.	ABS
2014	Ro-Ro	Norlines	DNV	2015	PSV	Harvey Gulf Int.	ABS
2014	Car/passenger ferry	Society of Quebec	LR	2015	Tug	NYK	NK
2014	Car/passenger ferry	Society of Quebec	LR	2015	LEG carrier	Evergas	BV
2014	Car/passenger ferry	Society of Quebec	LR	2015	LEG carrier	Evergas	BV
2014	PSV	Harvey Gulf Int.	ABS	2015	LEG carrier	Evergas	BV
2014	PSV	Harvey Gulf Int.	ABS	2015	Bulk ship	Erik Thun	LR
2014	PSV	Harvey Gulf Int.	ABS	2015	Container Ship	Brodosplit	DNV GL
2014	PSV	Harvey Gulf Int.	ABS	2015	Container Ship	Brodosplit	DNV GL
2014	Gas carrier	SABIC	BV	2015	PSV	Siem Offshore	DNV GL
2014	Gas carrier	SABIC	BV	2015	PSV	Siem Offshore	DNV GL
2014*	Product tanker	Bergen Tankers	LR	2015	Container Ship	TOTE Shipholdings	ABS
2014	General Cargo	Egil Ulvan Rederi	DNV	2015	Container Ship	TOTE Shipholdings	ABS
2014	General Cargo	Egil Ulvan Rederi	DNV	2016	Icebreaker	Finnish Transport A.	LR
2014	PSV	Remøy Shipping	DNV	2016	PSV	Siem Offshore	DNV GL
2014	Car/passenger ferry	AG Ems	GL	2016	PSV	Siem Offshore	DNV GL
2014*	Car/passenger ferry	AG Ems	GL	2016	Chemical tanker	Terntank	BV
2014	Car/passenger ferry	Samsøe Municipality	DNV	2016	Chemical tanker	Terntank	BV
2014	Ro-Ro	Sea-Cargo	DNV	2016	Chemical tanker	Terntank	BV
2014	Ro-Ro	Sea-Cargo	DNV	2016*	Ro-Ro	TOTE Shipholdings	ABS
2014	Tug	CNOOC	CCS	2016*	Ro-Ro	TOTE Shipholdings	ABS
2015	Tug	CNOOC	CCS	2016	Car carrier	UECC	LR
2015	PSV	Siem Offshore	DNV	2016	Car carrier	UECC	LR
2015	PSV	Siem Offshore	DNV	2016	Car/passenger ferry	Boreal Transport	DNV GL
2015	PSV	Simon Møkster	DNV	2016	Car/passenger ferry	Boreal Transport	DNV GL

Year	Type of vessel	Owner	Class
2016	Container Ship	GNS/Nordic Hamburg	ABS
2016	Container Ship	GNS/Nordic Hamburg	ABS
2016	Ro-Ro	SeaRoad Holdings	
2016	Car/passenger ferry	BC Ferries	LR
2016	Car/passenger ferry	BC Ferries	LR
2016	LEG carrier	Ocean Yield	DNV GL
2016	LEG carrier	Ocean Yield	DNV GL
2016	LEG carrier	Ocean Yield	DNV GL
2016	Container Ship	Universal Marine	DNV GL
2016	Container Ship	Universal Marine	DNV GL
2017	Container Ship	Universal Marine	DNV GL
2017	Container Ship	Universal Marine	DNV GL
2017	Car/passenger ferry	BC Ferries	LR
2017	Terntank	Terntank	BV
2017	RoPax	Brittany Ferries	BV
2017	Container Ship	Crowley Maritime	DNV GL
2017	Container Ship	Crowley Maritime	DNV GL
2018	Container Ship	Matson Navigation	DNV GL
2018	Container Ship	Matson Navigation	DNV GL

**Global development
- confirmed orderbook**



1.2 연구 배경

1.2.1 가스추진선 기술 현황

IMO(International Maritime Organization)에서는 포괄적으로 “저인화점 연료의 사용”이라는 표현을 사용하고 있으며 IGF Code의 채택을 통해 인화점이 섭씨 43도를 초과하고 섭씨 60도 이하인 연료유에 관련해서는 보조기관 및 배관장치에 대하여 방폭 규정, 이중관 혹은 이중 덕트 장치, 불활성 물질을 이용한 배관 내 환기 규정, 기관실 내부 환기 규정(IGC code, 1993) 등의 엄격한 규정들을 의장 및 기장 설계에 적용하는 것을 권장하거나 강제적용이 이루어지도록 하는 조치를 취하고 있다. 이는 LNG와 같은 저인화점 연료가 화재 및 폭발의 위험성을 가지고 있기 때문으로 연료로 사용하기 위해서는 특별한 조치의 적용을 통해 안정성과 신뢰성을 기반한 선박 설계가 이루어져야 함을 의미하고 있다.(IMO, MSC/Circ.1002, 2001)

저인화점 연료를 사용하는 선박은 연료저장 방법에 따른 연료탱크의 형태, 엔진에 분사되는 연료의 압력 상태에 따른 공급 방법 및 순환주기에 따른 엔진의 형태에 따라 다양하게 분류할 수 있다. 현재 북유럽 연안을 중심으로 하는 소형의 압력용기로 연료탱크를 설치하고 약 5 bar의 저압연료가스를 공급하는 저속 4행정 순환주기를 지닌 엔진이 장착된 가스추진선박이 시범적 혹은 대형 상선에의 적용을 목적을 갖고 선제적으로 운용되고 있다.

이들 선박은 연안을 운항하는 소형 선박으로 약 100m³ ~ 200m³의 소량의 연료를 사용하고 있으며 육상으로부터 화물차의 탱크로리를 이용하여 LNG를 공급받는 수준이나 일반적으로 국가 간의 물류운반을 위해 대양을 항해하는 선박의 경우에는 운항하는 선박의 유형에 따라 다르나 원거리 운항을 위해 약 20,000m³ 이상 다량의 LNG를 저장하는 대형 연료탱크를 요구하고 있으며 운항 시 연비를 고려한 LNG 연료 공급시스템 및 고성능 엔진 즉, 약 300 bar의 고압연료가스를 사용하는 M엔진사의 ME-GI엔진 혹은 약 10 bar 내외의 저압가스 연료를 사용하는 W엔진사의 RT-Flex계열의 엔진이 사용될 것으로 예측된다.

Fig. 1-7은 국내의 D조선사에서 다량의 관련 특허를 보유하며 개발된 HiVAR LNG 연료공급시스템을 나타내며 Fig. 1-8은 HiVAR 시스템의 배치를 예시로 나타낸다. 이 시스템은 M엔진사의 ME-GI엔진에 안정적인 연료 공급을 위해 고안되었다. 가장 핵심적인

Fig. 1-7과 Fig. 1-8은 조선소에서 제안하는 FGSS의 공정흐름도와 설치 위치에 대한 개념도를 나타낸다. 제시된 선박은 Crude Oil Tanker로써 FGSS가 갑판 상부에 위치하는 개념도를 제안하였는데 그 이유는 FGSS가 갑판의 하부에 위치할 경우, 가스 누출 등에 대한 안전성 확보에 대한 요구사항이 엄격할 뿐만 아니라 운송화물의 적재량에 영향을 주기 때문으로 판단된다. 화물의 적재량에 영향을 주지 않으며 동시에 주거구역 등의 안전구역에도 영향을 주지 않기 위해서는 아래의 Fig. 1-9에서 보는 바와 같은 위치가 선정될 가능성이 높다. 이 경우 연료탱크로부터 FGSS를 통과하여 엔진에 이르기까지 천연가스의 이송은 가스 누출 및 이로 인한 화재/폭발의 위험을 정량적으로 고려하여 위험도를 산정하고 안전성을 평가하는 절차가 필수적으로 적용되어야만 하는 요건을 갖도록 하는 중요한 요인이 된다.(IMO, SOLAS, 2004)

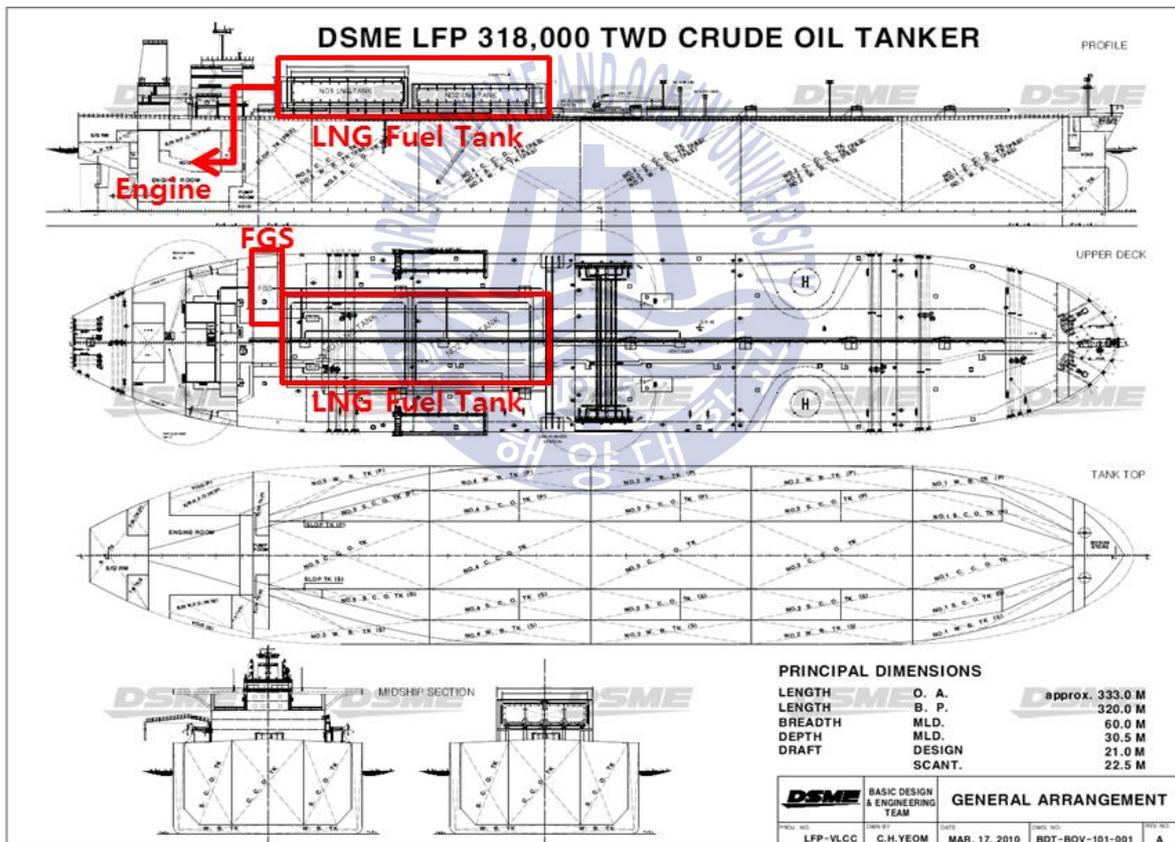


Fig. 1-9 Concept of FGS installation by DSME in 2010

Fig. 1-10과 1-11은 우리나라 정부의 연구개발계획에 따라 인천항만공사의 주관으로 아시아 최초의 친환경 가스추진선박을 2013년 7월에 인천항에서 취항을 완료하였다. 인천항만의

홍보선 역할과 안전사고 발생 및 유지보수 관련 대응 역할을 담당하는 항만 관리선의 기능을 갖고 있으며 길이 38m, 폭 8m인 300톤급 선박으로 항해속력은 15노트, 승선인원은 57명이다.

본 선박은 국내의 S중공업사의 FuGaS(LNG Supply System)를 장착했으며 이는 LNG 탱크와 일체형 패키지로 공급되었다. 천연가스를 주 연료로 사용함과 동시에 전기추진시스템이 장착되어 있으며 발전장치의 주요 제원은 동기식 회전계자형 발전기관 2대가 장착되었으며 용량은 약 807KVA, 전압은 AC400V, 3Ø, 50Hz이며 주요 부착품으로는 냉각 청수/해수펌프, 윤활유 펌프, 청수/윤활유 냉각기, 충전발전기, 윤활유 필터, J.W Preheating System 등이 장착되어 있다. 추진장치의 주요 제원으로는 추진장치 2대, 전동기 구동 Rudder Propeller 2조, 고정피치 4익 프로펠러 2조가 부착되어 있으며 Propeller Diameter는 약 1,350mm, 알루미늄브론즈 (ALBC3) 재질을 갖고 있다. 주요 부착품으로는 500Kw (rpm : 0 ~ 1200)Motor , L.O Header Tank, Under Water Gear Box, Elec. Steering System(360° Steering of Thruster), Transformer, Frequency Converter, Elec. Control Unit, Remote Control System 등이 부착되어 있다.

가스 연료 저장 탱크실에는 2개의 가스연료 저장을 위한 독립형 탱크 (압력 : 약 9bar, 용량 : 약 24m³)가 기관실 전부의 폐위구역 내에 설치되어 있으며 이중 가스 공급관과 각각의 엔진에 독립적이고 분리된 가스 공급 시스템으로 단일연료 사용 시에 필요한 동일한 크기의 탱크 2기가 배치되어 있다. 연료저장탱크의 정기검사 등에 필요한 내부 액화가스를 완전히 비우는 작업을 위하여 가능한 선체 중심선 부근에 설치되었으며, 최소 선측으로 B/5 및 11.5m, 작은 쪽, 최소 바닥판으로부터 2m 및 B/15, 작은 쪽, 적어도 선측으로부터 760mm 이상 등의 IGF Code 초안의 규정을 따랐다.

추가적으로 주요 Code 이행을 위하여 저장 탱크실은 A류 기관구역과 인접하여 설치가 금지되었으며, 인접하는 경우, 900mm Cofferdam 및 기관실 측에 A-60급 방열 방화문을 설치하였다. 탱크실 통풍을 위하여 30회 환기, 배기식 방폭형 기계통풍장치 2대가 설치되었으며 용량은 약 60m³/min x 20mmAq이다. 다른 구역과 독립의 통풍장치 및 덕트가 설치되었으며 통풍 덕트에 폐일 셰이프 형 화재 댐퍼를 설치하고 Cold Box에 별도의 배기식 방폭형 기계통풍장치가 설치되었다. Fig. 1-11은 이러한 규정 이행사항에 대한 내용을 확인할 수 있는 GA(General Arrangement)를 나타낸다.



Fig. 1-10 Asia's first LNG fuel vessel "Eco-nuri"

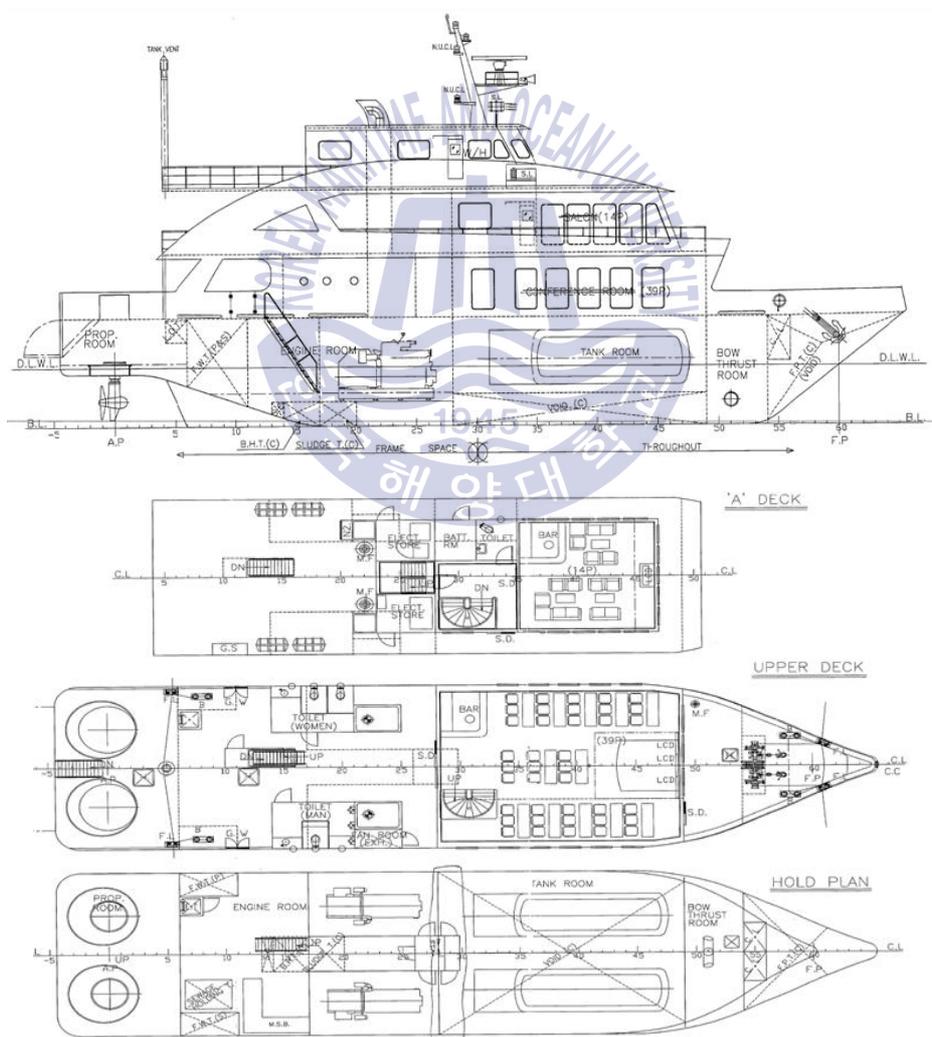


Fig. 1-11 General Arrangement of "Eco-Nuri"

1.2.2 가스 누출에 관한 연구 배경

선박에서의 가스 연료는 주로 LNG 운반선에서 사용되어 왔다. 가스 누출로 인한 화재/폭발 등의 제반 위험을 줄이기 위해 IGC code에 상세하게 규정되어 있다. 최근 들어 여객선 및 화물선의 다양한 선종에서 가스 형태의 연료 사용은 HFO, MDO 등과 같은 일반적인 연료의 환경적 규제 대응을 위한 대안으로써 많은 관심이 집중되고 있다. 가스 연료를 사용함에 따르는 다양한 변경 사항과 가스 누출과 관련한 위험 요인을 파악하고 안전을 도모하기 위하여 MSC 및 BLG의 여러 회기에 걸쳐 규정 개발 작업 프로그램이 진행되고 있다. 이와 관련하여 채택된 Res.MSC.285(86) ‘선박에 설치된 천연가스연료 사용 엔진의 안전 관련 임시 지침서’는 IGC code와 실질적으로 연계되고 있지 않으며 이 규정은 임시 지침서로써 많은 부분에서 검토가 필요한 문서였으며 현재는 IGF Code와 연계되었다. Table 1-5는 Res.MSC.285(86) 지침서에 대한 발효 현황을 나타낸다.

Table 1-5 Res.MSC.285(86) entry into force

협약	SOLAS Reg.II-1/26
발효일	2009.6.1 (채택일)
적용	신조
IMO 결의	Res.MSC.285(86)
비고	-

현행 1974 SOLAS 협약에는 가스를 연료로 사용하는 선박에 대한 규정이 없어(IGC Code 제외) 이러한 선박에 대한 코드(A code for gas-fuelled ships)의 개발 필요성을 인지 하지만 이러한 코드가 개발되기까지는 시간이 소요되므로 그때까지의 임시 조치로서 ‘선박에서 천연가스를 연료로 사용하는 엔진의 설치를 위한 임시 안전지침(Res.MSC.285(86))’을 채택하게 된다. Res.MSC.285(86)에서는 각 주관청들에게 IGC Code를 적용받지 않는 선박으로써 가스를 연료로 사용하는 선박에 대하여 이 임시 지침의 적용을 요청하고 있다.

참고로 BLG 13에서는 “선박에서 천연가스를 연료로 사용하는 엔진의 설치를 위한 임시 안전지침”의 마련과 동시에 동 임시 지침의 시행을 위하여 Reg.II-1/26에 “Refer to the Interim Guidelines on safety for natural gas-fuelled engine installations in ships

(resolution MSC...(86))"와 같은 Footnote를 추가하기로 동의하였다. BLG 13에서의 결정과 같이 Res.MSC.285(86)은 SOLAS Reg.II-1/26에 각주로서 추가됨에 따라 동 결의서의 성격이 비록 권고사항이더라도 SOLAS 적용선박에 대해서는 실질적으로는 강제 사항으로 이행되게 될 것으로 예상되었다. Table 1-6에는 강제 이행을 위한 IGF Code 규정 개발에 관한 논의 경과를 나타낸다.

Table 1-6 Progress of IMO (International Maritime Organization) discussion

MSC (해사안전위원회)	BLG (산적,액체 및 가스 전문위원회)
<ul style="list-style-type: none"> • MSC 78('04.5) <ul style="list-style-type: none"> - 가스연료선박에 대한 규정 제안 - BLG, DE 및 FP에 작업 지시 • MSC 86('09.5) <ul style="list-style-type: none"> - 잠정지침서 채택, Res.MSC.285(86) - 천연가스엔진 탑재 선박의 안전 "Interim Guidelines on the safety for natural gas-fuelled engine installation in ships" - SOLAS II-1장 26규칙(기관장치)에 주석 문구 삽입 • MSC 87('10.5) <ul style="list-style-type: none"> - 저인화성 액체연료 포함여부 검토 • MSC 89('12.5) <ul style="list-style-type: none"> - IGF code 완성 예정 	<ul style="list-style-type: none"> • BLG 10('06.4) <ul style="list-style-type: none"> - 잠정지침서 개발 BLG 주관 • BLG 11('07.4) <ul style="list-style-type: none"> - 잠정지침 완료 목표(2009년까지) - IGF code 완료 목표(2012년까지) • BLG 12('08.2) <ul style="list-style-type: none"> - 1단계: 천연가스엔진 탑재 선박 대상 - 2단계: 기타 가스연료 선박 대상 • BLG 13('09.2) <ul style="list-style-type: none"> - 잠정지침서 완료, MSC 승인 요청 • BLG 14('10.2) <ul style="list-style-type: none"> - IGF code 개발 관련 논의 진행 • BLG 15('11.2) <ul style="list-style-type: none"> - IGF code 개발 완료 일정 논의 예정

Res.MSC.285(86)의 환기 요건에는 “펌프 및 압축기실에는 부압형식의 적절한 기계식 통풍장치가 제공되어야 하며 시간당 최소 30회 이상의 환기능력을 가지는 것이어야 한다.”, “주배전반 혹은 비상배전반으로부터 분리된 회로를 갖는 팬 혹은 주배전반 혹은 비상배전반과 공통의 배전반을 갖는 팬 그룹이 작동되지 않을 경우, 환기팬의 개수 및 전력은 전체 환기 능력의 50%이상 손실되지 않는 것이어야 한다.”로 규정되어 있다.

이 임시 규정은 가스 누출량에 대한 고려는 전혀 없으며 단지 기기가 들어있는 챔버의 체적만을 고려하여 환기 배출량을 고려하고 있다. 예를 들면, 배출 팬이 1.8 kg/s의 용량을 가지는 것이 설치되었을 경우에 가스 누출량이 1.8 kg/s이상 되었을 경우 누출가스는 폐위된 구역에 일정기간동안 계속 축적될 수 있으며 추가적인 화재폭발조건과 부합되는 경우에는 선박의 정상적인 운행이 불가능 할 수 있다. Fig. 1-12는 수평방향으로 10mm의 파공에서 가스가 누출되는 상황을 실험하는 모습을 나타낸다. 기존의 선박 즉, HFO나 MDO 혹은 소량, 저압의 가스를 실은 선박의 경우에는 Fig. 1-12와 같은 누출현상을 경험하기는 어려우나, 대용량, 고압의 가스를 요구하는 엔진이 장착되는 선박에서는 가능성이 충분하다.



Fig. 1-12 LNG jet dispersion-horizontal release through a 10mm nozzle

Res.MSC.285(86)의 강제 이행을 위한 IGF Code는 2015년에 완료되었으나 가스추진선의 적용에 대한 기술적 증명이 미흡하여 국가 기술 경쟁력에 도움이 될 수 있는 개정의견을

계속 발굴하고자 한다. 구체적인 연구 주제는 “가스 추진 선박의 연료공급장치실이나 밸브실 내에서 가스 방출시 환기 효율성에 대한 검토”로 설정하였다. 규정의 보완을 위한 예측의 객관성을 확보하기 위해서는 가스 확산 및 환기 효율에 대한 수치해석결과 혹은 실험결과가 요구되며 특히 가스추진선에서 가스 누출이 가장 발생하기 쉬운 장소를 대상으로 가스 확산 및 환기시스템에 대한 수치해석이 필요하다고 판단된다.

Fig. 1-13은 가스추진선의 기관구역에 배치되는 주요 장치들을 나타내며 연료공급의 흐름을 개략적으로 나타낸다. LNG 연료 저장탱크의 LNG와 액체 상태에서 온도, 압력의 변화로 발생하는 BOG(Boil off Gas)를 연료공급시스템으로 보내고 엔진에서 요구하는 적정 온도 및 압력을 가지는 기체상태로 변환하여 엔진으로 공급하게 된다. 여기서, IGF Code에서 규정하는 이중관장치 및 기관구역의 환기규정을 따르게 되나, 이 환기 규정은 LNG를 연료로 추진하는 선박에 적용을 위한 기술적 검증이 필요하다고 판단된다. 또한, 기관장치의 특성 및 엔진에서의 요구사항이 선박마다 상이하므로 이에 따르는 각각의 검증절차도 필요할 것으로 판단된다.

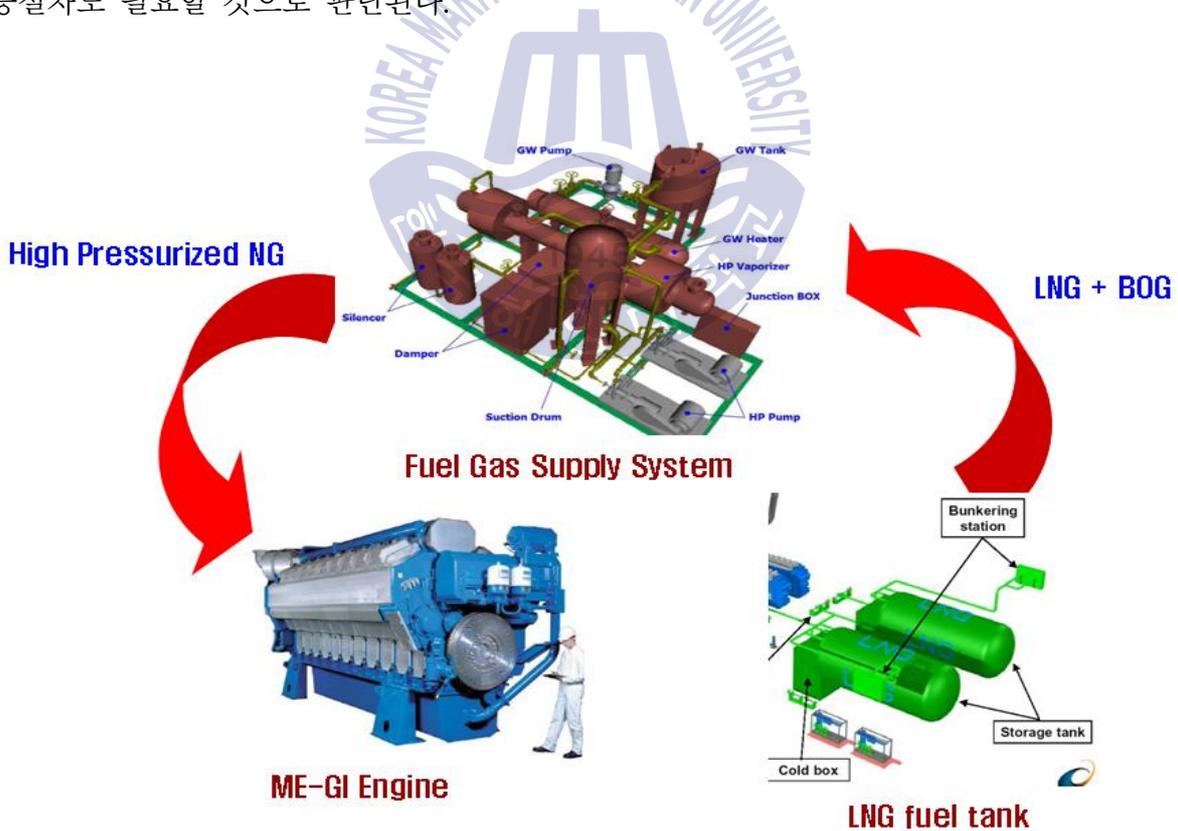


Fig. 1-13 LNG utilization as a fuel

1.2.3 가스 누출로 인한 폭발에 관한 연구 배경

Res.MSC.285(86)으로 채택된 규정 중에서 LNG 연료공급시스템에서 가스 누출이 가장 빈번하게 발생할 수 있거나 혹은 피해가 클 수 있는 장소를 대상으로 가스확산 및 폭발에 대한 수치해석을 수행하는 데 목적을 가진다.

이는 고압의 가스가 누출됨으로 인한 순간 압력으로 선체 혹은 주변 장치 및 인명에 피해를 초래할 수도 있으나, 더 주요한 사항으로 가스클라우드(Gas Cloud: 가스운)의 생성으로 인한 화재/폭발의 위험성에 있기 때문이다. Fig. 1-14는 가스추진선에 장착되는 연료공급장치들과 선박에의 설치 위치를 나타낸다. 기관 구역의 특성상 각종 전기 장치 및 구동 장치가 산재하고 작업자에 의한 스파크 및 기계장치에서의 상시적인 점화원(Ignition Source)의 발생빈도가 상당히 높아, 거의 모든 장비는 방폭 규정을 따르도록 하고 있으나, 실제 폭발의 위험상황은 기계장치 혹은 시설물에서의 고장 혹은 올바르게 작동상태에 의해 발생하는 경우로써 그 위험도를 적절한 기법을 적용하여 정량적으로 평가하고 안전성을 확보하는 작업이 필요하다.

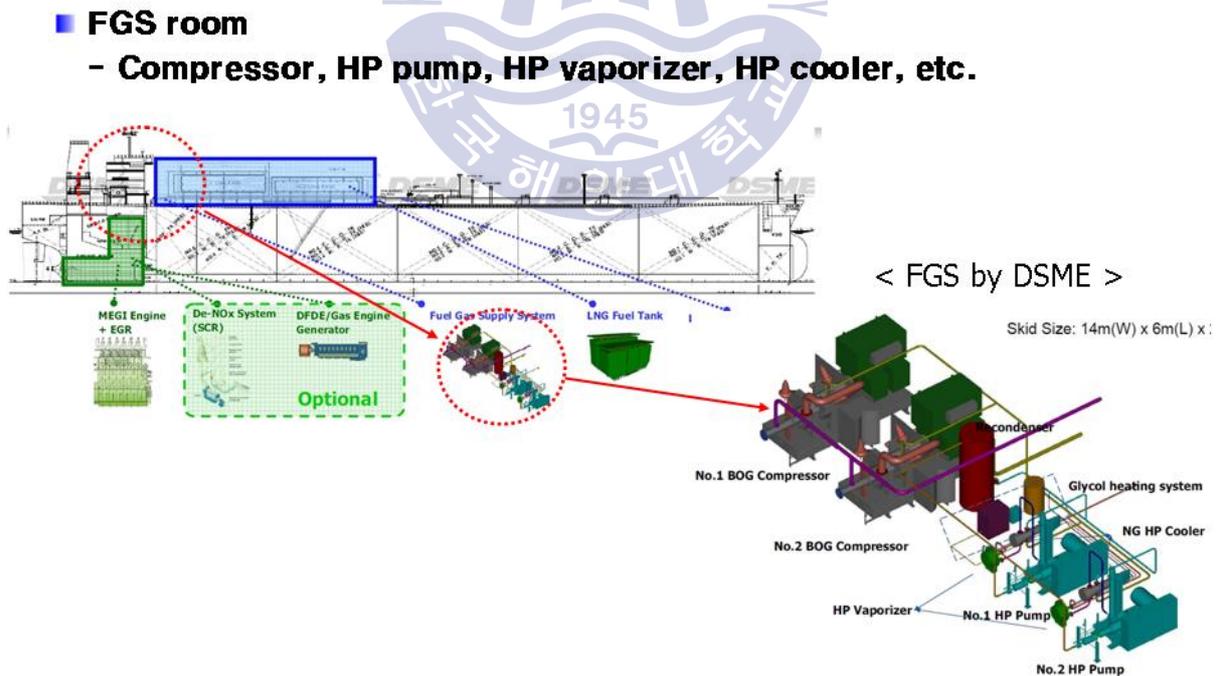


Fig. 1-14 Schematic diagram of FGS room in COT(Released by DSME)

기관구역에서의 폭발 위험도를 정량적으로 분석하기 위해서는 폭발 물질의 물성치 및 다양한 조건을 포함하는 시나리오를 설정하고 이에 대한 해석을 수행하는 것을 필요로 한다. 해석 초기에는 가스누출량, 배기조건, 시간에 따른 메탄의 분포, 화염 전파 및 충격파의 압력강도, 온도 및 유동 양상 등에 대한 개략적인 조건들을 설정할 필요가 있으며 정성적으로는 설정된 위험 요건을 정량적으로 분석하여 가스 누출 혹은 폭발 해석에 필요한 경계 조건으로 적용한다. 여기서 중요한 요건들에 대해서는 고전적인 계산식을 통한 정량적 예측 혹은 전산유체역학(CFD: Computational Fluid Dynamics), 공정해석 프로그램 등과 같은 정량적 예측기를 통하여 산정할 필요가 있다.

본 연구에서는 연료공급시스템에 포함되는 장치들이 상호 연동하여 가스 엔진에서 요구하는 조건을 만족하는 상태의 가스연료로 변환하는 공정에 대하여 전통적인 계산식을 이용하는 기법을 통하여 산출한 후, 이의 검증 혹은 최적화를 위해 공정해석 프로그램을 사용하여 정량적인 공정해석의 결과물로서 가스 누출현상을 분석하고자 한다. 분석된 가스 누출 현상은 전산유체역학을 통하여 가스클라우드 형성의 메카니즘을 분석하고 정량적 수치로 나타내어 폭발해석 프로그램의 경계 조건으로 활용하여 계산을 수행함으로써 하드웨어 상태의 기계장치 공정을 소프트웨어 상태의 정량적 위험도로 나타내며 정성적으로 식별 가능한 위험에 대한 정량적 결과물을 얻을 수 있도록 하고자 한다. 이러한 과정에 필요한 방법론 및 절차에 대한 관련 정보를 제공하고 실제 가스추진선을 대상으로 해석을 수행하여 정량적 결과의 산출 과정에 대해 고찰하고자 한다.

제 2 장 안전성 평가

21 안전성 평가

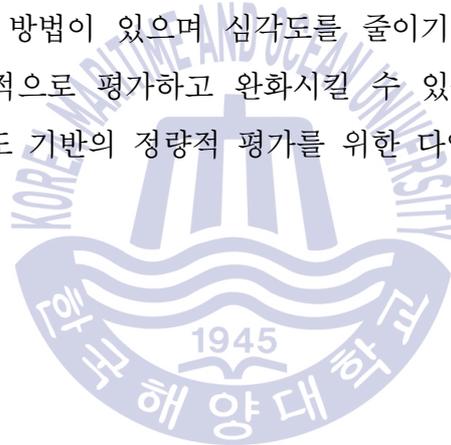
가스추진선의 가스공급시스템에서 잠재적인 위험요소를 식별가능토록 하고 위험도 기반 설계를 구현하기 위해서는 위험도를 정량적으로 평가하여 위험의 정도에 따른 순위를 정하여 적절한 안전성을 확보하는 방법론의 적용이 요구된다.(IMO, MSC83/INF.2, 2007)

가스 연료를 선박에서 사용함에 있어 가장 우려스러운 부분은 가스 연료의 누출로부터 시작한다고 할 수 있다. 가스 연료의 누출은 점화원인 스파크, 정전기, 전기기기 등을 만나 화재 또는 폭발로 이어진다. LNG를 가스 연료로 변환하는 공정에서의 가연성 물질 누출은 점화원의 양상에 따라 화재, 폭발, 희석의 세 가지 상태 중 하나로 귀결된다. 폭발 위험도 분석은 초기의 연료공급시스템 구성 장치들의 연동에 의한 공정 분석을 통한 위험요소, 즉 누출을 출발점으로 하여 잠재적 사고 유형을 시나리오 형태로 전개하고 그 발생빈도와 사고결과를 체계적으로 분석하게 된다.

폭발 위험도 분석 방법론의 핵심은 다음과 같은 네 가지로 간추릴 수 있다. 첫째, 공정 격리구획 및 공정 상태로써 긴급차단밸브를 기준으로 공정 내부를 분리, 격리시킬 수 있는 구획을 정의한 후, 격리구획 별로 내부 공정 상태 및 공정 물질 조성, 양 등을 구체적으로 식별한다. 이를 통해 폭발 위험도 분석의 대상 구획을 선정할 수 있으며 누출 분석을 위한 필요조건들을 정의할 수 있다. 둘째, 누출 분석에 관한 내용으로써 누출은 폭발의 초기사건으로 볼 수 있다. 발생 가능한 누출 홀의 크기, 누출 발생빈도, 공정 상태에 따른 누출 속도, 긴급차단장치, 긴급감압장치 등과 같은 각종 안전장치에 의한 시간 별 누출 변화 등을 구체적으로 분석하고, 이를 통해 후속 사고의 양상을 예측할 수 있다. 셋째, 사고 시나리오로써 누출로부터 파급되는 각종 사고 양상을 논리적이고 체계적으로 정의할 수 있다. 보통 사건수목분석(event tree analysis) 기법을 적용하여 사고 시나리오를 전개할 수 있으며 사고 시나리오는 주로 점화원, 가스 및 화염 감지기, 긴급차단장치, 긴급감압장치의 작동 유무에 따라 분기할 수 있다. 사고 시나리오 정의를 통해 발생 가능한 사고결과와 발생빈도를 추산할 수 있으며, 이는 위험도 분석의 핵심 작업이 된다. 넷째, 폭발 현상 및 사고결과로써 식별된 사고결과가 작업자, 공정 설비, 자연환경에 미치는 영향을 정량적으로

산출하기 위해서는 폭발 사고의 물리적 현상(복사열, 화염, 폭발압 등)을 엄밀한 분석을 통해 구체적으로 계산하여야 한다. 이를 위해 실험, 해석적 계산, 시뮬레이션 등을 수행할 수 있다. 일반적으로 폭발 역학 이론 및 해석 모델을 사용한 계산을 수행해 오고 있다. 그러나 최근 들어서는 해석적 모델의 불확실성을 극복하고 보다 현실적인 최적 결과를 얻고자 하는 목적으로 전산유체역학에 기반한 시뮬레이션 방법을 적극 활용하고 있는 실정이다. 이는 급격히 발전한 전산기기 성능에 힘입은 바가 크다고 할 수 있다.

가스추진선과 같은 기존의 선박에 비해 새로운 장비 혹은 시스템이 도입되어 개념설계를 거치는 대상은 아직 알지 못하는 위험적인 요소들이 존재하게 된다. 기존 대상의 위험도에 준하는 새로운 대상의 위험도를 유지하기 위해서는 잠재적인 위험요소를 식별하고 위험요소의 발생빈도 및 심각도를 추산하여 조절함으로써 위험도를 제어할 수 있다. 발생빈도를 줄이는 방법으로는 신뢰성분석을 통한 개별 장비들의 신뢰도를 높여 고장 및 예기치 못한 상황을 줄이는 방법이 있으며 심각도를 줄이기 위해서는 치명적 위험요소를 공학적 해석을 통하여 정량적으로 평가하고 완화시킬 수 있는 방법을 모색하여 대응하는 방법이 있다. 여기서는 위험도 기반의 정량적 평가를 위한 다양한 공학적 해석 방법에 대해 서술하고자 한다.



2.2 HAZID

위험요소식별(HAZID: Hazard Identification)의 목적은 초기위험분석의 목적과 거의 동일하며 다음과 같다. 모든 잠재적인 위험요소와 대형 사고를 유발할 수 있는 초기 사건들을 파악한다. 대상 시스템 내에서 발생 가능성이 있는 모든 위험요소(Hazard)를 가려내는 것으로 잠재적인 위험요소와 사고의 초기 사건들을 파악하여 대형사고로 이어지는 메커니즘을 파악한다. 위험을 자세하게 해석 및 분석하는 것보다 잠재된 위험요소를 찾아내는데 초점이 맞춰져야 한다. 잠재된 위험요소를 찾아내기 위해 위험요소식별 회의(HAZID Workshop)가 수행된다.(IMO, MSC83/INF.2, 2007) 주로 시스템의 설계 초반(개념설계 또는 기본설계 단계)에 효율적으로 이루어져야 하므로 자세한 정보를 필요로 하거나 수행에 많은 시간이 걸리는 위험요소 및 운전(HAZOP, HAZard and OPerability), 사건수목분석(ETA, Event Tree Analysis), 고장수목분석(FTA, Fault Tree Analysis) 등의 기법은 사용되지 않는다. 시스템의 초기설계 단계에서 잠재적인 위험요소를 파악하고 설계를 수정하는 것은 상세설계 단계에서 설계를 수정하는 것보다 적은 비용으로도 쉽고 효과적인 시스템 안전성 향상을 얻을 수 있다는 이점이 있다.

발생빈도와 피해규모에 따라 파악된 위험요소의 등급을 결정한다. 발생빈도와 피해규모에 따라 등급을 결정하는 과정은 신속위험도등급 방법에 해당하며 위험요소식별의 중요한 작업이다. 이는 식별된 위험요소의 정성적 특징을 정량적인 형태로 변경하는 과정이라 할 수 있다. 정성적인 특징을 정량적인 형태로 바꾸는 이유는 사람마다 가지고 있는 기준과 해석의 방법이 다르기 때문이다. 위험요소에 정량적 수치로 등급을 부여하는 것은 위험요소식별 결과를 보다 객관적으로 보편화시키기 위한 작업이라 할 수 있다.

위험도의 두 요소인 사고의 발생빈도와 사고의 피해규모, 심각도를 정량화하고 각 발생빈도와 피해규모를 곱하거나 발생빈도와 피해규모를 대수화한 후 이를 더하여 위험요소가 가지는 위험도의 등급을 정량적 수치로 결정할 수 있다. 한 가지 유념할 점은 위험요소식별 과정에서 부여되는 위험도의 등급은 전문가들의 경험과 지식에 근거한 판단에 의해 회의 중에 바로 결정된다는 것이다. 이 때문에 위험요소식별에서의 등급은 정성적 분석 결과와 정량적 분석 결과의 중간적인 성격을 가지므로 흔히 준-정량적 분석 결과라고 언급되고 있다.

위험요소식별 결과 파악된 주요 위험요소를 제어할 수 있는 방안을 제시함으로써 사고가 사전에 예방될 수 있고 이미 발생한 초기사고가 대형사고로 이어지는 것을 방지할 수도 있다. 또한, 설계의 초기 단계에서 위험요소에 대한 제어 방안을 제시함으로써 상세설계 이후의 설계수정의 어려움을 해결할 수 있다. 상세설계 이후에 위험요소가 파악되어 한 부분의 설계를 수정한다면 그것이 또 다른 문제점을 야기 시킬 수 있다. 상세설계 이후에는 한 구성요소가 다른 구성요소들에 다양한 영향을 미치고 있기 때문에 한 부분을 수정하면 그것에 영향을 받고 있는 또 다른 부분을 수정하여야 하고 또 다시 영향을 받고 있는 부분을 수정해야 되어서 상황이 더욱 어렵고 복잡하게 될 수 있다.

위험요소 중에서 위험도가 높은 항목에 대해서는 추가적인 연구 및 해석이 필요하며 위험요소식별 내용과 결과를 검토하여 그 필요성과 구체적 연구 방법을 결정할 수 있다. 추가 연구 및 해석은 주로 정량적인 위험도 산출과 평가를 위해 수행된다. 예를 들면, 가스의 누출과 이에 따른 화재나 폭발 해석(Fire and Explosion Risk Analysis), 가연성 기체나 연기의 확산과 화염에 의한 복사열 해석(Gas & Smoke Dispersion and Heat Radiation), 비상 상황 시에 탈출에 대한 해석 (Escape, Evacuation and Rescue Analysis) 등의 필요성과 수행 범위를 위험요소식별을 통해 결정할 수 있다.(IMO, MSC83/INF.3, 2007)

대상과 범위는 HAZID가 수행되는 시점에서 진행된 설계와 참여자의 범위에 크게 좌우된다. 개괄적이고 전반적인 초기설계(개념설계 또는 기본설계)까지만 수행된 경우 위험요소식별은 상위수준에서 수행된다. 시스템의 상당 수준까지 구체적으로 개발된 상세설계의 경우에는 위험요소식별은 좀 더 자세한 하위수준에서 수행되게 된다. 위험요소식별 참여자들의 전문 분야와 위험요소식별의 범위는 직접적인 관계가 있다. 예를 들어, 참여자들이 대상 시스템의 설계자들로만 이루어진 경우 시스템에 설치된 계통이나 장비들이 위험요소식별 범위가 되기 쉽다. 운전자까지 포함되면 운용 시 발생하는 문제나 유지보수의 문제까지 위험요소식별 범위가 자연스럽게 확장된다. 안전 엔지니어가 참여하게 되면 안전 시스템의 고장과 이에 따른 문제까지 위험요소식별 범위로 포함되게 된다. 따라서 다양한 엔지니어와 관리자들을 포함시키는 것이 매우 중요하다. 너무 세세한 위험요소 수준으로 내려가는 것은 경계해야 한다. 위험요소식별은 초기위험분석의 한 방안임을 명심해서 전체적으로 시스템이 체계적이고 안전하게 설계되었는지를 검토해야 한다. 세세한 수준의 위험도 분석은 추후 위험요소 및 운전(HAZOP)이나 고장모드영향분석(FMECA)에서 충분히 검토가 가능하며

보다 효과적이다.

위험요소를 식별하는 방법은 기본적으로 난상토론(Brain-storming)에 바탕을 둔다. 하지만 하부시스템이나 운용 등을 빠짐없이 고려하기 위해서는 적절한 수준까지는 체계화하여 분기하는 것을 추천한다. 위험요소는 기본적으로 고장을 따라가게 된다. 고장은 기능의 정지나 불충분한 이행을 의미하며 부품의 고장을 의미하지는 않는다. 전체적인 관점에서 보면 애초에 임무를 수행하기 위한 기능들이 정의되었고 이후에 기능을 구현할 세부 시스템 또는 부품들이 설계되었기 때문이다.

가스추진선의 초기위험분석 작업에서는 체계적이고 효율적인 접근을 위하여 시스템의 기능에 초점을 맞추고 이를 계층화한다. 즉, 가장 상위기능인 목표 기능(Target Function)을 정의하고 목표기능을 만족시키기 위한 하위기능(Sub-Function), 다시 그 하위기능을 구현할 하위-하위기능(Sub-Sub-Function)들을 차례로 정의한다. 하위계층으로 내려갈수록 기능과 하드웨어간의 관계가 분명해진다. 따라서 어느 수준 이하에서는 기능의 고장이 부품이나 장비의 고장으로 일대일 대응이 가능하다.

위험요소식별은 전체적이고 개념적인 수준에서 대상 시스템에 내재된 각종 위험요소를 식별하고 위험도를 산정한 후 대책을 제시하는 접근법이다. 즉, 시스템 설계가 합리적으로 수행되었는지를 전체적인 관점에서 검토하는 방법으로 초기설계(개념설계 또는 기본설계)가 완료된 시점이 위험요소식별을 수행하기에 가장 적절하다고 판단된다.

앞서 언급한 바와 같이, 회의 참여자들의 전문성이 위험요소식별의 범위와 직접적인 관계가 있다. 위험요소식별 회의에는 설계, 운용, 유지보수, 안전 등에 관련된 모든 분야의 전문가들이 참여하도록 하여야 한다. 회의는 대부분 난상토론 방식을 사용하는데, 이는 각자 자유롭게 모든 가능성을 논의할 수 있게 하기 위함이다.

위험요소식별 회의를 진행하는 순서는 사전 준비, 위험요소 식별, 발생빈도 및 피해규모 추산, 위험도 산정 및 대응 방안 수립과 같다. 사전 준비로서 가장 먼저 할 일은 위험요소식별 회의의 진행자(Facilitator)를 선정하고 회의에 참여할 팀을 구성하는 것이다. 진행자는 전체적으로 회의를 원활하고 치밀하게 이끌어 갈 수 있는 사람을 선정한다. 특히 팀원들 간의 의견 대립이 생길 경우에 원만하게 해결할만한 포용력을 갖추어야 한다. 위험요소식별 대상 시스템 전반에 대한 지식을 갖추어야 하며 특정 분야에 너무 치우쳐 있는

의견은 적절하지 않다. 사전 준비의 다음 단계는 대상 시스템을 정의하고 기술하는 것이다.

시스템의 경계를 정하고 시스템에 대해서 기술하고 사용되는 위험한 물질이나 에너지를 파악하고 운전 및 환경 조건을 정의하고 사고의 발생을 감지하거나 사고 피해를 저감시키는 안전시스템을 파악해야 한다. 그 다음 단계로써 유사한 시스템에 대한 정보 특히 사고 정보를 조사하는 것이다. 과거에 일어났던 유사 시스템의 사고 경험은 현재의 시스템에 잠재된 위험요소를 탐색하는 데 유용한 참고자료가 될 수 있다.

마지막으로, 위험요소식별 회의 내용을 체계적으로 알기 쉽게 기록하기 위한 양식(HAZID Worksheet)을 작성한다. 또한 식별된 위험요소의 발생빈도와 피해규모를 추정하고 산출된 위험도를 평가하기 위해 사용할 적절한 기준을 마련하여야 한다. 위험요소식별 회의 중에 논의되는 사항들은 주로 위험요소 및 원인과 결과에 대한 탐색, 위험요소의 발생빈도 및 피해규모 추산, 위험도 산정 및 주요 위험도를 가지는 위험요소에 대한 대응 방안 작성이 된다. 이 사항들은 회의 중에 기록자가 준비된 양식 내에 빠짐없이 기입하며 위험요소식별을 위해 특정한 양식이 규정되어 있지는 않다. 또한 일정한 기준에 맞추어 상위항목 별로 양식을 분기하여 작성하는 것이 위험요소식별을 진행하기에 편리하다. 위험요소식별 양식에 포함되어야 할 최소한의 항목은 다음과 같다. Fig. 2-1은 상기 설명한 사항들에 대한 HAZID 절차를 다이어그램으로 표현한 것이다.

- 위험요소: 사고를 유발할만한 원인이나 사고가 발생할만한 조건
- 원인: 위험요소가 발생하는 원인
- 결과/영향: 위험요소가 사고로 발현되었을 때의 사고의 결과 및 영향
- 발생빈도: 위험요소가 사고로 발현되는 확률 또는 횟수에 대한 등급
- 피해규모: 사고의 결과 및 영향이 가지는 심각도 등급
- 위험도: 발생빈도와 피해규모의 조합
- 안전대책: 사고 예방 및 피해규모 완화를 위해 이미 설치되었거나 추가로 설치가 필요한 안전 시스템 또는 대책에 대한 기술
- 비고: 보충 설명이 필요한 사항이나, 추후 수행되어야 할 해석이나 분석 기술

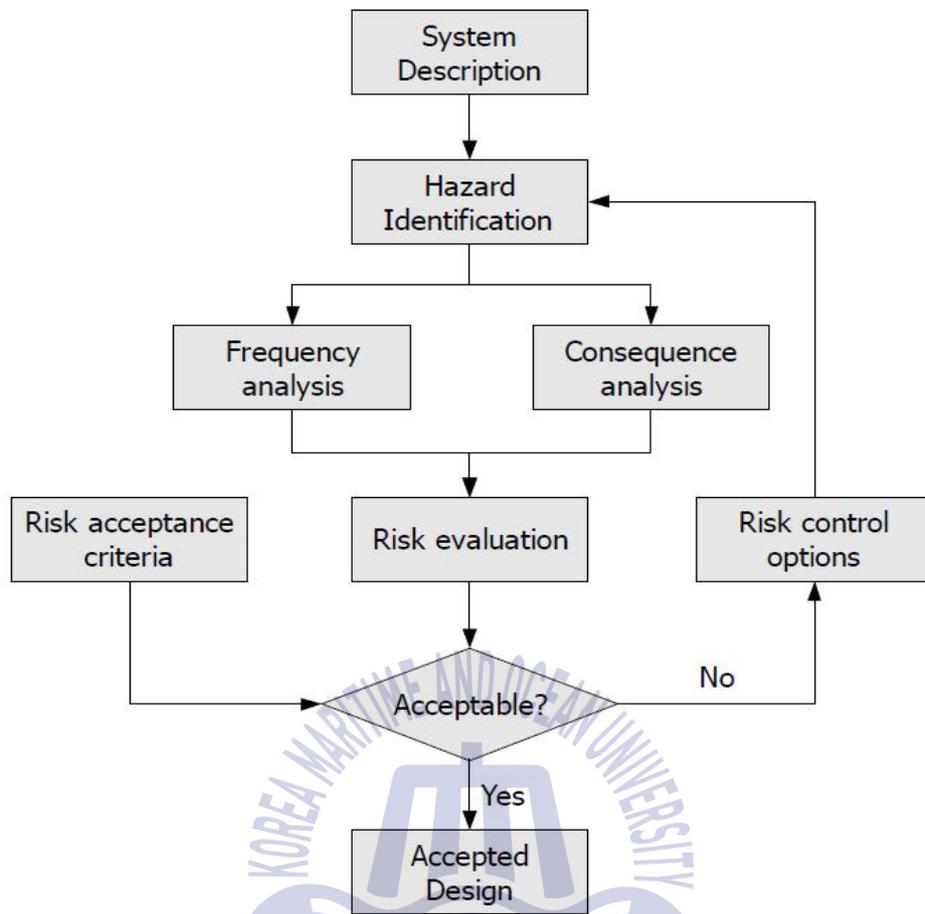


Fig. 2-1 Procedure for Risk Assessment and Management

2.2.1 위험도 평가기준

가스추진선의 초기위험분석 결과를 평가하기 위해서는 적절한 위험도 평가기준이 필요하다. 불변하는 절대적인 위험도 평가기준은 사실상 없다고 할 수 있으며 다양한 기준들이 여러 분야의 위험도 평가를 위해 적용되고 있다. 위험도 평가기준의 배경이 되는 기본원칙과 현재 여러 분야에서 사용되고 있는 다양한 위험도 평가기준의 예를 간단히 소개한다. 또한 LNG 추진선박의 초기위험분석 결과를 평가하기 위해 설정한 준-정량적 위험도 평가기준에 대해서도 간략히 언급하도록 한다. 위험도 평가기준의 기본원칙은 여러 가지가 있으며 대표적으로 아래 표를 예로 들 수 있다. 위험도 평가기준을 설정하기 위해 각 원칙을 단독으로 고려할 수 있으며 여러 원칙을 함께 고려할 수도 있다.

Table 2-1 Criteria for risk assessment basics

순번	위험도 평가기준 기본원칙
1	절대 확률적 위험도 기준(Absolute probabilistic risk criteria)
2	ALARP 원칙(As Low As Reasonably Practicable)
3	등가원칙(Principle of equivalency)
4	알려진 위험도와 비교
5	전원에 최대 총편익의 원칙(Principle of maximum net benefit to all)
6	자발적 위험도 경감 방안
7	책무원칙(Accountability principle)
8	통합원칙(Holistic principle)

Table 2-1에 나타난 기본원칙 중, 가장 중요하며 일반적으로 사용되고 있는 두 가지 원칙에 대하여 자세히 설명하면 다음과 같다.

첫째, 절대 확률적 위험도 기준 원칙은 허용 가능한 위험도에 대한 확률을 명시적으로 나타낸다. 예를 들어, '단일 사고에 의한 사망확률이 10^{-6} /년 이하여야 한다'로 규정한다. 흔히 사용되는 사망확률은 10^{-3} /년인데 이 값은 OECD 국가에서 4~15세의 인간에 대한 사망확률에 해당한다. 이 값에 바탕을 둔 규정을 예로 들면, '해양석유추진선의 운전자 모든 사고 위험에도 불구하고 사망확률이 10^{-3} /년보다 작아야 한다'라는 것이다. 이 원칙은 비용에 대해서는 고려하지 않는다. 명시적인 사망확률을 보다 감소시키기 위해서 얼마나

많은 비용이 소모되더라도 해당 위험도 저감 대책을 실행해야 함을 이 원칙은 주장한다. 명시적 사망확률은 단일 사고에 대해 규정할 수도 있고 모든 사고의 통합적 결과에 대해서도 규정할 수 있다. 예를 들면 다음과 같다. 단일 사고결과 예를 들면 '크레인에서 떨어지는 물체에 의한 낙하사고의 사망확률이 10^6 /년 이하여야 한다.'로 표현할 수 있다. 그러나 통합적 결과의 예를 들면 '해양석유시추선 운전자가 모든 사고 위험에도 불구하고 사망확률이 10^3 /년 이하여야 한다.'의 형태로 표현할 수 있다.

둘째, ALARP(As Low As Reasonably Practicable)은 위험도가 '합리적으로 실행 가능하게 최소화 되어야 한다'는 원칙이다. 실행 가능 대상은 비용, 인력, 시간 등을 들 수 있지만 궁극적으로 비용으로 환산할 수 있으므로 '합리적 실행 가능'은 비용에 대한 합리성을 의미하게 된다. 결국, 감소한 위험도와 증가하는 비용을 현실의 테두리에서 합리적으로 판단해야 한다는 원칙이다. 위험도 감소와 비용 증가를 나타내는 기준 중 대표적인 예로는 단위 사망자 방지 총비용(GCAF, Gross Cost of Averting a Fatality), 사망사고 1건을 줄이는데 소모되는 비용, 단위 사망자 방지 순비용 (NCAF, Net Cost of Averting a Fatality), 사망사고 1건을 줄이는데 소모되는 비용 중에서 경제적 편익을 차감한 비용 등이 있다. 경제적 편익의 금전적 계량화가 다소 모호하고 어려운 관계로 대부분의 경우 GCAF를 주로 사용하여 판단하고 있다. 예를 들면, GCAF 값이 인명 하나의 금전적 가치보다 작으면 해당 위험도 저감 대책 즉, 설계 변경이나 안전장치의 추가 등은 합리적이고 실용적인 방안이라 볼 수 있다. 나머지 기본원칙들에 대해 간단히 설명하면 다음과 같다.

- 등가 원칙: 이 원칙은 이미 알려져 있고 받아들여지고 있는 시스템의 위험도와 새로운 시스템의 위험도를 전체적인 관점에서 상호 비교하여 새로운 시스템의 위험도가 기존 시스템의 위험도보다 같거나 작아야 함을 의미한다. 즉, 새롭게 제시된 시스템의 위험도를 정확히 산출할 수는 없지만 적어도 기존에 받아들여지고 있는 시스템의 위험도에 비해서 크지 않으므로 새로운 시스템의 위험도는 허용될 수 있다는 원칙이라 할 수 있다. .

- 알려진 위험도와 비교: 이 원칙은 등가 원칙과 유사하지만 일상 생활에서 흔히 받아들여지는 위험도와 비교한다는 점에서 약간 다르다. 인간의 수명을 대략 100년으로 잡으면 인간에 대한 자연적인 사망 위험도는 10^2 /년이 된다. 따라서 어떤 분야의 허용 위험도를 이 값을 기준으로 개발 가능하다. 앞서 설명한 바와 같이 OECD 국가에서 4-15세의 인간에 대한 사망확률이 10-3/년 정도가 되며 이 값이 많은 규제 기준점이 되어

왔다. 주의할 점은 이 값들은 모든 위험요소가 고려된 통합적 위험도에 적용해야 하며 개별 위험도에 적용하기에는 무리가 있다는 것이다.

- 전원에 최대 총편익의 원칙: 이는 사회 전체적으로 총편익이 최대가 되도록 위험도가 제어되어야 한다는 원칙이다. 특정 위험도를 줄이기 위해 너무 많은 비용이 지출된다면 사회 전체적인 관점에서 이 위험도 저감 방안을 정당화하기 어렵다. 사회 다른 부분에서 이 비용으로 더 많은 편익을 창출할 수 있기 때문이다. 이 원칙을 적용하기 위해서는 객관적인 잣대가 필요하다. 가장 흔히 사용되는 잣대는 '사회 구성원 전원의 건강한 상태로 평균 수명의 증가'이다. 다른 잣대로 수명과 함께 복지를 고려할 수도 있다.

- 자발적인 위험도 경감 방안: 이 원칙은 모든 규제를 없애고 개별집단 또는 개인 각자가 비용과 이익에 대한 경제 논리를 고려하여 스스로 결정하고 규제해야 함을 의미한다. 즉, 위험도를 감수하여 위험도에 따른 경제적 손실(재산상 손실이나 배상)을 감수할지 그 위험도를 경감시키기 위해 안전 대책에 투자할지를 경제적 논리로 정하자는 것이다. 특정 규제가 존재하면 사회적 자원의 일부분은 그 규제를 달성하기 위해 강제적으로 사용되어야 한다. 이 원칙은 이러한 강제적 할당이 경제적이지 않음을 주장한다.

- 책무 원칙: 이 원칙은 공중에 영향을 미치는 위험도를 관리하는 '유일하고 공개적이고 명확한 과정'을 만드는 것을 요구한다. 의사 결정 과정은 명확해지고 공중과의 의사소통이 가능하면 결정 사항의 설득력을 높일 수 있다. 공중이 느끼는 감각적인 위험도가 아니고 실제적인 위험도를 낮추는데 사회적 자원이 효율적으로 사용될 수 있다. 이렇게 개발된 의사 결정 과정은 객관적이고 정량적이어야 한다. 평가자가 달라짐에 따라 해석이 달라지지 않도록 위험도 평가기준이 명시적이어야 한다. 그러나 실제적으로 명시적이고 정량적이며 투명한 과정을 구축하는 데에는 많은 어려움이 존재하고 있다.

- 통합 원칙: 전체적인 측면에서 위험요소 및 위험도를 관리하고 감소시켜야 함을 의미하는 원칙이다. 위험도 평가 및 관리가 전체적으로 균등하지 않고 특정 분야에 치우치게 되면, 일부의 위험도들이 서로 상충되어 문제가 될 수 있다. 즉, 한 부분의 위험도를 낮추는 것이 다른 부분의 위험도를 높이는 결과를 유발할 수 있다는 뜻이다. 통합 원칙은 모든 위험요소의 직접 또는 간접 피해규모를 통합적으로 산출하는 것이 위험도 관리의 기본이 되어야 함을 주장한다. 그럼으로써, 특정 분야의 위험도가 과소 또는 과대가 되지 않도록 할 수 있고, 또한 다른 분야로 위험도가 전가되는 것을 방지할 수 있다.

2.2.2 위험도 매트릭스

사고 및 위험요소의 발생빈도와 심각도를 조합하여 결정되는 위험도 지수 또는 등급을 나타내기 위하여 위험도 매트릭스가 주로 사용되고 있다.(USCG, 1998) 위험도 매트릭스는 위험도 지수뿐만 아니라, 경우에 따라 위험도의 허용 여부를 나타내는 평가기준도 포함하고 있다. 위험도 매트릭스의 각 칸은 해당하는 발생빈도와 심각도가 조합된 특정 위험도 수준을 의미한다. 각 칸에는 일정한 원칙과 기준에 의해 지수 또는 등급과 같은 우선순위가 부여되어야 하며 이를 바탕으로 위험도에 대한 평가가 가능하다. 중요한 점은, 위험도 분석 대상 시스템의 특성에 가장 적합한 위험도 매트릭스를 분석자가 초기에 정의하여야 한다는 것이다.

1) IMO Guidelines on Formal Safety Assessment

Table 2-2 Risk Matrix Example 1

FI	발생빈도	심각도 (SI)			
		1	2	3	4
		Minor	Significant	Severe	Catastrophic
7	Frequent	8	9	10	11
6		7	8	9	10
5	Reasonably probable	6	7	8	9
4		5	6	7	8
3	Remote	4	5	6	7
2		3	4	5	6
1	Extremely remote	2	3	4	5

국제해사기구(IMO) 산하 해사안전위원회(MSC) 및 해양환경보호위원회(MEPC)에서 선박의 안전성 평가를 위해 개발한 공식안전평가(FSA) 지침에서는 7행4열(7x4) 크기의 위험도 매트릭스를 Table 2-2과 같이 제시하고 있다. 각 발생빈도 지수와 심각도 지수를 합산하여 위험도

지수를 산출하고 있으며 위험도 지수가 클수록 높은 위험도를 나타낸다. 즉, 위험도 매트릭스에서 위 또는 오른쪽이 보다 높은 위험도를 나타내고 아래 또는 왼쪽이 보다 낮은 위험도에 해당한다. 공식안전평가 지침에서는 위험도 수준을 판단하기 위한 평가기준을 특별히 규정하고 있지 않으며 평가 대상의 특성에 맞추어 위험도 분석자가 따로 정의하도록 언급하고 있다.(ABS, 2000)

2) FAA Acquisition Management System Process

Table 2-3 Risk Matrix Example 2

심각도 \ 발생빈도		No Safety Effect	Minor	Major	Hazardous	Catastrophic
		5	4	3	2	1
Probable	A					
Remote	B					
Extremely Remote	C					
Extremely Improbable	D					

미연방항공국(FAA)의 획득관리체계(AMS) 절차에서는 항공기의 안전성 평가를 위해 4행5열 크기의 위험도 매트릭스를 Table 2-3과 같이 제시하고 있다. 위험도 매트릭스에서 위 또는 오른쪽이 보다 높은 위험도를 나타내고, 아래 또는 왼쪽이 보다 낮은 위험도에 해당한다. 위험도 수준을 판단하기 위해 3가지의 수준으로 평가기준을 구분하고 있다. 각 구분에 따라 위험도의 허용 여부와 필요한 조치가 달라진다.(SAFEDOR, 2005)

2.3 가스추진선에 대한 안전성 평가

앞서 설명한 안전성평가 방법론들을 근거하여 가스추진선에 대한 안전성 평가를 실시하고 그 결과를 제시하고자 한다. 새롭게 제안된 설계로 인한 예기치 못한 사건을 전문지식, 공학적 판단, 관련 통계 등을 기반한 넓은 범위의 난상토론을 통해 공식적이고 명시적으로 위험요소를 식별하는 작업을 수행한다. 가스추진선에 대한 HAZID 회의의 사회자는 유용가능한 개념 설계 도면, 작동법, 관련 도면 및 발표자료를 회의 참석자들에게 명확하고 이해가 쉽도록 설명한다.

HAZID 회의의 주 목적은 새로운 개념으로부터 파생될 수 있는 위험요소들을 위험도 관점에서 분석하는 것이므로 시스템 혹은 구역에 따른 잠재적인 위험요소들을 관리가능한 부분들로 분류하여 평가한다. 이 과정은 설비의 설계와 운용에 경험적으로 접근되며 더 나은 평가를 위해 우선순위를 적용하게 된다. 주요 결과물은 식별된 위험요소, 근거, 빈도, 심각도 및 권고사항들이 기재되는 Worksheet이며 이를 분석하여 보고서를 작성하게 된다. 본 연구에서 HAZID의 대상은 LNG 추진 VLCC이며 High-level HAZID study가 수행된다.

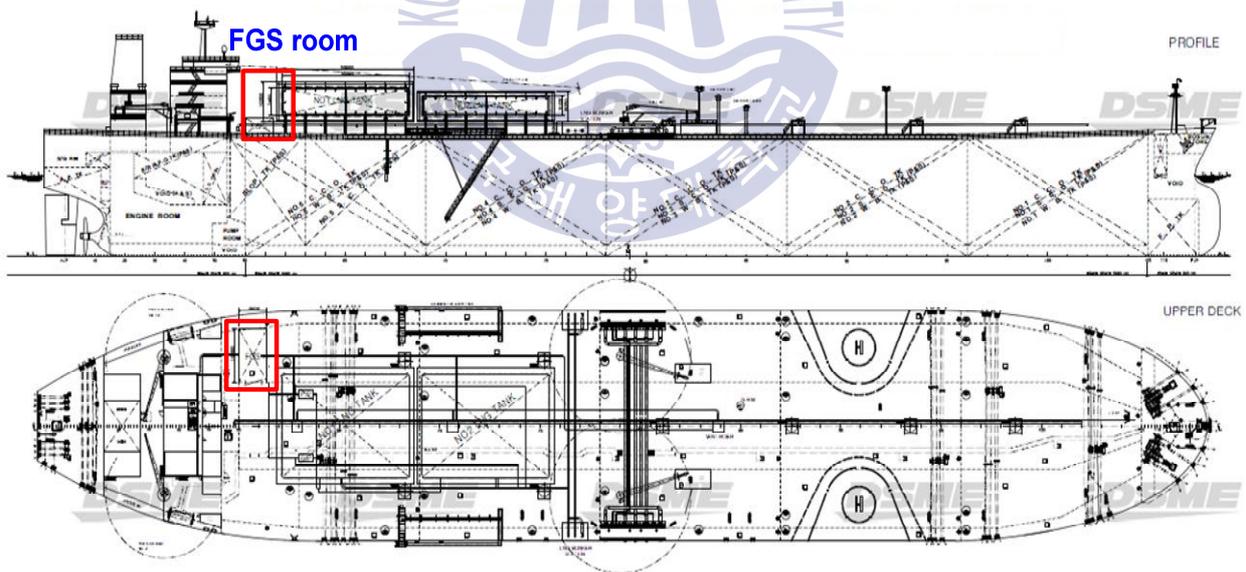


Fig. 2-2 FGS room location in LNG fuelled VLCC(released by DSME)

새로운 개념의 VLCC 개념 설계에서 시스템 및 구역으로 분류하여 난상토론이 수행되었다. 각각의 시스템 및 구역에 대해 잠재적인 위험요소가 지적되고 여기에 이미

적용되어 있는 안전장치가 식별된다. 정량적 위험 순위가 정해지는 근거로써 Table 2-4와 같은 Risk ranking matrix가 설정되었고 위험 구역 혹은 시스템의 특성 및 위험도를 낮출 수 있는 권고사항을 제안하게 된다. HAZID 회의 이후에는 생성된 Worksheet를 회의 구성원에게 회람시켜 회람을 받게 된다. HAZID 팀 리더는 제안 및 권고사항들을 수집하고 최종 Worksheet를 작성한다. 이를 분석하고 정리하여 보고서를 작성하게 된다.

Table 2-4 Definition of Severity Index

		Consequence					S.I.
		R.I.	1	2	3	4	
Frequency	Frequent : likely to occur at this facility every year	5	L	M	H	H	H
	Occasional : likely to occur at this facility within the next 10 years	4	L	L	M	H	H
	Seldom : occurred at a similar facility and may reasonably occur at this facility within the next 30 years	3	L	L	M	M	H
	Remote : not likely to occur at this facility, but expected to happen within a company's fleet	2	L	L	L	M	M
	Unlikely : rarely expected to occur within industry	1	L	L	L	L	M
F.I.							

2.3.1 HAZID Results

LNG 추진선박에 대한 HAZID study에서 다양한 잠재적 위험요소, 빈도, 심각도 및 다양한 Safeguards, 완화방법 등이 조사되었다. 그리고 추가적인 Safety action이 요구되고 그에 따른 대응방안이 제시되었다. 총 110개의 위험요소가 식별되었으며 58개는 인식할 가치가 있는 요소, 53개는 시스템에 큰 영향을 주지 않거나 이미 식별되어 조치가 취해진 요소로 재식별되었다. Table 2-5는 Hazard category에 따른 유용가능하거나 그렇지 않은 요소들을 분류한 표와 그래프이다.

Table 2-5 Distribution for Hazard Category

	Hazard Category									Sum
	Section 1-(1)	Section 1-(2)	Section 1-(3)	Section 1-(4)	Section 1-(5)	Section 2-(1)	Section 2-(2)	Section 2-(3)	Section 3-(1)	
N.A. Hazards	7	6	3	3	7	3	5	13	5	52
Available Hazards	15	2	1	0	1	22	10	6	1	58

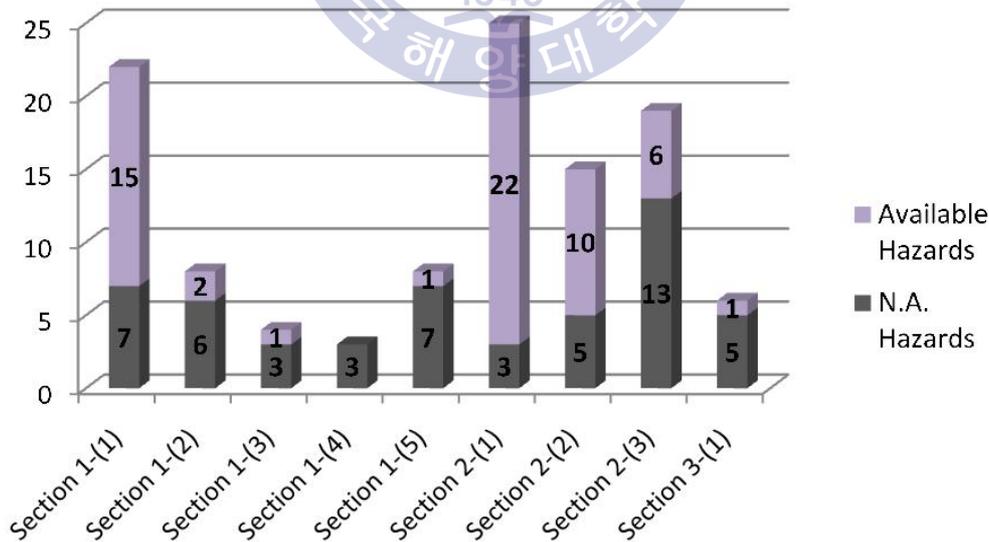


Fig. 2-3 Available hazards distribution

Table 2-6에서는 Hazard category에서 유용가능한 위험요소들 중에서 Negligible risk, ALARP risk, Intolerable risk로 분류하였다. 그 결과 약 40%는 Negligible risk, 55%는 ALARP risk, 5%가 수용할 수 없고 반드시 Safety action이 취해야져야 하는 Intolerable risk로 분류되었다. 이 결과를 표 및 그래프로 아래와 같이 나타내었다.

Table 2-6 Number of Hazards by Hazard Category

No.	Hazard Category	N.A. Hazards	Hazards with the Negligible Risk	Hazards with the ALARP Risk	Hazards with the Intolerable Risk	Sum
1	Section 1-(1)	7	3	9	3	22
2	Section 1-(2)	6	1	1	0	8
3	Section 1-(3)	3	0	1	0	4
4	Section 1-(4)	3	0	0	0	3
5	Section 1-(5)	7	1	0	0	8
6	Section 2-(1)	3	10	12	0	25
7	Section 2-(2)	5	4	6	0	15
8	Section 2-(3)	13	3	3	0	19
9	Section 3-(1)	5	1	0	0	6
	Sum	52	23	32	3	110

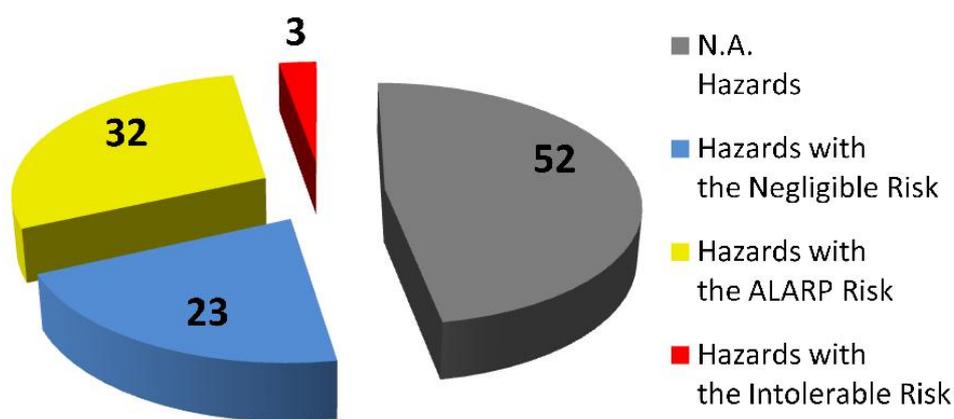


Fig. 2-4 Hazards distribution

2.3.2 HAZID study result for FGS system

가스추진선박에서 새로운 개념이 탑재된 연료공급시스템은 가장 중요한 부분으로 인식되고 있으며 총 50개의 위험요소가 식별되고 Table 2-7에 정리한 바와 같이 상위 등급은 5개, 중위 등급은 15개, 하위 등급은 27개 그리고 우선순위 외의 요소가 3개였다.

Table 2-7 Specific number by the risk ranking

Risk ranking	Number of findings
H	5
M	15
L	27
Not ranked	3
※ The high risk (H) ranked hazards are 5 in total: - Crew error in LNG handling; - Aggressive attack on LNG fuel tank; - Location of FGS room (close to accommodation, etc); - Access/exit to FGS room; and - Frequent leaks in FGS room	

가스추진선박의 연료공급시스템에서 예측된 고위험군의 요소들 중에서 주목해야할 부분이 연료공급실에서의 가스누출이다. 이 부분은 IGF Code 4.2.2, 4.2.3에서 언급하고 있으며, 간략히 내용을 정리하면, “위험도는 적절한 해석 기술을 통해 분석되어야 하며 기능 손실, 구성품의 손상, 화재, 폭발 및 전기적 충격 등에 대해 고려되어야 한다. 이와 함께 위험도를 줄이기 위한 완화 방법이 제시되어야 하며 문서로 남겨져야 한다.”로 요약할 수 있다. 또한 가스감지장치와 관련한 IGF Code 15.8.4는 가스 누출과 관련하여 “가스누출 센서의 최상의 배치를 위해 가스누출해석을 수행”하는 것을 권장하고 있다.

이러한 가스누출해석은 고전적인 가스누출 관련 공식을 대입하여 예측할 수도 있지만 현대의 수치해석 기법의 적용이 더욱 적합하다고 할 수 있다. 그래서 다음과 같이 가스누출해석을 상용 소프트웨어 "FlowNex"를 적용하여 해석하였다.

제 3 장 공정해석

3.1 누출가스 분석을 위한 공정해석기법의 적용

액화천연가스를 연료로 사용하기 위해서는 연료탱크로부터 엔진에 이르기까지 엔진에서 요구되는 연료가스의 특정된 상태로 공급해주는 과정이 필요하다. 기존의 디젤 엔진이 장착되어 있는 선박의 엔진실에 가스를 다룰 수 있는 보조 장치들을 설치하여 요구되는 특정 상태로 변환하기 위해 액화천연가스가 저장되어 있는 연료탱크로부터 극저온 펌프를 사용하여 기화 및 압력 조절을 위한 보조 장치로 액화천연가스를 이송시키게 된다.

천연가스를 -163°C , 1기압의 액체 상태로 액화하거나 45°C , 300bar의 기체 상태로 기화하는 과정을 구현하기 위해서 사용되는 공정설계기법은 기계장치의 손상이나 작업자의 부주의로 인한 가스누출사고의 정량적 해석을 위해 적용되기도 한다. 이러한 공정해석의 변형된 적용은 정확한 공정해석 결과의 기본정보를 기반으로 시뮬레이션을 통해 누출된 가스의 양과 압력, 상태 등의 정보를 얻을 수 있는 형태로 적용할 수 있다.

공정해석은 범용성 화학공정 모사기(General purpose chemical process simulator)를 이용하여 해석을 수행하게 된다. 화학공정을 열역학에 접목하여 수학적으로 모델화하고 이를 컴퓨터에 적용하여 실제 정유 및 석유, 가스화학공장에서 일어나는 상황을 묘사하는 소프트웨어라고 정의할 수 있다. 이러한 화학공정 모사기에 실제 공정에 투입되는 물질의 물성치, 유량 및 운전조건을 주면 실제 시스템을 가동하지 않고도 비교적 짧은 시간과 저렴한 비용으로 상당히 유사한 결과물을 얻을 수 있다.

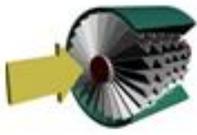
미국이나 일본 및 유럽 선진국에서는 이러한 화학공정 모사기를 이용해서 많은 화학 공장들을 설계하거나 개조하는데 사용해 왔다. 최근 우리나라에서도 많은 엔지니어링사 혹은 조선소에서 화학공정 모사기를 도입하여 설계 및 기존 공장의 운전조건 개선에 이용하려는 시도가 이루어지고 있다.

현재 선진 외국에서 개발되어 전 세계적으로 사용되고 있는 주요 화학공정 모사기로는 ASPEN TECHNOLOGY사의 ASPEN PLUS, SIMULATION SCIENCE사의 PRO/II, CHEMSHARE사의 DESIGN II, HYPROTECH사의 HYSYS와 FLOWNEX SIMULATION ENVIRONMENT사의 FlowNex등이 있다. 선박분야에서는 HYSYS, FlowNex 등이 쓰인다.

가스추진선의 연료로 사용되는 액화천연가스는 가스누출사고 및 누출된 가스가 클라우드를 이루며 점화되는 폭발사고의 위험이 높다. 이러한 시스템 특성상 화학공정 모사기를 통한 최적화뿐만 아니라 위험도를 완화시키기 위한 가스누출 해석도 동시에 필요로 하게 된다. 이러한 특성을 반영하기 위해서는 화학공정 모사기 중 열유체 해석 및 시간에 따른 변화를 정량적으로 나타내기에 적합해야 한다.

화학공정 모사기 "FlowNex"의 경우, 선박에 적용되는 다양한 보조장치의 특성을 다양하게 식별할 수 있다. 선박의 기관실에서 주로 사용되는 보조장치로는 Compressor, Fan, Pump, Heat exchanger, Heat transfer, Valve, Container, Accumulator 등이 있다. 이들을 화학공정 모사기에 올바르게 적용하기 위해서는 각 기계장치의 분류에 따른 특성을 파악하고 적합한 장치를 적용할 수 있어야 한다. "FlowNex"에서 이러한 선박 보조장비들이 식별되는 사항을 Table 3-1에 간단히 표기하였다.

Table 3-1 Identified auxiliary machineries

장비명	적용가능 분류	특성	참고
Compressor	axial, centrifugal, positive displacement compressors	performance characteristics, 예를 들어 pressure ratio 및 efficiency/corrected work 등을 계산	
Fan & Pump	Hydraulic pump 및 fan (with negligible increase in gas density)	Boiler Feed pump, Condensate extraction pump, Vacuum pump, Reactor coolant pumps 등 다양한 펌프 및 팬 설계, 계산	
Heat exchanger	Evaporator(Vaporizer), General HX, Fiined-Tube HX, Recuperator, Shell & Tube HX	전열면적, 열전달 계수 등을 계산, 필요 값 산출	
Heat transfer	고체 구조물에서의 전도, 대류, 복사 3대 열전달 계산	Heat Transfer는 Boilers, Superheater, Heat Lost to atmosphere, Heat Steam RG, Pipe wall and insulation layers 등의 설계	

Valve	산업 일반에서 사용되는 대부분의 Valve Type, Control Valve의 Component	Valve 설계를 위한 기초 Data, 특히 Valve의 Cv 값을 직접 계산	
Container	Accumulator, Open Container, Reservoir, Two Phase Tank, Vented Container	Two Phase Tank는 산업 일반에서 유체가 상이 변화하는 즉 Two-phase fluid에 대한 저장용기 Modeling이 가능하며, Tank내 액상 유체의 Level tracking	

위험도 기반 정량적 해석을 위해 화학공정 모사기가 적용된 사례를 살펴보면 초고압 가스 배관에서의 가스 누출 해석, 안전 밸브 혹은 압력 릴리프 밸브의 설계 시 setting pressure의 결정과 밸브가 배관에 연결되어 누출되는 유체의 유량 및 총 질량계산, 공정라인의 유체 물성치 계산 등 주로 위험도 기반의 관점에서는 가스의 누출을 고려하고 있고 그 결과물로는 유체의 물성치, 유량 등을 분석해내는 것을 알 수 있다.

발전소에서의 적용 사례를 살펴보면, 지중 복합화력 발전소의 LNG 공급 라인 분석, Pump trip에 의한 배관 찌지 및 압력과 문제해석, 대형 보일러 내의 유량 분배 해석 및 Tube Flow Balance Design을 통해 Tube 파손 예방 및 영향 예측, Steam Blowing Out System에서 각 Drum별 Cleaning force Ratio 계산 등의 영역에서 기존의 화학공정 시뮬레이션과 유사하지만 변형된 형태로 다양하게 적용되고 있다.(Daniel, A.C. et. al., 1990)

가스추진선에서의 적용은 가스의 누출에 따르는 유체의 압력, 유량 등의 정량적 계산 결과를 도출하는데 그 목적이 있다. 가스의 누출량을 산출해내는 대표적인 방법으로는 다양하게 보고되고 있는 전통적인 계산식을 이용하여 산출하는 방법이 있다. 이 방법들은 주로 실험과 유체역학의 기본 특성을 접목하여 계산식으로 나타내는 것이 일반적이며 앞으로 있을 가스추진선 기관구역에서의 가스누출 시뮬레이션 해석결과의 신뢰성 확보를 위하여 전통적 산출식을 통한 가스 누출량과 화학공정 모사기를 통해 얻은 가스 누출량을 비교 검토하는 연구를 수행하였다.

3.1.1 가스누출량 산출

가스누출량 산출을 분석하기 위해서는 누출되는 유체의 상태를 압축가스상태, 액체상태, 이상혼합상태로 분류하여 고려할 필요가 있다. 압축된 가스의 누출은 환기 시스템의 성능에 따라 가스 클라우드를 형성할 가능성이 있다. 가스 클라우드는 점화원에 의한 화재 혹은 폭발이 발생하는 중요한 요건이 되므로 어떤 시스템에서 가스폭발의 위험을 정량적으로 판단하기 위해서는 압축된 가스의 누출에 대한 정확한 이해가 필요하다. 여기서 액화천연가스의 누출은 기체상태, 액체상태 그리고 기체와 액체가 혼합된 상태로 재분류하여 고려할 수 있다.(Darby, S. and Pool, G., 1997)

액화천연가스는 연료탱크에 보관되어 있으며 배관과 보조장비를 지나 엔진으로 공급된다. 탱크, 배관 및 밸브, 보조장비는 누출원이 되고 누출되는 특성은 각각 다를 수 있다. 우선, 보관용기에서 누출되는 경우를 고려한다. 보관용기에서 압축된 가스가 누출될 경우, 누출되는 유체의 압력, 속도, 유량 등의 정보는 보관용기 내부에서 상호작용을 일으키는 유체의 밀도 및 온도와 연관될 수 있다. 이 연관관계를 계산하기 위해서는 반복적인 수치 알고리즘(Iterative numerical algorithm)의 시간 단위(Time step)는 용기 내부에서 일어나는 현상이 지속적으로 고려될 수 있을 만큼 짧아야 한다.

이러한 고려사항들은 배관에서의 가스 누출에 대해서도 동일하게 적용될 수 있다. 하지만 배관에서의 가스 누출의 경우, 흐르는 유량에 의한 영향을 고려해야하기 때문에 더 복잡할 수 있다. 보관 용기나 배관에서의 누출에서 파단에 의한 경우는 벨 모델[Hanna & Drivas 1987]에 기반하여 적용할 수 있다.

액체상태 누출의 경우, 저압의 순수 액체의 누출은 보관 용기 내부의 압과 대기압의 차이에 연관하여 고려할 수 있으며 액체가 누출됨에 따라 내부압력이 변화하게 되는 것 또한 고려해야 한다. 가스의 누출과 유사하게 반복적인 수치 알고리즘의 시간 단위는 용기 내부에서의 압력 변화가 일정하게 계산될 수 있을 만큼 짧게 고려해야 하며 배관에서의 누출은 유량에 의한 압력 변화를 동시에 고려해야 한다.

이상 혼합 상태에서의 누출은 기체와 액체가 혼합되어 누출되는 경우, 기체 상태에서 누출할 경우에 고려해야할 변수와 액체 상태에서 누출할 경우에 고려해야할 변수를 동시에 고려해야하기 때문에 더욱 복잡할 수 있다. 이와 함께, 완전히 파단되는 경우에는 압력을

가지고 있는 유체가 압력 및 온도의 변화에 의해 기화하거나 액체가 기화되지 못하고 방울(droplet or aerosol) 형태로 떨어질 수 있다. 이 경우, 이상 클라우드(Two-phase cloud)가 형성되는 동시에 기화되는 기체의 급격한 확산에 대한 고려가 필요하다.

이러한 복잡한 계산을 위해서는 단계적으로 접근할 필요가 있다. 첫째로는 액체 상태와 확산되는 기체 상태를 대기(atmospheric air), 액체와 기체의 혼합, 액체 방울에서의 기화에 대한 고려 없이 계산한다. 두 번째로는 액체와 기체의 혼합에 의해 기화하는 양을 계산한다. 마지막으로 액체 방울 자체에서의 변화에 의한 기화량을 계산하여 최종적으로 정리한다.

가스 누출을 산출하기 위해서는 유체의 압축성을 고려해야하기 때문에 유체의 밀도에 대한 이해가 필요하며 이는 밀도와 관련되는 이상기체 방정식을 이용하여 반영할 수 있다. 고압의 경우, 이상기체 방정식의 적용은 가능하나, 압축 계수 Z(-)를 추가적으로 고려한다. 이를 식으로 나타내면 식 (1)과 같다.

$$P = \rho_n RT \text{ or } P = (\rho / W_g) RT \dots\dots\dots (1)$$

여기서, P(Pa)는 온도와 압력에 대한 몰 농도 $\rho_n(\text{mol}/\text{m}^3)$ 를 가지는 가스의 압력, R은 보편기체상수(=8.314 Jmol⁻¹K⁻¹)를 나타낸다. 압축계수는 임계압력과 임계온도의 함수로써 계산될 수 있다. 압력이 급격하게 증가할 때, 비리알의 방정식(Virial equation) 식 (2)를 적용할 수 있다.

$$P = Z\rho_n RT \text{ or } P = Z(\rho / W_g) RT \dots\dots\dots (2)$$

비리알의 방정식의 계수는 단지 경험 상수가 아니라 분자 간 잠재에너지에 대한 정확한 상관관계를 가진다. 특히, 두 번째 비리알 상수 B(m³/mol)은 두 분자간의 상호작용과 관계있으며 식 (3)의 C(m⁶/mol²)은 세 분자의 결합 내에서의 상호작용에 의해 결정된다.

$$P = \rho_n RT(1 + B\rho_n + C\rho_n^2 + \dots) \dots\dots\dots (3)$$

대부분의 계산에서 계수 B와 C는 동시에 적용되거나 B가 단독으로 적용된다. 두 번째

계수 B는 다수의 실험 결과가 있으나 가스에 관련한 어떤 값을 산출해내기 위해서는 추산하는 과정이 필요하기 때문에 다양한 수정식이 있다. 가장 광범위하게 적용되는 무극성 가스에 관한 상관관계로는 피쳐 & 켈의 대응상태에 관한 확장식 (4)~(9)가 있다. 여기서 ω 는 무동원체성 함수를 나타내며 $T_c(K)$ 와 $P_c(Pa)$ 는 임계온도와 임계압력을 나타낸다. 피쳐와 켈은 초기에 자신들만의 무차원상수 B_0 와 B_1 을 제안한다. 여기서 Tsonopoulos는 현재 대부분에 적용되는 상관식으로써 환원온도의 함수가 적용된 $T_r=T/T_c$ 를 제안하게 된다. 세 번째 무극성에 대한 비리알 계수의 적용을 위해 임계점에서의 혼합과 혼합 규칙이 넓게 적용된다. 상당한 고압에서는 Peng-Robinson 혹은 Webb-Rubin의 방정식이 주로 사용된다.

$$B = (RT^c/P^c)(B_0 + \omega B_1) \dots\dots\dots (4)$$

$$B_0 = 0.1445 - 0.33/T_r - 0.1385/T_r^2 - 0.0121/T_r^3 - 0.000607/T_r^8 \dots\dots\dots (5)$$

$$B_1 = 0.0637 + 0.331/T_r^2 - 0.423/T_r^3 - 0.008/T_r^8 \dots\dots\dots (6)$$

$$C = (RT^c/P^c)^2 (C_0 + \omega C_1) \dots\dots\dots (7)$$

$$C_0 = 0.01407 + 0.02432/T_r^{2.8} - 0.00313/T_r^{10.5} \dots\dots\dots (8)$$

$$C_1 = -0.02676 + 0.0177/T_r^{2.8} + 0.040/T_r^6 - 0.00228/T_r^{10.5} \dots\dots\dots (9)$$

이러한 가스누출량 산출에 대한 이해를 기반으로 전통적인 계산방법과 화학공정 모사기를 이용한 계산결과를 서로 비교하여 선박에 적용되는 가스연료공급라인에서의 가스 누출에 대한 해석결과의 신뢰성을 확보하고자 한다.

3.1.1.1. 압력용기 벽면의 파공에 의한 가스 누출량 계산

압력용기 벽면의 파공에 의한 가스 누출량 계산을 위한 조건은 Table 3-2와 같다.

Table 3-2 Conditions for calculation for hole of pressure vessel wall

Vessel's volume(V: m ³)	50
Initial vessel's pressure(P0: MPa)	5
Initial vessel's temperature(T0: K)	288.15
Holes diameter(dh: m)	0.1
Discharge coefficient(Cd)	0.62
Molecular weight of Hydrogen(Wg: kg/mol)	0.002
specific heat at constant volume(CV: kJkg-1K-1)	10.24
Poisson ratio(γ)	1.4

이러한 조건에 대하여 밀도를 산출하면 식 (10)과 같다.

$$\rho_0 = PW_g / (RT) = 5 \times 10^6 \times 0.002 / (8.314 \times 288.15) = 4.17 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots (10)$$

초기 누출량은 식 (11)으로부터 얻을 수 있다.

$$m = C_d A_h P_0 K \sqrt{\frac{W_g}{\gamma RT}} = 15.23 \text{ kg/s} \dots\dots\dots (11)$$

흐름은 $P_0/P_a = 50 > 1.9 = ((\gamma + 1)/2)^{\gamma/(\gamma - 1)}$ 과 $K=0.81$ 에 의해 초음속 흐름이라 할 수 있다. 그러므로 식 (11)에 의해 $m=15.23\text{kg/s}$ 가 된다. 여기서, 초기의 $\Delta t_1(s)=1\text{s}$ 로 했을 때, 밀도와 온도의 감소는 식 (12)와 (13)에 의해 계산할 수 있다.

$$\delta\rho_1 = -\frac{m_0}{V} \Delta t_1 = 0.3 \text{ kg/s} \dots\dots\dots (12)$$

$$\delta T_1 = \frac{P_0}{\rho_0^2 C_V} \delta \rho_1 = -8.54 K \dots\dots\dots (13)$$

새로운 조건으로 식 (14)에 의해 아래와 같이 P1의 값은 4.5 MPa를 얻을 수 있다.

$$\rho_1 = \rho_0 + \delta \rho_1 = 3.87 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots (14)$$

$$T_1 = T_0 + \delta T_1 = 279.6 K \dots\dots\dots (15)$$

$$P_1 = RT_1(\rho_1 / W_g) = 4.5 \text{ MPa} \dots\dots\dots (16)$$

이 값을 초기값으로 하여 식 (15)와 (16)에 따라 재계산하면 단위 시간별 값들을 얻을 수 있게 된다. 이렇게 얻어진 값들을 화학공정 모사기 "FlowNex"의 수치해석 결과값과 비교하기 위하여 계산을 수행하였다. 제반 조건은 앞서 얻은 전통적인 방법들과 유사한 조건으로 진행하였다. 이를 위해 프로그램 내에서 가정된 조건들은 아래의 설명과 같다.

단상(Single Phase)의 경우, 순수한 단일 유체로 가정하고 압력용기를 실린더 형으로 설정하며 체적은 50 m³, 직경은 3 m, 지름은 10 m로 구현하였다. 누출상태로써, 직경은 0.1 m, 누출 계수는 0.62로 가정하였다. 주요 경계조건으로 압력용기 내부 조건으로써의 압력은 5 MPa, 온도는 288.15 K, 압력용기 외부 조건으로써의 압력은 1 atm, 온도는 273 K의 일반적 상황을 가정하였다. 파공에 의한 유출량 계산은 질량유량을 적분하여 산출하는 방법을 적용하였다.

이상(Two Phase)의 경우, 이상 유체로 가정하고 압력용기를 실린더 형으로 설정하며 체적은 50 m³, 직경 3m, 지름은 10m로 구현하였다.

앞서 계산된 전통적 계산식을 통한 결과와 화학공정 모사기 "FlowNex" 이용하여 산출한 계산결과를 아래와 같이 비교하였다. 아래 결과에서 전통적 계산식에 의한 결과는 "Calculation", 단일 유체로 가정한 경우의 화학공정 모사기 계산 결과는 "FlowNex", 이상 유체로 가정한 경우의 화학공정 모사기 계산 결과는 "FlowNex 2"로 표기하였다.

1) 온도

Table 3-3 Calculation results for temperature of case "A"

Time(s)	Temperature (K)		
	Calculation	FlowNex	FlowNex2
0	288.2	288.1	288.1
2	271.5	271.9	270.8
4	256.2	256.9	254.9
6	242.2	243.0	240.3
8	229.3	230.1	226.8
10	217.4	218.1	214.3
12	206.4	206.7	202.7
14	196.3	196.0	191.8
16	186.8	186.0	181.6
18	178.1	176.5	172.1
20	169.9	167.5	163.1

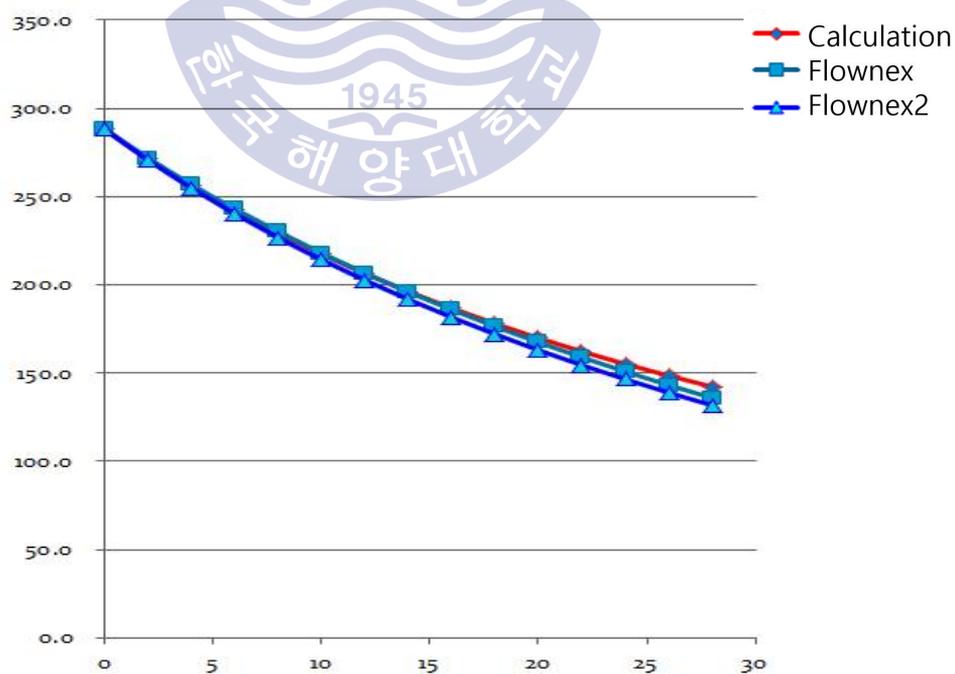


Fig. 3-1 Comparison of calculation results for temperature of case "A"

2) 밀도

Table 3-4 Calculation results for density of case "A"

Time(s)	Density(kg/m ³)		
	Calculation	FlowNex	FlowNex2
0	4.17	4.21	4.08
2	3.59	3.64	3.52
4	3.10	3.17	3.06
6	2.69	2.77	2.66
8	2.35	2.43	2.33
10	2.05	2.13	2.05
12	1.80	1.88	1.80
14	1.59	1.66	1.60
16	1.40	1.48	1.42
18	1.25	1.31	1.26
20	1.11	1.17	1.12

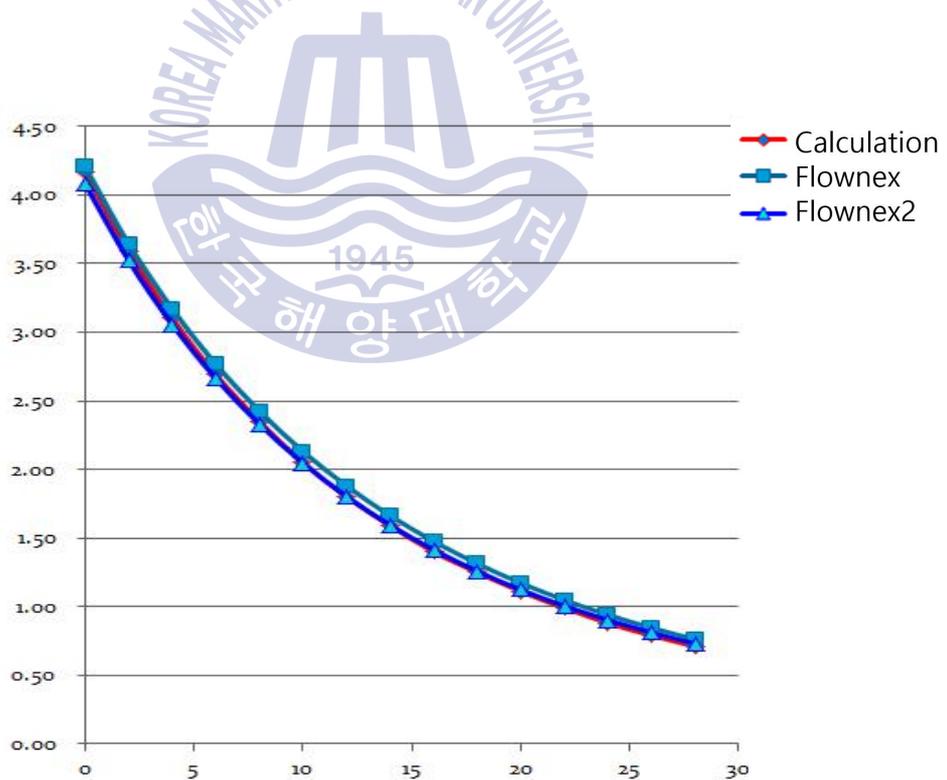


Fig. 3-2 Comparison of calculation results for density of case "A"

3) 압력

Table 3-5 Calculation results for pressure of case "A"

Time(s)	Pressure(MPa)		
	Calculation	FlowNex	FlowNex2
0	5.00	5.00	5.00
2	4.05	4.09	4.04
4	3.31	3.36	3.28
6	2.71	2.77	2.69
8	2.24	2.30	2.21
10	1.86	1.92	1.83
12	1.55	1.60	1.52
14	1.3	1.34	1.27
16	1.09	1.13	1.07

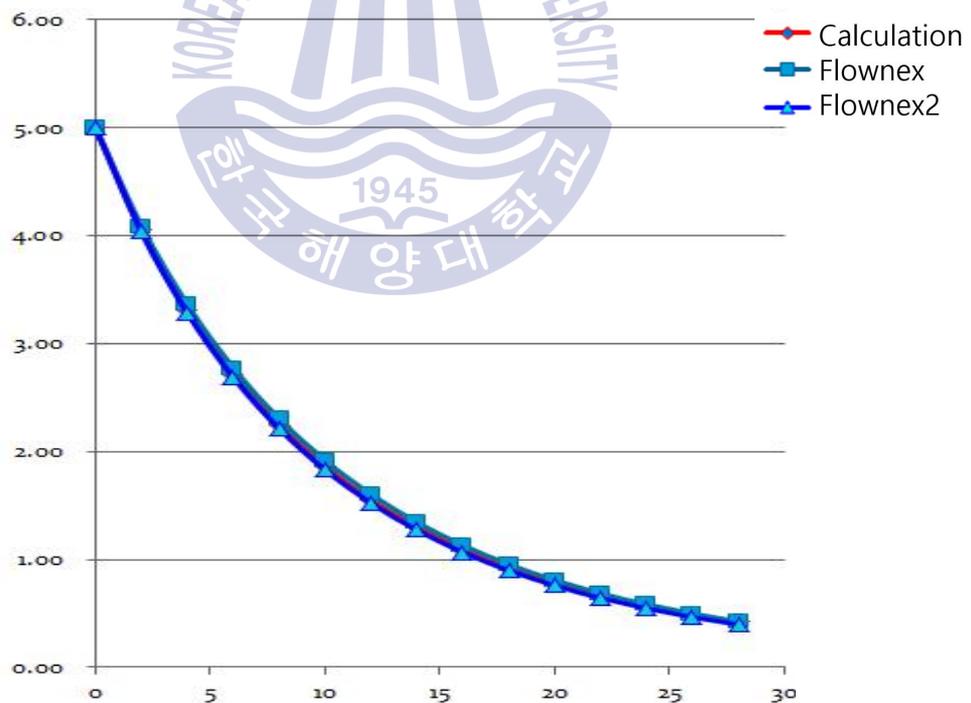


Fig. 3-3 Comparison of calculation results for pressure of case "A"

4) 유량

Table 3-6 Calculation results for mass flow of case "A"

Time(s)	Mass Flow Rate(kg/s)		
	Calculation	FlowNex	FlowNex2
0	15.23	15.30	15.26
2	12.72	12.89	12.74
4	10.68	10.90	10.70
6	9.01	9.27	9.04
8	7.64	7.91	7.68
10	6.51	6.78	6.56
12	5.57	5.83	5.62
14	4.79	5.03	4.84
16	4.13	4.36	4.18

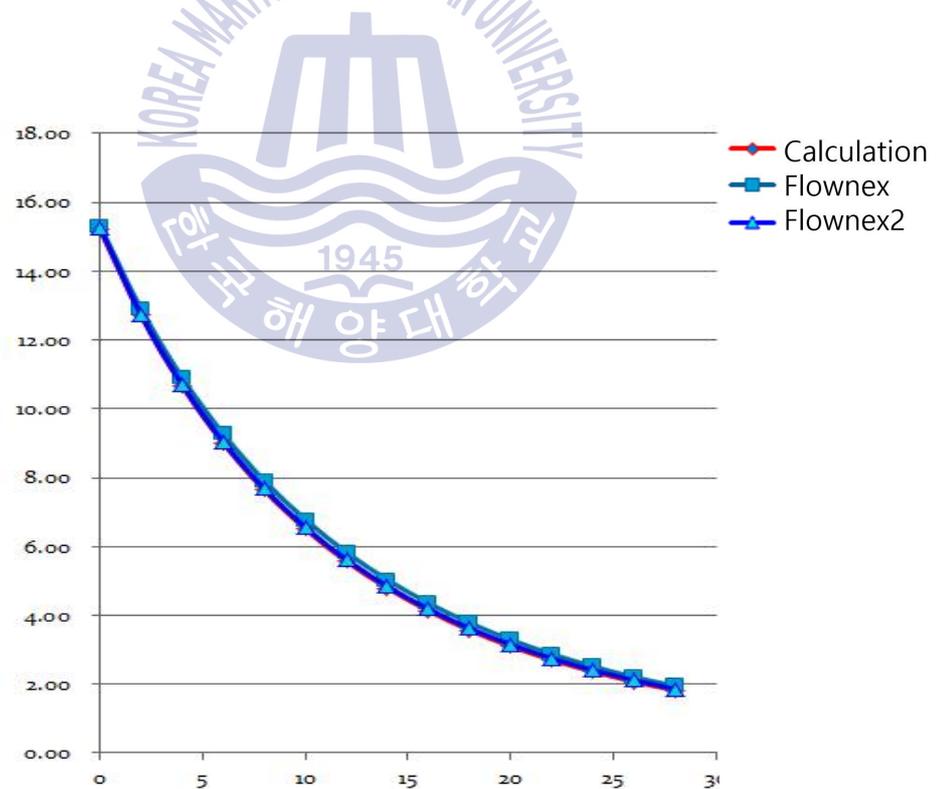


Fig. 3-4 Comparison of calculation results for mass flow of case "A"

5) 누출유량

Table 3-7 Calculation results for released mass flow of case "A"

Time(s)	Mass Loss(kg)		
	Calculation	FlowNex	FlowNex2
0	0	0	0
2	29	28	28
4	54	52	51
6	74	72	71
8	92	89	88
10	106	104	102
12	119	116	114
14	130	127	124
16	139	137	133
18	147	145	141
20	154	152	148

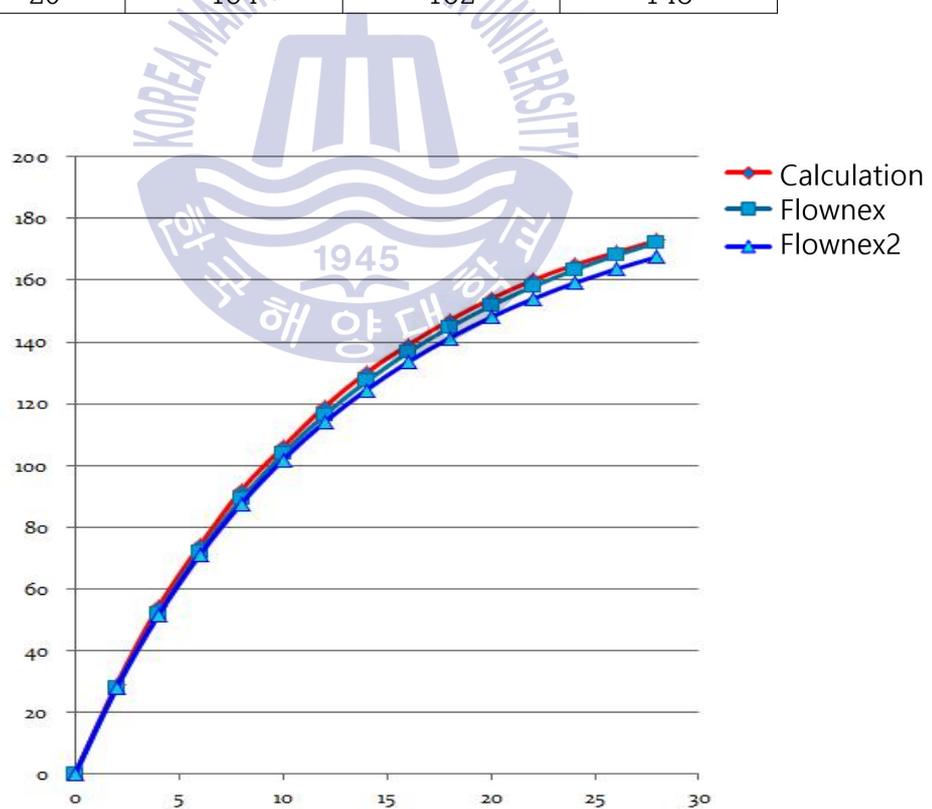


Fig. 3-5 Comparison of calculation results for released mass flow of case "A"

이 계산결과는 압력용기에서 내부 유체 이외의 다른 유체의 혼입이 없는 상태에서 가스 누출이 발생된 것으로 가정한 결과이며 가스누출에 관한 해석에서 가장 기초가 되는 경우로 계산식을 이용한 산출 결과와 화학공정 모사기 "FlowNex"의 결과가 상당히 일치하는 것을 알 수 있다. "FlowNex"에서도 문헌에서 사용한 이상기체 방정식을 사용하였을 때와 실제 기체의 물성치를 이용한 결과 역시 유사하게 계산된 것은 대상 유체인 수소가 이상기체에 가깝기 때문인 것으로 추측할 수 있다. 이 검토 비교 결과로써 화학공정 모사기 "FlowNex"의 BMT(Benchmarking Test) 혹은 검증(Validation)이 가능할 것으로 판단된다.

이상기체 방정식을 따르지 않는 기체일 경우 혹은 밸브, 압축기 등의 보조 장치에 의해 압력용기 내외부의 유동이 있을 경우에는 누출되는 가스에 관한 정보를 해석하기가 상당히 복잡해지며, 전통적 계산 방법에 의한 반복(Iteration) 계산 방법으로는 해석이 거의 불가능에 가까울 것으로 판단된다. 앞서 계산된 대상은 압력 용기 벽면에서의 파공에 의한 가스 누출에 관한 것으로 만일 압력용기가 연계되어 있다면 계산은 조금 더 복잡해 질수 있어 그 결과가 다를 수 있으므로 이에 대한 계산을 수행하였다.



3.1.1.2. 압력용기 연결배관에서의 가스 누출량 계산

압력용기 연결배관에서의 가스 누출량 계산을 위한 조건은 Table 3-8과 같다.

Table 3-8 Conditions for calculation for hole of connecting piping

Vessel's volume(V: m ³)	50
Initial vessel's pressure(P ₀ : MPa)	1.5
Initial vessel's temperature(T ₀ : K)	288.15
Holes diameter(d _h : m)	0.15
Discharge coefficient(C _d)	0.62
Molecular weight of Hydrogen(W _g : kg/mol)	0.0028
specific heat at constant volume(CV: kJkg ⁻¹ K ⁻¹)	745
Poisson ratio(γ)	1.4
Length of pipe(until the hole: m)	100
Diameter of hole(d _h : m)	0.1
Kineimatic viscosity(η: ηpas)	173

이러한 조건에 대하여 해석 대상에 대한 총 부피는 압력용기의 부피와 배관에서의 부피를 합하여 51.77m³의 값을 얻을 수 있다. 압력 용기 내부압력의 초기 값을 P₀(Pa), 초기 온도를 T₀(K)라 했을 때, 아래의 식(17)에 의해 밀도를 산출할 수 있다.

$$\rho_0 = PW_g / (RT) = 1.5 \times 10^6 \times 0.028 / (8.314 \times 288.15) = 17.53 \text{ kg/m}^3 \dots\dots\dots (17)$$

중간압 P_e는 1.4MPa로 가정한다. 흐름은 $P_e/P_a = 14 > 1.9 = ((\gamma + 1)/2)^{\gamma/(\gamma - 1)}$ 와 K=0.81에 의해 초음속 흐름이라 할 수 있다. 그러므로 식 (18)에 의해 m=15.96kg/s가 된다. 초기 유량 m_{pipe}는 식 아래로부터 m_{pipe}의 값 17.37kg/s를 얻을 수 있다.

$$m_{\pi pe} = A_h \sqrt{\frac{\rho P_0}{2f_F(l_P/d_P)} \frac{\gamma}{1 + \gamma} \left(\left(\frac{P_0}{P_e} \right)^{(1 + \gamma)/\gamma} - 1 \right)} \dots\dots\dots (18)$$

이때 앞서 가정한 중간압이 정확히 일치한다면 초기 유량 m은 누출유량과 동일할 것이다.

위 계산을 반복 수행하여 누출 유량이 동일하도록 얻어진 중간압은 1.413 MPa, 이 때의 유량은 16.10kg/s이다. 가스가 누출됨에 따라 밀도와 온도는 질량이 누출됨에 따라 변하게 되며 이는 식 (19)와 식 (20)을 통해 그 값을 얻을 수 있다.

$$\delta\rho_1 = -\frac{m_0}{V}\delta t_1 = -0.62\text{kg}/\text{m}^3 \dots\dots\dots (19)$$

$$\delta T_1 = \frac{P_0}{\rho_0^2 C_V}\delta\rho_1 = -4.08\text{K} \dots\dots\dots (20)$$

식 (19)와 식 (20)에 의해 밀도, 압력과 온도를 산출하면 식 (21)~(23)과 같다.

$$\rho_1 = \rho_0 + \delta\rho_1 = 16.91\text{kg}/\text{m}^3 \dots\dots\dots (21)$$

$$T_1 = T_0 + \delta T_1 = 284.07\text{K} \dots\dots\dots (22)$$

$$P_1 = RT_1(\rho_1/W_g) = 1.43\text{MPa} \dots\dots\dots (23)$$

이 값들은 반복 수행을 위한 초기 값들이 되며 반복 수행의 결과는 화학공정 모사기의 값과의 비교 검토 결과에 함께 나타내었다. 화학공정 모사기에서의 해석을 위해 가정한 조건으로써, 대부분의 조건들은 전통적 계산방법의 조건과 동일하게 적용하였으며 압력 용기의 지름은 3 m, 압력 용기의 높이는 10.4 m로 설정하였다.

이러한 조건으로 화학공정 모사기 "FlowNex"에서 계산을 수행하였으며 계산식에 의한 방법으로 산출한 결과와 비교 검토를 수행하였다.

1) 온도

Table 3-9 Calculation results for temperature of case "B"

Time	Temperature (K)		
	Calculation	FlowNex (Tank)	FlowNex (Leak)
0	288.15	288.13	291.62
2	284.07	285.01	280.29
4	280.08	281.36	279.48
6	275.93	277.76	276.77
8	271.88	274.27	273.62
10	267.91	270.80	270.31
15	258.21	262.53	262.09

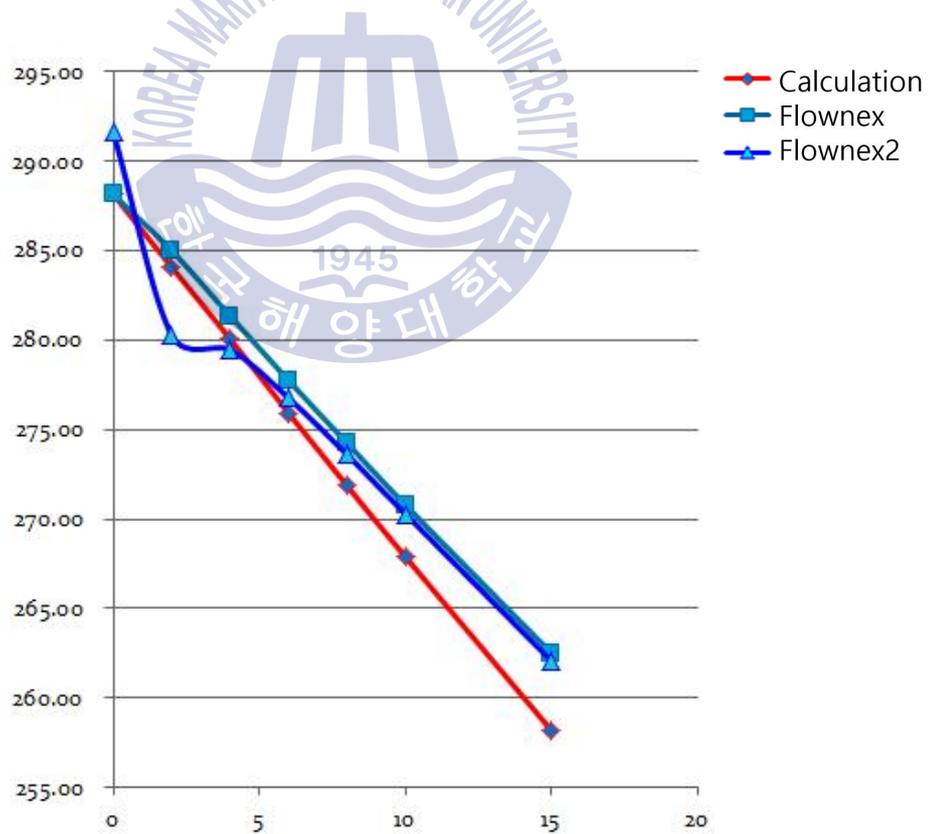


Fig. 3-6 Comparison of calculation results for temperature of case "B"

2) 밀도

Table 3-10 Calculation results for density of case "B"

Time	Density (kg/m ³)		
	Calculation	FlowNex (Tank)	FlowNex (Leak)
0	17.53	17.66	17.43
2	16.91	17.20	15.37
4	16.31	16.67	14.70
6	15.71	16.16	14.19
8	15.13	15.66	13.73
10	14.57	15.19	13.30
15	13.25	14.07	12.32

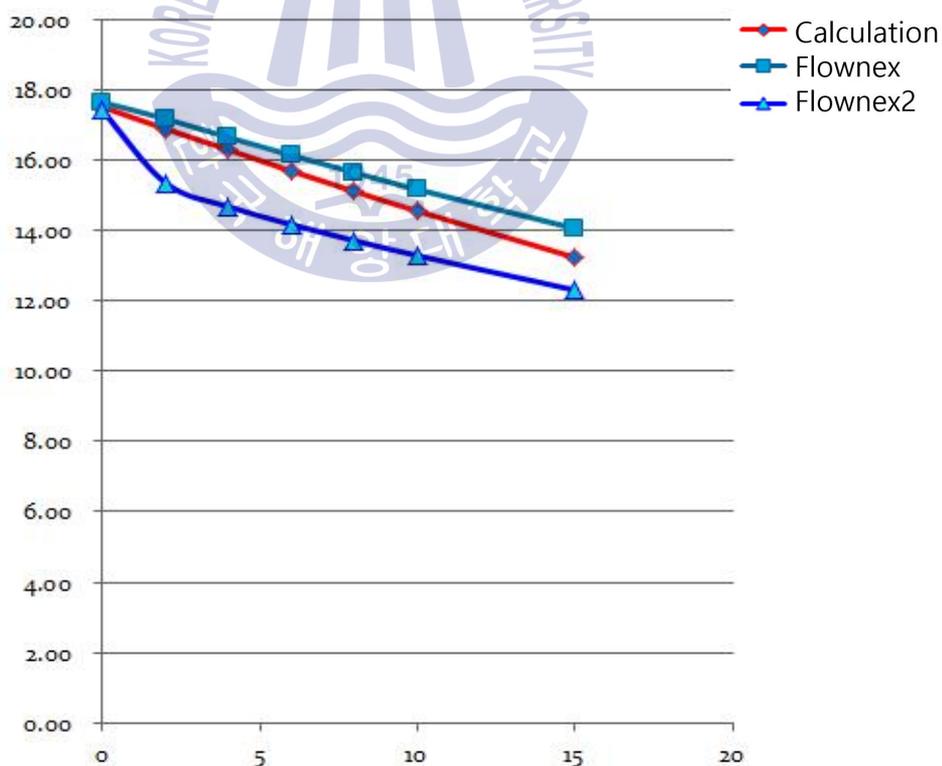


Fig. 3-7 Comparison of calculation results for density of case "B"

3) 압력

Table 3-11 Calculation results for pressure of case "B"

Time	Pressure(Vessel) (MPa)		
	Calculation	FlowNex (Tank)	FlowNex (Leak)
0	1.50	1.50	1.50
2	1.43	1.44	1.27
4	1.36	1.38	1.21
6	1.29	1.32	1.16
8	1.22	1.26	1.11
10	1.16	1.21	1.06
15	1.02	1.09	0.95

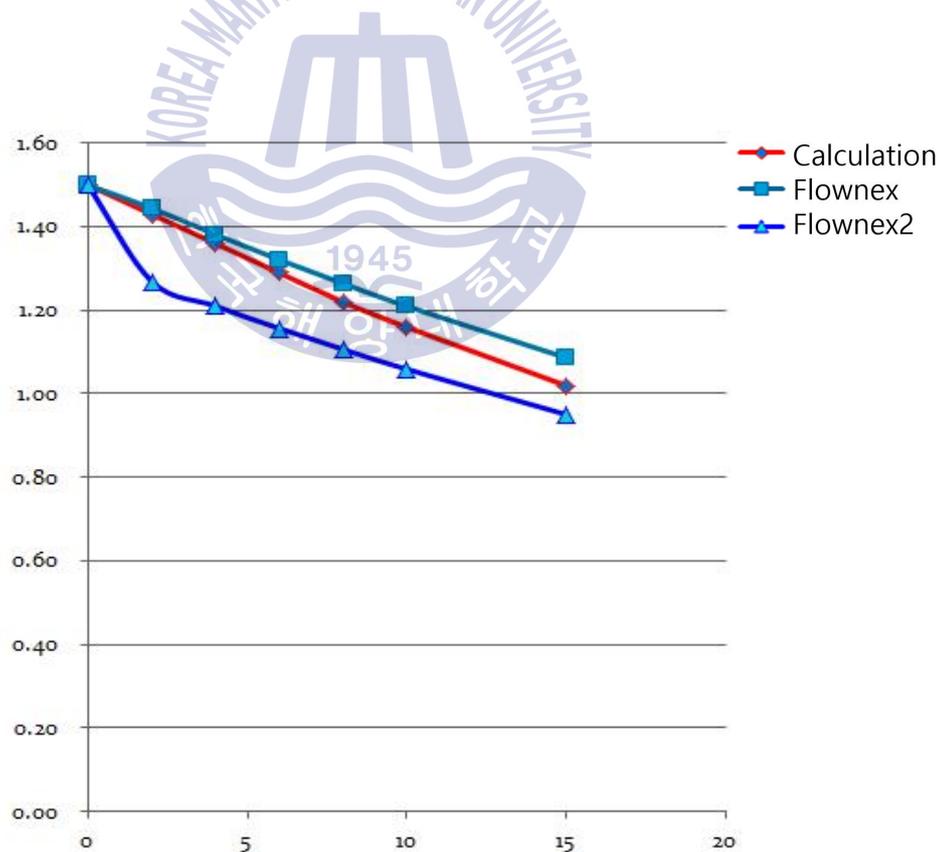


Fig. 3-8 Comparison of calculation results for pressure of case "B"

4) 유량

Table 3-12 Calculation results for mass flow of case "D"

Time	Mass Flow Rate (kg/s)	
	Calculation	FlowNex
0	16.10	16.92
2	15.45	14.62
4	15.68	13.96
6	14.99	13.41
8	14.33	12.91
10	13.70	12.43
15	12.23	11.33

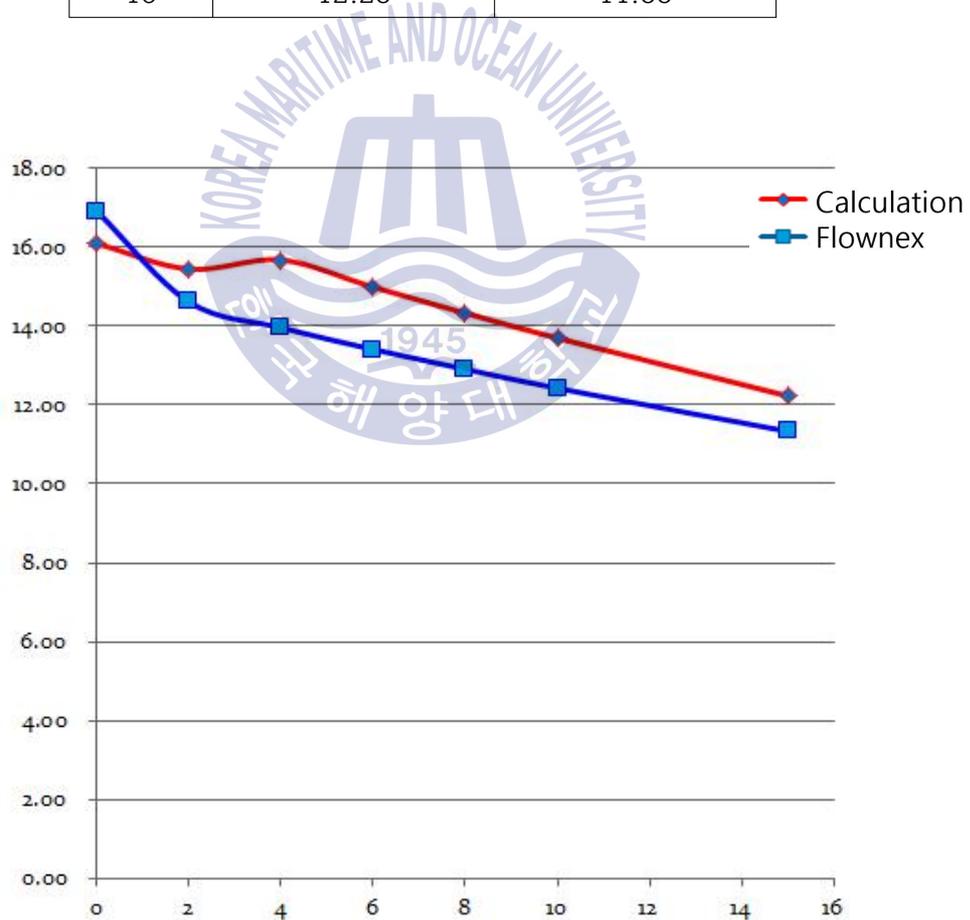


Fig. 3-9 Comparison of calculation results for mass flow of case "B"

5) 누출유량

Table 3-13 Calculation results for released mass flow of case "B"

Time	Mass Loss (kg)	
	Calculation	FlowNex
0	0	0.00
2	33.00	29.51
4	64.00	58.06
6	95.00	85.42
8	125.00	111.73
10	154.00	137.07
15	222.00	196.41

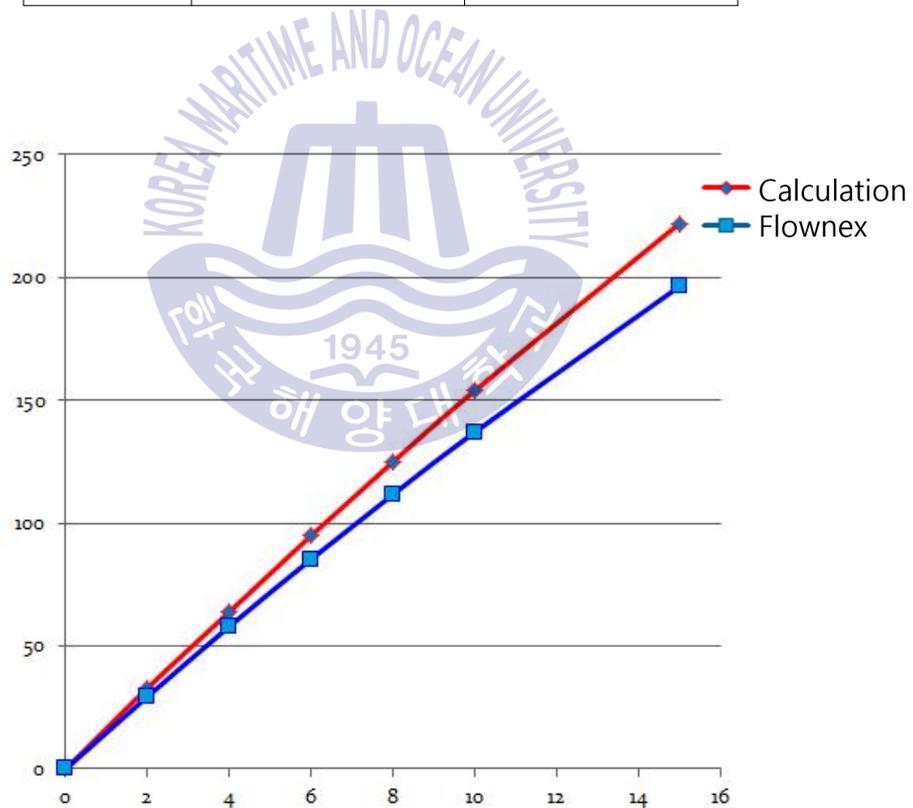


Fig. 3-10 Comparison of calculation results for released mass flow of case "B"

3.1.1.3 배관 파단에 의한 가스 누출

배관의 파공은 밸브 이음부의 노후 혹은 순간적인 충격에 의해 발생하는 경우가 많다. 파공의 경우에는 누출되는 시간이 다소 걸려 유체의 밀도가 낮은 경우 확산되어 폭발을 위한 가스 클라우드 형성에 가스 누출 이외의 다양한 조건이 필요하다. 그러나 급작스러운 배관의 파단은 배관 내부에서의 유량이 전량 외부로 누출되어 누출량이 많으며 가스 클라우드 형성에 용이하다. 이러한 배관의 급작스러운 완전 파단에 대한 검증을 수행하였다.

우선, 전통적인 계산식에 의한 프로판 가스 누출량 산출을 위한 조건은 Table 3-14와 같다.

Table 3-14 Conditions for calculation for hole of connecting piping

Initial vessel's pressure(P0: MPa)	0.5
Initial vessel's temperature(T0: K)	288.15
Pipe diameter(dP: m)	1
Pipe length until rupture point(IP: m)	10,000
Discharge coefficient(Cd)	1
Molecular weight of Hydrogen(Wg: kg/mol)	0.0441
specific heat at constant volume(CV: kJkg-1K-1)	745
Poisson ratio(γ)	1.19
Kineimatic viscosity(η: ηpas)	82

이러한 조건에 대하여 순간 가스 누출 유량을 계산하면 식 (24)와 같다.

$$m(t) = \frac{m}{1+S} \left\{ S \exp\left(-\frac{t}{t_B}\right) + \exp\left(-\frac{t}{t_B S^2}\right) \right\} \dots\dots\dots (24)$$

여기서, $S = \frac{M}{mt_B}$ 이다. 파단되는 초기의 유량을 계산하기 위해 파단면에 대한 유량은 아래의 식 (25)와 같이 얻을 수 있다.

$$m = C_d A_h P_0 K \sqrt{\frac{W_g}{\gamma R T}} \dots\dots\dots (25)$$

이 흐름은 아래의 식 (26)과 같은 계산 결과에 의해 초음속 흐름임을 알 수 있다.

$$50 = \frac{P_0}{P_a} \geq \left(\frac{\gamma+1}{2}\right)^{\frac{\gamma}{\gamma-1}} = 1.7 \dots\dots\dots (26)$$

여기서, $P_s(P_a)$ 는 주위 대기압을 뜻한다. 계수 $K(-)$ 는 식 (27)과 같이 계산할 수 있다.

$$K = \gamma \left(\frac{2}{\gamma+1}\right) \frac{\gamma+1}{2(\gamma-1)} = 0.71 \dots\dots\dots (27)$$

여기서, $C_d=1$, $A_h=(\pi/4) \times 12m^2$ 에 의해 누출유량 m 은 1,089.2kg/s의 값을 가지게 된다. 특성시간 t_B 는 식 (28)에서 얻을 수 있다.

$$t_B = \frac{4}{3} \frac{l_P}{u_{sound}} \sqrt{\frac{\gamma f_F l_P}{d_P}} \dots\dots\dots (28)$$

여기서, 음속 u 는 식 (29)를 이용하여 얻을 수 있다.

$$u_{sound} = \sqrt{\frac{\gamma RT}{W_g}} = 254.3 m/s \dots\dots\dots (29)$$

반면에 마찰율 f_F 는 식 (30)을 이용하여 얻을 수 있다.

$$f_F 0.0791 Re^{-0.25} = 1.23 \times 10^{-3} \dots\dots\dots (30)$$

여기서 $Re = \rho u d_P / \eta$, $\rho = P_0 W_g / (RT_0) = 92 \text{ kg/m}^3$, $u = m / (\rho A_h) = 150.7 \text{ m/s}$ 이며 이에 따라 $Re = 1.69 \times 10^7$ 의 값을 얻을 수 있으며 특성 시간 t_B 는 201초임을 알 수 있다. 초기 유량 M 은 배관의 길이, 직경 및 밀도를 통해 구할 수 있으며, 초기 가스의 유량은 72.275kg이므로 $S = \frac{M}{m t_B} = 0.33$ 을 얻을 수 있다. 앞서 설명한 Bell의 모델에 의해 쇼크 웨이브(Shock

wave)까지의 시간 $u_{\text{sound}}(\text{m/s})$ 는 식 (31)과 같이 배관 길이에 의해 얻을 수 있다.

$$tE(S)=IP/u_{\text{sound}}=39s \dots\dots\dots (31)$$

이렇게 얻어진 계산 값을 비교하기 위한 화학공정 모사기에서 가정한 대부분의 요소들은 전통적인 계산 방법과 유사하나 배관에서의 초기 유량에서 초기 유동이 없다고 가정하였으며 고도에 대한 고려는 수평 배관으로 가정하여 무시하였으며 상변화가 일어나지 않는 압축가스로 가정하여 시뮬레이션을 수행하였다. 그 결과는 아래와 같다.



1) 초기 유동이 없는 경우의 유량

Table 3-15 Calculation results for mass flow

Time	Mass Flow Rate (kg/s)	
	Calculation	FlowNex
0	1,089.0	1,048.5
25	500.0	299.5
50	294.0	243.0
100	173.0	191.2

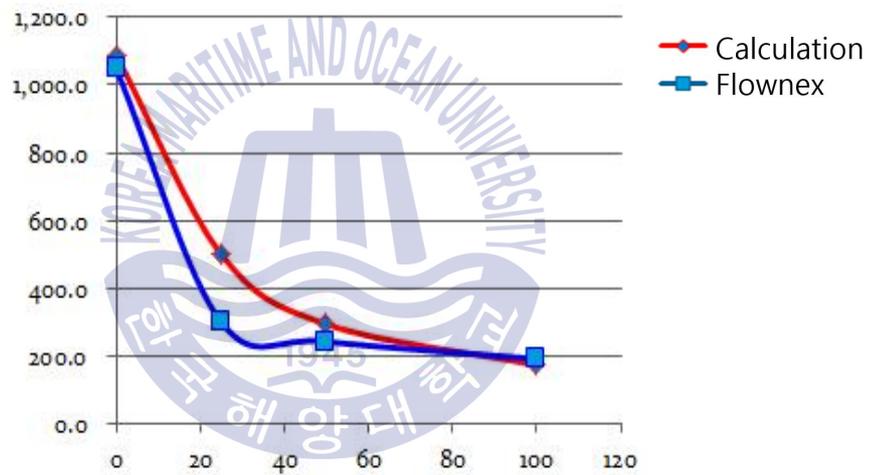


Fig. 3-11 Comparison of calculation results for mass flow

2) 초기 유동이 없는 경우의 누출유량

Table 3-16 Calculation results for released mass flow

Time	Mass Loss (kg)	
	Calculation	FlowNex
0	0.0	0.0
25	19,862.5	9,696.6
50	29,787.5	16,377.8
100	41,462.5	27,300.0

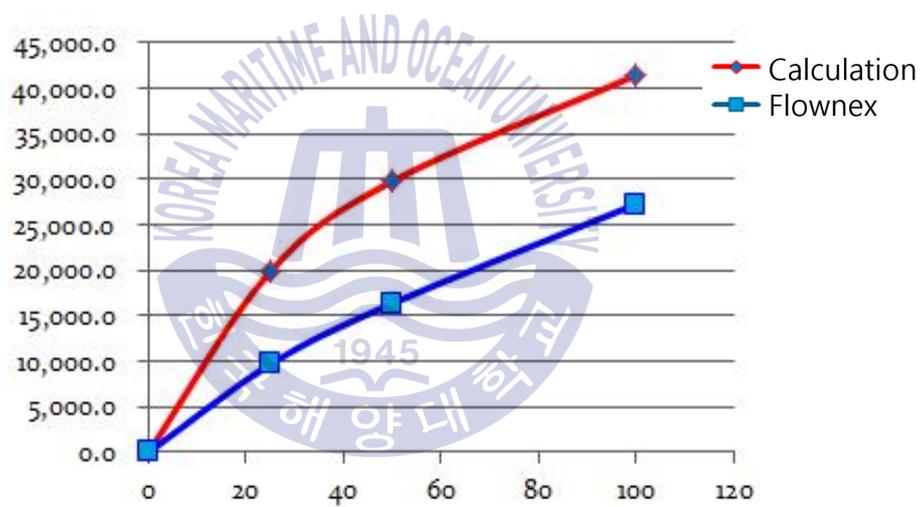


Fig. 3-12 Comparison of calculation results for released mass flow

3) 초기 유동이 있는 경우의 유량

Table 3-17 Calculation results for mass flow

Time	Mass Flow Rate (kg/s)	
	Calculation	FlowNex
0	1,089.0	1,089.0
25	500.0	523.0
50	294.0	419.0
100	173.0	394.0

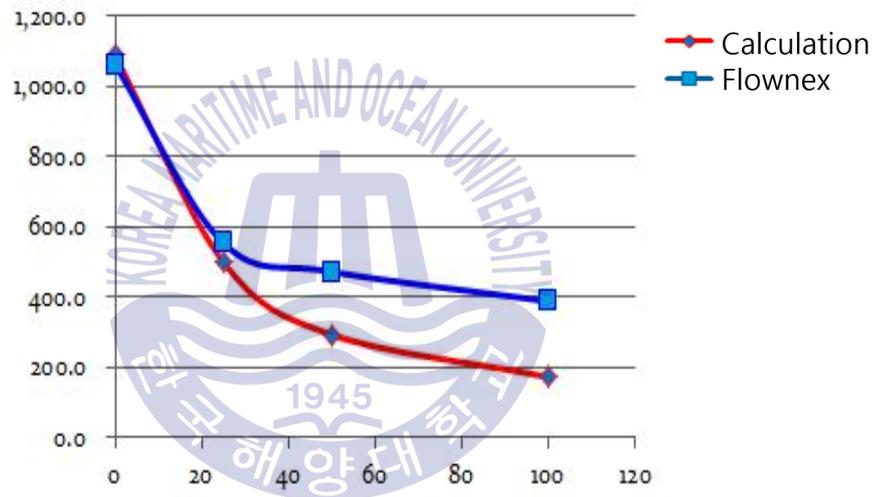


Fig. 3-13 Comparison of calculation results for mass flow

4) 초기 유동이 있는 경우의 누출유량

Table 3-18 Calculation results for released mass flow

Time	Mass Loss (kg)	
	Calculation	FlowNex
0	0.0	0.0
25	19,862.5	16,154.0
50	29,787.5	29,345.0
100	41,462.5	50,000.0

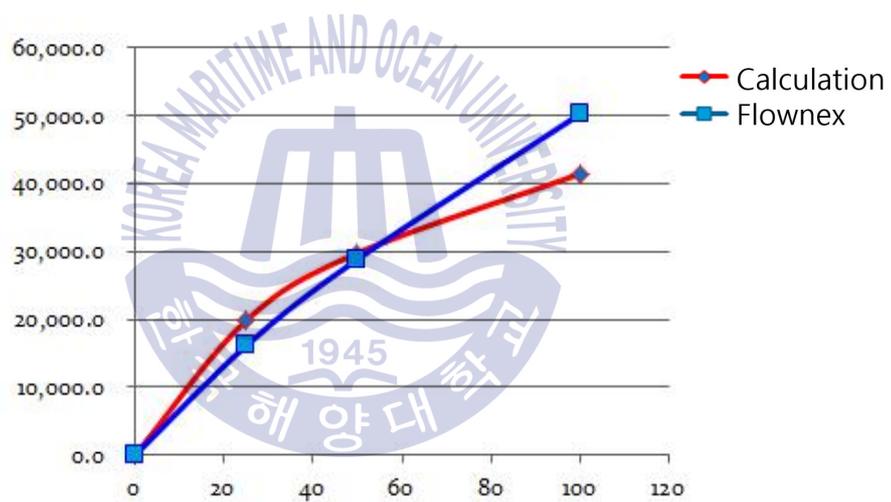


Fig. 3-14 Comparison of calculation results for released mass flow

배관 내부의 유체는 유동을 갖는 것이 일반적이다. 배관 내부에서 일어나는 마찰 등에 의해 ΔP 가 생길 수 있다. 이러한 초기 압력을 고려한 계산과 그렇지 않은 계산식에 의한 산출결과를 비교한 결과이다. 이 때, 엘보우 밸브 등에 의한 유량 손실은 무시하고, 배관 거칠기($35\mu\text{m}$) 및 길이에 의한 압력 강하(ΔP)만이 고려되었다. 대체로 유량의 감소가 화학공정 모사기의 결과에서 더 낮은 것을 알 수 있다. 이는 초기에 발생하는 압력강하의 영향인 것으로 추측할 수 있으며, 두 계산결과는 상당부분 유사하나, 화학공정 모사기에서 세밀한 계산이 이루어지고 있음을 확인할 수 있다.

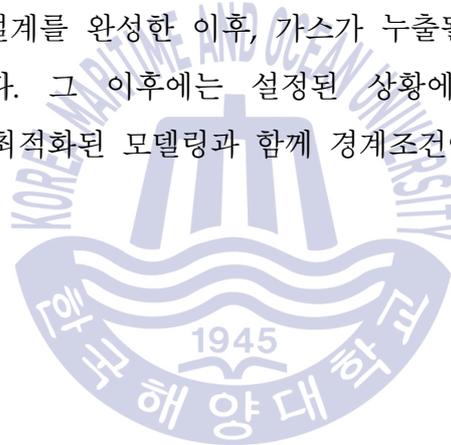
이와 같이 선박에서의 가스추진시스템에서 발생 가능한 가스누출해석에 적용하기 위한 화학공정 모사기의 적용가능성을 여러 가지 상황에 대하여 계산식을 이용한 방법의 결과와 비교하여 검토하였다. 결과 값들의 오차범위는 일반적으로 수용할 수 있는 범위 내에서 수렴하는 경향을 확인할 수 있었으며, 계산식을 이용하는 경우에는 고려하기 힘든 부분까지 화학공정 모사기는 해석 결과를 도출할 수 있는 것으로 판단된다.



3.2 공정해석을 통한 가스누출량 계산

가스추진시스템에서의 가스 누출 경향 및 특성을 알아보고 폭발의 위험이 있는 가스 클라우드의 생성 과정 및 영향을 검토하기 위하여 화학공정 모사기를 이용한 공정해석을 수행하고자 한다. 여러 상황에 대한 가스 누출 해석이 가능하나 우선, 가스추진시스템의 연료공급 초기 단계에서의 LNG 연료 탱크에 연결된 안전밸브에서의 가스 누출 해석을 통해 결과를 검토하여 적정성을 판단한 이후 추가적인 해석을 통해 가스누출에 관한 전반적인 경향을 알아보고자 한다.

화학공정 모사기를 이용한 가스추진선에서의 가스누출 해석을 위해서는 가스추진시스템의 연료공급 특성에 따른 보조장비들의 성능 예측 및 설계를 통한 전체적인 모델링이 필요하다. 이에 따른 가스추진시스템 구성장비들의 특성을 이해하고 필요한 보조 장치 및 주기관 장치의 구성을 최적화하여 설계를 완성한 이후, 가스가 누출될 수 있는 다양한 시나리오를 예측하는 작업이 필수적이다. 그 이후에는 설정된 상황에 맞도록 화학공정 모사기의 프로그램에서의 가상공간에 최적화된 모델링과 함께 경계조건이 주어지며 해석의 결과 값을 얻도록 한다.



3.2.1 연료저장 시스템의 적용

LNG 선박용 가스추진시스템에 대한 가스누출 해석에 앞서 LNG 연료 탱크의 온도 조절 및 안전밸브 작동에 관한 시뮬레이션을 수행하였다. LNG의 저장을 위해서는 BOG(Boiled off gas)의 발생을 계산할 수 있어야 하며 온도 변화에 따른 안전시스템의 작동에 관한 해석이 필수적이다. 이를 위해서는 연료저장 시스템의 구성요소를 파악하고 LNG의 액화 및 기화에 관한 상변화를 통한 내부의 압력 및 온도의 변화를 예측할 수 있어야 한다. 이러한 복합적인 요소를 계산하기 위해 공정해석을 수행하고 동시에 가스의 누출에 대한 내부 유체의 변화를 이해하고자 한다. 이를 위해 화학공정 모사기 "FlowNex"의 모델링을 수행하였으며 그 결과를 Fig. 3-15에 나타내었다. 구성품은 간략하고 최적화되도록 설계하였으며 주요 구성품은 LNG 연료 탱크, 냉각장치, 배관, 안전밸브로 이루어진다.

Fig. 3-15는 LNG 탱크 시스템의 온도변화에 따른 내부 유체의 변화를 나타낼 수 있도록 구성하였으며 LNG의 특성상 액체와 기체가 혼합되어있기 때문에 이상유체 해석이 가능한 압력용기를 설정하였다. 현 시뮬레이션에서 관찰하고자하는 안전밸브(PSV: Pressure Safety Valve)의 특성을 확인하기 위하여 안전밸브를 장착하였으며 외부 온도에 의한 열전달 계산이 가능하도록 냉각장치를 설정하여 부착하였으며 이러한 장치들을 Fig. 51에 번호를 부여하여 나타내었다. 실제 LNG 연료 시스템에서 장착되어 있는 부가적인 장치들로는 연료의 이송을 위한 연료 탱크 내부의 저압 펌프와 배관 및 안전시스템과 연료 탱크 외부에서의 연료 이송을 위한 배관 및 고압 펌프, 압축기, 기화기 등이 있으나 현 시스템에서는 제외되었다.

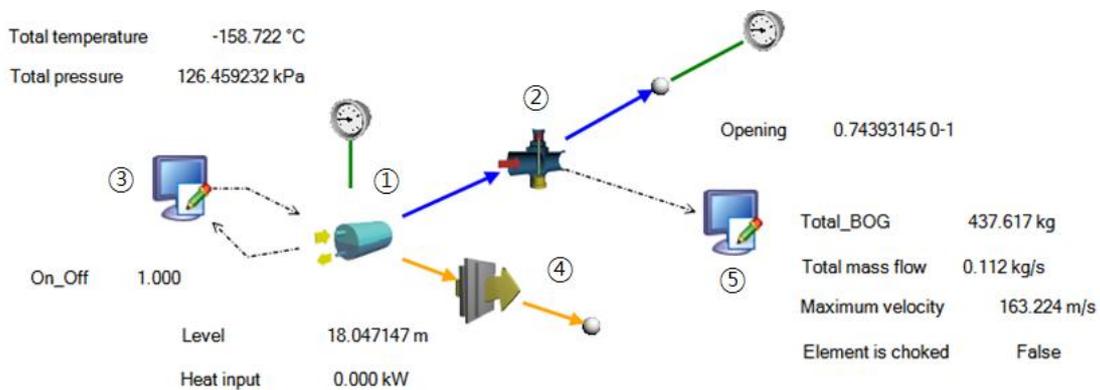


Fig. 3-15 Cooling system arrangement for LNG fuel supply system

상기 연료공급시스템의 구성에 대한 특성 및 조건을 간략히 정리하면 아래와 같다. 이는 제조사의 기술력 혹은 특수 목적에 따라 상당히 상이한 구성을 가질 수 있으므로 "FlowNex"에서 제공하는 툴을 이용하여 구성하였다.

LNG 탱크의 용량은 6,800 m³, 높이는 20 m, 지름 20.8 m의 원통형 탱크를 적용하였으며 초기 조건은 LNG 액체의 높이는 18 m(90%), 온도는 -159.25 °C, 압력은 121.3 kPa, 열침입은 -89.59 °C를 적용하였다. 압력안전밸브(PSV: Pressure Safety Valve)의 규격은 25A(1")이며 냉동장치는 탱크 내부의 온도조절의 역할을 하며 운전작동범위는 -159.5°C ~ -158.5°C로써 -159.5°C에 도달 시 전원이 오프되며 -158.5°C 도달 시 재가동되는 조건이 부여되었다. 외부 온도에 의한 열전달 조건으로써 외기 온도는 25°C, 단열은 글래스 파이버 코트(Glass fiber coated)의 소재가 적용되었다. 이러한 사항들을 바탕으로 공정해석을 시뮬레이션 하였으며 외부 열 침입에 따른 안전밸브 작동 결과를 아래와 같이 나타내었다.

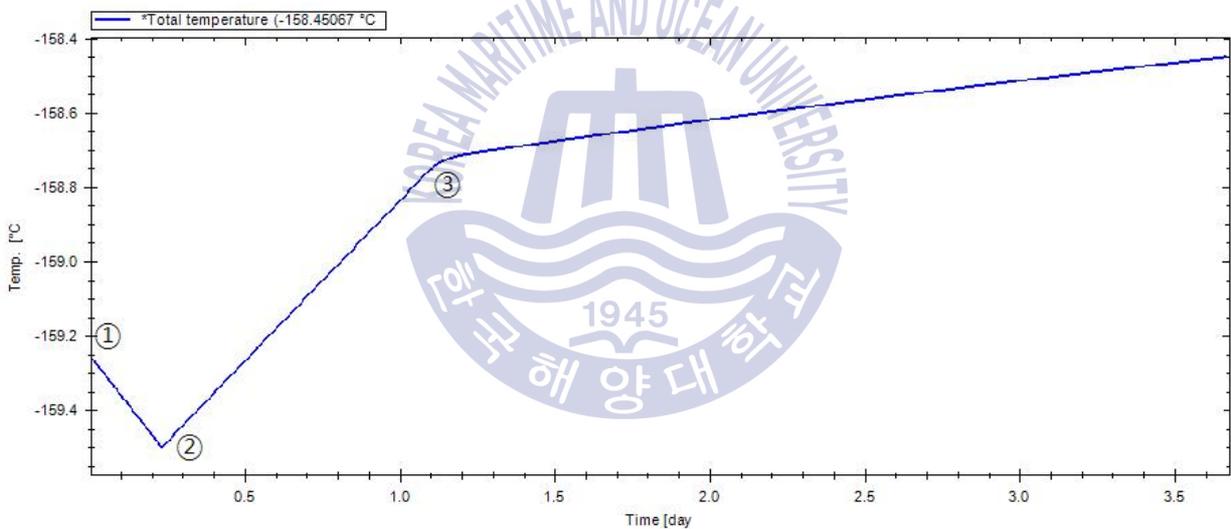


Fig. 3-16 Temperature changes inside the tank

Fig. 3-16의 그래프는 LNG 연료 탱크에서 냉각장치가 작동하여 일정 온도까지 하강 후, 외부로의 열 침입에 의한 탱크 내부의 온도가 상승되고 그 이후 안전밸브가 작동되어 온도가 조절되는 현상을 시뮬레이션한 결과를 나타낸다. 상기 그래프의 ①은 시뮬레이션이 시작하는 온도인 -159.25 °C, ②는 냉각기의 전원이 Off된 온도 -159.5 °C, ③은 안전밸브가 열려 단열 팽창으로 인해 온도 상승률의 변곡이 발생하는 온도인 -158.7 °C에 대해 표시하였다.

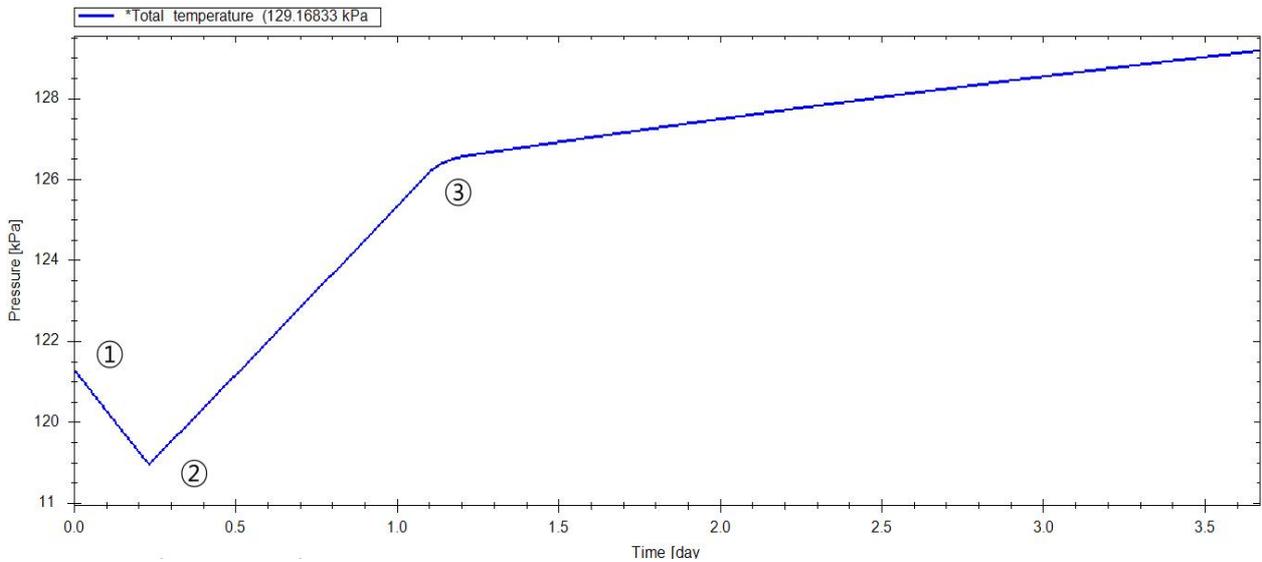


Fig. 3-17 Pressure changes inside the tank

Fig. 3-17은 Fig. 3-16의 시뮬레이션 결과에서 압력변화를 나타내는 그래프이다. 상기 그래프에서 ①은 시뮬레이션이 시작하는 압력인 121.3 kPa, ②는 냉각기의 전원이 오프된 압력 118.5 kPa, ③은 안전밸브가 열려 BOG(Boiled Off Gas)가 유출됨으로 인해 압력 증가율이 감소가 시작하는 압력인 126 kPa를 나타낸다.

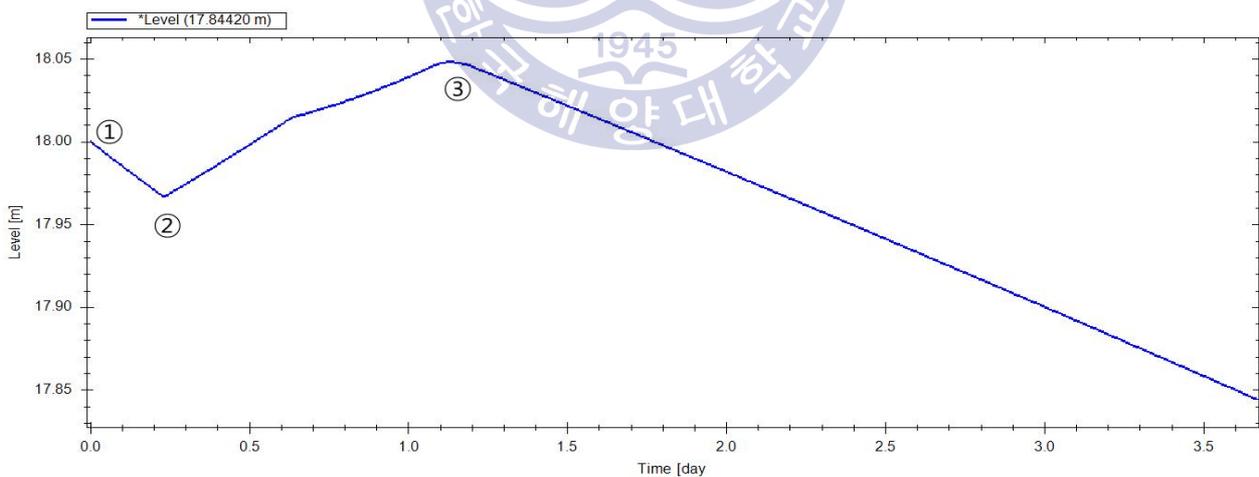


Fig. 3-18 Liquid level changes inside the tank

Fig. 3-18는 안전밸브가 열림으로 인한 탱크 내부의 LNG 부피가 줄어드는 현상을 나타낸다. 상기 그래프에서 ①은 시뮬레이션이 시작하는 단계의 연료 탱크 내부 유체의 높이

18m로써 온도 감소에 의한 부피 감소 효과로 높이가 하강하는 특성을 보인다. ②는 냉각기가 오프되면서 온도 상승으로 인한 부피의 증가로 유체의 높이가 상승하는 단계로써의 높이 17.97m, ③은 안전밸브가 열려 BOG 증가로 인한 높이의 감소 현상이 시작하는 높이인 18.05m를 나타낸다.

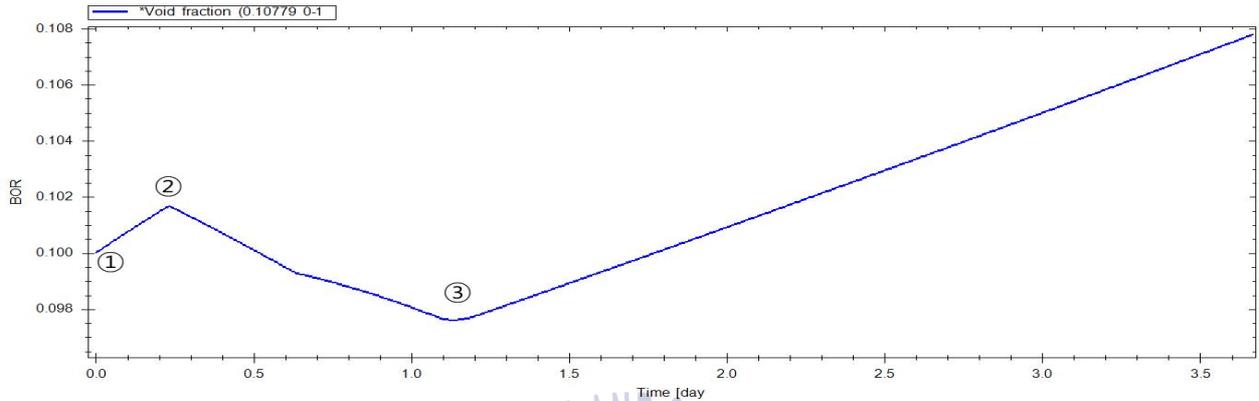


Fig. 3-19 BOR(Boil off Rate) changes inside the tank

Fig. 3-19는 탱크 내부의 BOR(Boil off Rate) 변화를 나타낸 그래프이다. 상기 그래프에서 ①은 시뮬레이션이 시작하는 단계의 온도 감소로 인해 유체의 높이와 내부 압력이 감소하여 BOR(Boiled Off Ratio)이 증가하는 구간, ②는 냉각기가 오프되면서 온도가 증가하여 유체의 높이 및 내부 압력이 증가함에 따라 BOR이 감소하는 구간, ③은 PSV가 열려 BOG가 유출되면서 BOR이 증가하는 구간을 나타낸다.

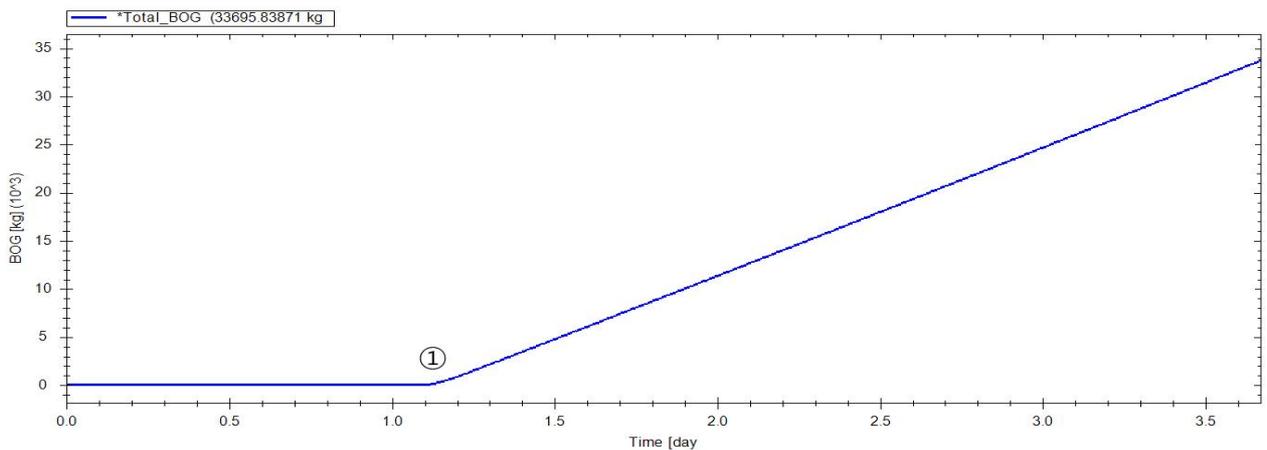


Fig. 3-20 Gas release by PSV inside the tank

Fig. 3-20의 ①은 안전밸브에서 누출이 시작하는 단계를 보여준다.

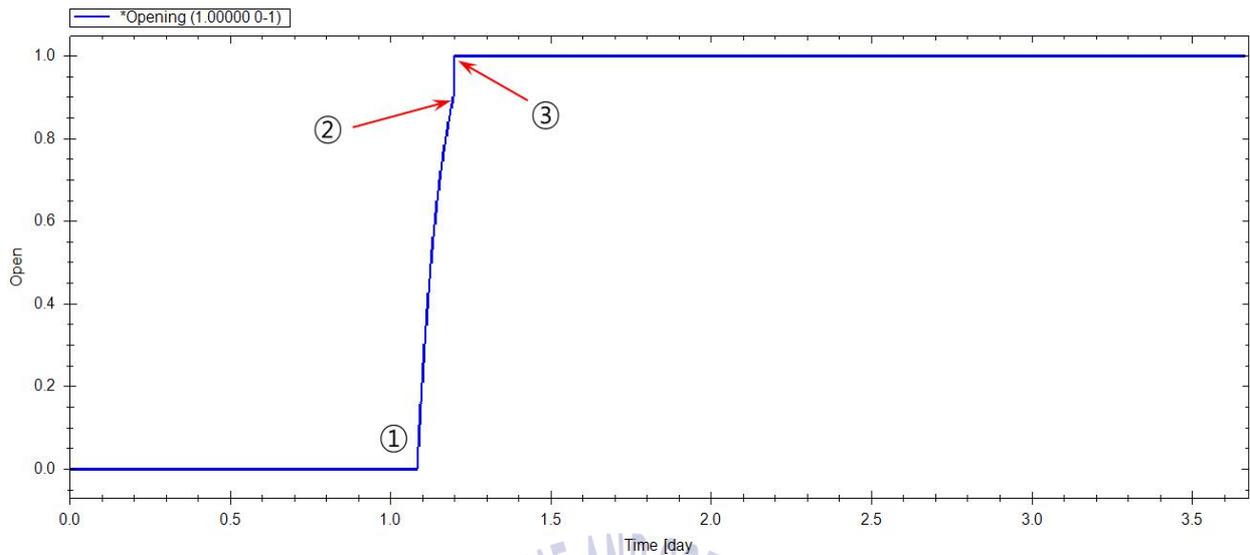


Fig. 3-21 Gas release by PSV inside the tank

Fig. 3-21은 안전밸브가 열려 압력이 유지되는 현상을 나타낸다. 상기 그래프에서 ①은 안전밸브가 열리기 시작하는 순간, ②는 안전밸브가 열리는 순간, ③은 안전밸브가 완전히 열리는 순간을 나타내며 압력 용기의 온도 상승으로 인한 BOG발생으로 안전밸브가 열려진 채 내부 가스가 누출되는 현상을 구현하였다. 이러한 공정해석이 포함된 현상의 구현을 수행함으로써 전통적 계산식에 의한 가스 누출 해석의 단점이 보완 가능함을 확인할 수 있다.

이러한 결과를 얻음으로써 공정해석 시뮬레이션을 통해 LNG 탱크 시스템의 전체 및 부분적인 해석이 가능할 것으로 판단되며 연료공급시스템으로의 확장을 고려할 수 있게 되었다. 연료저장시스템에 대한 해석결과로써 얻을 수 있는 결과물은 가스 누출에 대한 정보뿐만 아니라 아래와 같이 다양한 계산 조건과 그에 대한 결과물을 산출할 수 있을 것으로 예측할 수 있다. 이는 가스 누출해석을 통한 안전에 관련한 해석뿐만 아니라 공정에 대한 설계의 최적화를 동시에 고려하여 적용할 수 있을 것으로 판단된다.

3.2.2 공정해석의 적용 및 가스누출해석

앞서 수행한 LNG 저장 시스템의 분석을 통해 다소 복잡한 계산을 요구하는 시스템적 공정해석의 결과로써 다양한 정보뿐만 아니라 상세 설계를 위한 정보까지도 얻어낼 수 있음을 확인하였다. 이와 연계하여 앞서 수행된 안전성 평가의 결과에 따라 가스추진선의 가스연료공급 시스템이 적용된 가스누출해석을 수행하고자 한다. 이를 수행하기 위해 가스연료공급 시스템과 연관되는 기계적, 시스템적 차이점 및 관련 규정을 분석하여 가스연료공급 시스템에 적용될 수 있는 다양한 조건들을 분석하여 설명하고자 한다.

가스추진선은 기존의 중유를 이용하는 선박과 기관실의 주요 기기들에서 큰 차이점을 갖는다. LNG를 연료로 사용하기 위해 LNG 연료를 외부로부터 연료 탱크에 저장하기 위한 LNG 벙커링 시스템이 필요하며 가스를 저장하는 가스 저장 시스템과 가스를 엔진으로 공급하기 위한 가스 공급 시스템 그리고 가스 엔진이 기존의 선박과 다르게 장착되는 주요 핵심 시스템이다. 이를 그림과 함께 정리하여 나타내면 Fig. 3-22와 같다.(Class NK, 2008)

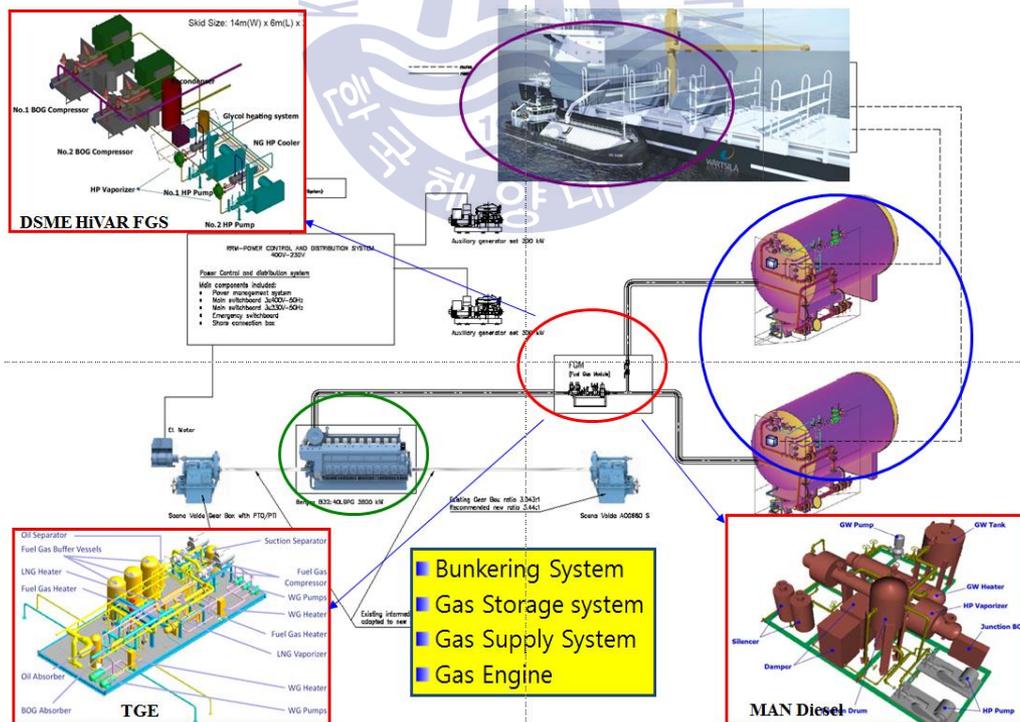


Fig. 3-22 Main systems for gas propulsion vessel

특히, 가스공급시스템은 기존의 중유공급과 크게 다르다. 중유의 경우 액상의 기름을 온도 조절하여 공급하나 LNG의 경우, 기체 상태로는 부피가 액상일 때에 비하여 600배로 확장되기 때문에 기체 상태로는 보관하기 어렵다. 이는 액상으로 저장한 후 사용될 때 다시 기화하고 압축 및 온도조절을 거쳐 가스 엔진으로 전달되는 단계가 필수적임을 의미한다. 이렇게 가스를 액상으로 보관하고 적절한 상태의 엔진으로 보내기 위한 계통을 PFD(Piping Flow Diagram)로 나타내면 Fig. 3-23과 같다.(DSME, 2010) 이는 개념 구상단계의 결과물로서 제조사마다 시스템의 구성은 상이하며 추가적인 안전시스템까지 확장할 경우 상당히 복잡한 구성을 갖게 된다.

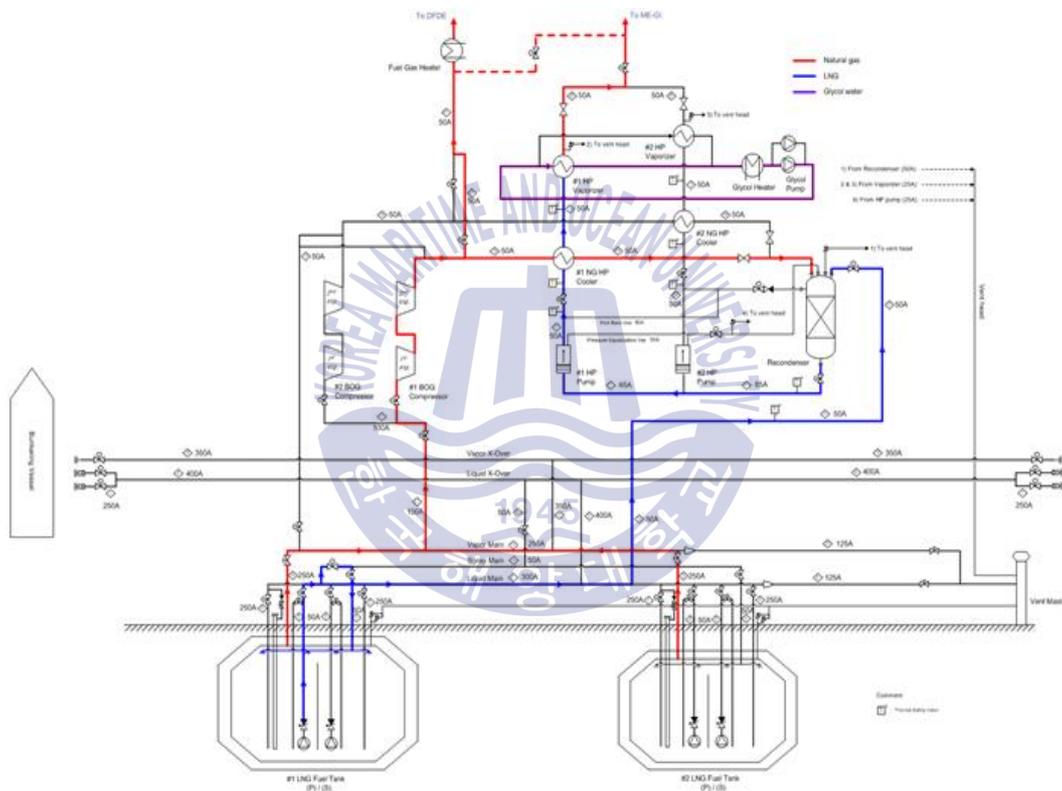


Fig. 3-23 PFD for Gas fuel supply system Ref. DSME

Fig. 3-23의 PFD에서 저장 시스템은 독립형 저장 탱크 IMO type B를 채용하였으며 이는 선체와 독립된 구조를 갖고 있는 것이 특징이다. IMO type B 탱크는 현재에 가장 널리 적용되고 있는 IMO type C 탱크의 무게 및 저장 공간 효율성 등의 단점을 극복한 연료 탱크로서 이중 저 구조를 가지고 있다. 세로로 나누어지는 격벽을 경계로 해서 각 탱크는 두 부분으로 구획되어 있으며 LNG 저장 공간의 소재는 알루미늄으로 구성되어 있고 265mm의

폴리우레탄폼으로 단열처리 하게 된다. 가스 저장 시스템에서 저압 펌프를 이용하여 재응축기로 보내지며 이후 가스 엔진에서 요구하는 300bar 혹은 10bar 내외로의 압축을 거쳐 기화기를 통해 기화되어 엔진으로 공급된다. Fig. 3-23의 PFD에서 청색선은 LNG의 이동경로를 나타내며 적색선은 NG 즉 기화된 가스의 이동 경로를 나타낸다.

가스추진선의 연료공급시스템은 Table 3-19와 같이 벙커링, 일반 작동, 위험상황, 시동, 운전정지의 5가지 작동 모드를 가지게 되며 Table 58의 예와 같은 설계 조건을 갖게 된다. 여기서 사용되는 가스 연료 배관은 규정상 특정구역 내에는 이중벽 구조를 가져야 한다. 이 경우 하나의 엔진에서 가스 누출이 발생하더라도 다른 엔진에는 영향이 없도록 설계되어야 하며 모든 엔진은 하나의 구역 안에 배치되더라도 위험 발생에 대비하여 두 개의 구역으로 나누는 것이 권고된다. 만일 가스 연료 배관이 이중 관 구조라면 발전실내의 공간은 시간당 30회의 환기 시설을 갖추어야 하며 만일 모든 출력 발전 시스템이 하나의 발전실안에 설치된다면 두 개의 서로 다른 환기 시설이 설치되어야 한다. 이는 환기 시설에 고장이 나더라도 다른 장치로 자동 변환되어야 한다. 만일 연료 공급 구역이 두 개로 나누어진다면 하나의 환기 시설은 각각의 구역에 배치될 수 있다. 반면에 만일 가스 연료가 단일 벽 배관을 통해 공급된다면 발전실은 주변 기기들을 보호할 수 있도록 최소한 두 부분으로 나누어져야한다.(IMO, Res.MSC.285(86), 2009) Table 3-19는 가스추진선의 운전 모드를 구분한 것을 나타내며 Table 3-20은 가스추진시스템에 장착되는 주요 장비의 요구사항을 나타낸다.

Table 3-19 Operation Modes

No.	ID	Operation Mode	Sub-Operation Mode
1	Bunker	Bunkering operation mode	Bunkering with BOG return Bunkering without BOG return
2	FGS	Normal operation mode (fuel gas supply mode)	-
3	EMERG	Emergency operation mode	Emergency shutdown Emergency depressurezation LNG jettisoning
4	STARTUP	Start-up operation mode	Inerting, Gassing-up, Cooling-down
5	SHTDN	Nomal shutdown operation mode	LNG draining, Warming-up, Inerting, Aeration

Table 3-20 Design conditions

No.	Item	Design Basis
1	Main engine	WARTSILA 50DF (dual fuel), IMO Tier II, 2EA
2	Voyage scheme	30 days from Dubai to USA (east coast)
3	Fuel consumption (LNG)	2.5 ton/hour (at NCR base)
4	Fuel gas conditions for the main engine	Temperature : +30OC Pressure : 7 bara
5	LNG fuel storage tank	Temperature : -163OC Pressure : 5.0 bara
6	Suction tank (drum)	Temperature : -163OC Operating pressure : 5.0 bara (max), 1.2 bara (min) LNG flow rate : 2.148 ton/hour (mass)
7	LNG booster pump	Pressure : 1.2 bara (suction), 7.2 bara (discharge) Flow rate : 2.148 ton/hour (mass)
8	LNG fuel vaporizer	Temperature : -161.5OC (inlet), +30OC (outlet) Pressure : 7.2 bara (inlet), 7.0 bara (outlet) LNG flow rate : 2.148 ton/hour (mass)

공정 해석은 주로 이러한 연료 공급 시스템의 계통 및 운전을 최적화하기 위해 수행된다. 하지만 본 연구에서는 이러한 공정해석기법을 이용하여 설계된 운전 상태에서의 가스누출 특성을 분석하기 위한 목적을 가지므로 이에 맞도록 간략화한 해석을 수행한다.

가스추진시스템은 가스엔진으로 LNG 연료를 가스엔진에서 요구하는 사양에 적합하도록 제어하는 역할을 한다. 현재 개발된 가스엔진들 중에서 가장 위험도가 높은 것으로 예측되는 사양은 300bar 이상의 압력을 요구하는 ME-GI(MAN Electronic Gas-Injection Engine) 엔진으로 연료공급장치에 대한 가스누출 위험이 높을 것으로 인지되고 있다.(Kjeld Aabo, Rene Sejer Laursen, 2009) 연료저장 시스템으로부터 펌프 및 압축기를 통해 300bar까지 압축된 이후 기화기를 거쳐 가스엔진으로 공급되는 300bar 이후 시점의 해석이 주요하다고 할 수 있다. 이는 가스공급시스템의 설치 장소에 따라 위험도에 대한 판단이 상이해질 수 있으나, 현재로써는 가스공급시스템과 가스엔진과의 거리가 해당 선박의 크기에 따라

다르지만 약 100m이상의 상당히 먼 거리를 두고 설계되고 있는 추세이므로 이에 대한 안전성 평가 및 위험도를 줄이기 위한 연구가 필요할 것으로 판단된다.

이에 본 연구에서는 300bar가 형성된 이후의 배관에서 파공이 발생하고 0초에서 8초가량의 가스누출 탐지 시간을 고려한 해석을 수행하였다. 가스누출이 탐지되는 시간 이후에는 가스안전밸브가 작동하여 가스누출이 현저하게 줄어들게 된다. 이러한 상황에서 폭발이 이루어질 가능성을 나타내는 폭발한계에 도달하는 현상을 분석하고자 한다.

Fig. 3-24는 가스공급시스템에서 ME-GI 가스엔진으로 300bar의 가스 연료가 공급되는 경계조건을 나타낸다. 유입구의 압력은 301.2bar로 설정하였으며 출구의 압력은 배관에서의 압력손실을 감안하여 301bar로 설정하였다. 배관 내부의 질량 유량은 9,384kg/h, 본 해석에서 필요한 배관의 길이는 2m로 가정하고 주어진 압력 조건하에서 9,384kg/h의 유량이 흐를 수 있도록 배관 및 밸브의 내경을 계산하여 44mm의 값을 얻었다. Fig. 60은 일정한 유량 즉 9,384kg/h이 흐를 수 있는 배관의 내경을 구하기 위해 적용한 해석 모델을 나타낸다. 배관 내경의 설정을 위해 간략히 내경을 가정할 수도 있으나 프로그램 상에서의 오류를 미연에 방지하기 위하여 선행적으로 배관 내경 해석을 수행하였다. 파공의 위치는 배관의 중앙지점으로 가정하였다. Fig. 3-25는 앞서 설명한 개념적인 구상을 "FlowNex"를 통하여 네트워크로 구성한 것을 나타낸다. 주요한 시간별 시나리오 조건들과 각각의 구성 장비들이 갖는 세부 정보 및 분석하고자하는 대상을 요약하면 아래와 같이 나타낼 수 있다.

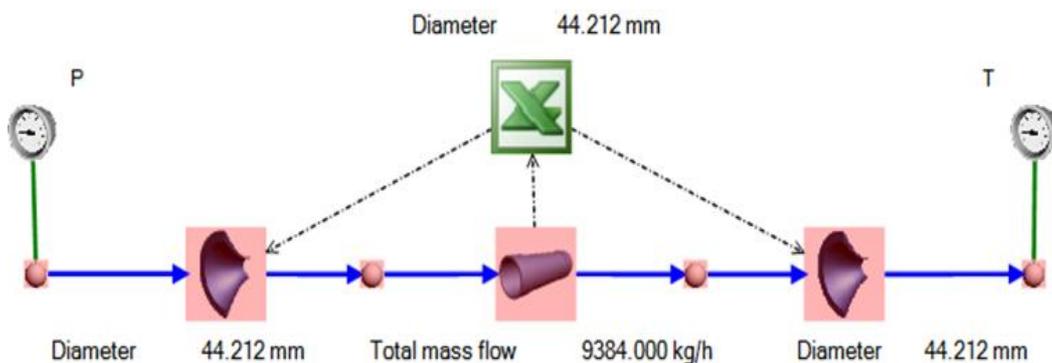


Fig. 3-24 Calibration for inner diameter of pipe

1) 주요 시간별 시나리오 조건:

1. 0 ~ 5초 구간 : 5초간 정상 상태 운전 유지

2. 5 ~ 80 초 구간

- 운전 1 : 양쪽 밸브 중간 지점에서 순간적인 누출 혹은 파단 발생
- 운전 2 & 3 : 가스누출 발생과 동시에 75초간 밸브 차단

3. 80 ~ 85 초 구간

- 5초간의 유지 시간 : 차단 밸브 완전 차단 후 5초간 대기

4. 85 ~ 120 초 구간

- 운전 4 : 초기 유지 시간 후 35초간 환기구 개방

5. 해석시간 : 1000ms로 유지

2) 시뮬레이션에 사용된 구성 장비들에 대한 세부 정보

1. 파이프 : 중앙부에 균열 혹은 파단으로 인한 가스누출 발생, 직경 730.2mm, 거칠기 60 μ m, 기타 손실은 무시.

2. 환기 : 25m 높이, 직경 336.6mm, 거칠기 60 μ m, 기타 손실은 무시.

3. 운전정보 : 7.0MPa로 운전하여 밸브 후단 압력은 3.5MPa이 되도록 설정

3) 분석 대상 분류

1. 온도

- 긴 파이프 상에서 누출 위치의 가스누출을 통해 가스누출에 의한 온도 변화
- 긴 파이프 상에서 누출 위치의 환기를 통해 가스누출에 의한 온도 변화

2. 압력

- 긴 파이프 상에서 누출 위치의 가스누출을 통해 가스누출에 의한 압력 변화

- 긴 파이프 상에서 누출 위치의 환기를 통해 가스 누출에 의한 압력 변화

3. 누출유량

- 긴 파이프 상에서 누출 위치의 가스누출을 통해 누출되는 누출가스 유량

- 긴 파이프 상에서 누출 위치의 환기를 통해 누출 되는 누출가스 유량

4. 손실유량

- 긴 파이프 상에서 누출 위치의 가스누출을 통해 누출 되는 가스의 총 질량

- 긴 파이프 상에서 누출 위치의 환기를 통해 누출 되는 가스의 총 질량

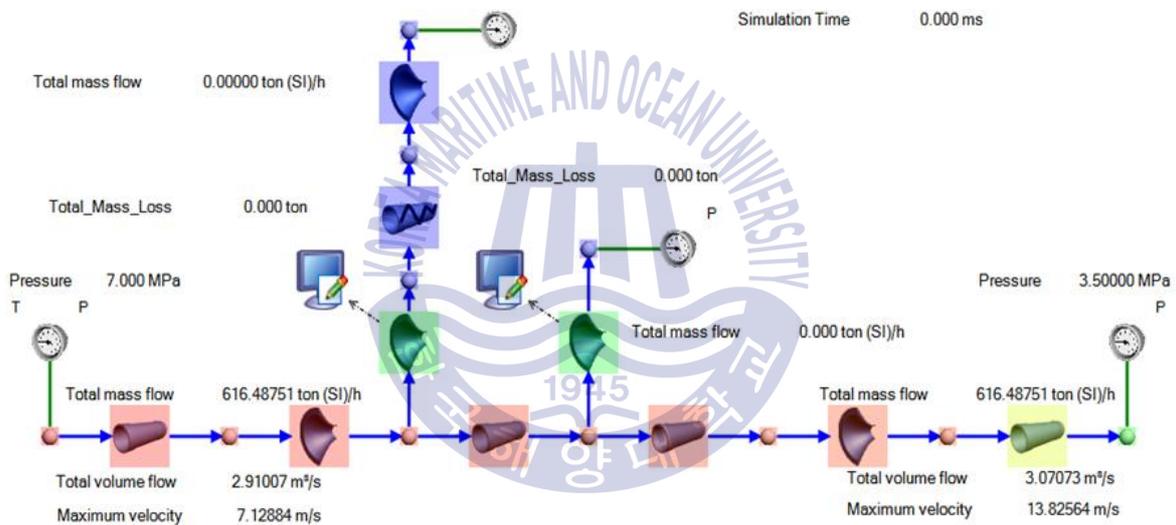


Fig. 3-25 Network setup for FGS system arrangement

해석을 위한 경계조건설정 및 모델링이 완료되면 가스누출을 위한 시나리오를 구성하게 된다. 시나리오는 설계자 혹은 관련 전문가의 의견을 바탕으로 설정되었으며, 밸브의 차단 방법, 누출 가스의 탐지 시간, 파공 및 파단의 조건 등을 고려하여 설정되었으며 추가적인 고려사항으로 안전밸브의 차단 속도에 따른 누출 유량 변화를 알아보려고 하였다. 밸브의 특성을 고려하여 순간적인 완전 차단, 선형으로 0.5초간의 시간을 두고 완전 차단되는 현상을 구현하였으며 이러한 사항들을 시나리오 1~4로 나누어 아래에 간략히 정리하였다.

다양한 시나리오에 따른 다량의 데이터는 신뢰성을 높일 수 있으나, 제약된 시간과 방대한

결과의 일목요연한 정리의 최적화를 위하여 현재 관찰하고자하는 현상에 근거하여 우선시되는 조건들 즉, 밸브 차단 특성, 센서로부터 알람에 의해 감지되는 시간의 고려 등으로 구성된 네 가지의 시나리오를 해석에 반영하였다. 해석이 시작되는 시점을 0초로 하고 0.1초 동안은 정상 상태의 운전을 유지하는 것으로 초기 조건은 동일하며 그로부터 1초 후와 8초 후에 대하여 시나리오가 설정되었다. 각 시나리오 별 파공의 크기는 배관의 약 20%, 배관의 약 50%, 배관 내경과 동일 즉, 파단상태의 세 가지로 구성하였으며 아래와 같이 총 12 케이스의 해석을 수행되었다.

1) 가스누출 시간과 밸브차단 시간에 따른 시나리오의 구성

시나리오 1: 0.1초 후 누출 발생, 누출 발생과 동시에 차단밸브 동시 순간 차단

시나리오 2: 0.1초 후 누출 발생, 누출 발생 1초 후 차단밸브 동시 순간 차단

시나리오 3: 0.1초 후 누출 발생하였으나, 차단 밸브 작동 안됨

시나리오 4: 0.1초 후 누출 발생, 누출 발생 8초 후 차단밸브 0.5초간 선형으로 차단

- 2) 각 시나리오 별 파공의 크기는 ① 완전파단, 배관의 100% 파단 ② 배관의 50% 파단, ③ 배관의 20% 파단의 세 가지로 총 12 케이스의 해석을 수행

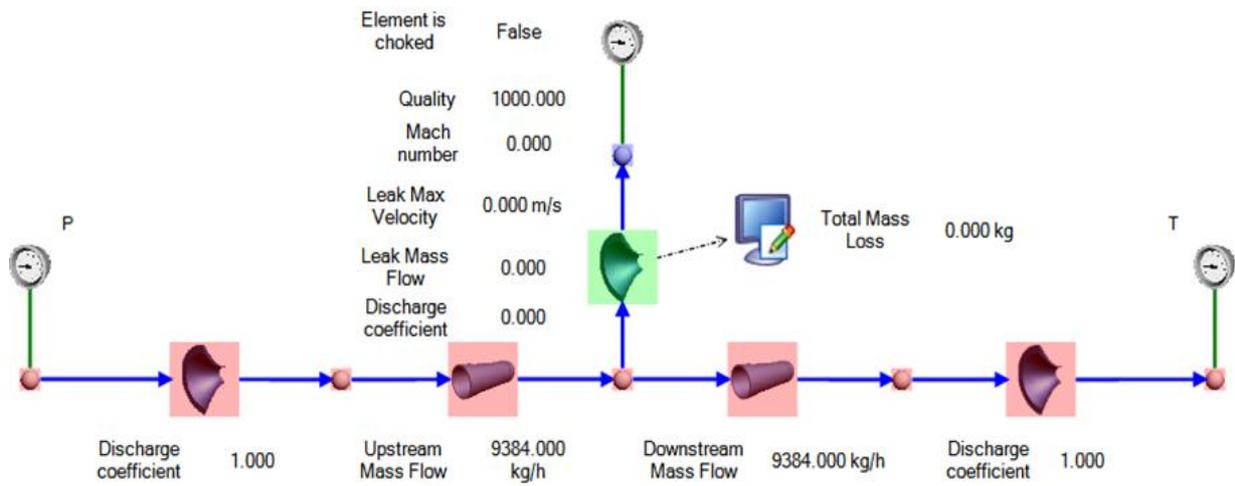


Fig. 3-26 Network for 300bar pressure modelling by "FlowNex"

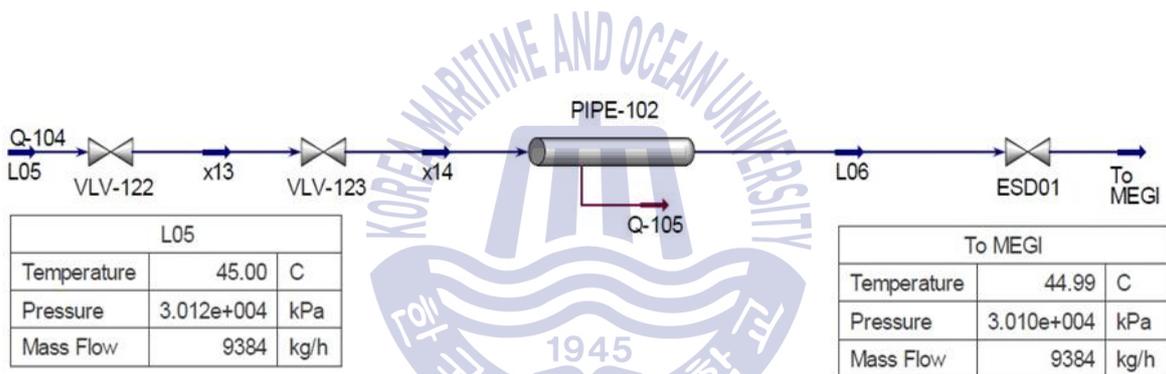


Fig. 3-27 Optimized modeling for gas release analysis on the pipeline with 300bar

3.2.3 고압 배관에 대한 가스누출 해석 결과

1) 시나리오 1의 해석 결과(0.1초 후 누출 발생, 동시에 차단밸브 동시 순간 차단)

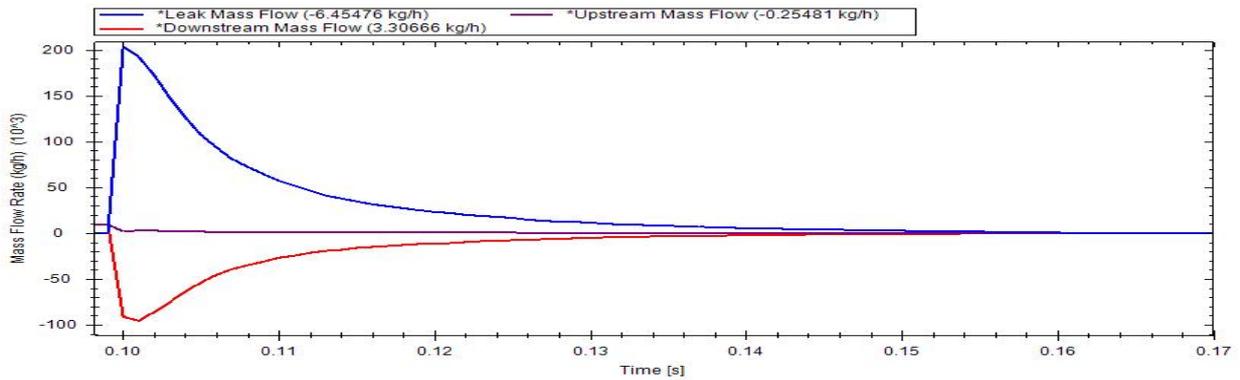


Fig. 3-28 Mass flow at up and downstream in case of 100% rupture

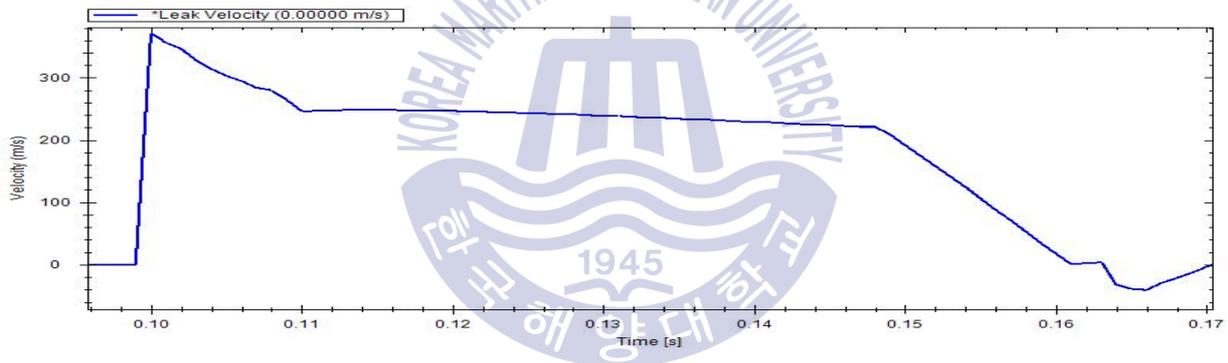


Fig. 3-29 Leak velocity at the leak point in case of 100% rupture

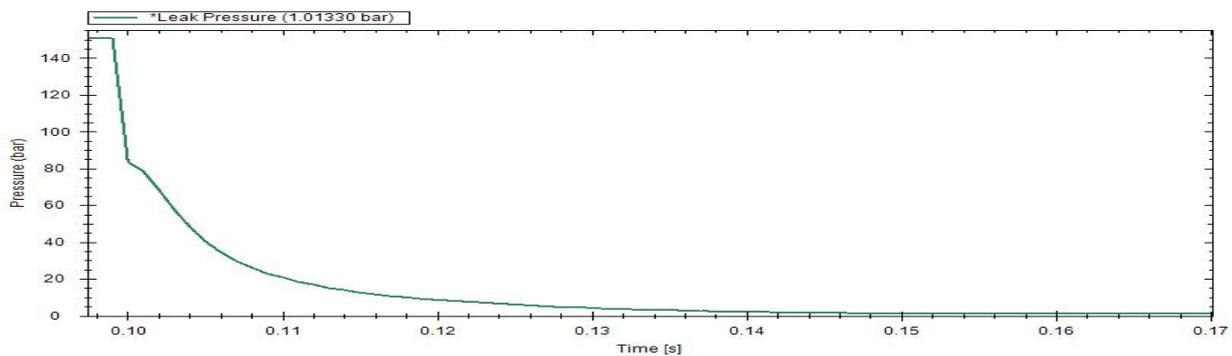


Fig. 3-30 Leak pressure at the leak point in case of 100% rupture

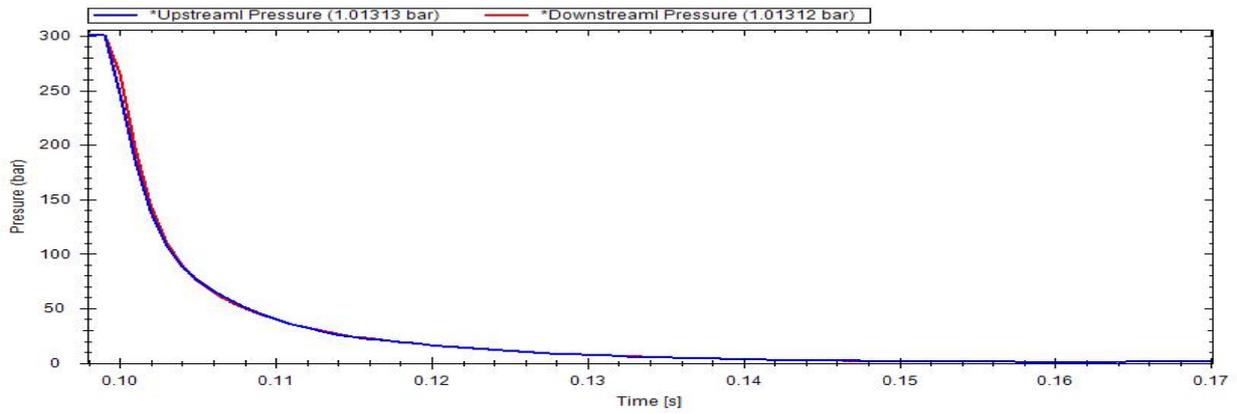


Fig. 3-31 Leak pressure at up and downstream point in case of 100% rupture

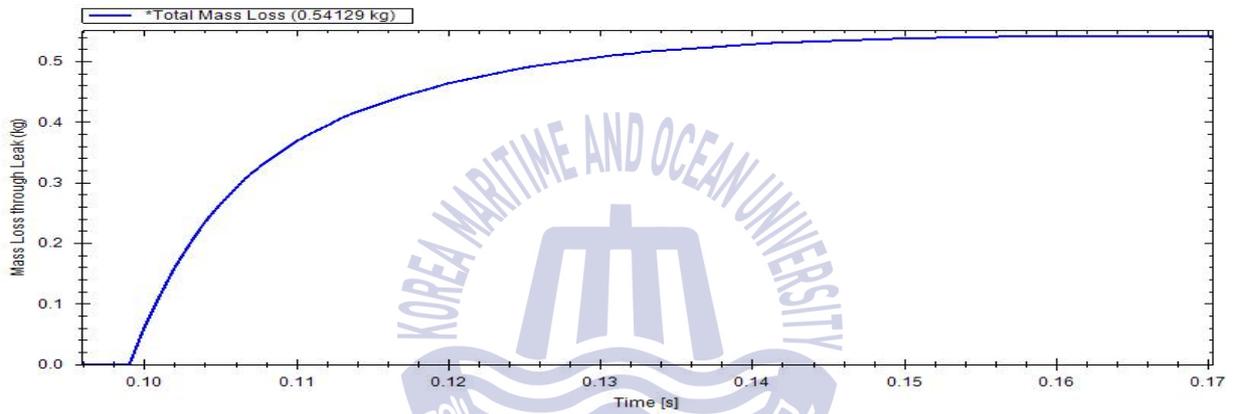


Fig. 3-32 Total mass loss in case of 100% rupture

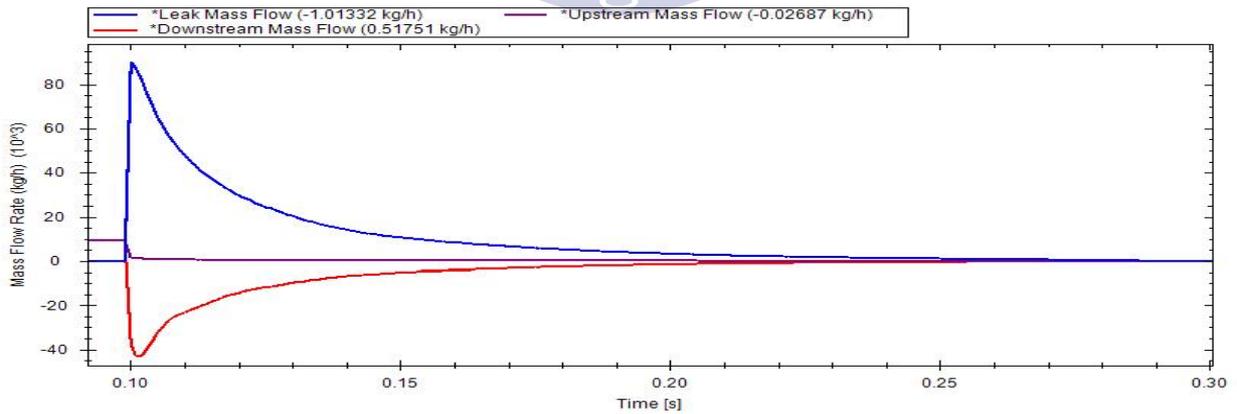


Fig. 3-33 Mass flow at up and downstream in case of 50% rupture

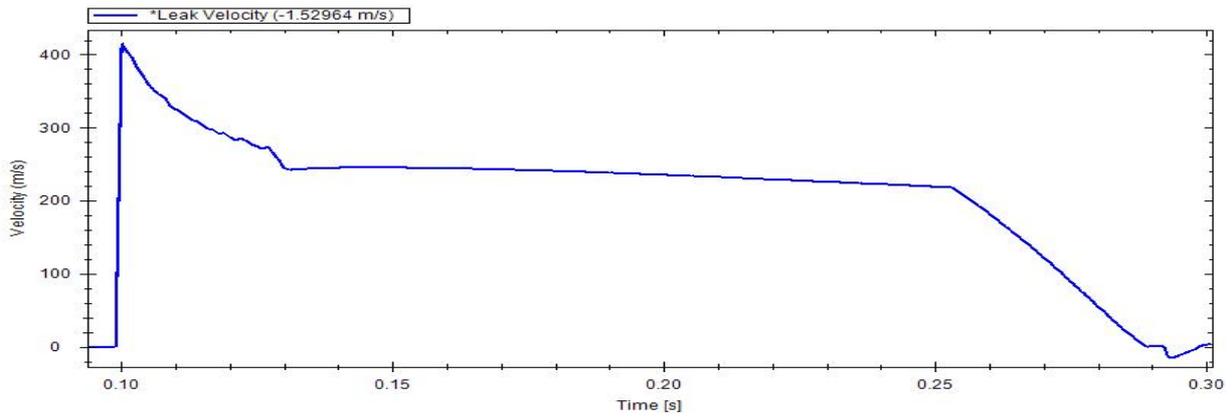


Fig. 3-34 Leak velocity at the leak point in case of 50% rupture

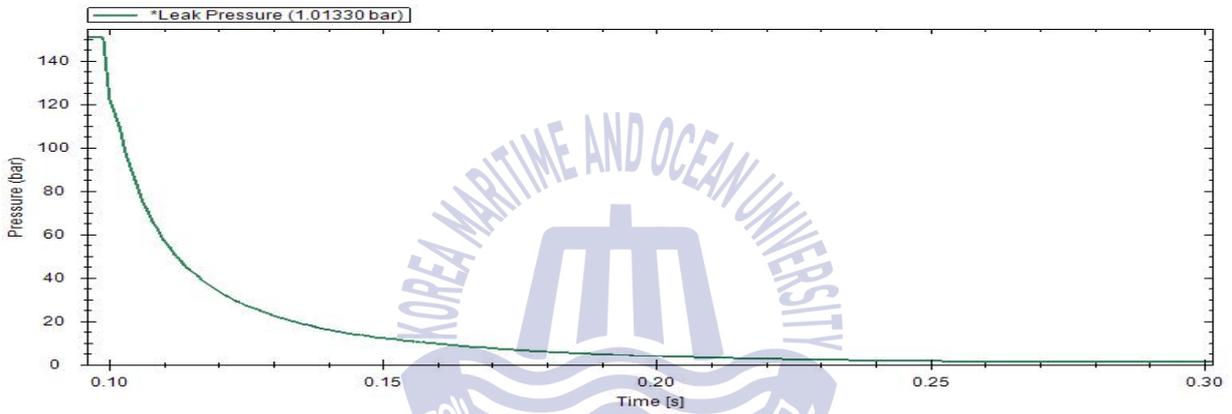


Fig. 3-35 Leak pressure at the leak point in case of 50% rupture

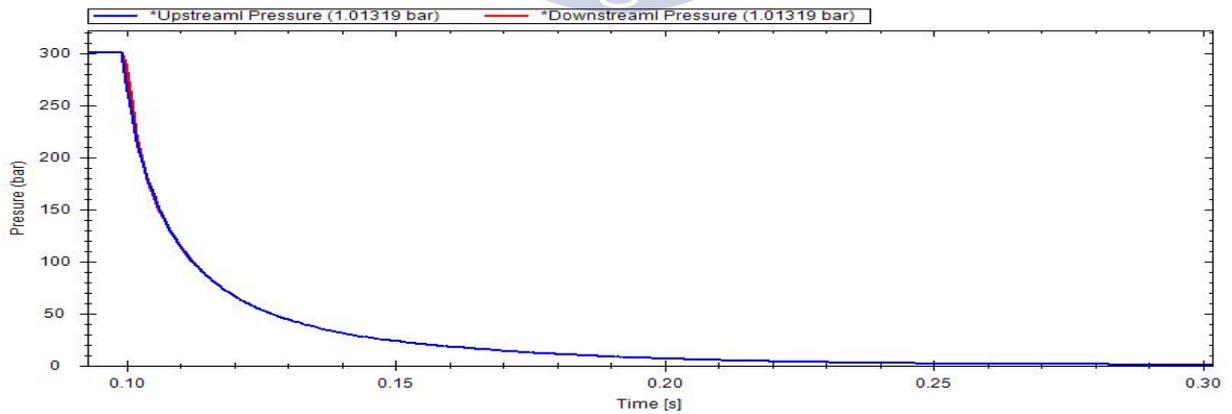


Fig. 3-36 Leak pressure at up and downstream point in case of 50% rupture

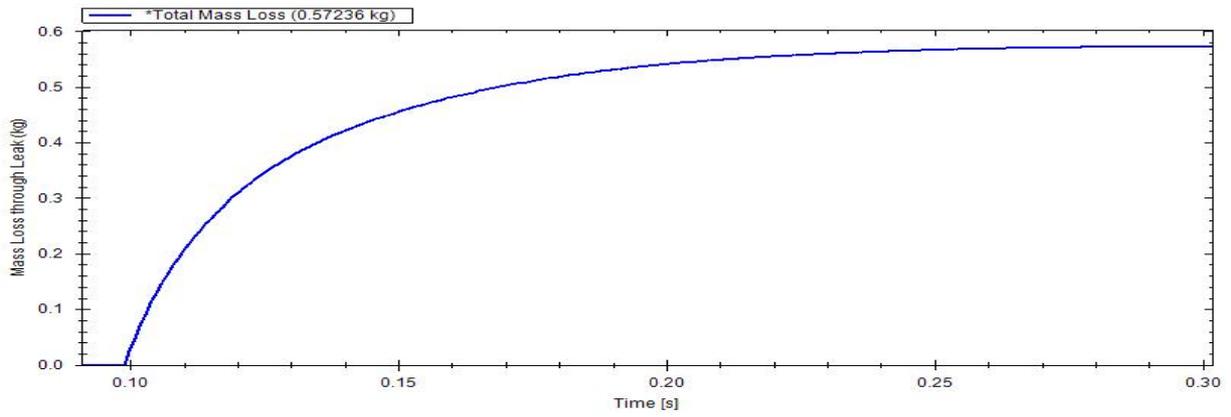


Fig. 3-37 Total mass loss in case of 50% rupture

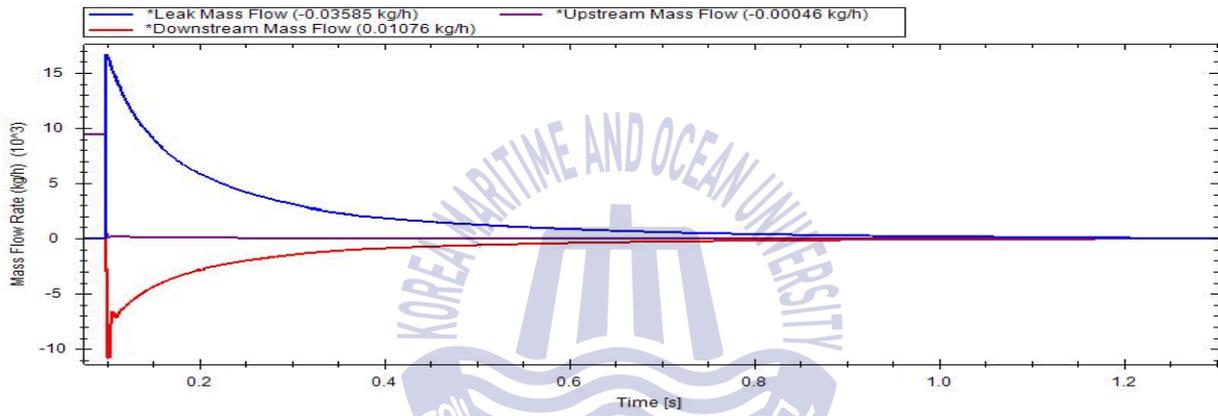


Fig. 3-38 Mass flow at up and downstream in case of 20% rupture

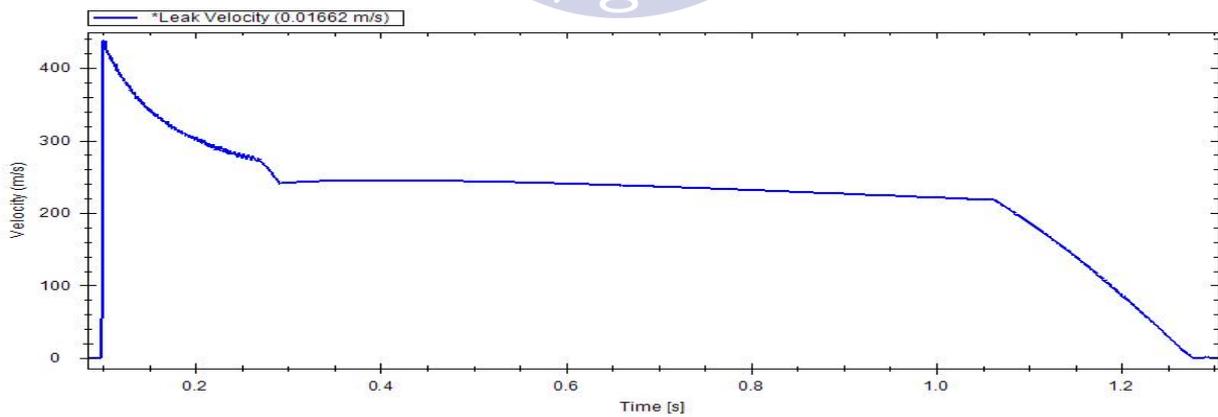


Fig. 3-39 Leak velocity at the leak point in case of 20% rupture

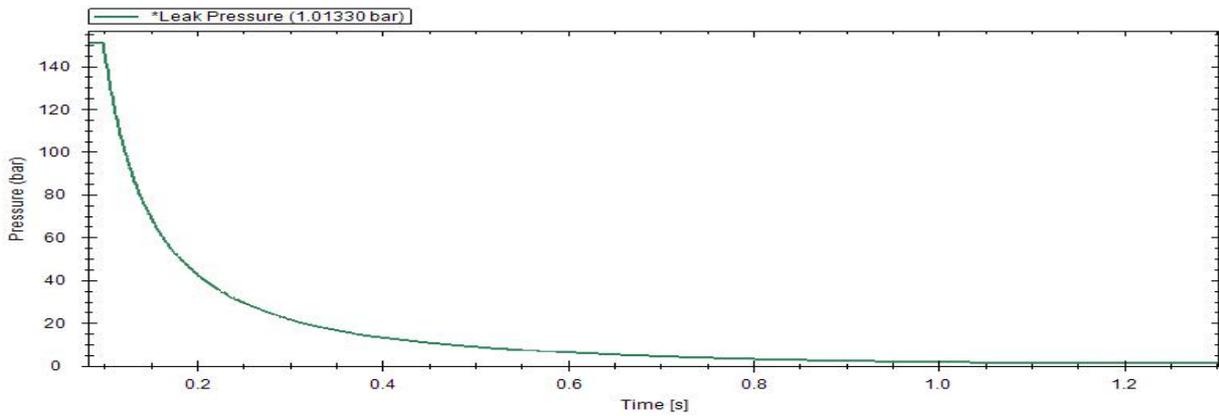


Fig. 3-40 Leak pressure at the leak point in case of 20% rupture

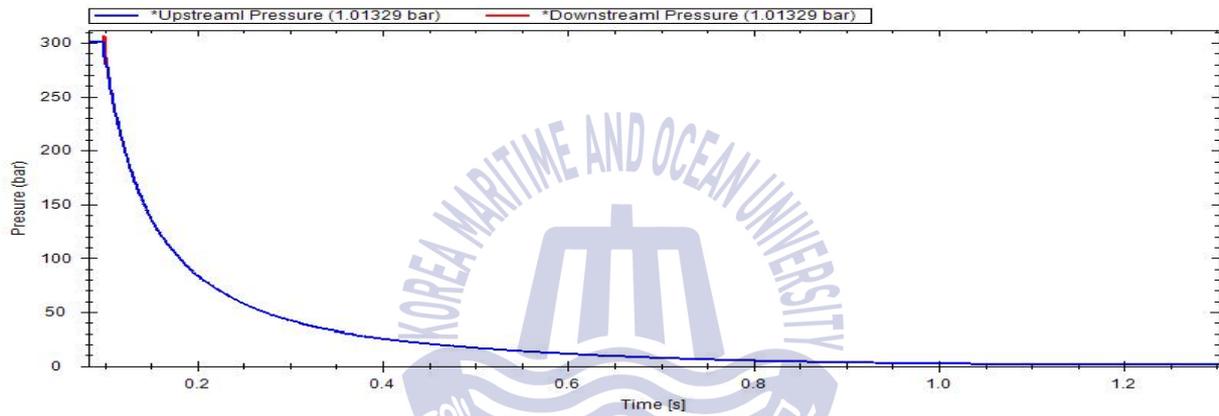


Fig. 3-41 Leak pressure at up and downstream point in case of 20% rupture

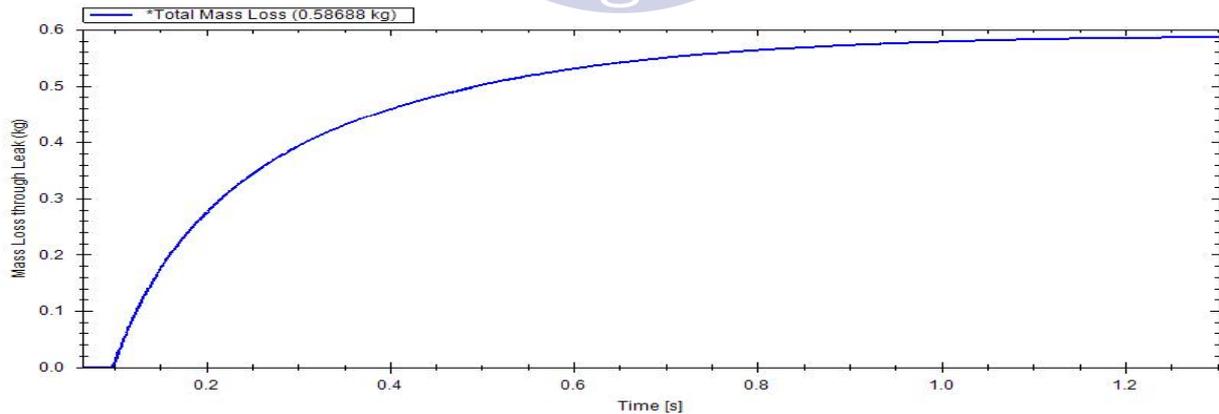


Fig. 3-42 Total mass loss in case of 20% rupture

Table 3-21 Result for leak loss after equilibrium time for scenario 1

Leak size(%)	Equilibrium time(s)	Leak velocity(m/s)	Leak mass flow(kg/h)	Total loss(kg)
100	0.061	370.7	202,694.7	0.541
50	0.188	415.6	90,333.8	0.572
20	1.177	437.7	16,693.9	0.587

Table 3-21에서의 Equilibrium time은 해석이 시작되고 0.1초 이후 즉, 가스 누출이 발생한 이후의 해석도메인에서 평형상태를 유지하거나 평형상태가 시작되는 시간을 나타낸다. 100% 파단인 경우의 Fig. 3-28~Fig. 3-31에 나타낸 계산 결과를 보면 누출되는 최대 속도는 370.7 m/s로써 초음속 이상의 구간을 갖는 것을 확인할 수 있으며, 이때의 유량은 202,694.7 kg/h으로 측정되었다. 누출된 가스의 총량은 0.541kg으로 이는 가스클라우드의 크기 예측에 중요한 자료로 활용될 수 있으며, 폭발해석에서의 필수 경계조건의 값을 예측할 수 있게 해준다. 50% 파단에 해당하는 Fig. 3-33~ Fig. 3-37에 나타낸 결과에 의하면 누출되는 최대 속도는 415.6 m/s로써 초음속 이상의 구간을 갖는 것으로 나타내고 있으며, 이때의 유량은 90,333.8 kg/h으로 측정되었다. 누출된 가스의 총량은 0.572 kg이 측정되었다. 파공의 크기가 작음에도 불구하고 누출 유량이 큰 이유는 가스가 누출됨과 동시에 안전밸브가 차단됨으로 인해 지극히 짧은 시간 동안 누출이 이루어졌기 때문으로 판단된다. 이는 파공의 크기보다 안전밸브에서의 누출량에 의한 영향을 크게 받으며 파공의 크기는 안전밸브가 열린 시간동안의 누출량이 파공을 통해 누출되는 현상에만 관여됨을 의미한다고 판단된다.

20% 파단에 해당하는 Fig. 3-38~Fig. 42에 나타낸 해석결과에 의하면 누출되는 최대 속도, 이때의 유량은 파공의 크기가 작을수록 높은 값을 나타내는 현상을 보이고 있다. 하지만 누출된 가스의 총량은 파공의 크기가 가장 큰 파단일 때에 가장 크게 나타난다. 이는 파공의 면적이 누출 현상이 일어나 안전밸브가 차단되는 현상까지 압력변화에 영향을 주고 있음을 판단할 수 있게 한다. 파공의 크기는 안전밸브가 열린 시간동안의 누출량이 파공을 통해 누출되는 현상에만 관여됨을 의미하며 이에 파공의 크기가 작을수록 순간속도, 순간유량 값은 높아지는 현상을 보이고 있다.

2) 시나리오 2의 해석 결과(0.1초 후 누출 발생, 1초 후 차단밸브 동시 순간 차단)

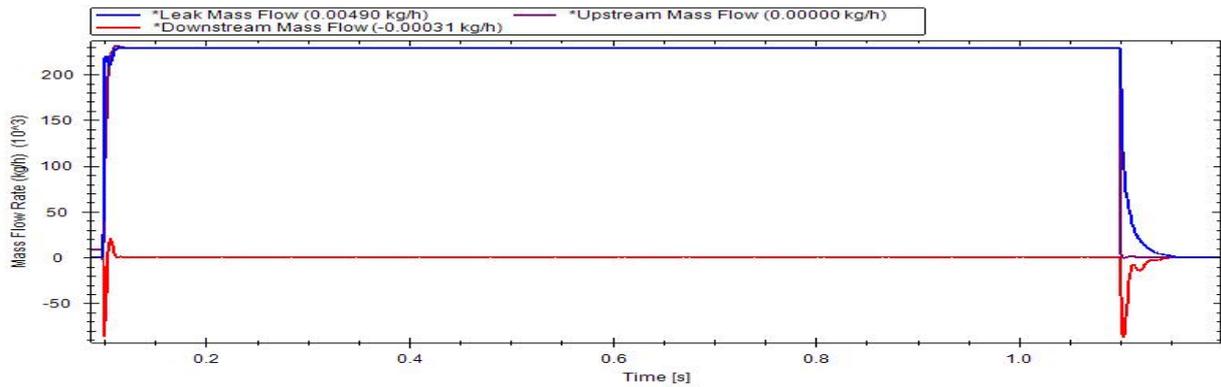


Fig. 3-43 Mass flow at up and downstream in case of 100% rupture

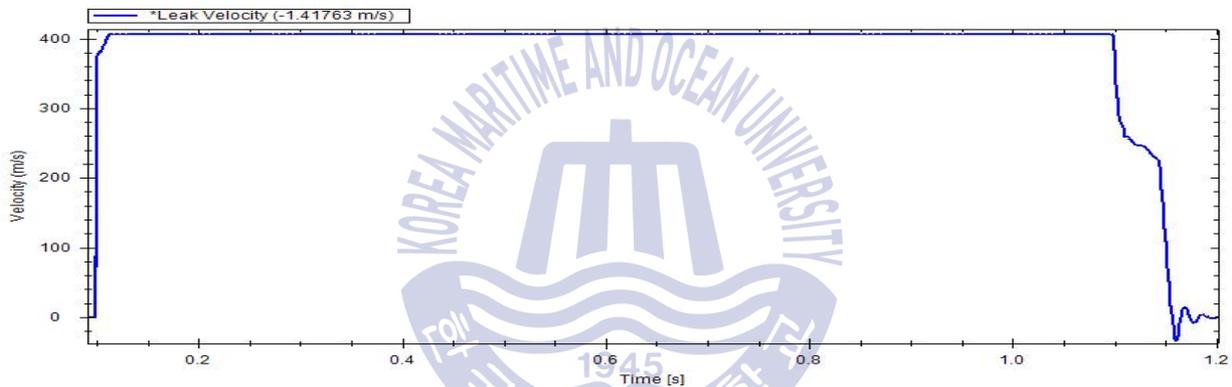


Fig. 3-44 Leak velocity at the leak point in case of 100% rupture

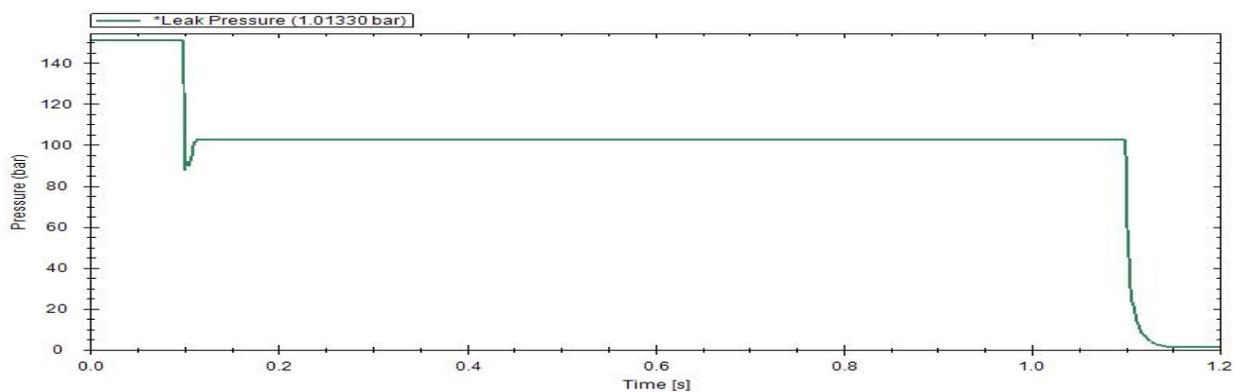


Fig. 3-45 Leak pressure at the leak point in case of 100% rupture

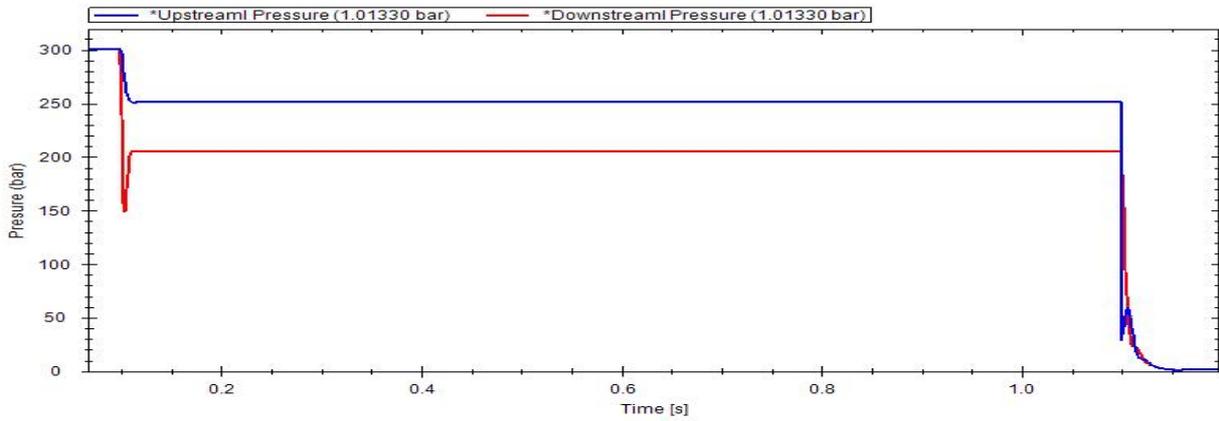


Fig. 3-46 Leak pressure at up and downstream point in case of 100% rupture

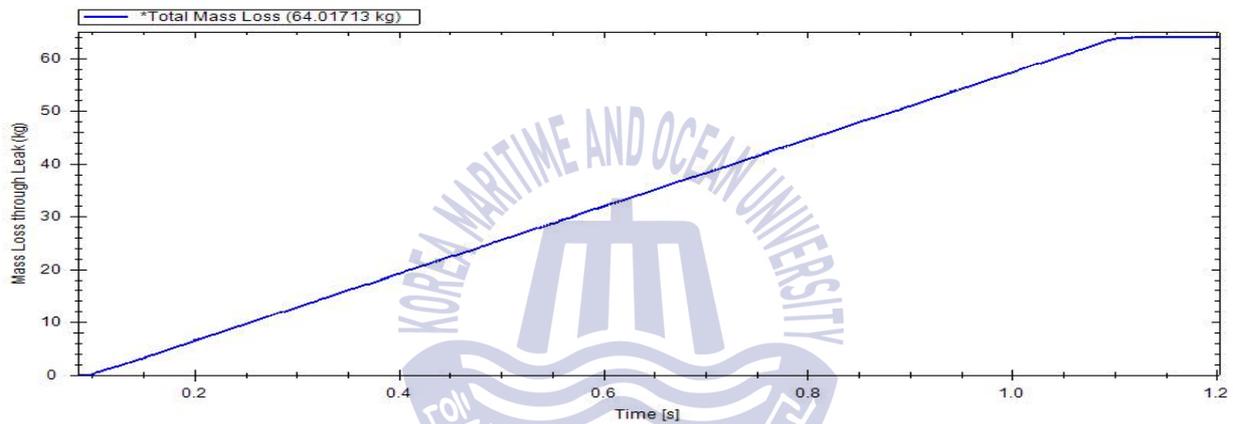


Fig. 3-47 Total mass loss in case of 100% rupture

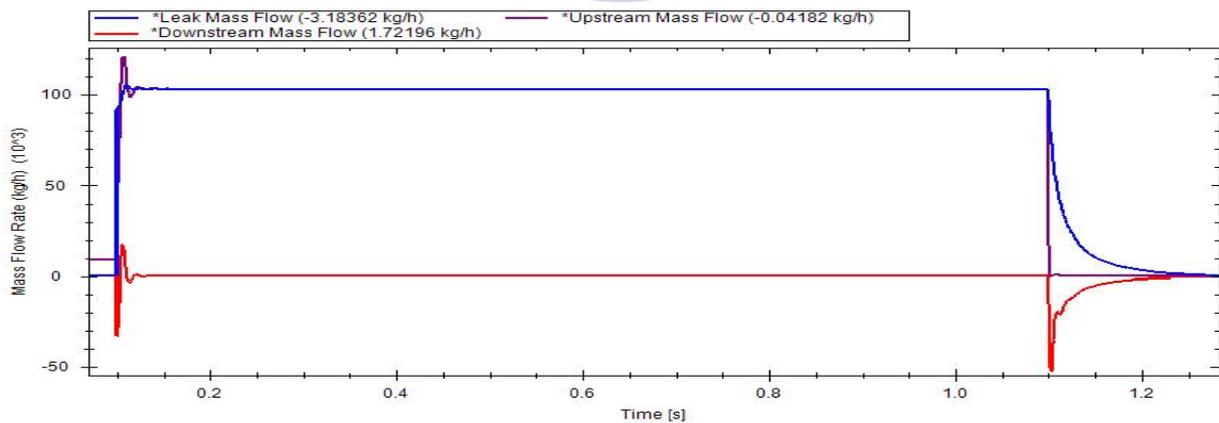


Fig. 3-48 Mass flow at up and downstream in case of 50% rupture

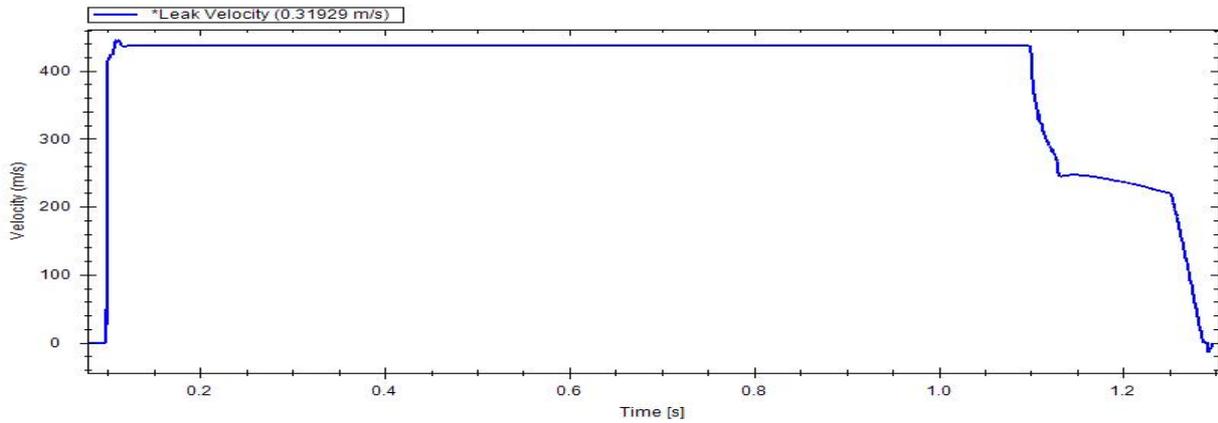


Fig. 3-49 Leak velocity at the leak point in case of 50% rupture

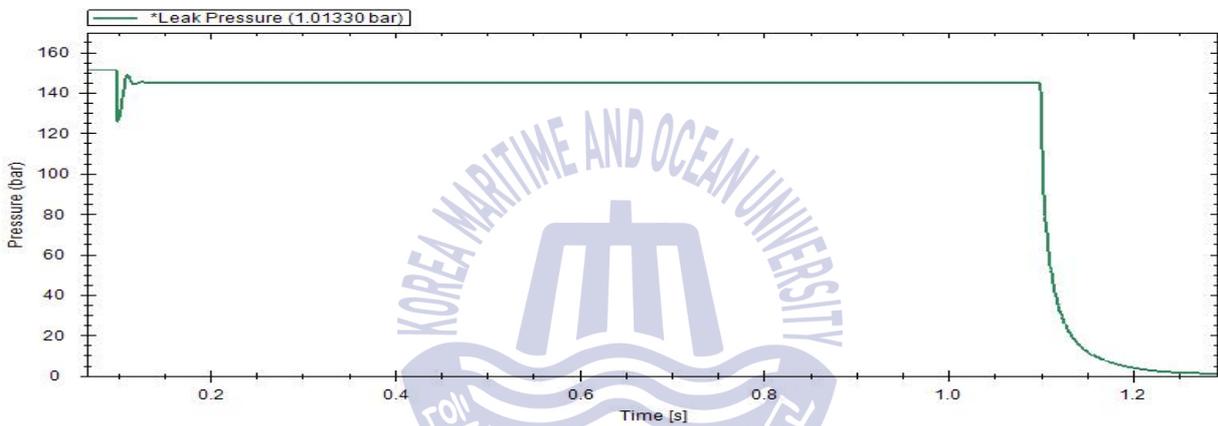


Fig. 3-50 Leak pressure at the leak point in case of 50% rupture

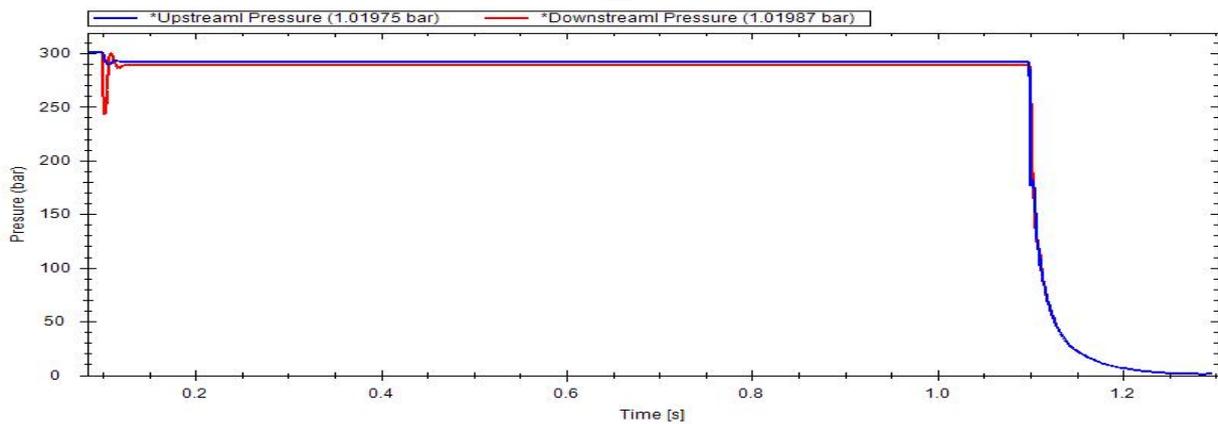


Fig. 3-51 Leak pressure at up and downstream point in case of 50% rupture

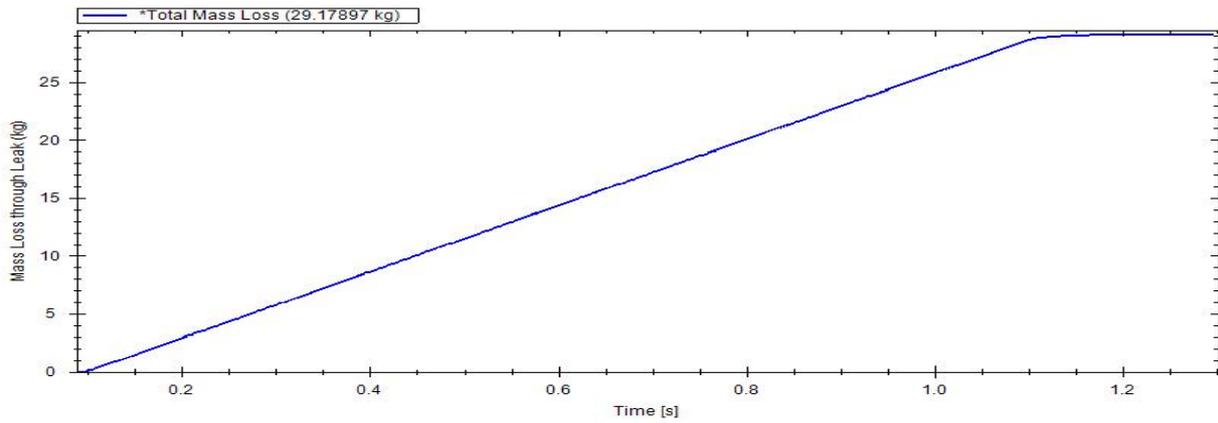


Fig. 3-52 Total mass loss in case of 50% rupture

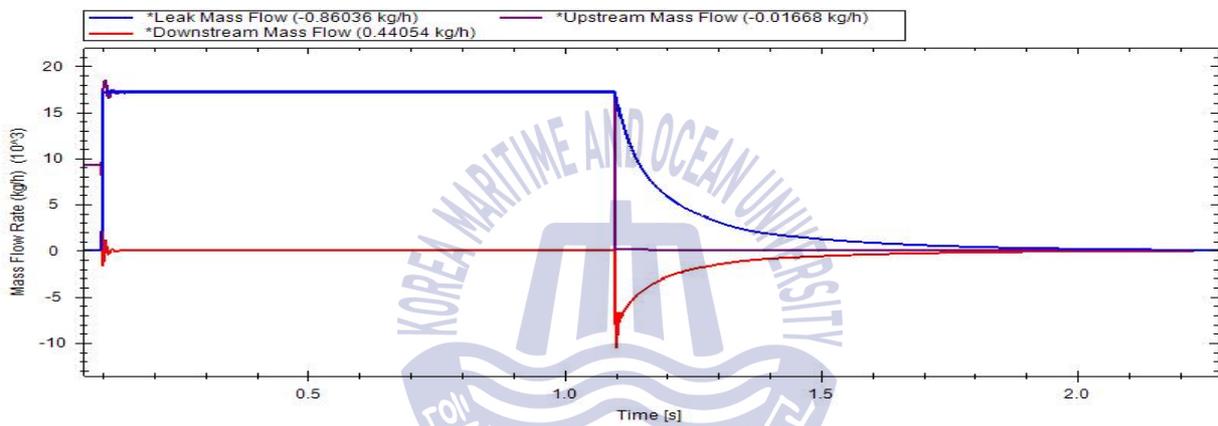


Fig. 3-53 Mass flow at up and downstream in case of 20% rupture

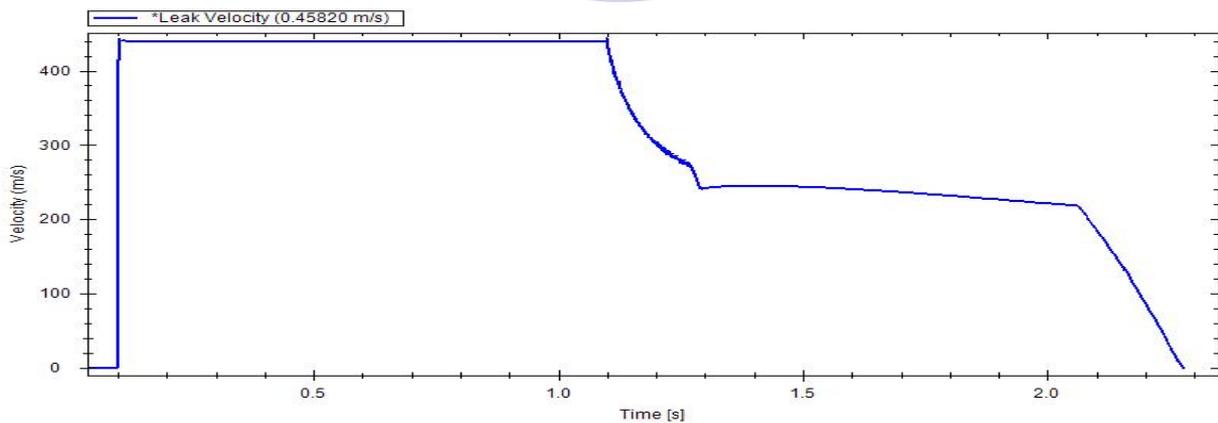


Fig. 3-54 Leak velocity at the leak point in case of 20% rupture

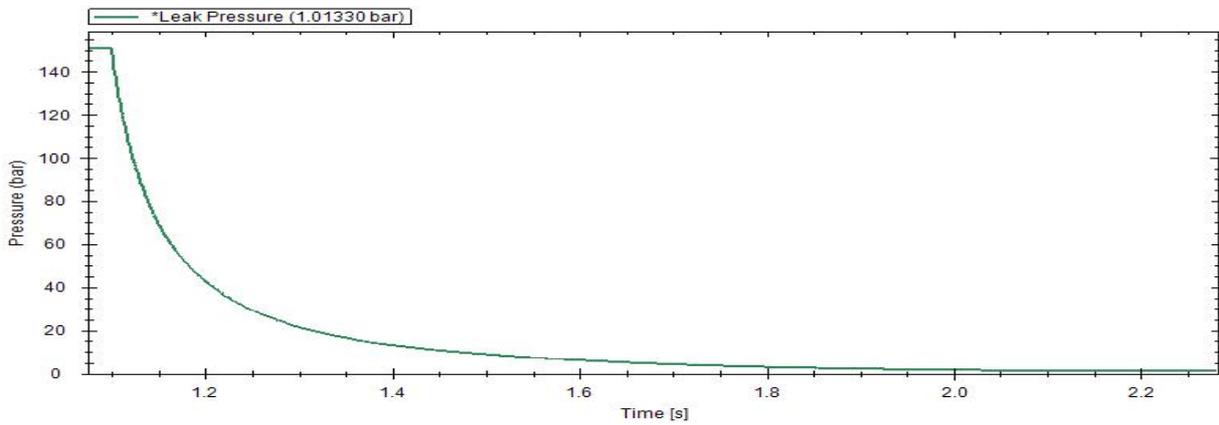


Fig. 3-55 Leak pressure at the leak point in case of 20% rupture

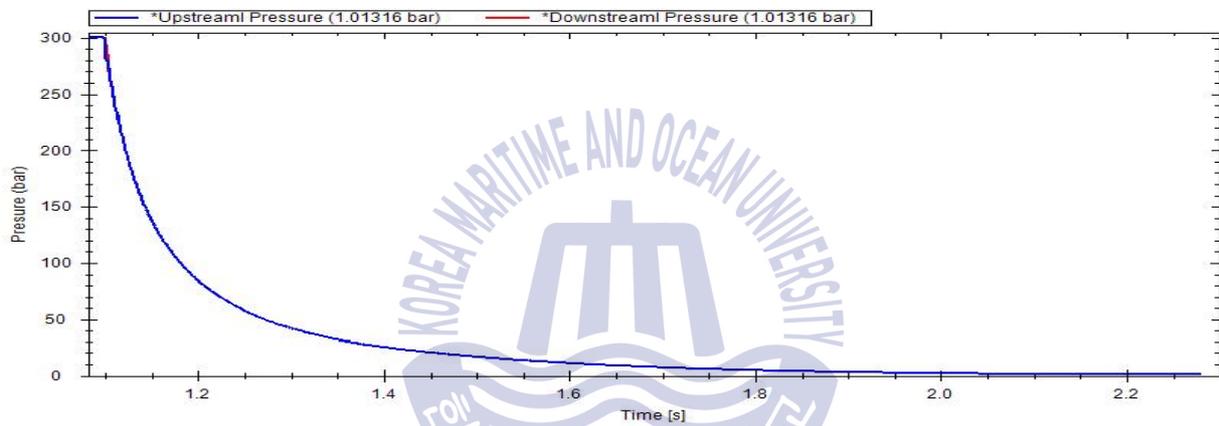


Fig. 3-56 Leak pressure at up and downstream point in case of 20% rupture

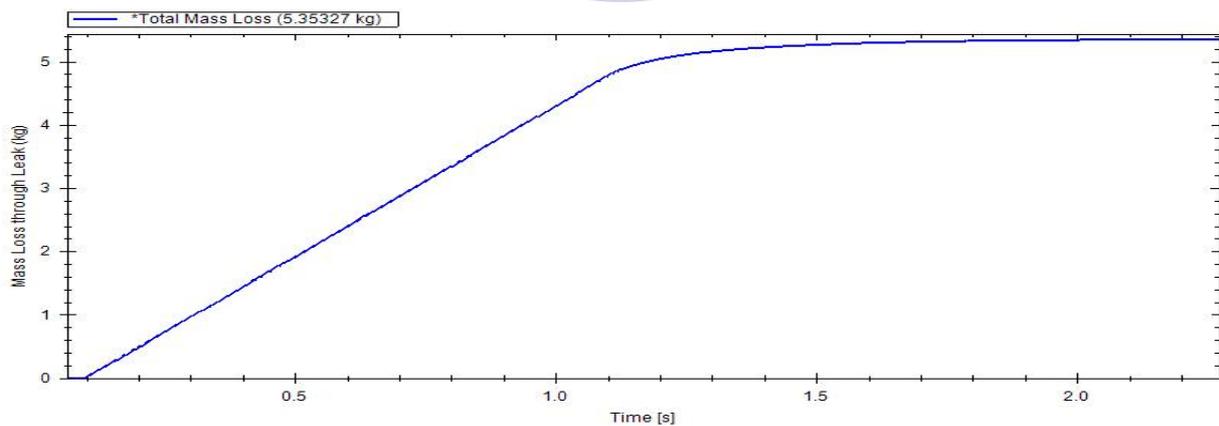


Fig. 3-57 Total mass loss in case of 20% rupture

Table 3-22 Result for leak loss after equilibrium time for scenario 2

Leak size(%)	Equilibrium time(s)	Leak velocity(m/s)	Leak mass flow(kg/h)	Total loss(kg)
100	1.056	407.22	229,395.4	64.0
50	1.186	446.3	105,528.8	29.2
20	2.177	440.1	17,198.6	5.353

Table 3-22에 의하면 시나리오 2 즉, 해석이 시작되고 0.1초 후 가스 누출이 발생되며 1초 후에 안전밸브가 순간 차단되는 해석에서 100% 파단에 해당되는 Fig. 3-43~Fig. 3-47에 나타난 해석결과에 의하면 누출되는 최대 속도는 407.22 m/s, 이때의 유량은 229,395.4 kg/h으로 측정되었다. 누출된 가스의 총량은 64 kg이며 이는 앞서 해석된 가스누출과 동시에 차단되는 해석의 결과에서 1초간의 안전밸브의 열림으로 인해 추가 누출량이 얼마나 되는지 추측이 가능하도록 근거를 제시하고 있다. 완전 파단의 경우의 1초간 누출량은 대략 63.5kg으로 판단된다.

50% 파단의 경우에 해당하는 Fig. 3-48~Fig. 3-52에 나타난 결과로써 완전 파단의 경우에 비해 누출 속도는 446.3 m/s로 빠른 반면, 이때의 누출 유량은 105,528.8 kg/h로 약 1/2가량으로 줄어들었다. 이는 파공의 크기에 비례하여 누출 유량은 줄어드는 현상이 발생함을 의미하며 파공의 단면적의 영향에 의하여 속도는 높아짐을 예측할 수 있다. 총 누출 유량은 29.2 kg으로 완전 파단에 비하여 약 1/2이상으로 줄어드는 것을 확인할 수 있다. 이는 안전밸브가 열려있는 시간과 파공의 크기가 상호 연계됨을 의미한다. 이때의 1초간 누출되는 양은 약 28.7kg임을 알 수 있다.

20% 파단의 경우에 해당하는 Fig. 3-53~Fig. 3-57에 나타난 결과에 의하면 누출되는 최대 속도는 440.1 m/s, 유량은 17,198.6 kg/h으로 측정되었다. 시나리오 1의 가스 누출과 동시에 안전밸브가 차단되는 상황과 비교하였을 때, 최대 속도나 이때의 누출유량에는 큰 차이점을 보기 힘들으나 1초간 추가적으로 누출되는 양은 약 4.7kg으로 크게 늘어남을 알 수 있다. 이러한 현상은 파공의 크기가 작을수록 누출되는 양이 커지고 이에 따른 전단의 압력이 높아지더라도 파공에서의 최고 속도나 최대 유량값에는 크게 영향을 미치지 못함을 알 수 있다. 파공에서 누출되기 이전 부분의 압력보다 파공의 크기가 더욱 영향을 줄 수 있다는 예측이 가능하다. 시나리오 1과 비교할 때, 1초간 추가적으로 누출되는 양은 파공의 크기가 배관의 100%일 때 약 63.5kg으로 가장 많았다. 이는 파공의 크기에 따라 배관에 누출되는

양이 달라지며 안전밸브에 의해 차단될 때까지 배관의 압력 또한 영향을 받음을 예측할 수 있다. 이는 앞서 제시된 누출 압력에 관한 그래프에서 일정하게 유지되는 압력 값들의 비교에 의해 확인할 수 있다. 시나리오 1과 2의 결과를 통해 안전밸브의 차단에 의해 누출량이 제한되고 파공의 크기에 따라 일정하게 총 누출량이 영향을 받고 있음을 확인하였다. 시나리오 3에서는 안전밸브가 차단하는 역할을 수행할 수 없는 상황에 대하여 시뮬레이션을 구동한다. 이는 실제 상황에서의 최악의 상황으로 고려될 수 있으며 차단에 의한 누출량 제한이 없는 경우에는 파공의 크기가 최대 속도, 이때의 유량, 총 누출 유량에 어떠한 영향을 줄 수 있는지에 대하여 분석하고자 한다.



3) 시나리오 3의 해석 결과(0.1초 후 누출 발생하였으나 차단 밸브 작동 안됨)

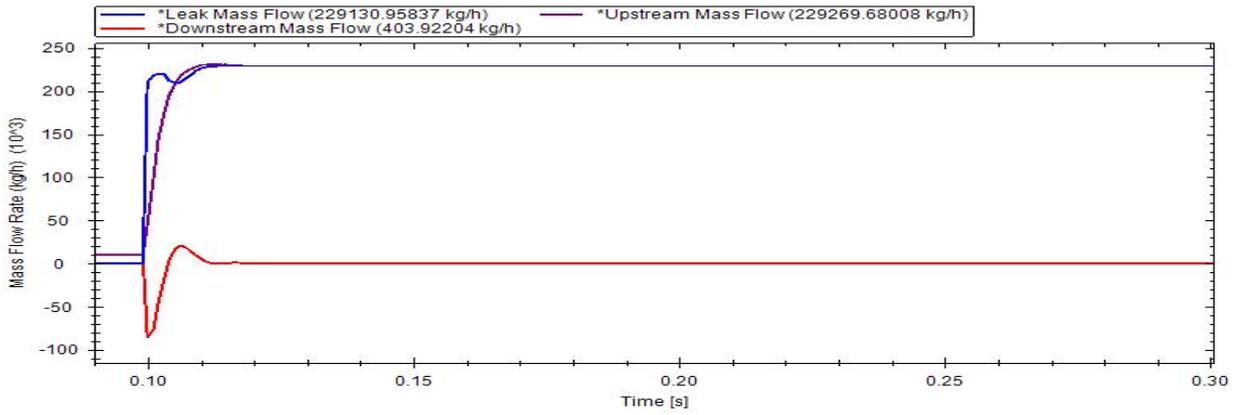


Fig. 3-58 Mass flow at up and downstream in case of 100% rupture

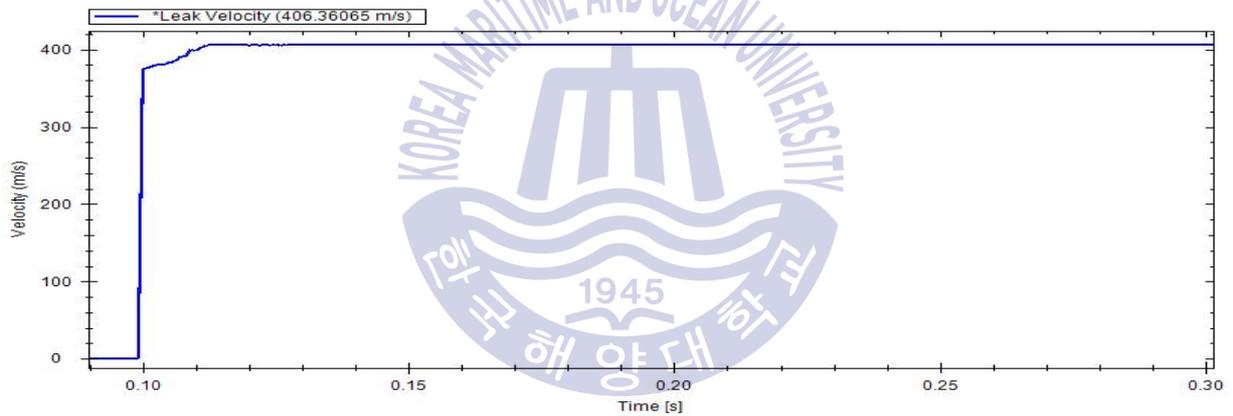


Fig. 3-59 Leak velocity at the leak point in case of 100% rupture

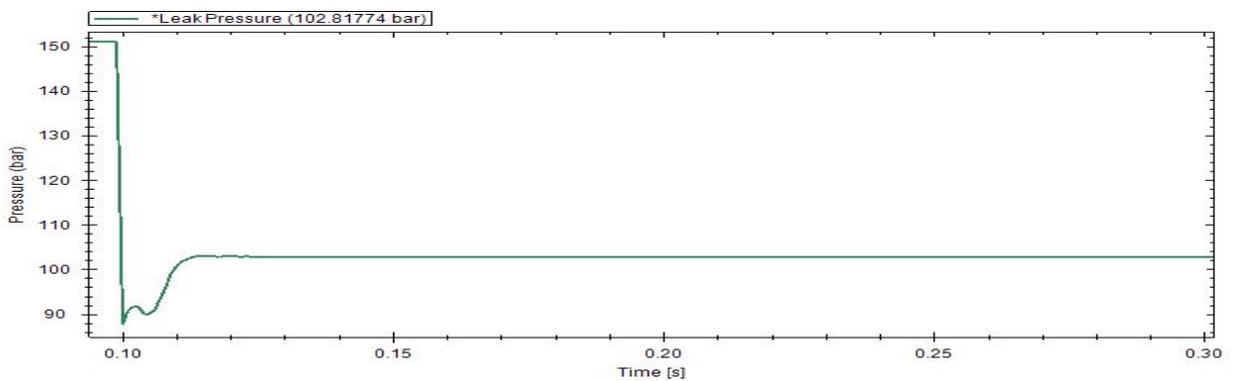


Fig. 3-60 Leak pressure at the leak point in case of 100% rupture

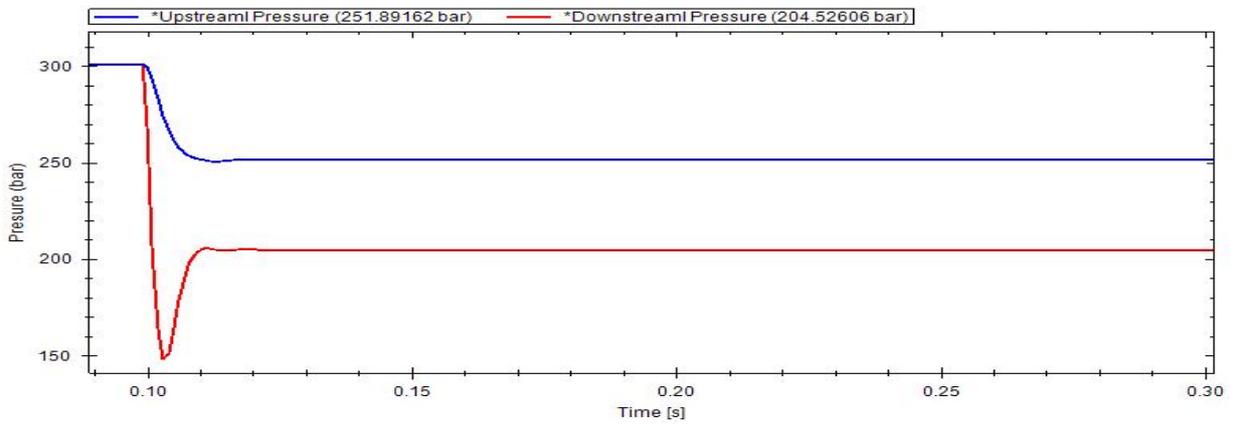


Fig. 3-61 Leak pressure at up and downstream point in case of 100% rupture

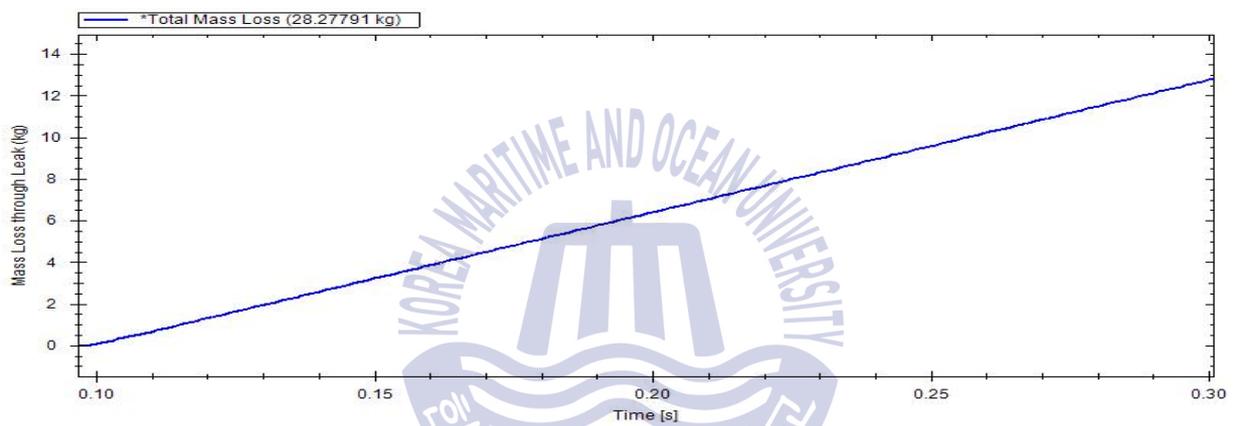


Fig. 3-62 Total mass loss in case of 100% rupture

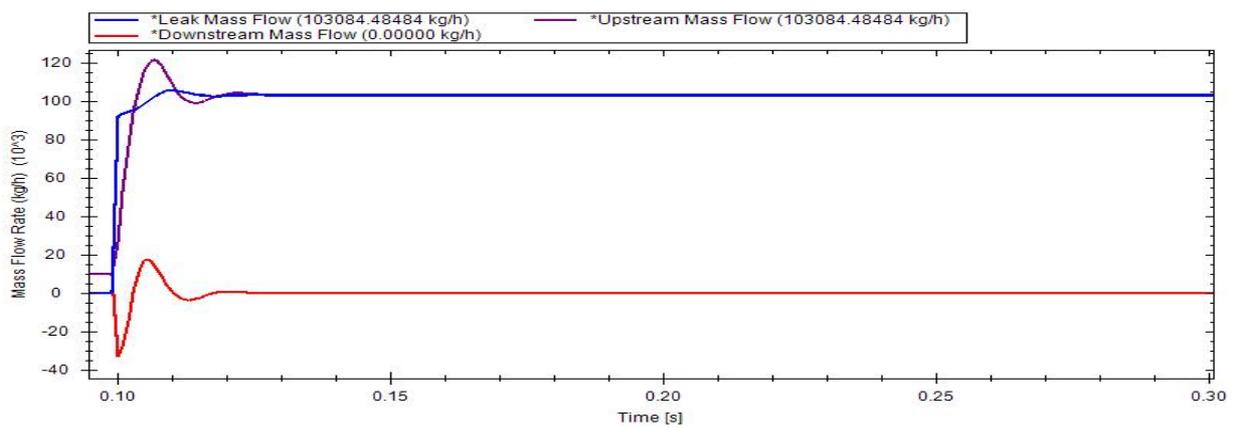


Fig. 3-63 Mass flow at up and downstream in case of 50% rupture

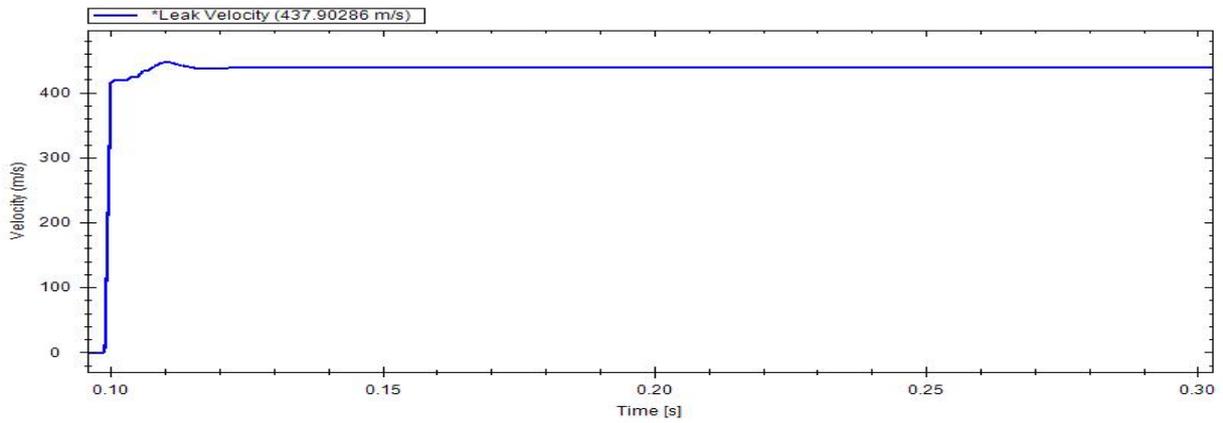


Fig. 3-64 Leak velocity at the leak point in case of 50% rupture

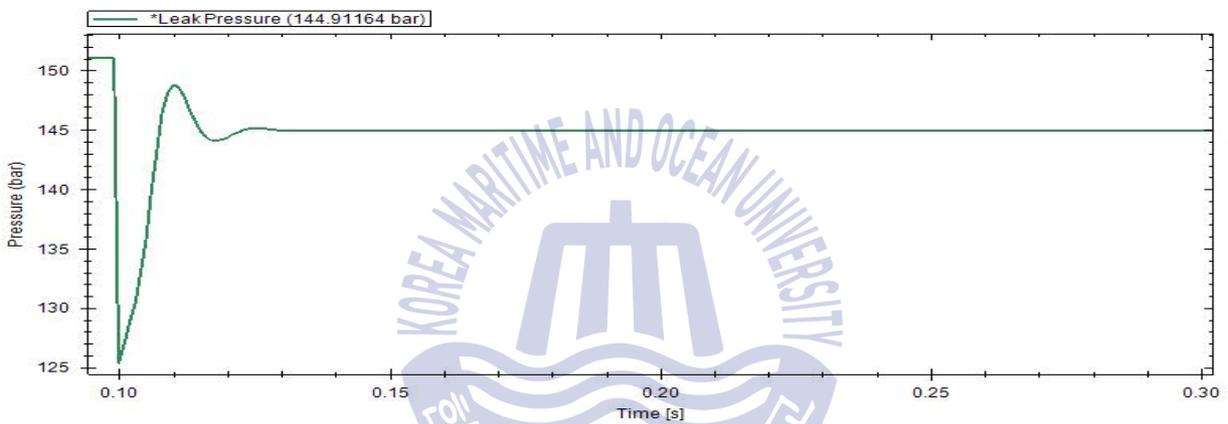


Fig. 3-65 Leak pressure at the leak point in case of 50% rupture

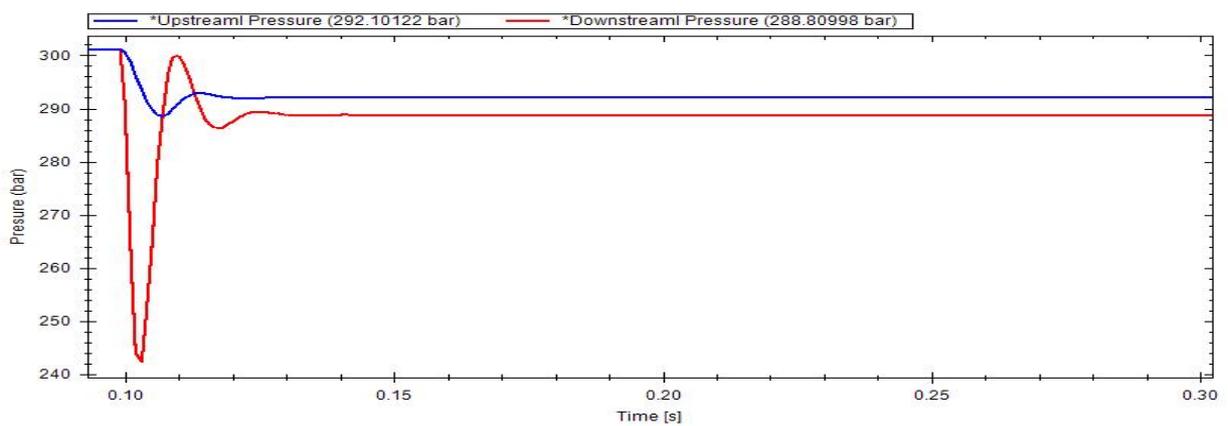


Fig. 3-66 Leak pressure at up and downstream point in case of 50% rupture

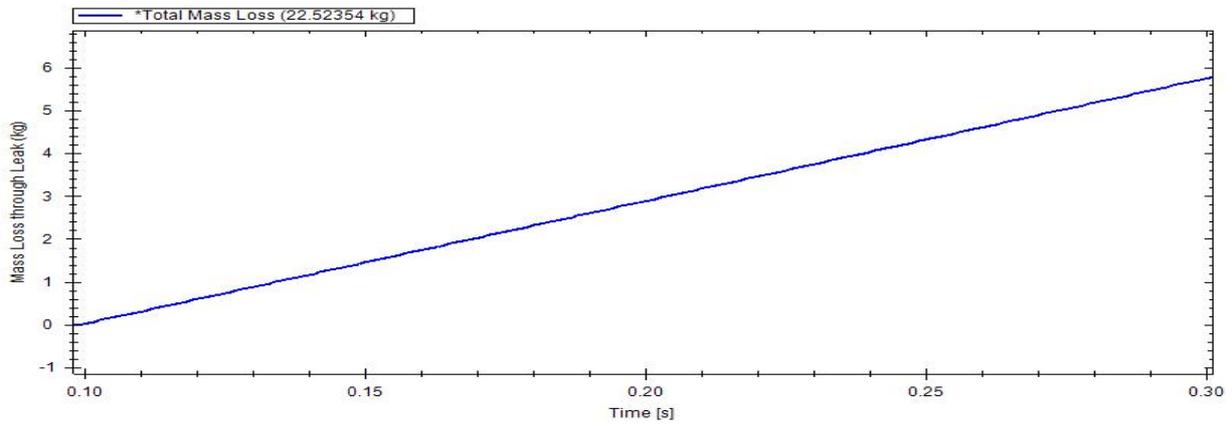


Fig. 3-67 Total mass loss in case of 50% rupture

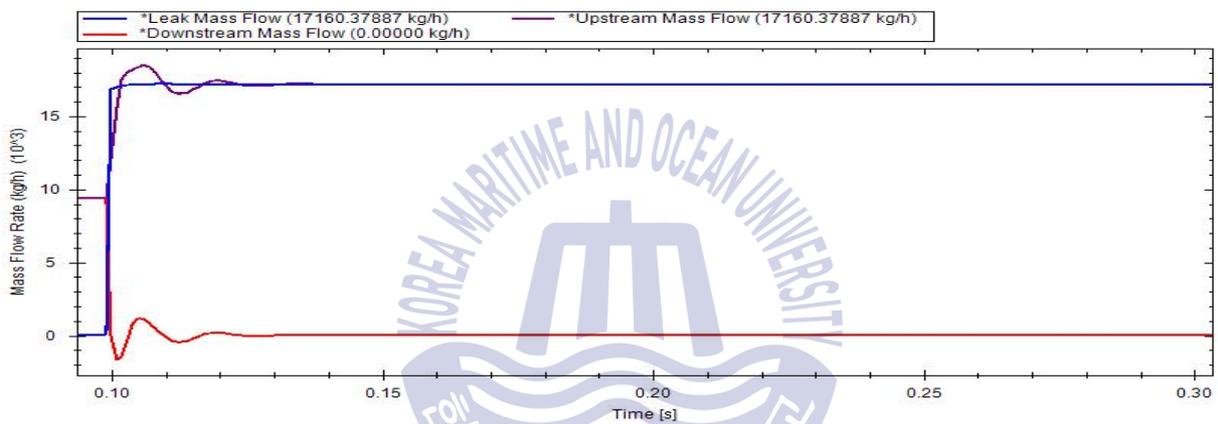


Fig. 3-68 Mass flow at up and downstream in case of 20% rupture

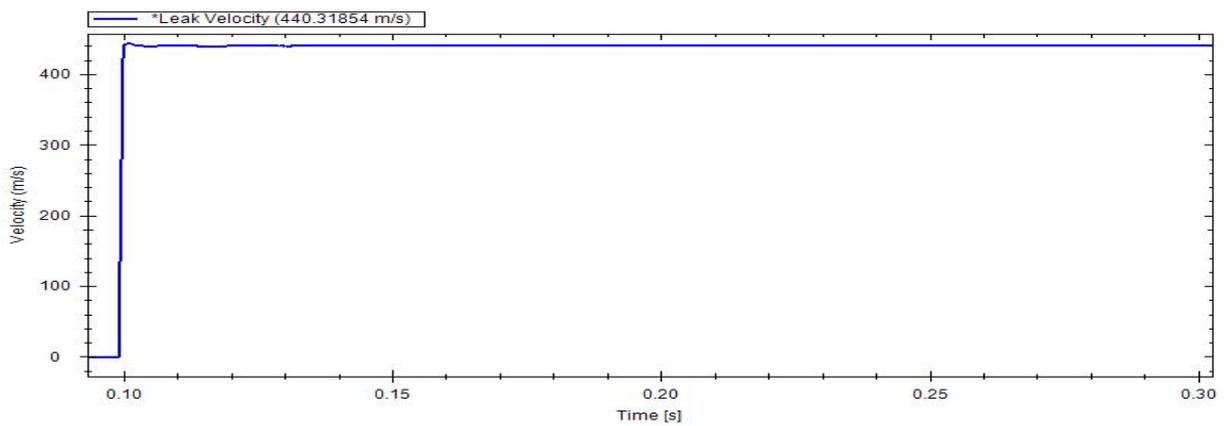


Fig. 3-69 Leak velocity at the leak point in case of 20% rupture

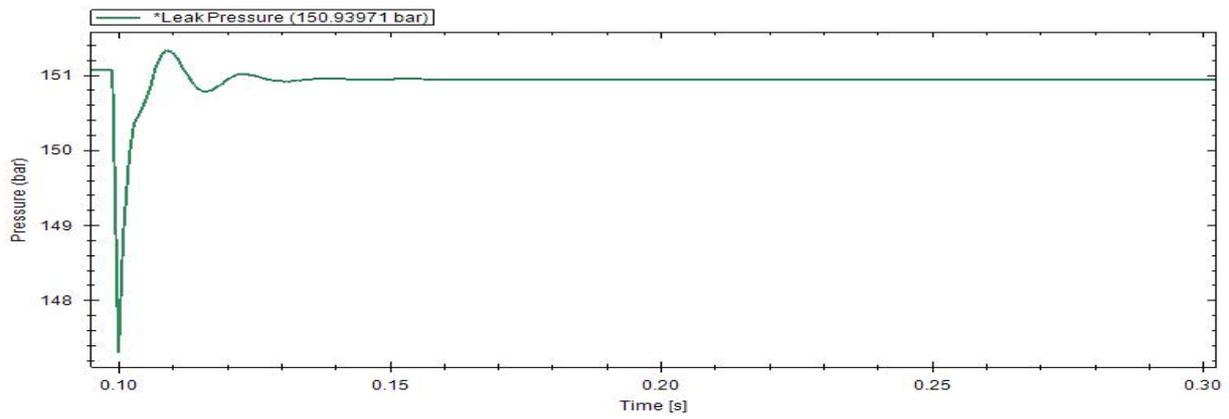


Fig. 3-70 Leak pressure at the leak point in case of 20% rupture

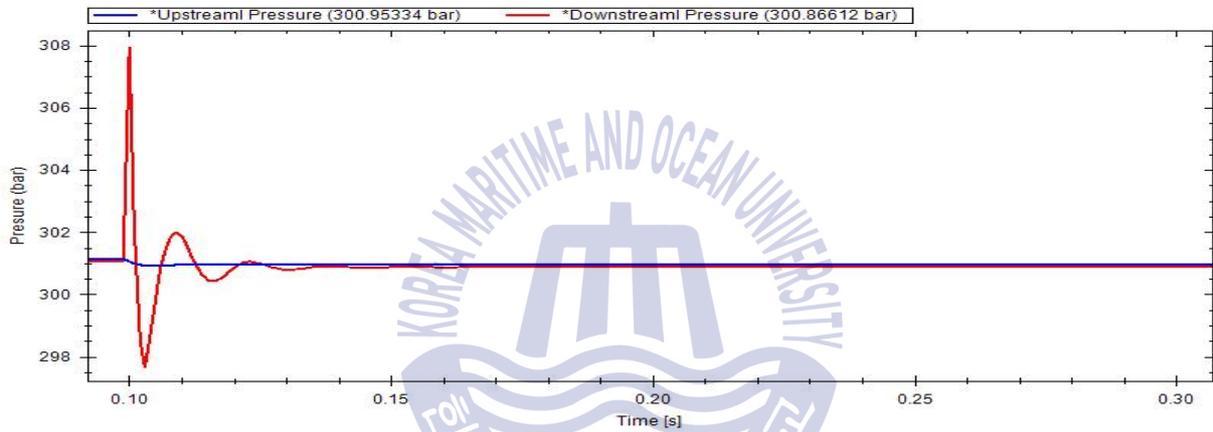


Fig. 3-71 Leak pressure at up and downstream point in case of 20% rupture

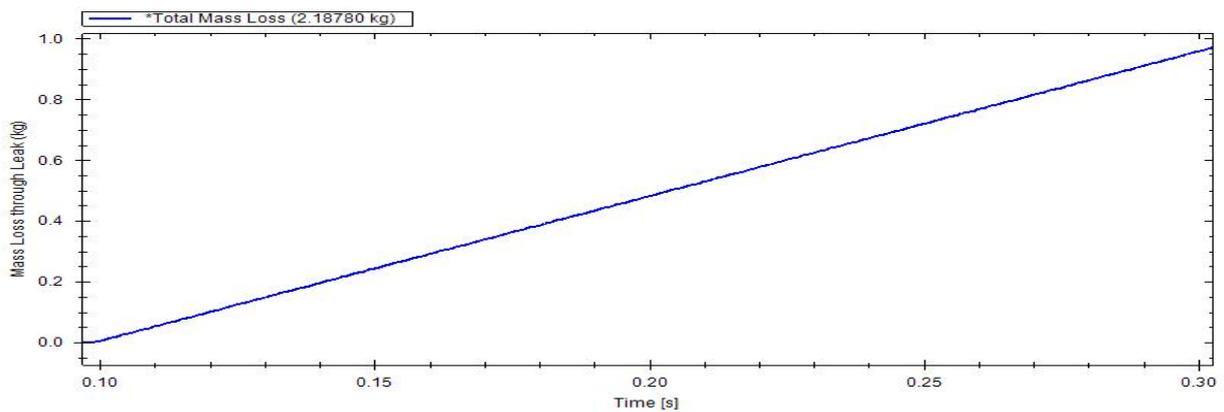


Fig. 3-72 Total mass loss in case of 20% rupture

Table 3-23 Result for leak loss after equilibrium time for scenario 3

Leak size(%)	Equilibrium time(s)	Leak velocity(m/s)	Leak mass flow(kg/h)	Total loss(kg)
100	N/A	407.2	229,395.4	N/A
50	N/A	446.3	105,528.8	N/A
20	N/A	444.0	17,198.6	N/A

시나리오 3은 안전밸브가 작동하지 않는 상황을 시뮬레이션한 결과이므로 평형상태 없이 지속적인 가스 누출이 이루어지며 총 누출 유량은 무한해진다. 파공의 크기가 배관의 100%일 때에 해당하는 Fig. 3-58~Fig. 3-72에 나타난 해석결과에 따른 순간 최대 속도는 407.2 m/s, 이때의 순간 최대 유량은 222,395.4 kg/h로써 안전밸브가 닫히는 시나리오 1의 370.7 m/s과 비교하여 약 30m/s가량 빠름을 알 수 있고, 시나리오 2의 407.22 m/s에 비해서는 거의 유사함을 알 수 있다. 이는 시나리오 2에서 1초간의 추가 누출과 무한대의 추가 누출은 계산결과가 상당히 근접할 것임을 예측할 수 있게 한다. 앞서 예측한대로 최대 누출 속도는 시나리오 2와 거의 근접한 결과를 얻었음을 확인할 수 있으며 그때의 순간 최대 누출 유량 또한 유사했다. 이는 일정시간 이후 즉, 약 1초 이후의 계산 결과로써 최대 순간 속도, 최대 순간 누출 유량은 일정함을 의미하며 총 누출 유량은 파공의 크기에 따라 일정함으로 인해 단순한 산술계산에 의해 예측 가능함을 확인할 수 있다.

4) 시나리오 4의 해석 결과(0.1초 후 누출 발생, 8초 후 차단밸브 0.5초간 선형으로 차단)

시나리오 4 즉, 가스 누출이 발생하고 8초 이후 안전밸브가 0.5초간 선형으로 차단되는 현상을 시뮬레이션한 결과이다. 여기서 8초는 선박에서 가스 누출 등 위험 상황에 대한 모니터링 시스템의 확인 시간을 의미하며 0.5초간의 차단에 필요한 시간은 실제 밸브의 차단시간을 고려한 것이다. 이는 실제 선박에서의 실제 조건을 반영한 시뮬레이션이며 앞서 계산한 결과와의 비교 및 검토를 통하여 수많은 시나리오 중에서 선정될 수 있는 중요한 조건 및 요소들을 시나리오 4를 통해 파악하고자 하며 그 해석결과를 아래의 Fig. 3-73~Fig. 3-87에 나타내었다.

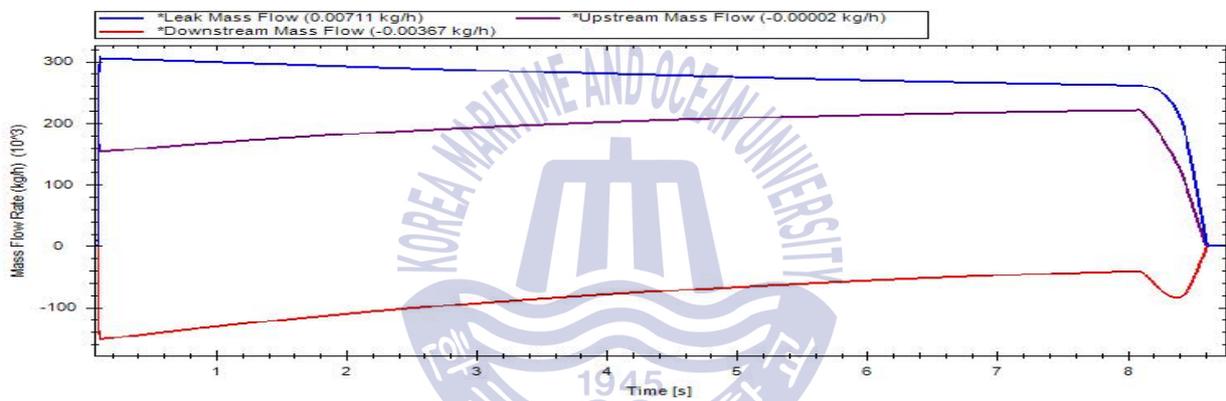


Fig. 3-73 Mass flow at up and downstream in case of 100% rupture

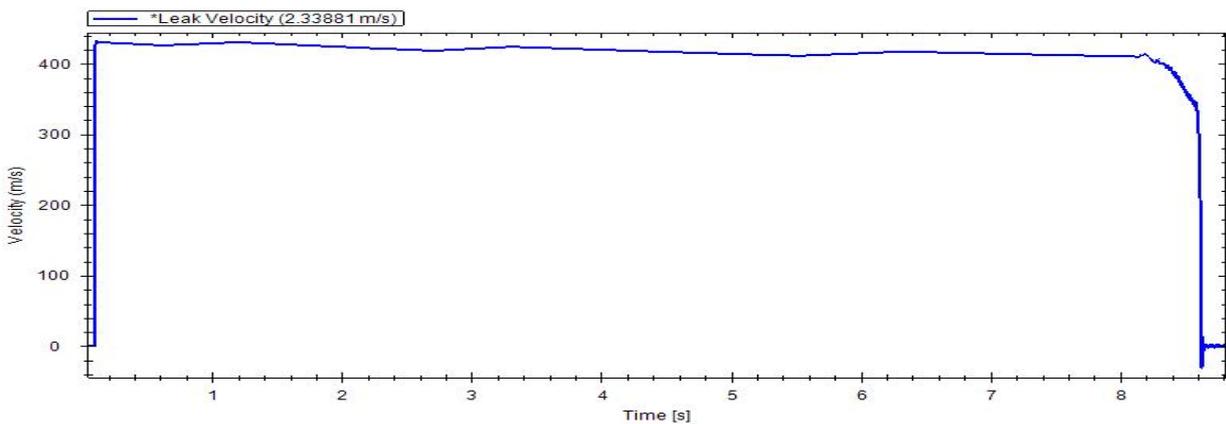


Fig. 3-74 Leak velocity at the leak point in case of 100% rupture

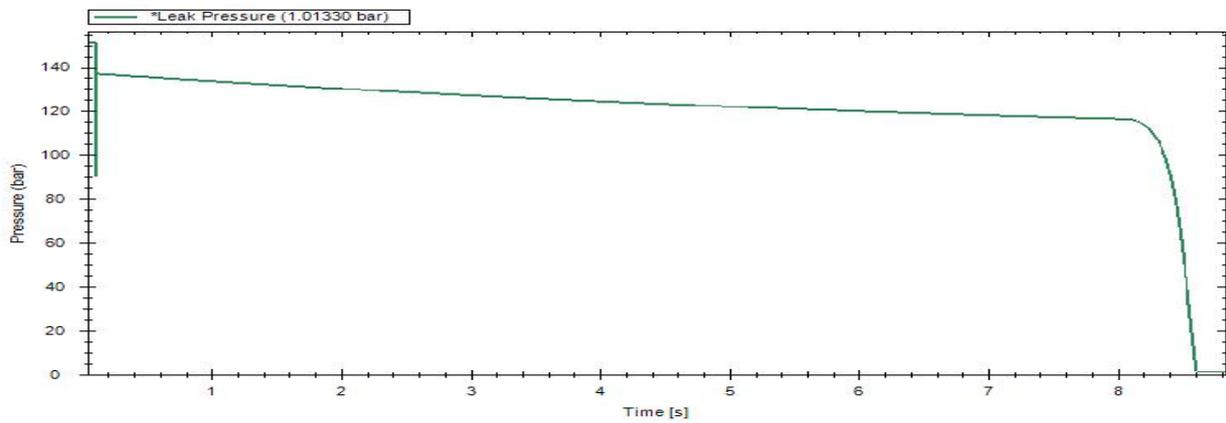


Fig. 3-75 Leak pressure at the leak point in case of 100% rupture

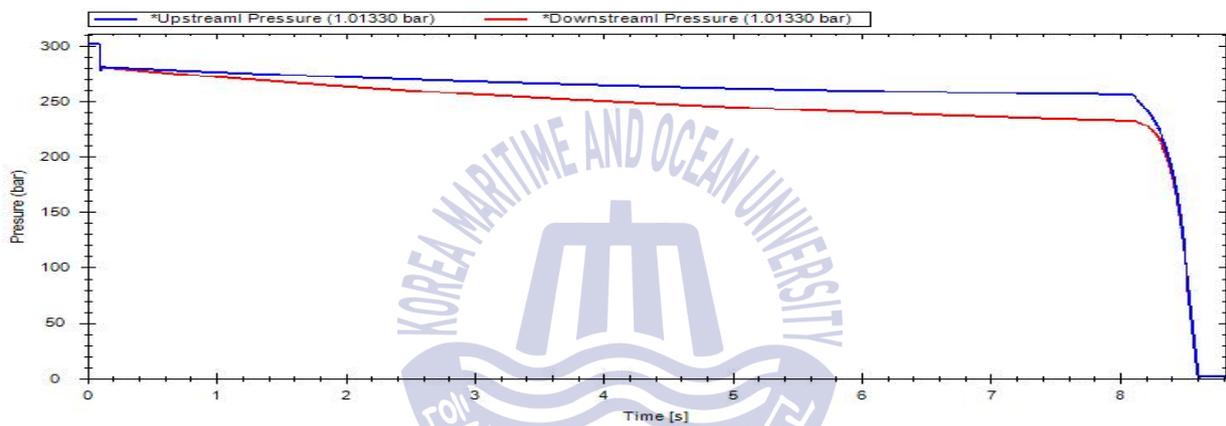


Fig. 3-76 Leak pressure at up and downstream point in case of 100% rupture

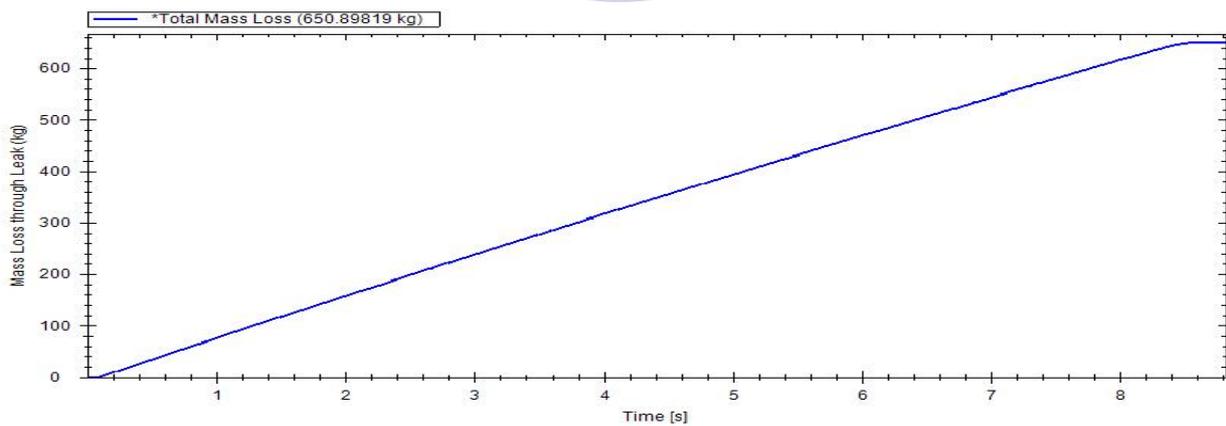


Fig. 3-77 Total mass loss in case of 100% rupture

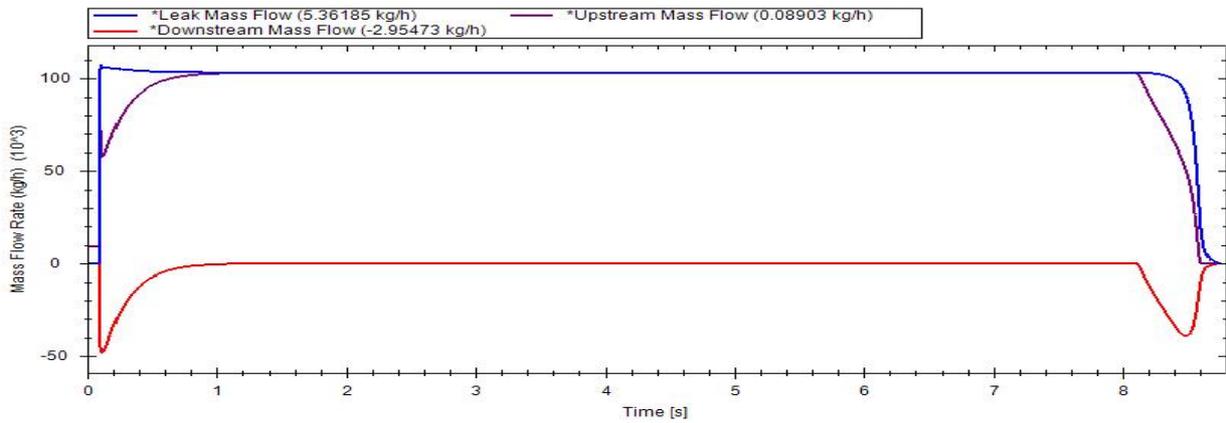


Fig. 3-78 Mass flow at up and downstream in case of 50% rupture

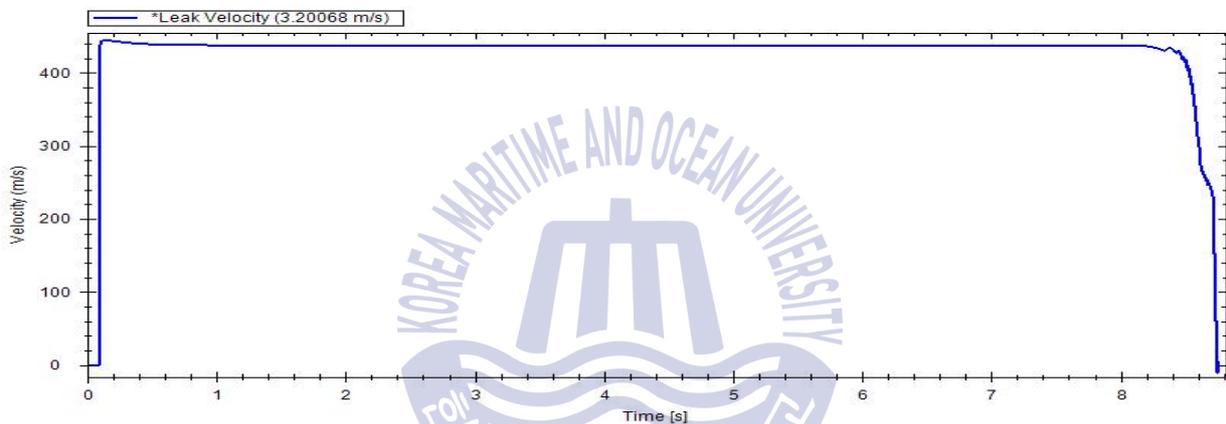


Fig. 3-79 Leak velocity at the leak point in case of 50% rupture

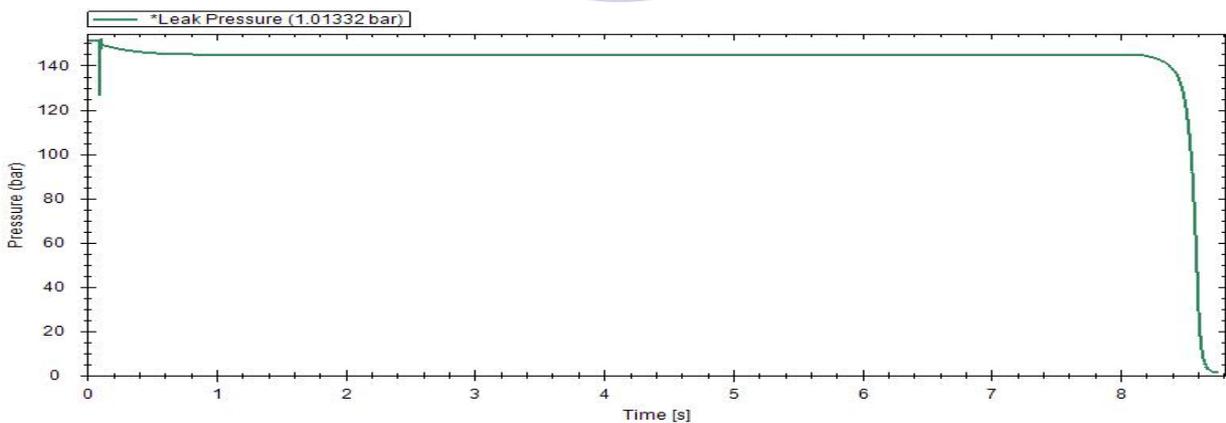


Fig. 3-80 Leak pressure at the leak point in case of 50% rupture

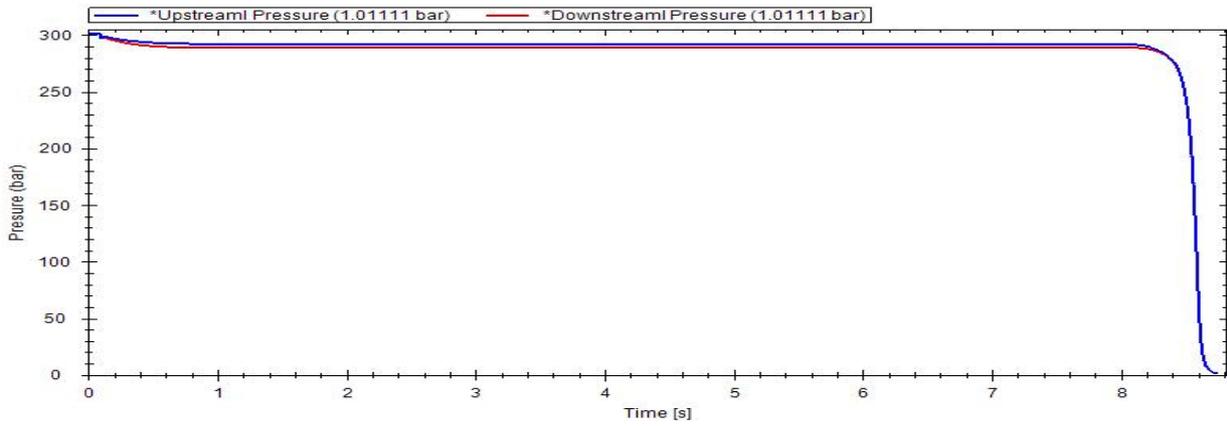


Fig. 3-81 Leak pressure at up and downstream point in case of 50% rupture

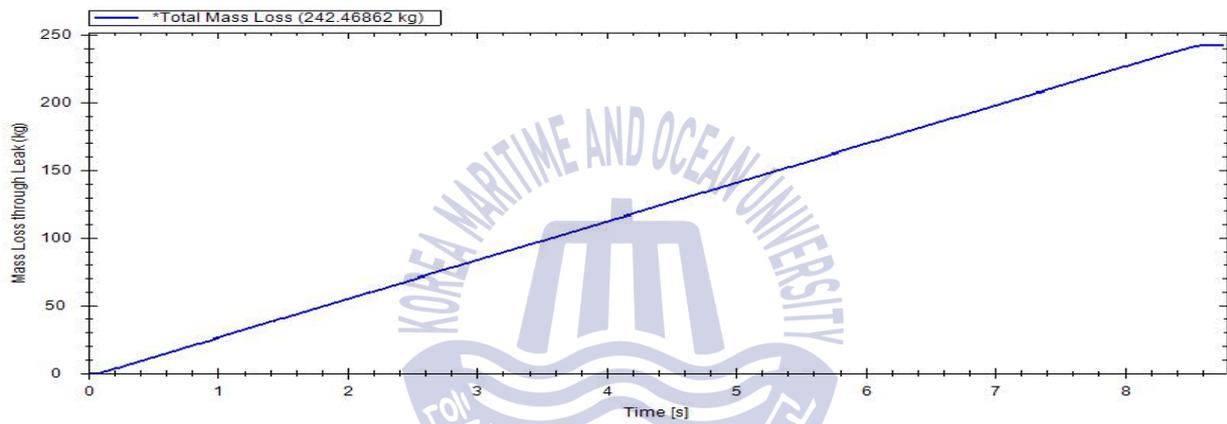


Fig. 3-82 Total mass loss in case of 50% rupture

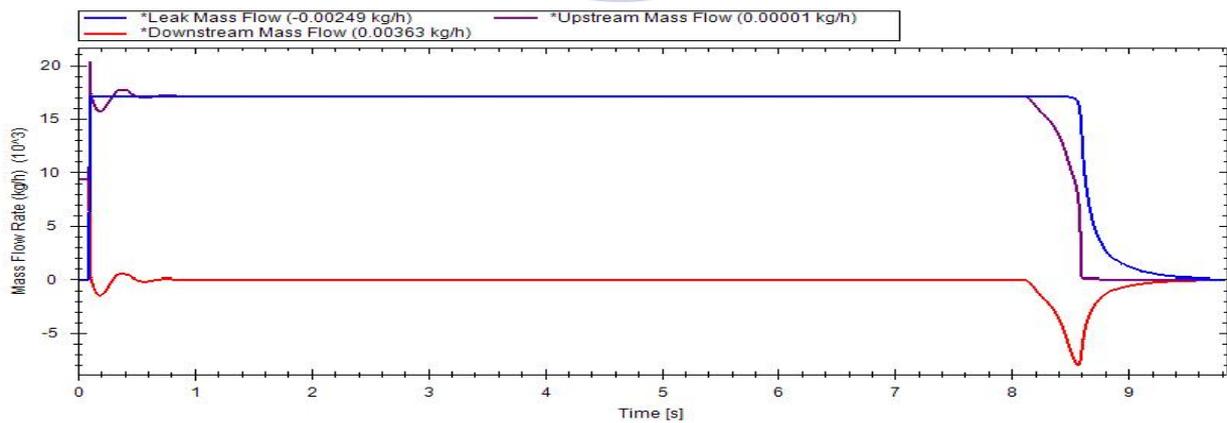


Fig. 3-83 Mass flow at up and downstream in case of 20% rupture

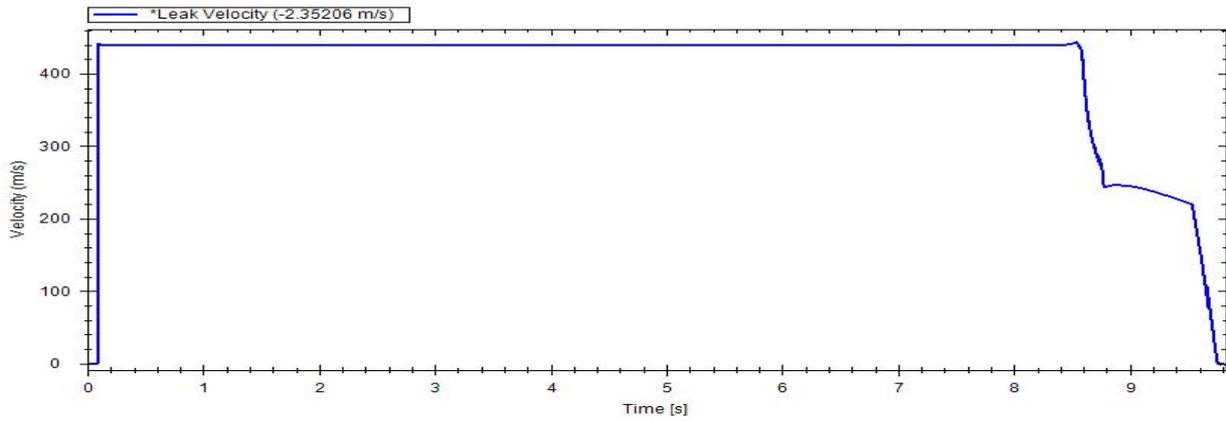


Fig. 3-84 Leak velocity at the leak point in case of 20% rupture

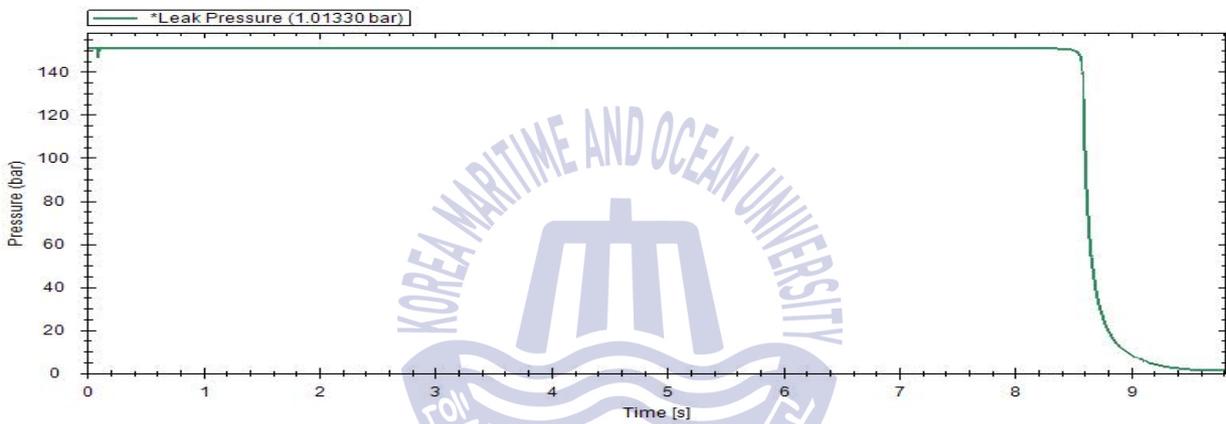


Fig. 3-85 Leak pressure at the leak point in case of 20% rupture

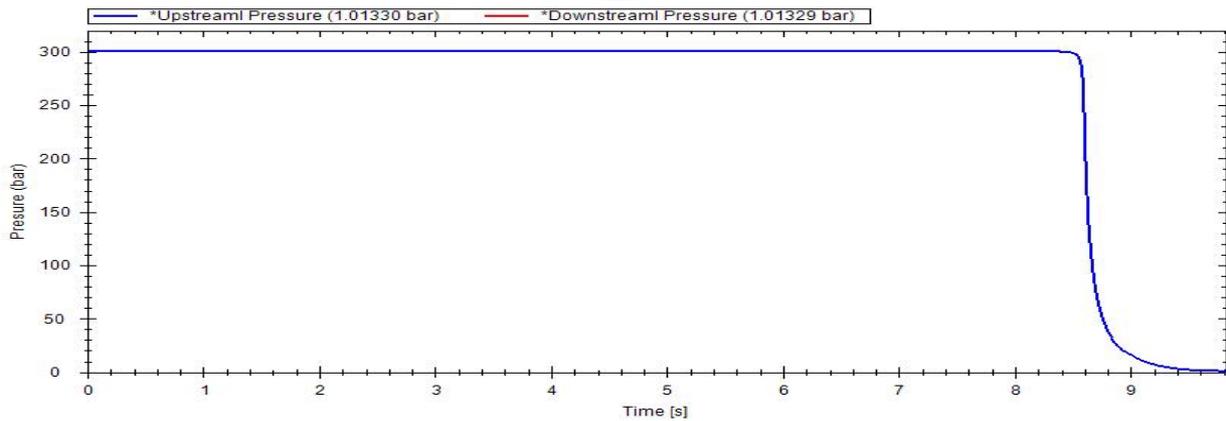


Fig. 3-86 Leak pressure at up and downstream point in case of 20% rupture

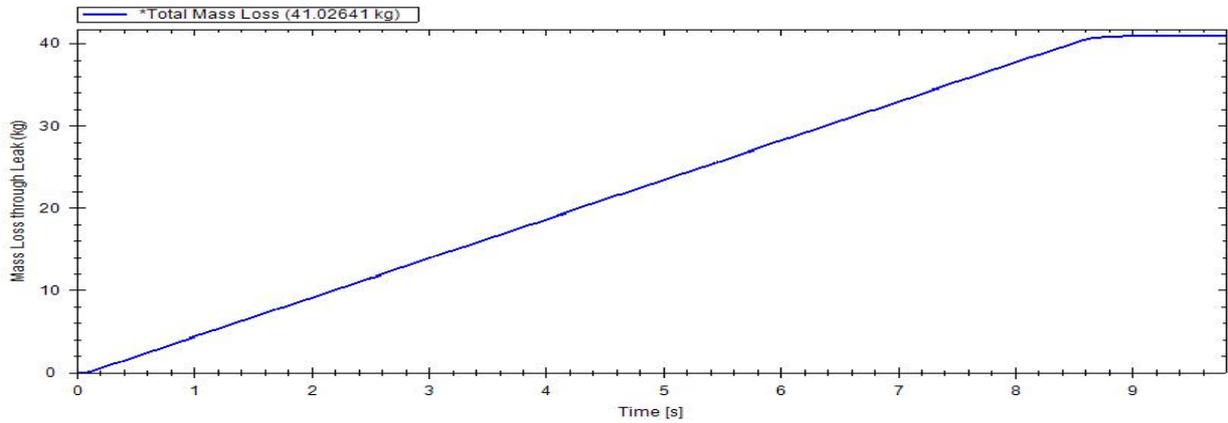


Fig. 3-87 Total mass loss in case of 20% rupture

Table 3-24 Result for leak loss after equilibrium time for scenario 4

Leak size(%)	Equilibrium time(s)	Leak velocity(m/s)	Leak mass flow(kg/h)	Total loss(kg)
100	8.522	433.4	309,518.9	649.7
50	8.642	444.6	107,803.3	242.5
20	9.652	442.8	17,231.2	41.0

시나리오 4의 결과는 시나리오 2 즉, 1초간 추가적으로 누출되는 유량과 8초간 추가적으로 누출되는 유량의 연관성을 확인할 수 있는 자료이다. 시나리오 2의 1초간 추가적으로 누출되는 양은 약 28.7 kg 이었다. Table 3-24에 의하면 8초간 추가적으로 누출되는 유량은 약 237.5 kg으로 생각할 수 있다. 이는 시나리오 2의 약 8배 정도의 값을 가진다. 이는 파단의 크기가 배관 크기의 약 50%정도일 때, 가스 누출 시간은 누출되는 유량과 비례한다고 판단해도 무방할 것으로 생각할 수 있는 자료로 충분하다. 최대 누출 속도는 시나리오 3의 결과 값과 큰 차이를 보이지 않는 것을 확인할 수 있다. 이러한 결과에 따른다면 가스 누출 해석에서 누출 시간은 가스클라우드 형성에 아주 중요한 요소임을 판단할 수 있다. 시나리오 2의 동일한 조건을 가지는 해석 결과에서 1초간 추가적으로 누출되는 양은 약 4.7 kg 이었다. Table 3-24에 의하면 8초간 추가적으로 누출되는 유량은 약 40.5 kg으로 생각할 수 있다. 이는 시나리오 2의 약 8.6배 정도의 값을 가진다. 이는 파단의 크기가 배관 크기의 약 50%정도일 때와 유사한 결과 값으로써 앞서 확인한 결과를 재검토할 수 있었다. 이로 인해 추가적으로 가스 누출 시간과 누출되는 유량의 비례 관계는 파공의 크기와 무관하다고 판단해도 무방할 것으로 생각할 수 있다. 또한 최대 누출 속도는

시나리오 3의 결과 값과 큰 차이를 보이지 않는 것을 확인할 수 있으며 이러한 결과는 가스 누출 해석에서 누출 시간은 가스클라우드 형성에 아주 중요한 인자로 판단할 수 있는 해석 결과이다. 실제 선박에서의 조건들을 반영한 시나리오 4의 해석결과 배관이 완전 파단 되었을 경우, 순간 최대 유량은 309,518.9 kg/h, 누적 누출 유량은 649.7 kg이었으며, 50% 파공의 크기를 가질 경우, 순간 최대 유량은 107,803.3 kg/h, 누적 누출 유량은 242.5 kg, 20% 파공의 크기를 가질 경우, 순간 최대 유량은 17,231.2 kg/h, 누적 누출 유량은 41 kg의 결과 값을 얻을 수 있었다. 순간 최대 속도는 약 440 m/s로 거의 유사한 결과 값을 얻을 수 있었다.

이와 같이 가스추진선의 연료공급시스템에서 HAZID를 통해 가장 위험한 조건으로 예측된 300bar 내외의 압력으로 배관을 통과하는 조건에 대하여 공정해석을 수행하고 이를 통한 가스 누출의 특성을 알아보았다. 이러한 결과는 수치해석 기법을 이용하여 보다 정밀하고 정량적일뿐만 아니라 정성적인 특성을 가시화하기 위한 수치해석의 경계조건이 될 수 있다. 전산유체해석을 이용하여 이러한 특성들을 파악할 수도 있으나, 공정해석과 관련된 정보는 사실상 얻기 힘든 것이 사실이다. 이와 반대로 선박은 IMO에서 규정하는 각종 기관실에 관련한 규정의 반영을 위해 전산유체역학을 이용한 정밀한 해석이 요구되며 이는 화학공정 모사기를 통해 분석하기에는 어려움이 따른다. 가스추진선의 가스공급시스템이 설치되는 기관실에 관련한 규정으로 “기관실 내부는 시간당 30회로 환기되어야 한다.”라는 규정이 반영된 가스 누출현상을 수치해석을 통해 폭발위험도 분석을 위한 가스클라우드 형성과 관련한 수치해석을 수행하고자 한다.

제 4 장 CFD 해석 및 결과

4.1 CFD의 적용 및 가스 클라우드 해석

4.1.1 해석 모델의 선정 및 경계조건 설정

LNG 연료탱크로부터 가스엔진으로 송출하기 위하여 LNG를 엔진에서 요구하는 연료의 사양으로 변환하기 위한 연료공급시스템에 대하여 IMO의 기관실 환기 요건이 반영된 가스 누출 및 확산 수치해석을 수행하고자 한다. 다른 가스엔진에 비하여 연료 공급에 적지 않은 문제점을 갖고 있으나 효율이 높은 장점을 지닌 M엔진사의 ME-GI 엔진을 가동시키기 위해서는 LNG 연료를 300bar 내외의 45°C 조건에 만족시켜야 한다. 여기서 300bar의 고압 형태로 가스 엔진에 분사하기 위해서는 고압 펌프 이후의 기관 설비에 대한 안전에 특별한 조치가 필요하다. 만일 가스 누출에 대해 특별한 조치가 이루어지지 않는다면 300bar 자체의 압력도 상당히 높거니와 급격히 형성되는 가스 클라우드에 점화가 일어나 막대한 손상을 입힐 수 있기 때문이다. 이와 관련하여 IMO에서는 Res.MSC.285(86)의 환기 요건중에서 “펌프 및 압축기실에는 부압형식의 적절한 기계식 통풍장치가 제공되어야 하며 시간당 최소 30회 이상의 환기능력을 가지는 것이어야 한다.”, “주배전반 혹은 비상배전반으로부터 분리된 회로를 갖는 팬 혹은 주배전반 혹은 비상배전반과 공통의 배전반을 갖는 팬 그룹이 작동되지 않을 경우, 환기팬의 개수 및 전력은 전체 환기 능력의 50%이상 손실되지 않는 것이어야 한다.”로 규정하고 있다.(한국선급, 2009) 이는 가스 누출량에 대한 고려가 아닌 단지 기계장치가 설치된 공간의 체적만을 고려하여 환기 배출량에 대하여 규정하고 있다. Fig. 109는 해석을 위한 대상 선박인 10,000 TEU급 가스 추진 컨테이너선과 가스 공급 시스템에 대한 개략도를 나타낸다. 컨테이너선의 특성상 주거지역과 가스공급시스템, 연료 탱크가 근거리에 위치하고 있으며 이는 컨테이너 화물의 적재량을 기존의 선박에 비해 효율적으로 적재하기 위한 조치로써 더욱 안전에 대한 주의가 필요한 사항이다.

CFD(Computational fluid dynamics)해석의 절차로써 실제 모델의 3차원 모델링 이후에 모델링에 격자를 생성하게 되고 이때, 수치해석 경계조건의 결정사항에 적합하도록 선행적인 고려가 이루어져야 하며 동시에, 경계조건의 특성을 파악하고 적용되는 난류모델을 선정하여 격자의 질(Quality)를 보장하여야만 한다.(ANSYS, 2010) 본 해석에서 사용된 난류 모델은 k-ε

turbulent model을 적용하였으며 격자의 크기는 $Y^+ < 100$ 의 조건에 적합하도록 생성하였다.(Jones, 1973)

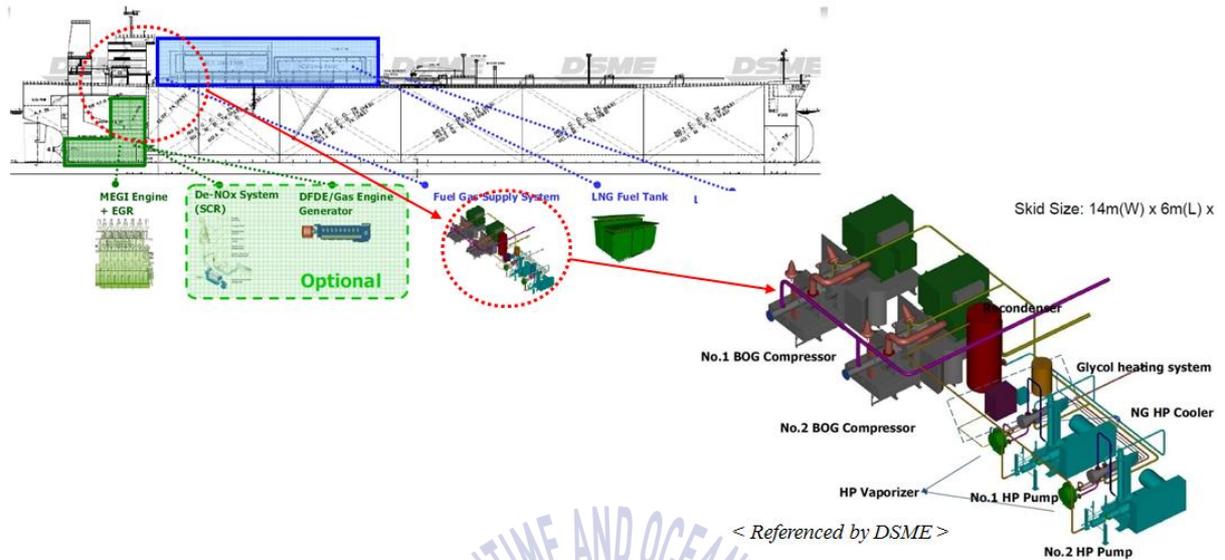


Fig. 4-1 Fuel gas supply system on the 10,000 TEU class LNG fuelled ship

가스누출에 관한 초기 경계조건의 설정에서는 연료공급시스템의 긴급밸브가 차단되는 조건을 고려하여 밸브가 차단된 이후에 가스누출이 약 8초간 지속되며 송풍기는 작동이 유지되도록 조건을 설정하여 120초간 해석을 수행하였다.

가스공급시스템을 수치해석에서 요구되는 가상의 3-D모델로 변환하기 위하여 CATIA 및 ANSYS-CFX 모델러를 적용하였으며 그 결과를 Fig. 4-2~3에 나타내었다. 해석에서 사용된 Total element는 약 11,000,000개, Total node는 약 2,000,000개를 발생시켜 계산하였다. 구성물의 조합이 복잡하여 Hexahedral mesh의 생성에 필요 이상의 많은 시간이 예상되어 I-Cem CFD 격자생성프로그램을 이용한 Tetra mixed mesh를 구현하였으며 각 벽면에는 적절한 Turbulence model의 적용을 위하여 Prism mesh를 생성하였다.(Wilcox, D., 1993)

앞서 설명한 주요 경계조건인 규정에 적합한 환기 조건을 적용하기 위하여 시간당 30회의 전체 체적에 대한 환기 조건을 적용하였으며 대상 모델이 갑판의 상부에 위치함에 따라 자연 환기의 효율을 높이는 양압의 조건을 적용하였으며 추가적인 부압의 조건에 관해서도 해석을 수행하였다.(Patel, et. al., 1985) 이렇게 계산된 전체 체적에 대한 환기량은 6,600 k/h이며 Fig. 4-3에 표시된 가스 누출부분에서 몇 가지 시나리오에 따른 가스 누출이

발생된다. 가스 누출에 관한 정량적 데이터는 앞서 공정해석을 수행한 결과를 바탕으로 산출되었으며 결과 값은 357.84~5,728.32 kg/h의 범위를 가진다. 이는 앞서 수행한 공정해석결과에서 연료공급시스템의 연료 공급량을 감안하여 관련 전문가들과 협의를 통해 정해졌으며 원활한 해석을 위한 계산 범위로 적절하다고 판단된다.

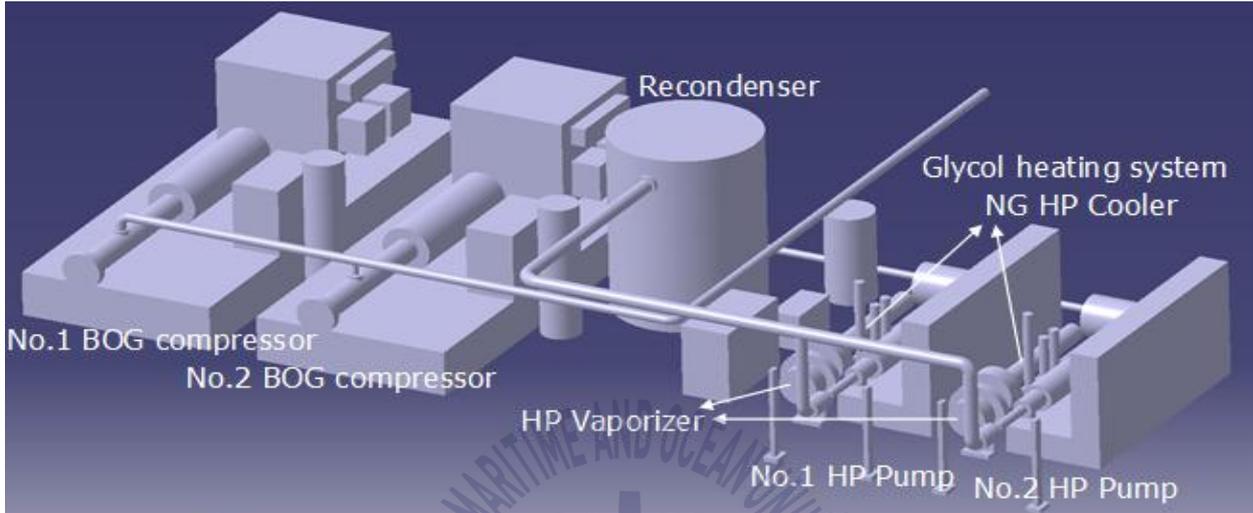


Fig. 4-2 Result of 3-D modelling for FGS system

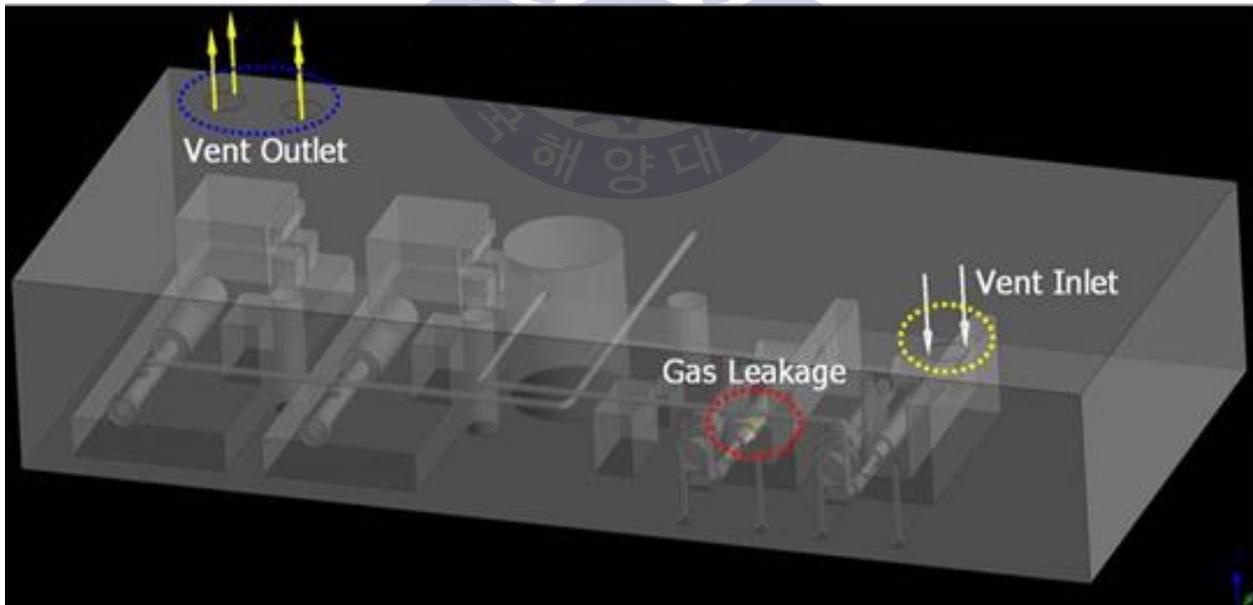


Fig. 4-3 Height of leakage on the 3-D modelling for FGS system

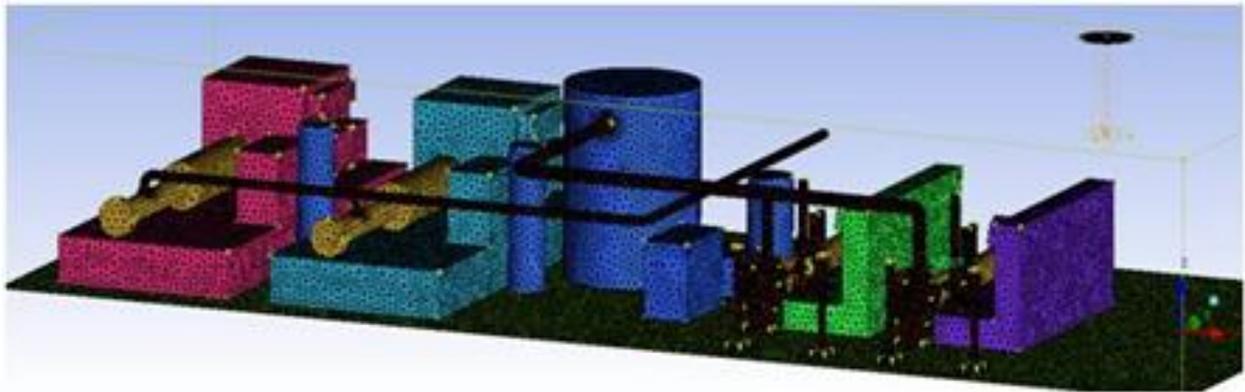


Fig. 4-4 Mesh generation for FGS system

Table 4-1 Specification of 3-D domain for CFD analysis

Numerical domain	
Skid size	14m(W) x 6m(L) x 2.5m (H)
Total element	11,000,000
Mesh type	Tetra mesh & Prism mesh
Ventilation	The air ventilation rate is set to provide at least 30 air changes per hour (IGF code)
Pressure type	The space is always in a state of positive pressure
Exhaust	6,600kg/h in air
Condition	Leak and dispersion in FGS room

Table 4-1은 LNG 연료공급시스템을 Fig. 4-2~Fig. 4-4와 같이 3-D 모델로 구성하고 수치해석을 위한 격자를 생성한 결과와 환기 규정의 반영을 위한 기관실 내부의 체적과 수치해석 수행목적을 간략히 표로 정리한 것이다. 해석의 수치 도메인의 크기는 14m(W) x 6m(L) x 2.5m(H)이며 주 작동유체는 공기와 메탄이다. 메탄의 특성상 약 LFL 5.5vol% ~ UFL 14vol%에서 인화성을 가지므로 본 해석의 후처리과정에서는 LFL이 약 50,000ppm 이상의 구역을 기준으로 순환조건에서의 메탄 잔류량 및 분포를 도식화하여 환기효율성 및

폭발위험성을 검토하고자 한다.(Ha, et. al., 2002)

여기서, LFL은 Lower Flammability level, UFL은 Upper Flammability level을 나타내며 이는 작동유체 즉 gas와 공기의 구성 혹은 가스자체의 구성에 따라 다르게 나타날 수 있으며 폭발민감성에 상당히 중요한 요소로 인식되고 있다. 하지만, 단지 LFL과 UFL의 조건이 부합되는 경우라 하더라도 주변 환경의 요소, 예를 들어, 환기효율이나 기관, 장치 등의 밀집도 등에 따라 폭발발생여부는 달라지므로 단순히 LFL, UFL 조건을 판단하여 폭발발생여부를 확정하기에는 어려움이 있으며, 수치해석 혹은 실험을 통하여 위험성, 안전성에 대한 판단이 추가적으로 이루어져야 할 것으로 판단된다.(Sklavounos, et. al., 2005) 배관에서 일어나는 파공에 의한 가스 누출 시나리오를 공정해석 결과를 바탕으로 산출하여 정리하였으며 그 결과를 Table 4-2에 나타내었다.

Table 4-2 5 scenarios for gas release CFD analysis

No.	Leak hole Diameter [mm]	Time to leak[s]	Mass flow of air [kg/sec]	Mass flow of CH4 [kg/sec]
Case 1	12.7	8	1.5 (Over pressure type)	0.0994
Case 2	25.4	8	1.5 (Over pressure type)	0.3978
Case 3	38.1	8	1.5 (Over pressure type)	0.8951
Case 4	50.8	8	1.5 (Over pressure type)	1.5912
Case 5	50.8	8	1.5 (Under pressure type)	1.5912

가스 연료 공급 시스템은 수많은 안전밸브의 설비가 필요하다. 안전밸브는 위험상황 발생 시 가스 연료의 공급을 차단시키는 역할을 한다. 하지만 수많은 연료 공급 차단 설비는 가스감지기 혹은 화재발생 감지기에 의해 모니터링되는 결과에 따라 작동하게 된다. 이 모니터링되는 시간이 다양할 수 있기 때문에 약 8초간의 차단 시간을 가정하였다.(Lauder, et. al., 1974) 안전밸브가 차단된 후 급격히 줄어드는 유량을 모사하기 위한 경계조건을 부여하였고 안전밸브의 작동이 수치해석 결과로 나타나는 부분에 대해서 추가적으로 시뮬레이션 하였다. Fig. 113은 그 결과를 나타내며 가정했던 결과와 같이 8초 이후 가스

누출이 차단되도록 작동함을 알 수 있다. 0~8초간 LNG의 주성분인 메탄가스가 혼합비(equivalence ratio) "1"에 가까운 농도로 누출되고 있으며 8~120초 동안은 안전밸브가 작동되어 유량이 급격히 줄어들지만 차단밸브 사이의 배관에 잔존하는 가스가 추가적으로 누출되는 현상을 확인할 수 있다.

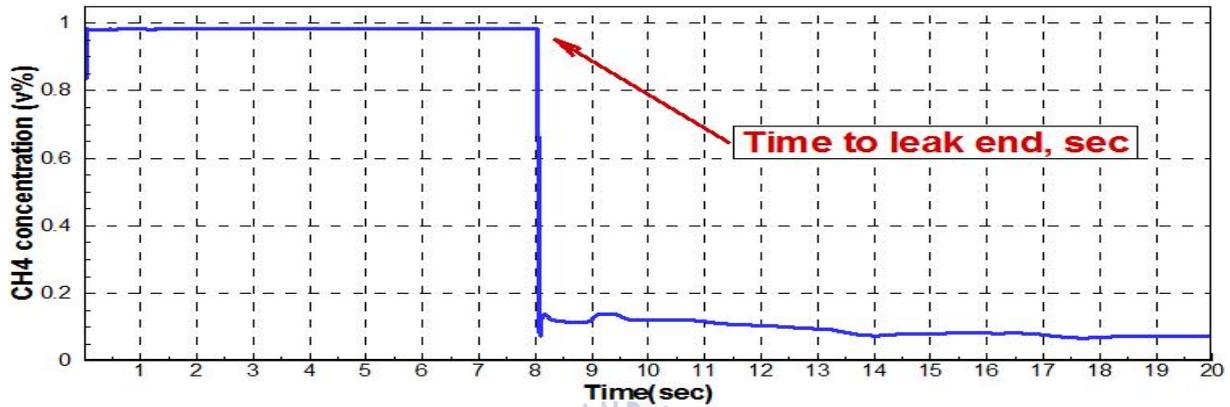


Fig. 4-5 Conditions of leakage volume fraction at leak monitoring point



4.1.2 CFD 해석 결과 및 고찰

Fig. 4-6~Fig. 4-9는 시간변화에 따른 각각 4개의 모니터링 포인트에서의 메탄 농도의 분포를 나타내고 있다. 현재 고려되고 있는 시나리오의 케이스 1~3의 경우, LFL이하에서 분포그래프가 형성되므로 폭발의 위험이 다소 적은 것으로 판단되나 Fig. 4-9의 경우 가스 누출이 시작되고 약 10초 이후부터 50여초 이상 지속적으로 실내의 메탄의 농도가 50,000 ppm이상의 농도분포를 보이고 있어 폭발의 위험에 노출될 수 있다는 것을 확인할 수 있다.

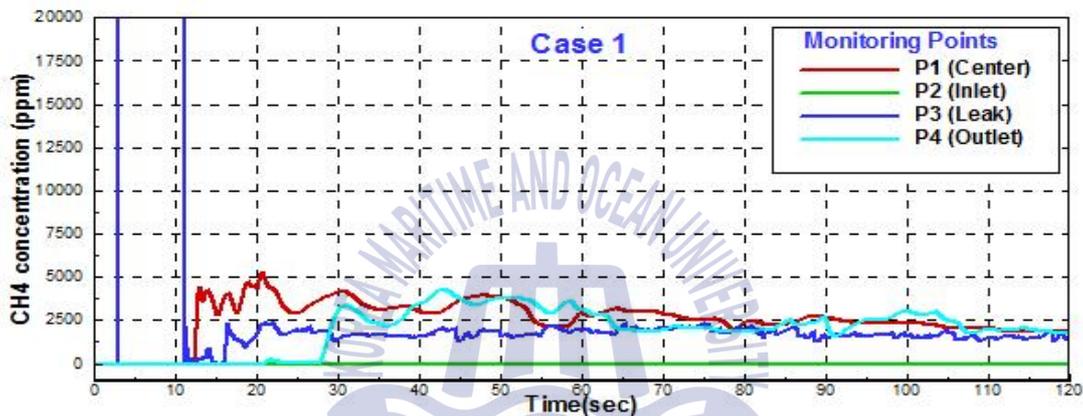


Fig. 4-6 CH₄ concentration at measuring points for case 1 (Gas leak rate: 0.0994 [kg/s])

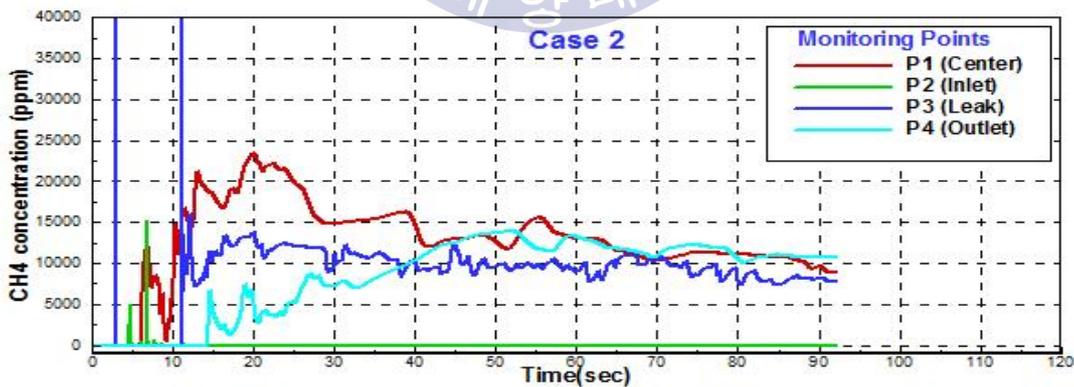


Fig. 4-7 CH₄ concentration at measuring points for case 2 (Gas leak rate: 0.3978 [kg/s])

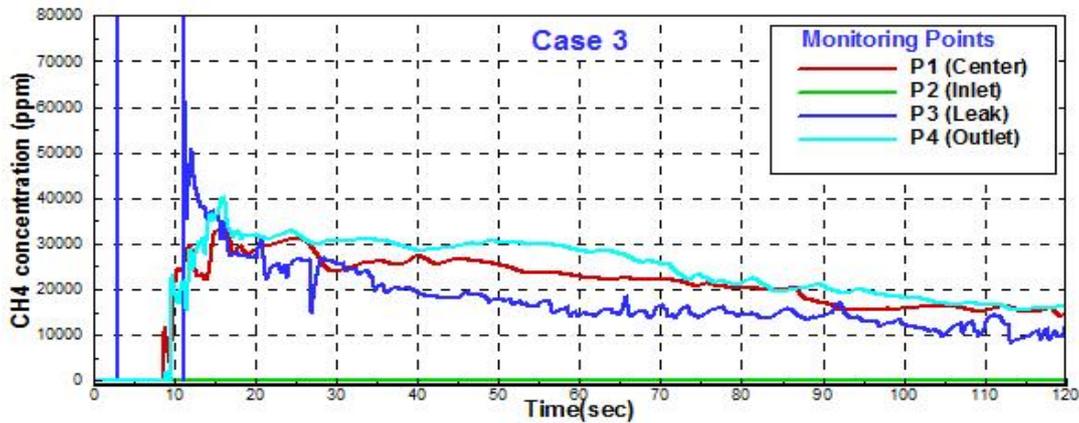


Fig. 4-8 CH4 concentration at measuring points for case 3 (Gas leak rate: 0.8951 [kg/s])

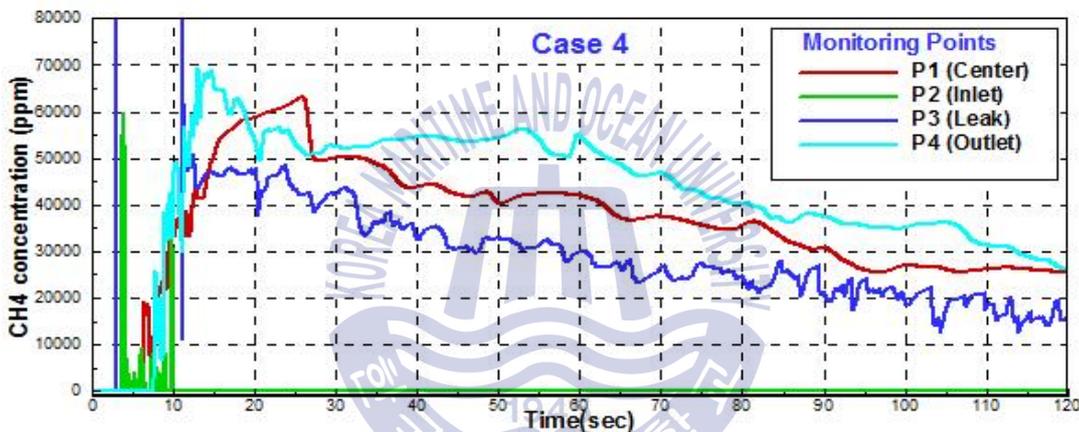


Fig. 4-9 CH4 concentration at measuring points for case 4 (Gas leak rate: 1.5912 [kg/s])

Fig. 4-6과 Fig. 4-7에 나타난 케이스 1과 케이스 2는 누출되는 가스의 양이 폭발한계를 도달하지 못하는 현상을 확인할 수 있으며 가스클라우드도 형성되지 못 함을 알 수 있다. 가스 공급 시스템의 배관 및 안전밸브는 케이스 2의 조건에 맞게 설계되는 것이 안전할 것으로 판단된다. Fig. 4-8의 케이스 3에서는 가스가 누출되는 부분에서 가스클라우드의 형성이 확인되었다. 환기 시스템이 작동되는 상태에서 안전밸브가 차단되어 급격한 가스 누출이 줄어들어 가스클라우드가 사라지는 현상을 확인할 수 있다. Fig. 4-9의 케이스 4의 경우는 가스 누출 부위뿐만 아니라 기관실 전체에 가스클라우드가 형성되는 것을 확인 할 수 있다. 이후에는 케이스 3과 유사한 현상을 보이면서 환기구 측에서 가스클라우드가 일정시간 형성되다가 저농도의 가스클라우드가 차차 사라지는 것을 확인할 수 있다. 케이스

4의 경우에는 기관실에 전기 설비 등의 노후화 또는 인적 요소에 의한 점화 요인이 있을 경우 폭발의 위험이 충분한 것으로 판단된다. 하지만 IMO에서 언급한 환기 효율에 관한 규정은 케이스 1과 케이스 2에 해당하는 조건에서는 적절한 것으로 판단되나 케이스 3과 케이스 4의 조건에서는 환기 용량에 관한 규정이 더욱 강화되거나 폭발을 완화할 수 있는 추가적인 설비가 필요할 것으로 판단된다.

추가적으로, 본 연구에서 구성한 시나리오의 가스 누출량을 초과하는 경우에는 가스클라우드가 형성되는 시간이 수초 내지 수분동안 형성될 수 있다는 것을 확인할 수 있었으며 케이스 4의 경우에는 폭발 위험에 관한 요건을 충분히 충족하는 것으로 판단되었다. 이에 가스클라우드 형성 범위 혹은 지속 시간에 관한 정밀분석을 위하여 추가적인 가시화 작업이 수행하였다. 그 결과를 Fig. 4-10~Fig. 4-53에 나타내었다. Fig. 4-10~Fig. 4-25은 천장으로부터 0.3m 아래의 평면에서 메탄 농도의 분포를 각 시간대별로 나타내고 있으며 Fig. 4-26~Fig. 4-53은 수직면을 환풍구를 기준한 $y=0.7\text{m}$ 및 $y=3.0\text{m}$ 의 수직평면에 대한 메탄 농도의 분포도를 환기효과의 검증과 농도 측정을 위해 나타내었다. Fig. 4-10~Fig. 4-53에서 보이는 바와 같이 케이스 1~2의 경우에는 부분적인 폭발한계농도의 메탄을 확인할 수 있다. 국소적인 부분의 위치는 주로 가스가 누출되는 곳에서 형성되는 것을 알 수 있으며 케이스 3~4의 경우에는 가스 누출 후 50여초가 지난 상황에서도 기관실 내부 전체적으로 폭발하한치(LFL, 적색) 이상의 메탄 농도가 분포되는 모습을 확인할 수 있다. 이는 IMO에서 언급하는 환기효율을 가스추진선에 적용하기에 적절하지 않을 수도 있다는 가정을 할 수 있게 한다. 이는 가스의 누출량에 기인하기 때문에 각각의 가스추진선에서 누출 가능한 가스의 양을 면밀히 검토할 필요가 있을 것으로 판단된다.

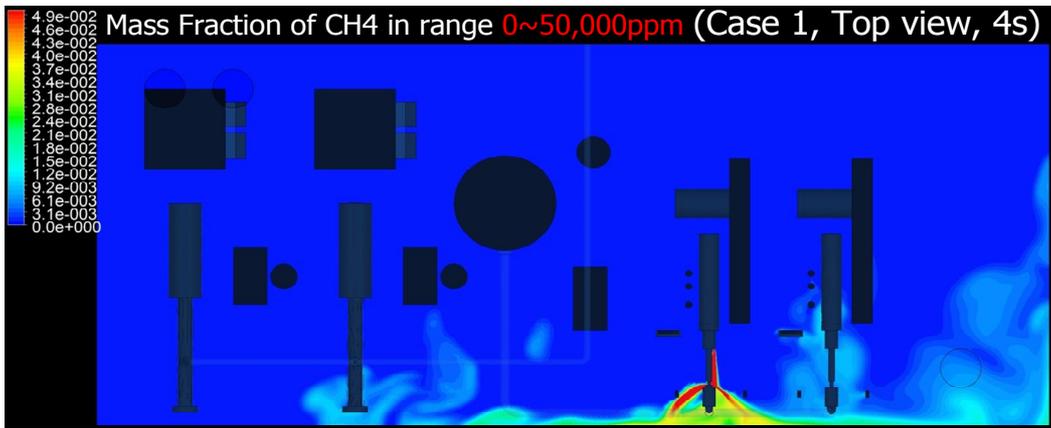


Fig. 4-10 Concentration of CH₄ for Case 1, Top view at 4s

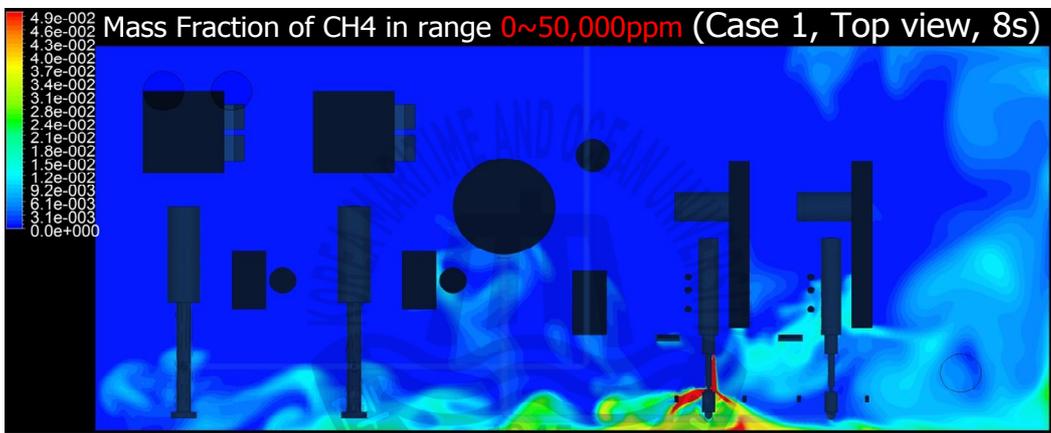


Fig. 4-11 Concentration of CH₄ for Case 1, Top view at 8s

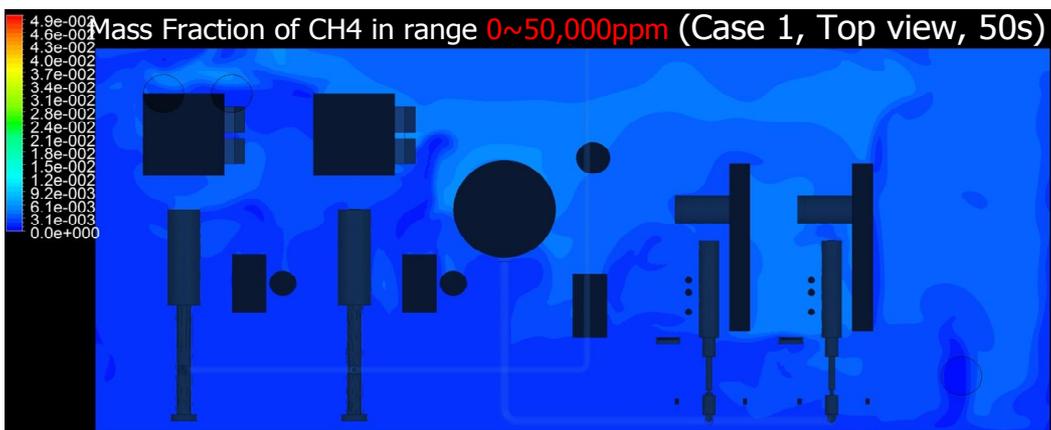


Fig. 4-12 Concentration of CH₄ for Case 1, Top view at 50s

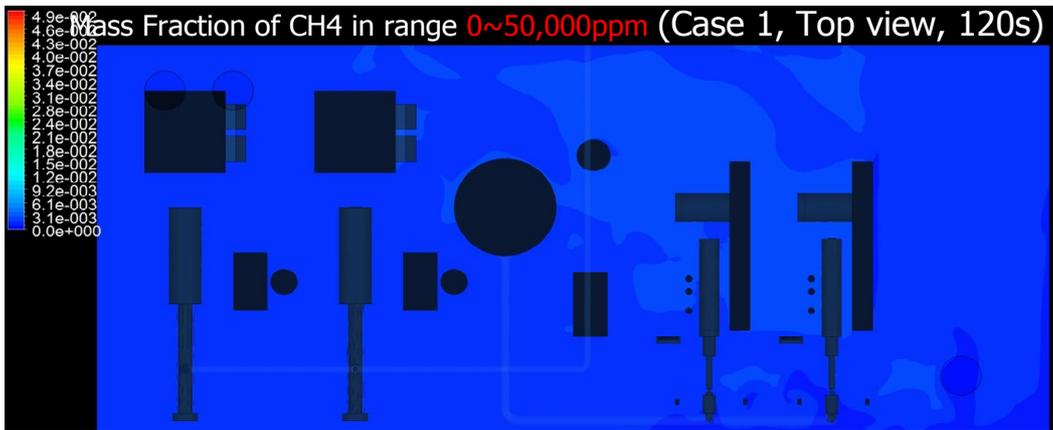


Fig. 4-13 Concentration of CH4 for Case 1, Top view at 120s

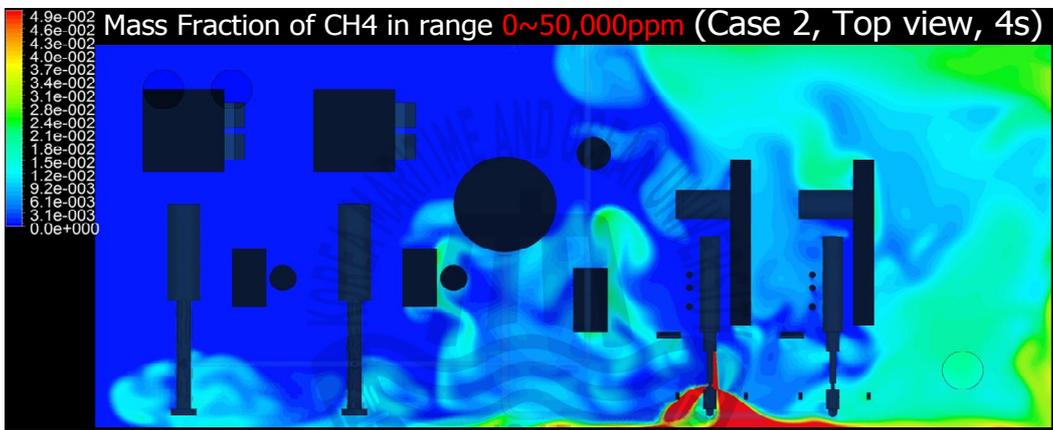


Fig. 4-14 Concentration of CH4 for Case 2, Top view at 4s

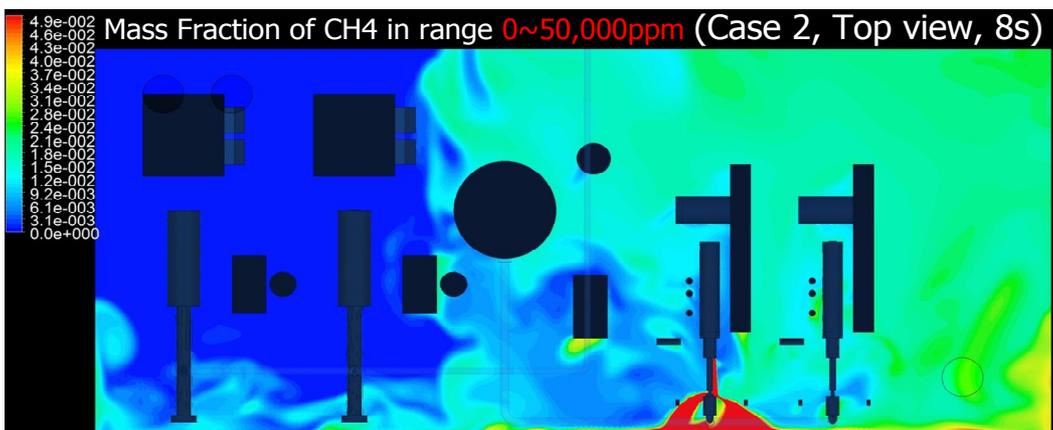


Fig. 4-15 Concentration of CH4 for Case 2, Top view at 4s

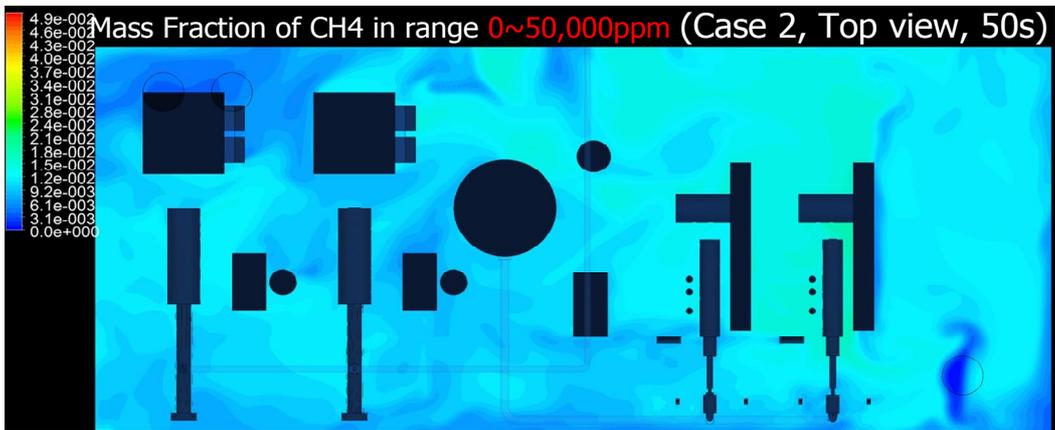


Fig. 4-16 Concentration of CH4 for Case 2, Top view at 50s

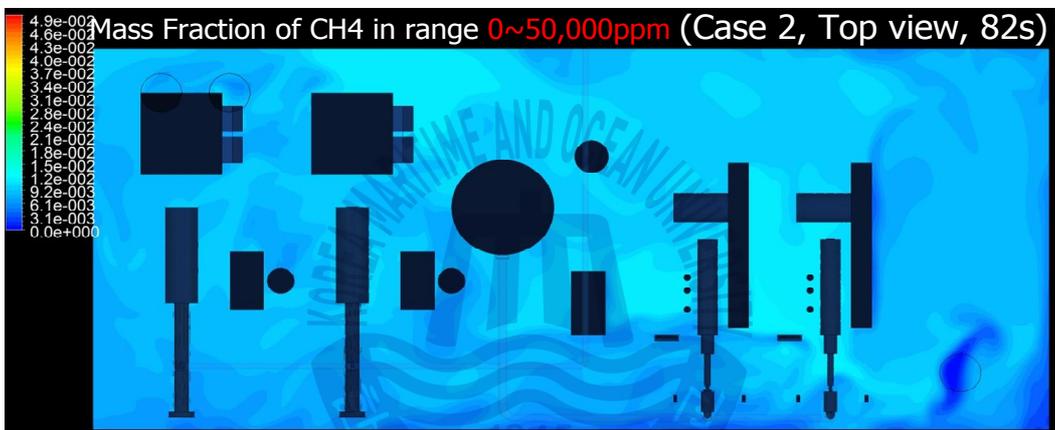


Fig. 4-17 Concentration of CH4 for Case 2, Top view at 82s

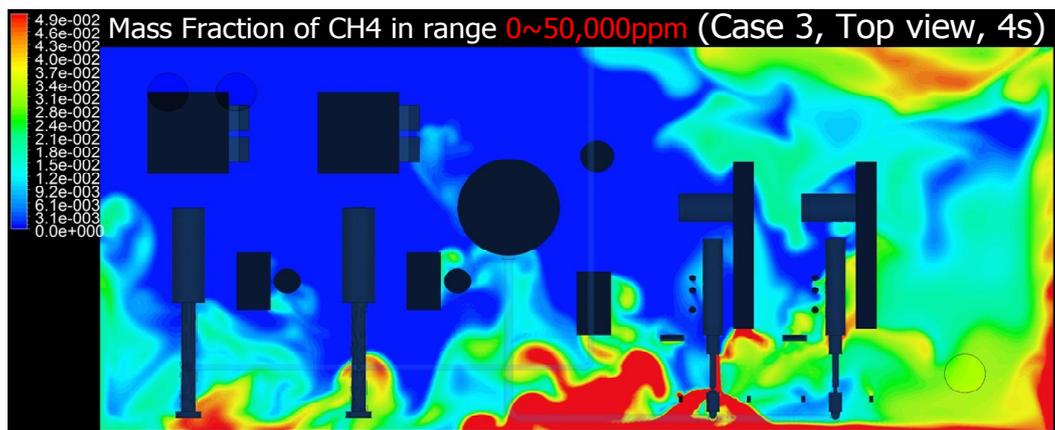


Fig. 4-18 Concentration of CH4 for Case 3, Top view at 4s

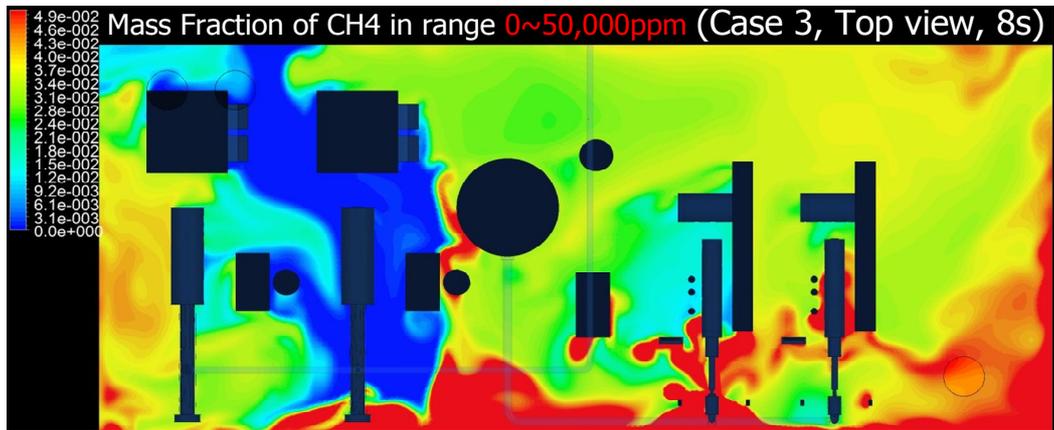


Fig. 4-19 Concentration of CH4 for Case 3, Top view at 8s

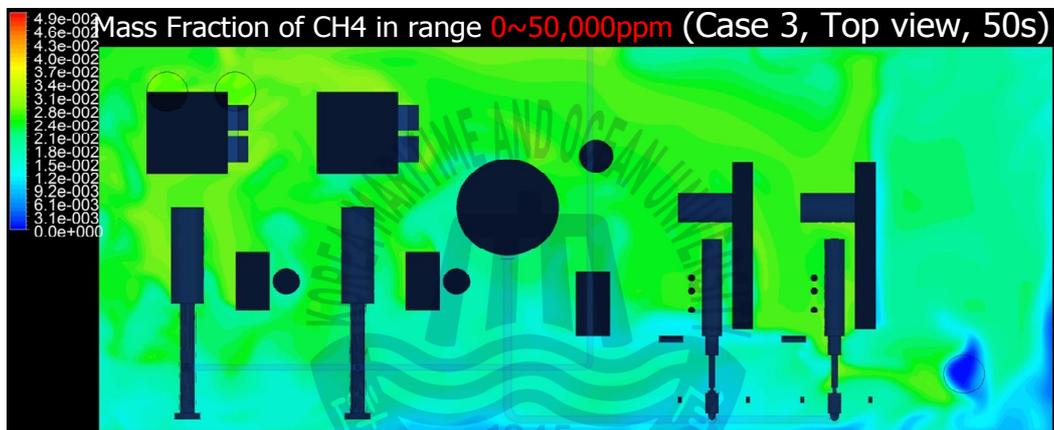


Fig. 4-20 Concentration of CH4 for Case 3, Top view at 50s

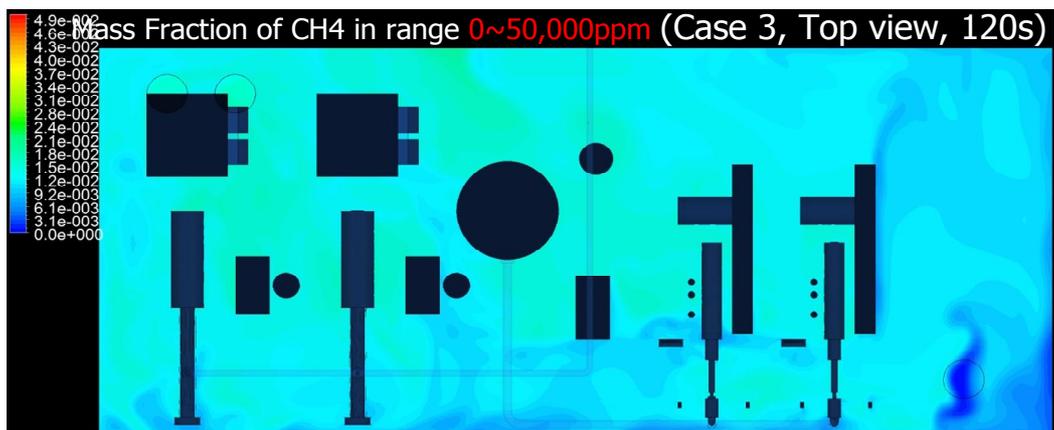


Fig. 4-21 Concentration of CH4 for Case 3, Top view at 120s

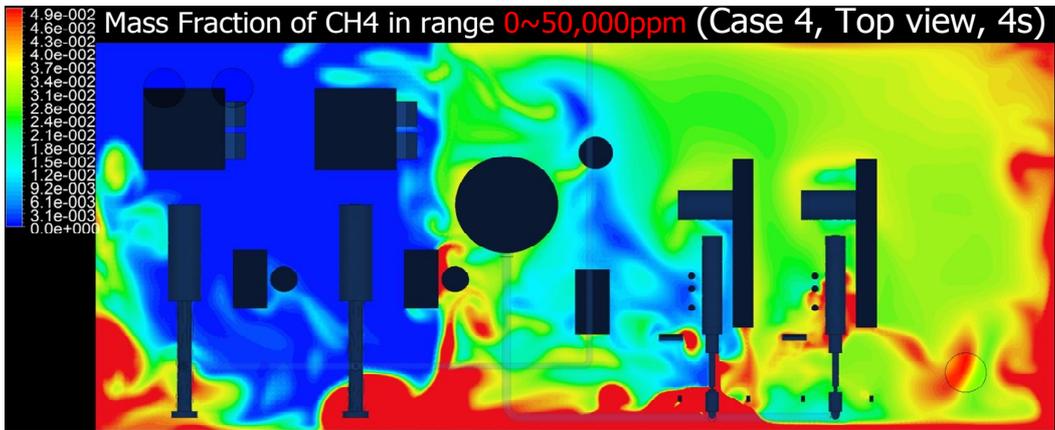


Fig. 4-22 Concentration of CH4 for Case 4, Top view at 4s

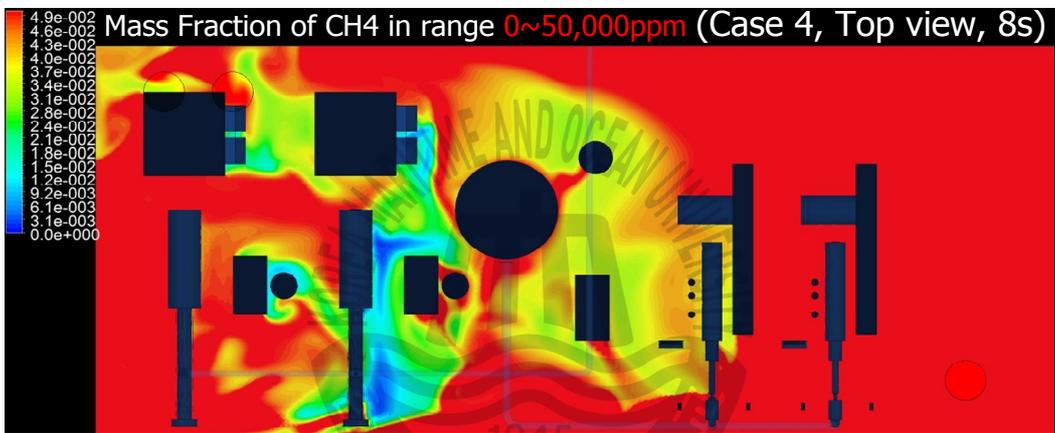


Fig. 4-23 Concentration of CH4 for Case 4, Top view at 8s

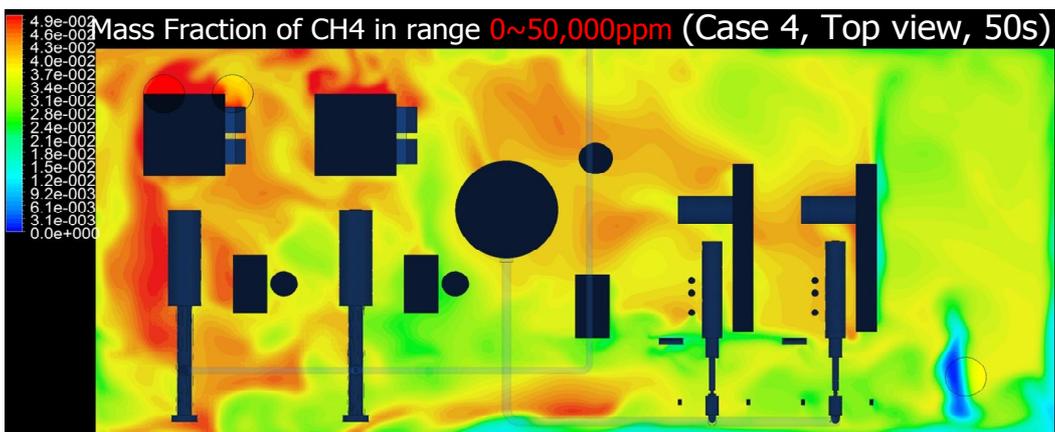


Fig. 4-24 Concentration of CH4 for Case 4, Top view at 50s

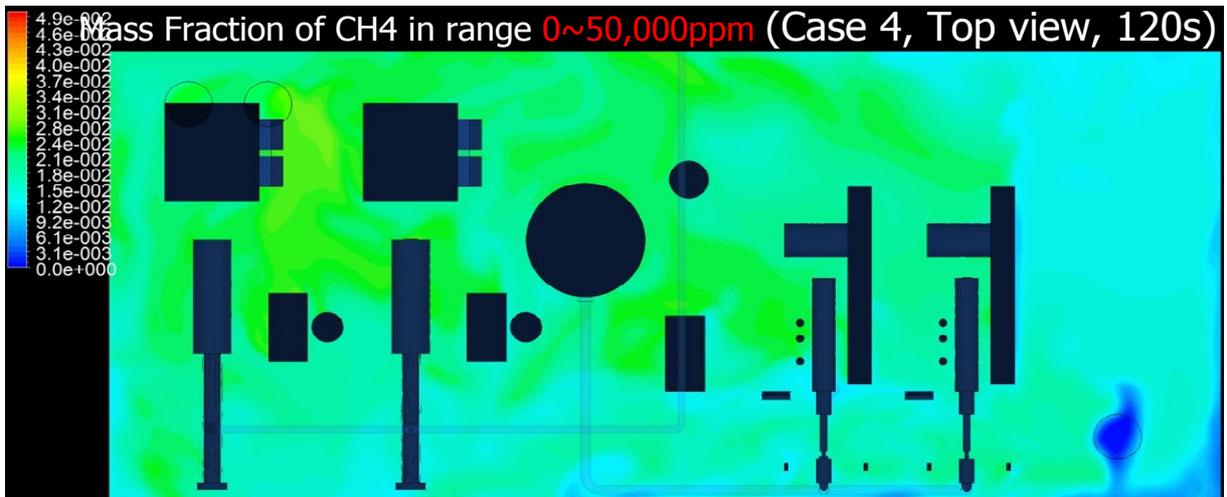


Fig. 4-25 Concentration of CH₄ for Case 4, Top view at 120s

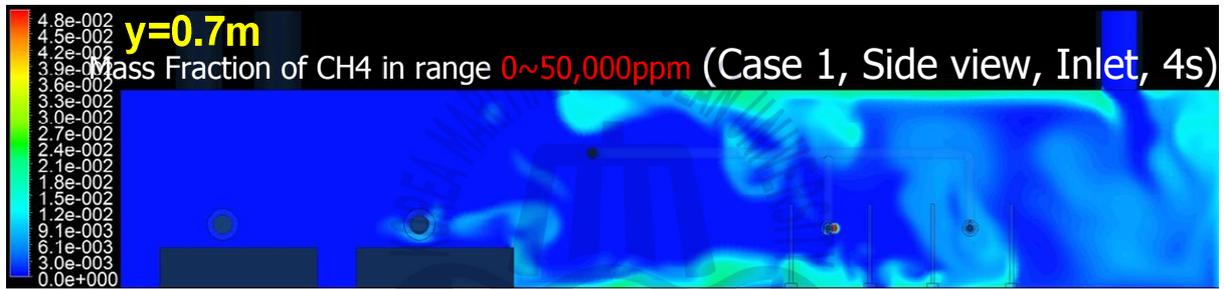


Fig. 4-26 Methane concentrations for case 1 at 4s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

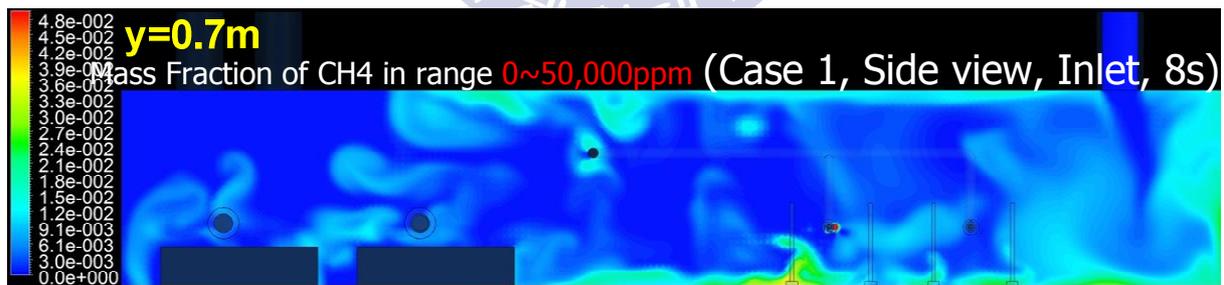


Fig. 4-27 Methane concentrations for case 1 at 8s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively



Fig. 4-28 Methane concentrations for case 1 at 50s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively



Fig. 4-29 Methane concentrations for case 1 at 4s in the vertical plan of $y=3.0$, respectively



Fig. 4-30 Methane concentrations for case 1 at 8s in the vertical plan of $y=3.0$, respectively



Fig. 4-31 Methane concentrations for case 1 at 50s in the vertical plan of $y=3.0$, respectively

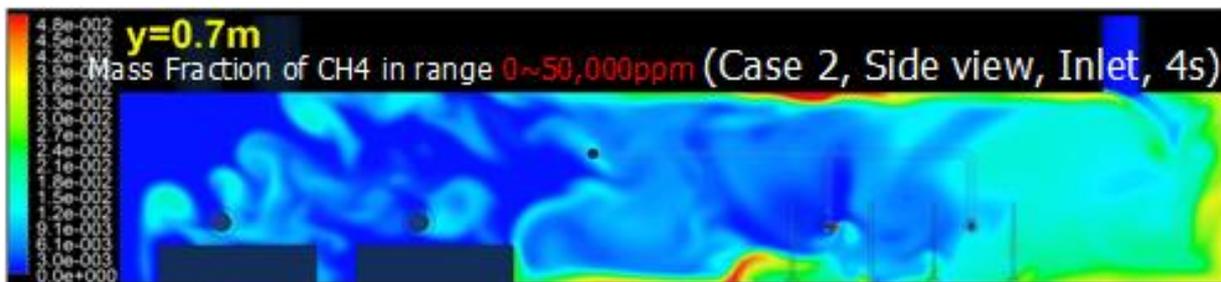


Fig. 4-32 Methane concentrations for case 2 at 4s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

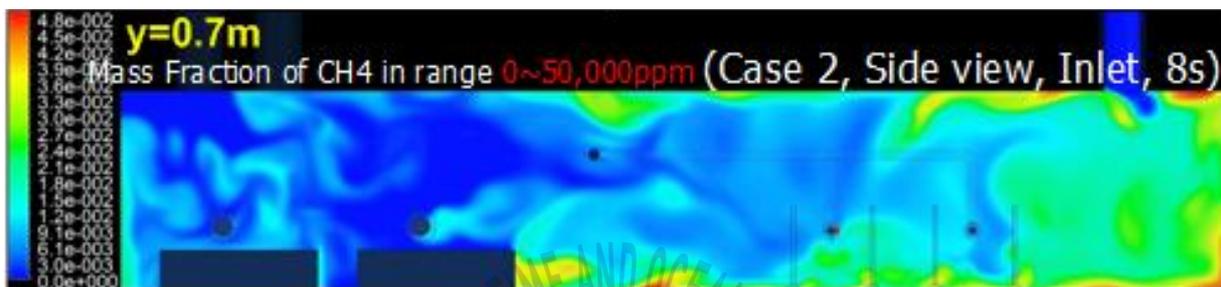


Fig. 4-33 Methane concentrations for case 2 at 8s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

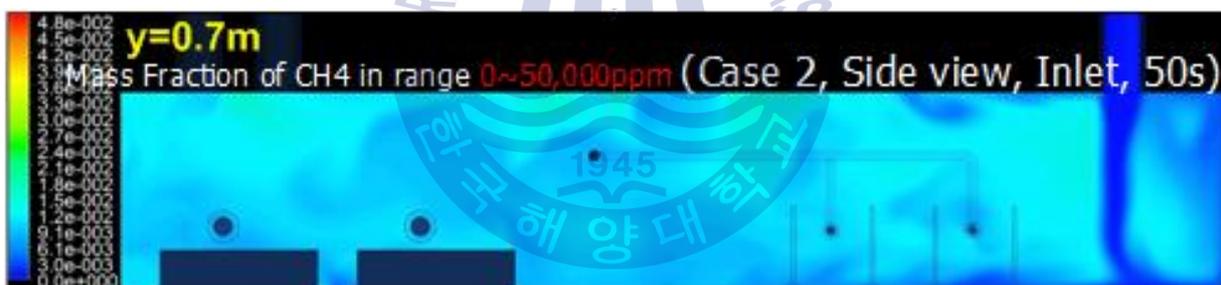


Fig. 4-34 Methane concentrations for case 2 at 50s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

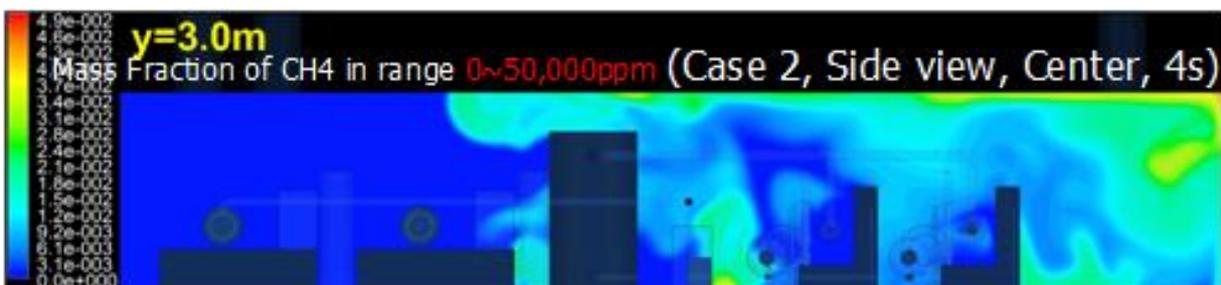


Fig. 4-35 Methane concentrations for case 2 at 4s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively

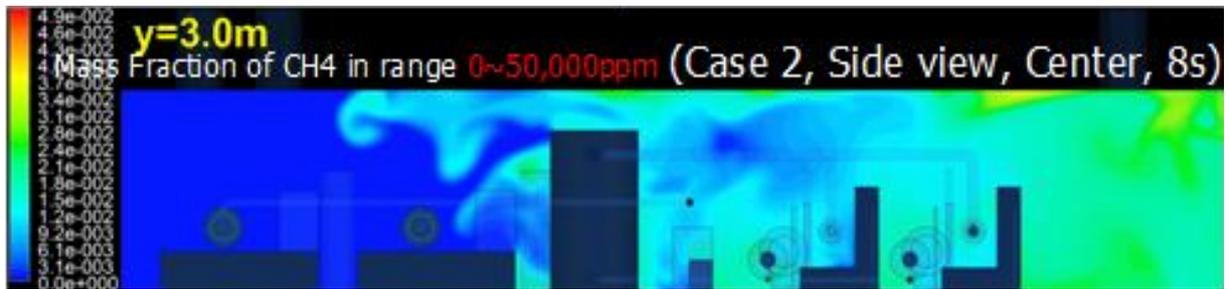


Fig. 4-36 Methane concentrations for case 2 at 8s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively



Fig. 4-37 Methane concentrations for case 2 at 50s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively

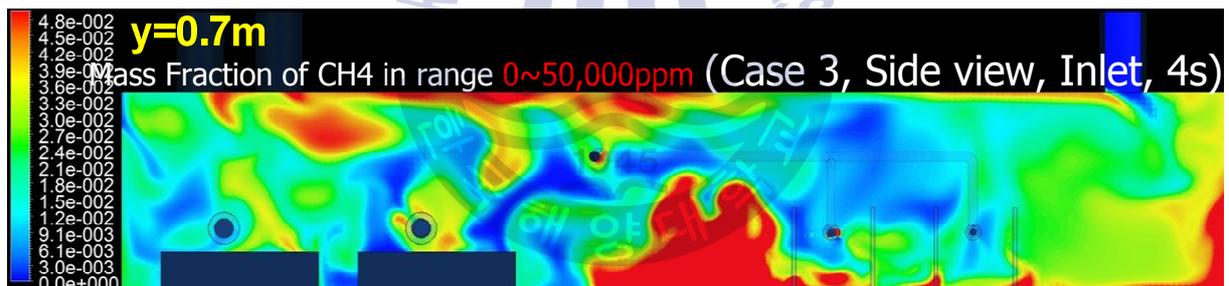


Fig. 4-38 Methane concentrations for case 3 at 4s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

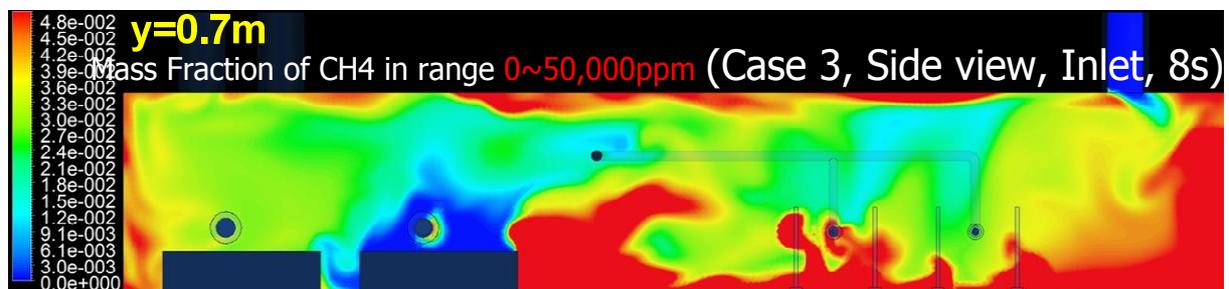


Fig. 4-39 Methane concentrations for case 3 at 8s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

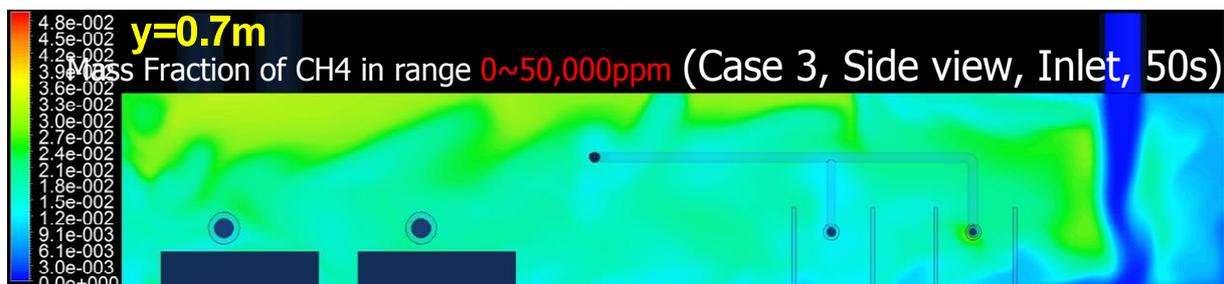


Fig. 4-40 Methane concentrations for case 3 at 50s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

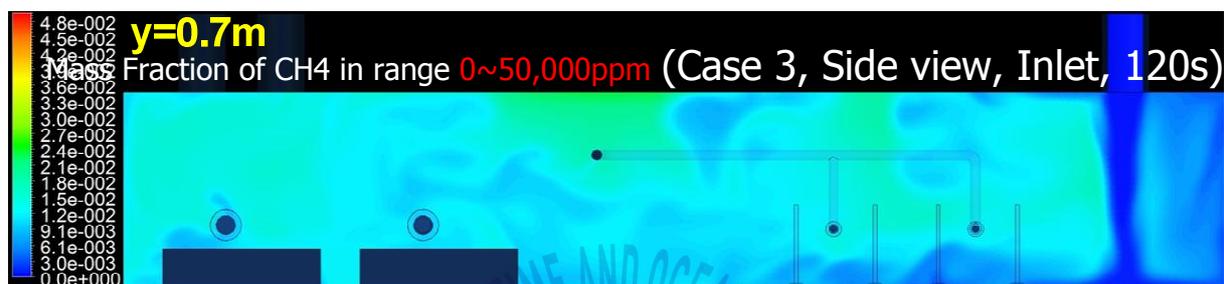


Fig. 4-41 Methane concentrations for case 3 at 120s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively



Fig. 4-42 Methane concentrations for case 3 at 4s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively

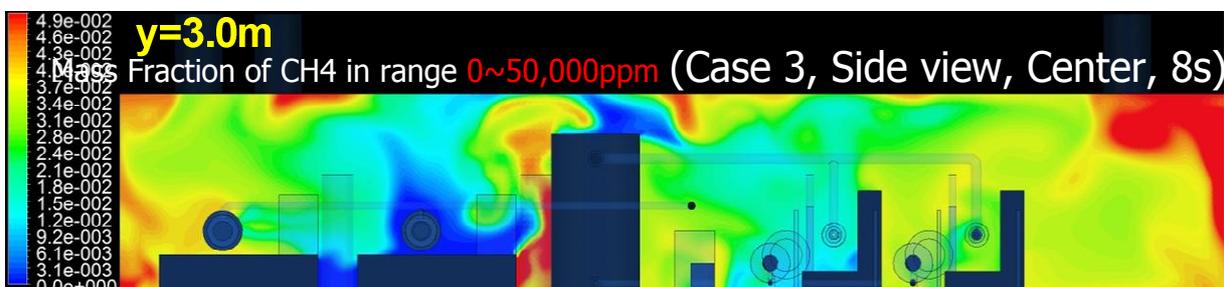


Fig. 4-43 Methane concentrations for case 3 at 8s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively

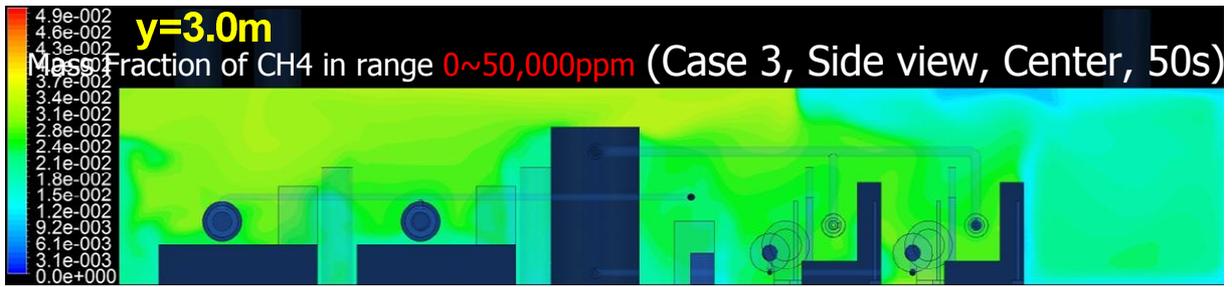


Fig. 4-44 Methane concentrations for case 3 at 50s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively



Fig. 4-45 Methane concentrations for case 3 at 120s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively

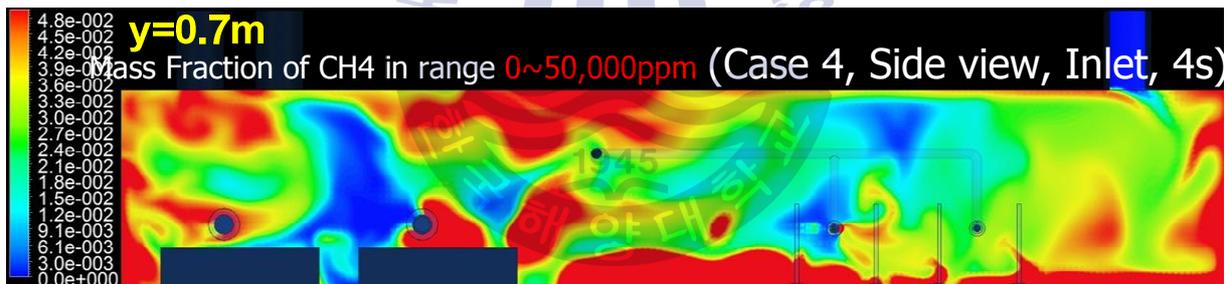


Fig. 4-46 Methane concentrations for case 4 at 4s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

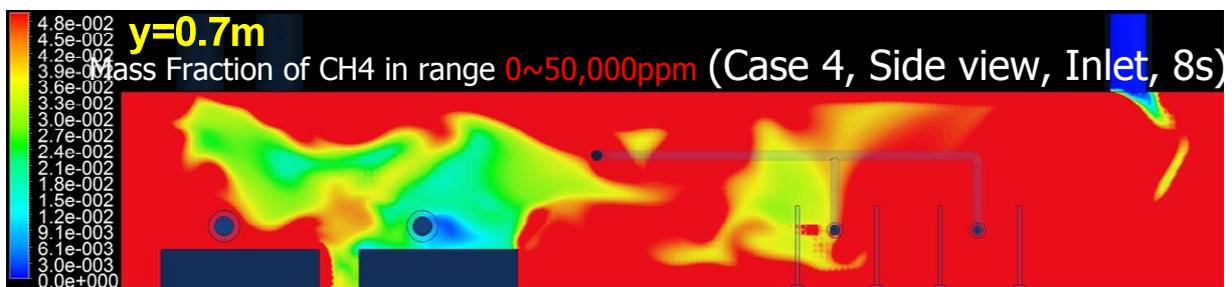


Fig. 4-47 Methane concentrations for case 4 at 8s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

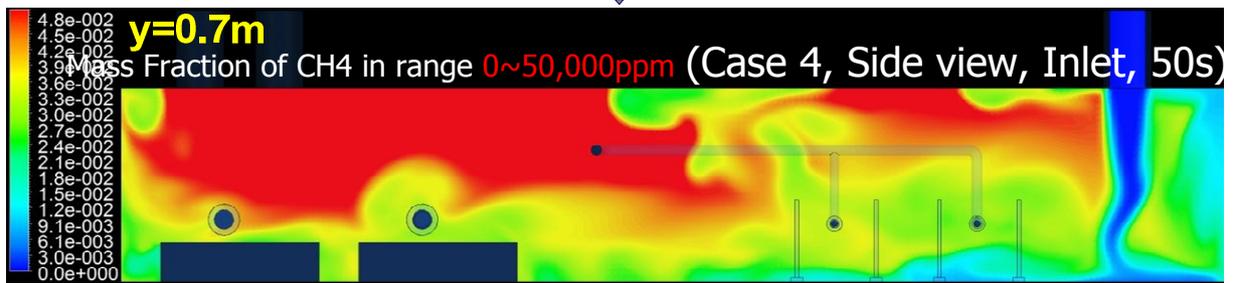


Fig. 4-48 Methane concentrations for case 4 at 50s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

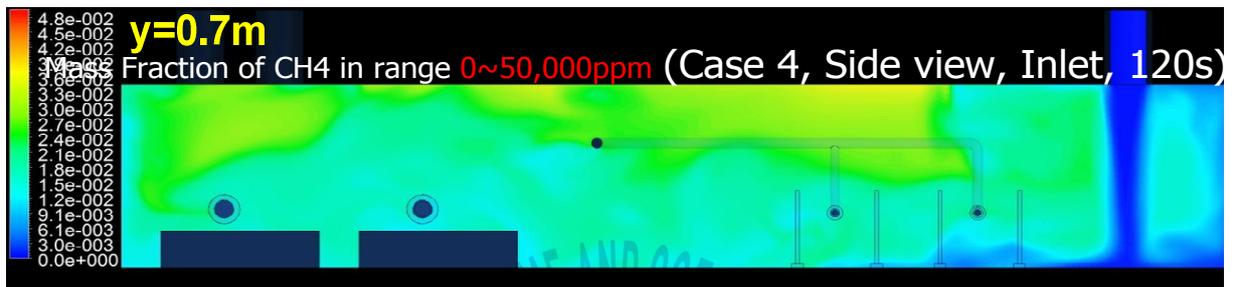


Fig. 4-49 Methane concentrations for case 4 at 120s in the vertical plan of $y=0.7$ respectively

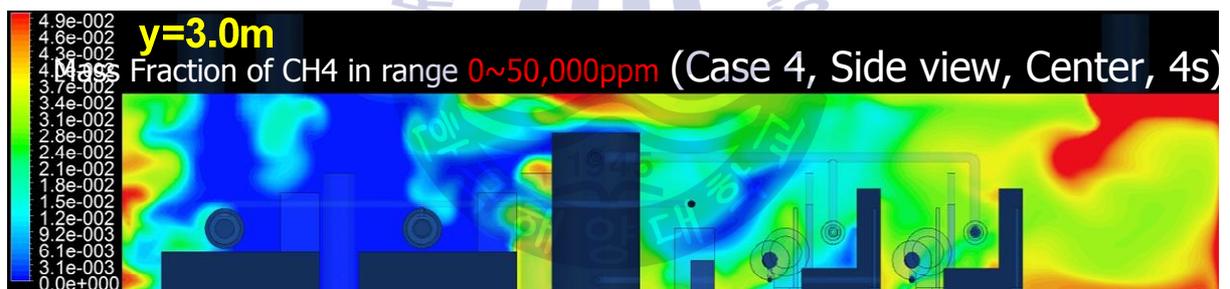


Fig. 4-50 Methane concentrations for case 4 at 4s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively

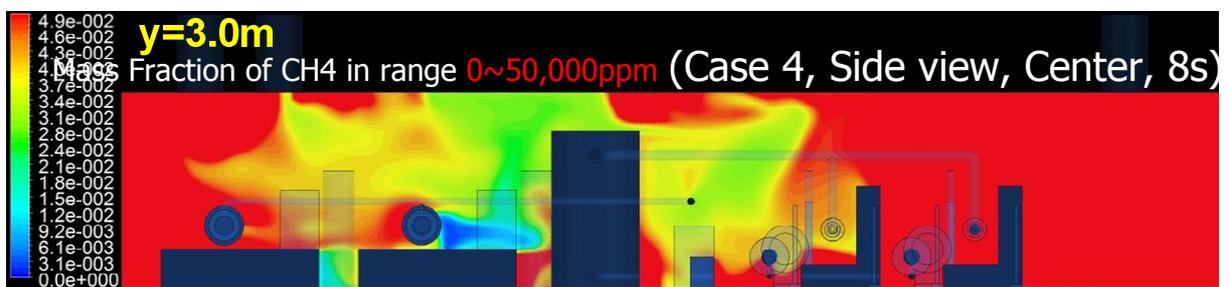


Fig. 4-51 Methane concentrations for case 4 at 8s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively

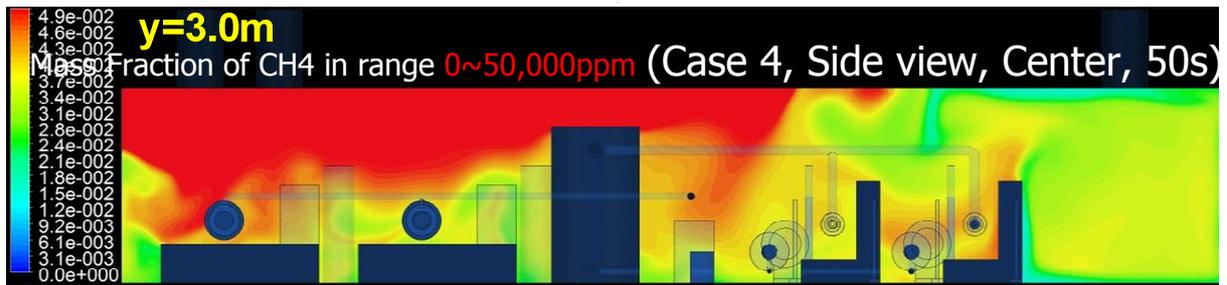


Fig. 4-52 Methane concentrations for case 4 at 50s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively

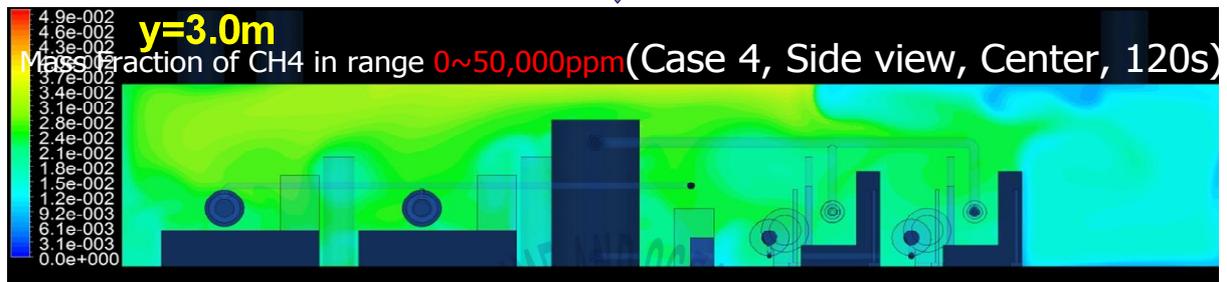


Fig. 4-53 Methane concentrations for case 4 at 120s in the vertical plan of $y=3.0$ respectively

Fig. 4-10~Fig. 4-53에 나타나는 정성적 결과 데이터를 정량적으로 분석하기 위한 그래프로 나타내면 Fig. 4-54와 같다. 이 결과는 가시화된 결과 값에서 유추되는 농도보다 다소 낮은 농도를 나타내고 있는데, 이는 메탄의 농도를 측정하는 방식에 따라 다르게 측정되기 때문으로 판단된다. 수치해석에서 농도에 관한 결과를 검토하고자할 때, 순간적인 일정 범위 내의 농도와 평균적인 일정 범위 내의 농도 혹은 일정 시간 동안 지속적으로 측정되는 일정 범위 내의 농도의 평균은 농도에 대한 계산 결과 값이 매우 큰 값의 오차로 달라질 수 있다. 특히, 내부 유동이 정체되지 않고 흐름이 복잡할수록 그 결과는 더욱 큰 오차를 갖게 된다. Fig. 4-54의 결과는 한 지점에서의 순간적인 농도에 해당한다. 수치해석에서의 한 지점의 순간적인 농도 측정의 의미는 실제의 농도 측정기에서 흡입하여 센서에서 측정되는 농도와는 크게 다를 수 있다. 이는 측정 지점의 범위 등 다양한 농도의 측정법에서 기인하게 되는 것으로 기계적으로 측정하는 방법과 수치해석 상에서 얻는 방법의 차이점으로 이해할 필요가 있음을 고려해야 한다. 이러한 폭발을 규정하기 위한 농도의 정의를 수치해석의 결과에서 명확하게 계산하는 것은 상황에 따라 달리 해석될 수 있는 만큼 정성적인 결과의 면밀한 해석이 중요한 작용을 하게 될 것으로 생각된다. 이를 보완할 수 있는 방법으로는 수치해석의 결과로 얻은 농도에 대한 데이터를 기반으로 하는 폭발 실험을 수행해 보는

것이 가장 명확하나 이는 시간과 비용이 많이 들며 아주 위험하므로 지양되는 방법이며 또 다른 방법으로는 폭발 수치해석을 수행하는 방법을 고려할 수 있다. 폭발 수치해석을 수행함에 있어서 수치해석에서 얻은 농도에 관한 검토사항을 명확한 경계조건으로 반영하는 것이 중요하다고 할 수 있으며 정성적으로 얻어진 결과와 정량적으로 얻은 결과를 비교 검토하여 적절한 오차 범위 수준을 미리 고려하여 반영하여 폭발 해석을 수행하는 것이 적절할 것으로 판단된다. Fig. 4-54의 결과에서는 메탄의 폭발 하한 값인 50,000ppm을 초과하는 구간은 케이스 4의 약 10~30초 사이 구간에만 해당되는 것을 확인할 수 있으나, 케이스 2~4까지 일부 혹은 전체 면적에서 50,000ppm에 해당하는 결과를 확인할 수 있으므로 본 연구의 폭발 해석에서는 4 케이스를 메탄가스의 양(kg)을 고려할 수 있는 오차 범위내로 지정하여 수행하게 된다. 그 때의 메탄가스 농도는 폭발이 원활하게 발생할 수 있는 혼합비(equivalence ratio) "1"에 해당하는 농도로 누출되는 것을 가정하였다.

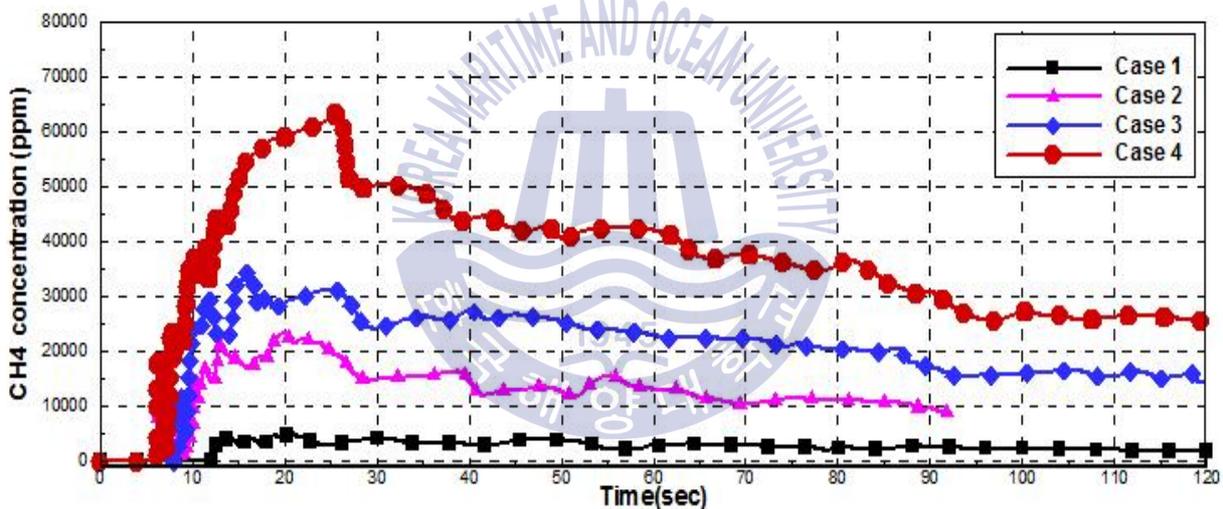


Fig. 4-54 Time variations of CH₄ mass fraction at center measuring points for 4 cases (0~120 seconds)

4.2 가스추진시스템에 대한 폭발 해석

4.2.1 개요

급속히 진행되는 화학반응에서 반응에 관여하는 작동유체가 급격히 용적을 증가하는 반응을 폭발이라고 정의할 수 있다. 이는 산소와 반응하는 연소 조건을 내재하며 폭발물질은 산소와 화합하는 가연성 물질, 산소화합물이 혼합된 물질, 자신이 산소 원자를 함유하는 물질로 나눌 수 있다. 예를 들면, 흑색 화약(Dynamite, Black power), TNT, 뇌홍(Mercury fulminate), 탄화수소화합물(Thermit, Hydrocarbon compound) 등을 예로 들 수 있다. 폭발은 물질을 가열 혹은 점화함으로써 발생하며 압축하거나 충격을 가해서 단일압축을 일으켜 발생되기도 한다. 폭발파의 속도가 4,000m/sec, 압력은 50atm, 온도는 2,500~5,000℃의 경계에 들어서면 폭굉(Detonation)으로 분류하기도 한다.(M.Y.H Bangash, 2009)

폭발은 연소를 동반하며 반응열, 반응압력, 생성가스를 급속히 다량으로 발생시키며 이 때, 폭발에 의한 급격한 열은 생성가스의 압력을 급격히 증가시키며 빛, 충격파, 폭음 등을 발생시킨다. 이렇게 해서 생기는 고압은 과압, 폭발을 발생시키며 이 과압, 폭발은 다시 물질을 단일 압축하여 고열을 발생시킨다. 이 고열은 폭발을 잇따라 전하여 폭발을 확대하는 역할을 하기도 한다. 본 연구에서 적용되는 메탄 가스의 폭발방정식을 간략하게 소개하면 식(37)과 같다.



폭발은 화학반응 결과의 형태로 분류할 수 있다. 엔탈피 교환 작용에 의한 자발적 화학 반응인 폭굉을 일으키는 상업적 폭발 물질은 대부분 $-\text{NO}_2$, $-\text{ONO}_2$, $-\text{NHNO}_2$ 와 그룹을 형성(e.g., nitroglycerin, TNT, HMX, PETN)하며 산화속도에 따라 Low 혹은 High 폭발물질로 폭연(Deflagrate) 혹은 폭굉(Detonate)으로 구분할 수 있다. 화학적 분해는 시간과 안정성의 관점에서 폭굉과 폭연으로 분류할 수 있으며 폭굉은 화염면의 전파로 인한 폭발 물질의 분해로 정의할 수 있다.(Ganapathy ramachandran and David charters, 2011) 폭연은 저폭발물질(Low explosive material)이 폭발 물질로 작용하는 것이 특징이며 폭발 시 속도는 5~1,000m/s 정도이며, 1 barg 단위의 폭발을 갖게 된다. Deflagration to

detonation transition 즉, 천이단계에서의 폭발 시 속도는 1~2 km/s, 폭발압은 40~60 barg의 크기를 갖게 된다. 폭굉은 충격파에 의한 폭발 물질의 분해로 정의될 수 있으며 고퍽발물질(High explosive material)이 폭발 물질이 된다. 이때의 속도는 2 km/s이상, 폭발압은 20 barg이상이 된다. 그러나 이러한 분류는 다소 주관적인 분류법으로써 수치상의 의미는 크지 않다고 판단되며 단지 폭발의 위험성을 세 단계로 분류하거나 화재와 분리하여 해석하기 위한 조치의 의미로 해석된다.

Table 4-3 Comparison between LNG and LPG

구분		LNG	LPG	
주성분		메탄 CH ₄	프로판 C ₃ H ₈	부탄 C ₄ H ₁₀
물성	비중	0.55	1.52	2.01
	연소범위 %	5~15	2.0~9.5	1.5~9.0
	발화온도 °C	537	450	287
	액화온도 °C	-162	-42.1	-0.5

Table 4-4 TOE(Ton of oil equivalent) conversion table

구분	석유류							
	원유	휘발유	납사	등유	경유	병커 A유	병커 B유	병커 C유
단위	Kcal/kg	Kcal/kg	Kcal/ℓ	Kcal/ℓ	Kcal/ℓ	Kcal/ℓ	Kcal/ℓ	Kcal/ℓ
발열량	10,000	8,300	8,000	8,700	9,200	9,400	9,700	9,900
환산계수	1	0.83	0.8	0.87	0.92	0.94	0.97	0.99
구분	가스류				연탄류			기타
	프로판	부탄	천연가스		무연탄	유연탄	코크스	전기
단위	Kcal/kg	Kcal/kg	Kcal/Nm ³	Kcal/kg	Kcal/kg	Kcal/kg	Kcal/kg	Kcal/kwh
발열량	12,000	11,800	10,400	13,000	4,500	6,600	6,500	2,500
환산계수	1.2	1.18	1.05	1.3	0.45	0.66	0.65	0.25

본 연구에서 다루고자하는 LNG의 폭발 특성을 분석하기 위하여 Table 4-3과 같이 LNG와 LPG의 특성을 비교하여 나타내었다. LPG는 시중에 가장 많이 유통되고 있는 가스 연료로써 발화 특성 등으로 인한 폭발의 위험도를 일반적인 관점에서 비교하기가 용이하다. LNG는 LPG에 비해 주로 메탄이 주성분을 이루고 있으며 메탄의 특성으로 인해 비중이 낮아 누출 시 공기보다 가볍기 때문에 상층부로 확산되는 특성을 가진다. 연소되는 농도의 범위는

5~15%로 LPG에 비해 다소 높은 농도에서 넓은 범위를 갖는 것이 특징이며 발화 온도는 537°C로써 다소 높은 편이다. 이는 점화원의 에너지가 많이 필요함을 의미한다. 액화온도는 -162°C로써 LPG에 비해 매우 낮기 때문에 열 유입에 의한 상변화로 기화된 물질은 폭발성을 띄기가 용이할 것으로 판단되며 이로 인해 용기에 보관하거나 배관을 통한 이송 시에 많은 주의가 필요할 것으로 생각된다.(Saeid mokhatab, et. al., 2014) 폭발물질로써의 특성을 비교하기 위하여 TOE(Ton of oil equivalent)환산표를 Table 4-4에 나타내었다.

천연가스의 경우 발열량의 환산계수가 1.05~1.3의 값을 나타내고 있다. 이는 원유를 1로 가정했을 때 단위 질량에서 발열하는 양이 많다는 것을 의미한다. 원유뿐만 아니라 다른 폭발물질과 비교했을 때에도 상당히 높은 수준의 발열량을 가지고 있다. 때문에 다른 인화성 물질에 비하여 폭발의 위험도가 다소 높을 수 있음을 예측할 수 있다.

폭발해석에 반영할 수 있는 LNG의 특성을 Table 4-5에 나타내었으며 이를 통해 필요한 특성을 구분할 수 있다. LNG의 주성분인 메탄과 소량이지만 폭발에 영향을 줄 수 있다고 판단되어지는 물질의 특성을 나타내었다.

Table 4-5 Physicochemical properties of pure gas

성분	화학식	분자량	비점 °C	비중		임계온도 °C	임계압력 MPa	발화온도 °C	연소범 위 %	총발열량 MJ/m ³ kcal/m ³
				액상	기상					
메탄	CH ₄	16.04	-161.5	0.42	0.55	-82.6	4.60	537	5.0~15.0	39.87 9,523
에탄	C ₂ H ₆	30.07	-88.6	0.54	1.04	32.2	4.87	472	2.9~13.0	70.40 16,814
프로탄	C ₃ H ₈	44.09	-42.1	0.58	1.52	96.6	4.24	450	2.0~9.5	101.23 24,179
i-부탄	i-C ₄ H ₁₀	58.12	-11.6	0.59	2.01	134.7	3.64	460	1.8~8.5	133.68 31,930
n-부탄	n-C ₄ H ₁₀	58.12	-0.5	0.60	2.01	152.0	3.80	287	1.5~9.0	134.26 32,059
i-펜탄	i-C ₅ H ₁₂	72.15	27.8	0.64	2.49	187.2	3.38	420	1.3~8.0	168.16 40,164
n-펜탄	n-C ₅ H ₁₂	72.15	36.1	0.64	2.49	196.5	3.37	260	1.4~8.3	171.98 41,077
n-헥산	n-C ₆ H ₁₄	86.18	68.7	0.68	2.98	233.3	3.03	225	1.1~7.7	261.08 50,152
n-헥탄	n-C ₇ H ₁₈	100.2	98.4	0.70	3.46	266.1	2.74	204	1.0~7.0	261.08 62,359
질소	N ₂	28.01	-195.8	0.81	0.97	-146.9	3.40	N/A	N/A	0
이산화탄소	CO ₂	44.01	-78.5	1.25	1.52	31.0	7.37	N/A	N/A	0
물	H ₂ O	18.02	100	1.00	0.62	374.2	22.09	N/A	N/A	2.13 508
공기	N ₂ +O ₂	28.97	-194.2	0.88	1.00	-140.7	37.20	N/A	N/A	N/A

Table 4-6에서 보는 바와 같이 LNG의 표준 물성값을 폭발해석의 경계조건으로 나타낼 수 있다. LNG는 가스를 채취하는 지역 혹은 채취방법 등에 따라 물성치는 크게 달라지는 특성을 가진다. 해석의 대상이 되는 LNG가 갖는 특성에 따라 폭발해석에서 사용될 물성치의 특성을 비교 분석하여 반영하게 된다.

Table 4-6 Standard calorific value of LNG

LNG 표준 물성값		Boundary condition for CFD	
구분	물성	구분	물성
메탄 CH ₄	91.332 %	Ideal gas constant	8314.32 J/kmole·K
에탄 C ₂ H ₆	5.363 %	Mole weight of gas	1776.1797 kg/kmole
프로판 C ₃ H ₈	2.136 %	Specific gas constant	4.6810128 J/kg·K
이소부탄 i-C ₄ H ₁₀	0.459 %	Temp. of outlet	293.15 K
노말부탄 n-C ₄ H ₁₀	0.476 %	Gas density	72.874 kg/m ³
이소펜탄 i-C ₅ H ₁₂	0.015 %	Mass flow of leak	1.5912 Kg/s
노말펜탄 n-C ₅ H ₁₂	0.002 %	Speed of sound	343.2 m/s
질소 N ₂	0.217 %	Effective area of leak	0.002 m ²
고위발열량	43.54 MJ/Nm ³ 10,400 kcal/Nm ³	CH ₄	91.332 %
	저위발열량	39.33 MJ/Nm ³ 9.393 kcal/Nm ³	C ₂ H ₆
가스비중		0.6169	C ₃ H ₈
	i-C ₄ H ₁₀		0.459 %
가스밀도	0.7976 kg/Nm ³	n-C ₄ H ₁₀	0.476 %
		i-C ₅ H ₁₂	0.015 %
		n-C ₅ H ₁₂	0.002 %
		N ₂	0.217 %

4.2.2 폭발 위험도

화재 및 폭발의 발생에 기여하는 3요소는 Fig. 4-55과 같이 연료(fuel), 산화제(oxidizer), 점화원(ignition source)이다. 가스추진시스템에서 사용하고자하는 연료는 천연가스로서 가연성이 상당히 높은 위험물질로 분류할 수 있다. 가스연료 공급을 위한 공정 내에 기체 또는 액체 형태로 대량이 상존하게 되며 주성분인 메탄의 폭발 특성을 이해하는 것은 폭발로 인한 안전사고대응을 위해 중요한 사항이라고 할 수 있다. Fig. 4-56은 메탄의 끓는 점, 폭발 한계 등의 주요 특성들을 보여 주고 있다.

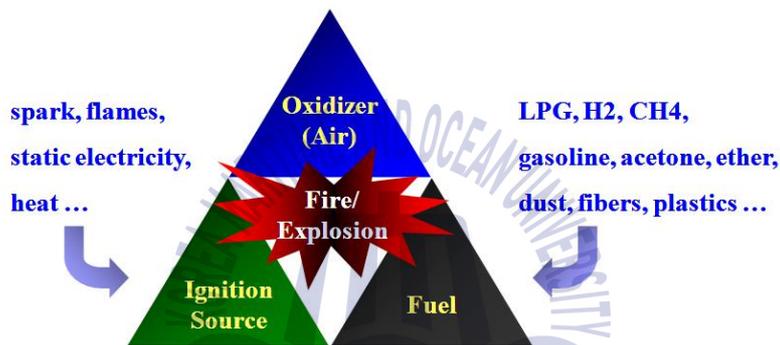


Fig. 4-55 3 elements of fire and explosion occurrence

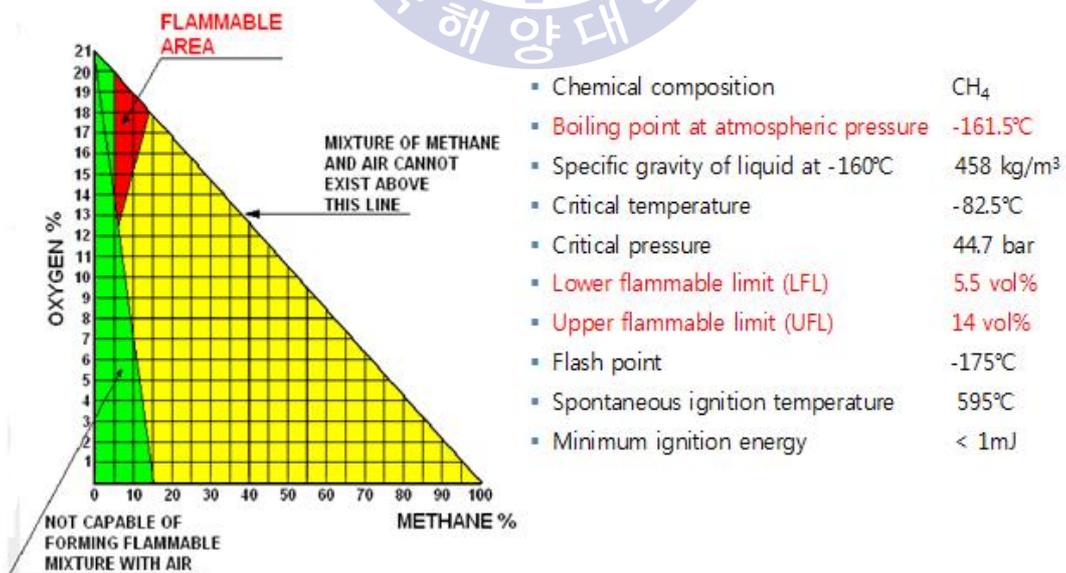


Fig. 4-56 Main characteristics of methane fire/explosion

산화제는 대기 중에 항상 존재하는 산소가 대표적이다. LNG 추진선의 연료공급장치 및 저장시스템은 항상 공기 중에 노출되어 있으므로, 화재/폭발 사고의 방지 및 완화를 위한 산화제의 제어는 사실상 불가능하다고 판단할 수 있다.

LNG 추진선의 연료공급장치 및 저장시스템에는 수많은 장비와 기기들이 설치된다. 이러한 장비와 기기들 모두가 점화원이 될 수 있음을 이해해야 한다. 이러한 점화원들을 적절히 제어하는 것 또한 화재/폭발 사고 측면에서 매우 중요하다.

모든 설비 및 배관은 누출 발생의 가능성을 가지고 있다. 누출이 생기는 다양한 원인으로는 장기적인 부식, 낙하 물체로 인한 구조 손상, 작업 품질 불량 등이다. 이런 모든 일들을 예측하고 일반화하는 것은 현실적으로 매우 어렵기 때문에 누출 크기 분포, 누출 발생빈도 등과 같은 자료는 주로 과거의 사고 데이터 통계를 기반으로 하는 데이터베이스의 정보를 이용하고 있다. 다양한 상용 데이터베이스는 누출 크기 분포, 누출 발생빈도 등에 대한 자료를 제공하고 있으며 아래와 같은 대표적인 상용 데이터베이스 몇 가지가 산업 현장에서 활발히 적용되고 있다. 대표적인 누출 발생빈도 데이터의 예로는 DNV LEAK (2008) , E&P Forum Hydrocarbon Leak and Ignition Database (1992), API 581 Risk Based Inspection Base Resource Document (2000) 등이 있다.

이러한 데이터베이스는 일반적으로 설비 및 배관의 종류와 기하학적 크기에 따라 적절한 누출 발생빈도를 수치로 제공하고 있다. 누출 발생빈도를 산출하기 위하여 상기 데이터베이스를 이용할 때, 구체적으로 필요한 설계 정보들로는 배관, 밸브, 플랜지의 크기, 길이, 개수, 펌프 및 압축기의 용량, 종류, 개수, 용기의 용량, 종류, 개수, 기타 각종 장비의 용량, 종류, 개수 등이 있으며 Fig. 165는 API 581에서 제공하는 누출 발생빈도 데이터의 예를 보여준다.

Table 4-7 Leakage frequency data example - API 581

Equipment Type	Data Source (References)	Leak Frequency (per year for four hole sizes)			
		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
Centrifugal Pump, single seal	1	6x10 ⁻²	5x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁴	
Centrifugal Pump, double seal	1	6x10 ⁻³	5x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁴	
Column	2	8x10 ⁻⁵	2x10 ⁻⁴	2x10 ⁻⁵	6x10 ⁻⁶
Compressor, Centrifugal	1		1x10 ⁻³	1x10 ⁻⁴	
Compressor, Reciprocating	6		6x10 ⁻³	6x10 ⁻⁴	
Filter	1	9x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁴	5x10 ⁻⁵	1x10 ⁻⁵
Fin/Fan Coolers	3	2x10 ⁻³	3x10 ⁻⁴	5x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁸
Heat Exchanger, Shell	1	4x10 ⁻⁵	1x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁵	6x10 ⁻⁶
Heat Exchanger, Tube Side	1	4x10 ⁻⁵	1x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁵	6x10 ⁻⁶
Piping, 0.75 in. diameter, per ft	3	1x10 ⁻⁵			3x10 ⁻⁷
Piping, 1 in. diameter, per ft	3	5x10 ⁻⁶			5x10 ⁻⁷
Piping, 2 in. diameter, per ft	3	3x10 ⁻⁶			6x10 ⁻⁷
Piping, 4 in. diameter, per ft	3	9x10 ⁻⁷	6x10 ⁻⁷		7x10 ⁻⁸
Piping, 6 in. diameter, per ft	3	4x10 ⁻⁷	4x10 ⁻⁷		8x10 ⁻⁸
Piping, 8 in. diameter, per ft	3	3x10 ⁻⁷	3x10 ⁻⁷	8x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁸
Piping, 10 in. diameter, per ft	3	2x10 ⁻⁷	3x10 ⁻⁷	8x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁸
Piping, 12 in. diameter, per ft	3	1x10 ⁻⁷	3x10 ⁻⁷	3x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁸
Piping, 16 in. diameter, per ft	3	1x10 ⁻⁷	2x10 ⁻⁷	2x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁸
Piping, > 16 in. diameter, per ft	3	6x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁷	2x10 ⁻⁸	1x10 ⁻⁸
Pressure Vessels	2	4x10 ⁻⁵	1x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁵	6x10 ⁻⁶

화재/폭발 위험도 분석은 대표적인 누출을 인지하고 이를 중심으로 수행된다. 실용적인 관점에서 실제 분석 작업에서는 다수의 누출들을 몇 가지 범위로 그룹화하고 각 그룹의 누출들을 대표할 수 있는 대표 누출을 정의하여 사용하고 있다. 이러한 접근법은 모든 누출에서 압력과 조성이 동일한 구획 내에서 유효하게 적용할 수 있다.

누출량은 작동 유체의 압력, 위상, 양에 따라 결정된다. 누출이 탐지되면 격리구획은 차단밸브에 의해 즉시 고립된다. 그러므로 격리구획은 누출 구멍을 제외하고는 폐쇄된 압력용기의 일종으로 분류해도 무방하다. 가압된 가스의 경우, 내압은 누출이 계속될수록 낮아지게 되며 결과적으로 누출율은 시각에 따라 감소하는 경향을 갖는다. 누출된 가연성 물질은 점화원과 접촉할 때 화재 또는 폭발이 발생하게 된다. 점화원이 존재하지 않거나 연소에 필요한 수준보다 낮은 점화 에너지를 가질 경우에는 가연성 물질의 누출은 화재나 폭발로 이어지지 않게 된다. 누출 초기에 발생하는 점화를 즉시 점화(immediate ignition)라 하고, 누출 발생 후 일정 시간 후 발생하는 점화를 지연 점화(delayed ignition)라 한다. 일반적으로 즉시 점화는 화재 사고를 일으키고 지연점화는 폭발 사고를 일으키는 경향을 갖는데 이를 도식화하며 화재 및 폭발을 단계적으로 정리하면 Fig. 4-57과 같다. 시작하는

단계인 가스 누출이 점화가 되어 화재 혹은 폭발로 이어지는 단계를 나타내며 위험도의 관점에서 손상의 결과로 나타나게 되며 이는 빈도와 더하거나 곱하여 위험도를 나타내는 중요한 요인으로 작용한다.

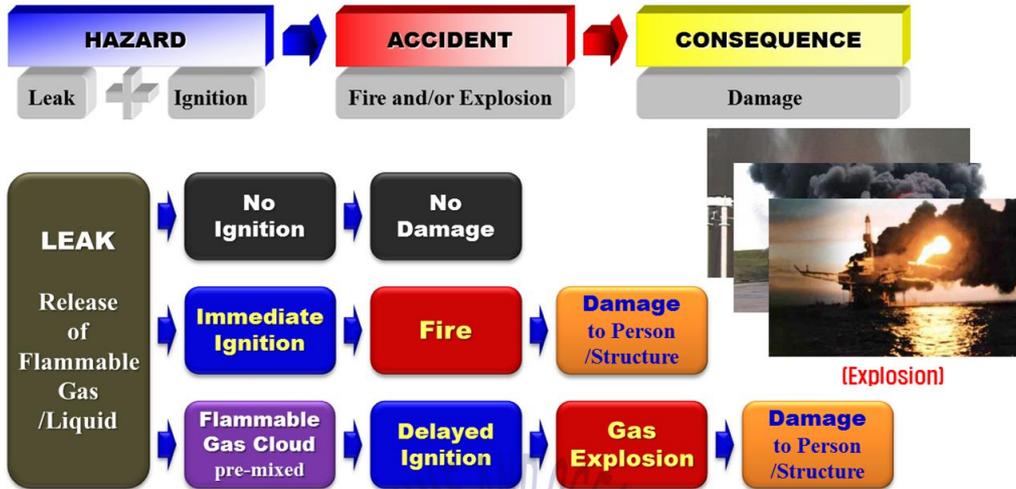


Fig. 4-57 Step-by-step arrangement of fire and explosion

이러한 손상의 결과를 정량적으로 나타내는 과정이 필수적인데 이를 위하여 앞서 수행한 가스누출 및 확산의 해석 결과들을 바탕으로 폭발해석을 수행하게 된다. 가스클라우드의 특성을 파악하기 위해 수행된 가스 누출 및 확산 해석의 모니터링 포인트에서 메탄 농도 및 후처리 결과에서 일부 혹은 일정 시간동안 폭발의 위험이 있는 것으로 판단되었으며 누출이 과도한 경우에는 가스누출이 완료된 이후에도 확연히 LFL과 UFL의 범위 내에 있어 높은 화재 및 폭발의 위험이 있음을 확인할 수 있었다. 이에 따라 앞서 해석된 결과를 적절한 경계조건으로 부여하여 상용 폭발해석 프로그램 "FLACS"를 이용하여 폭발해석을 수행하였다.

4.2.3 폭발 해석

폭발해석을 수행하기 위해서는 상용 프로그램을 이용하여 3-D 모델링 작업이 Fig. 4-58과 같이 선행되어야 한다. 폭발해석의 결과로는 대부분 폭발 압력을 예측하여 정량적으로 나타내게 되는데 시뮬레이션에서 계측되는 위치와 장애물의 상관관계에 따라 결과에 영향을 줄 수 있기 때문에 최대한 설계에 반영되는 주요 장비나 배관을 고려하여 모델링이 이루어지도록 하였다. 폭발해석은 유체에 대한 전산해석이 이루어 질수 있도록 격자를 필요로 하게 되며 본 연구에서는 Fig. 4-59과 같은 격자를 생성하여 적용하였다. 3-D 모델링과 격자생성의 결과 및 해석을 위한 기본적인 정보를 정리하면 아래의 Table 4-8과 같다.(FLACS, 2014)

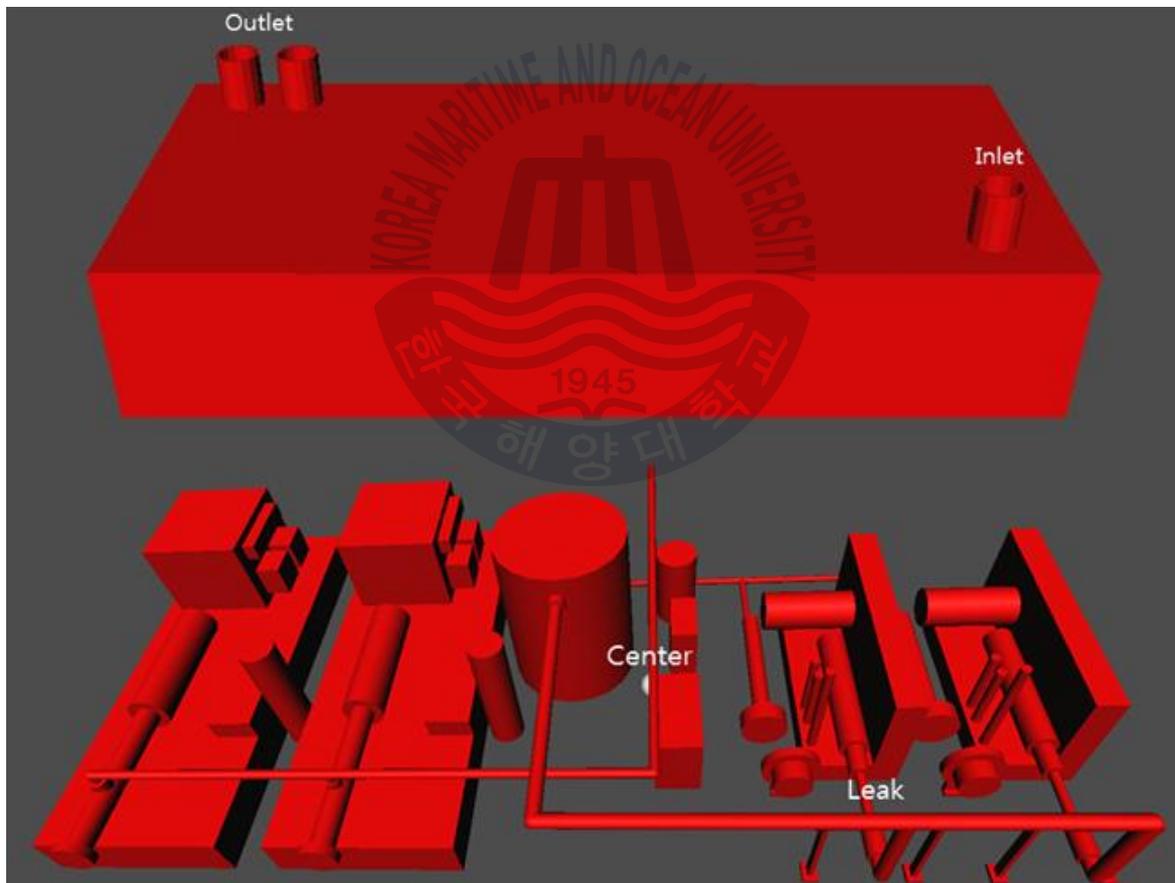


Fig. 4-58 3-D Modeling for explosion Analysis

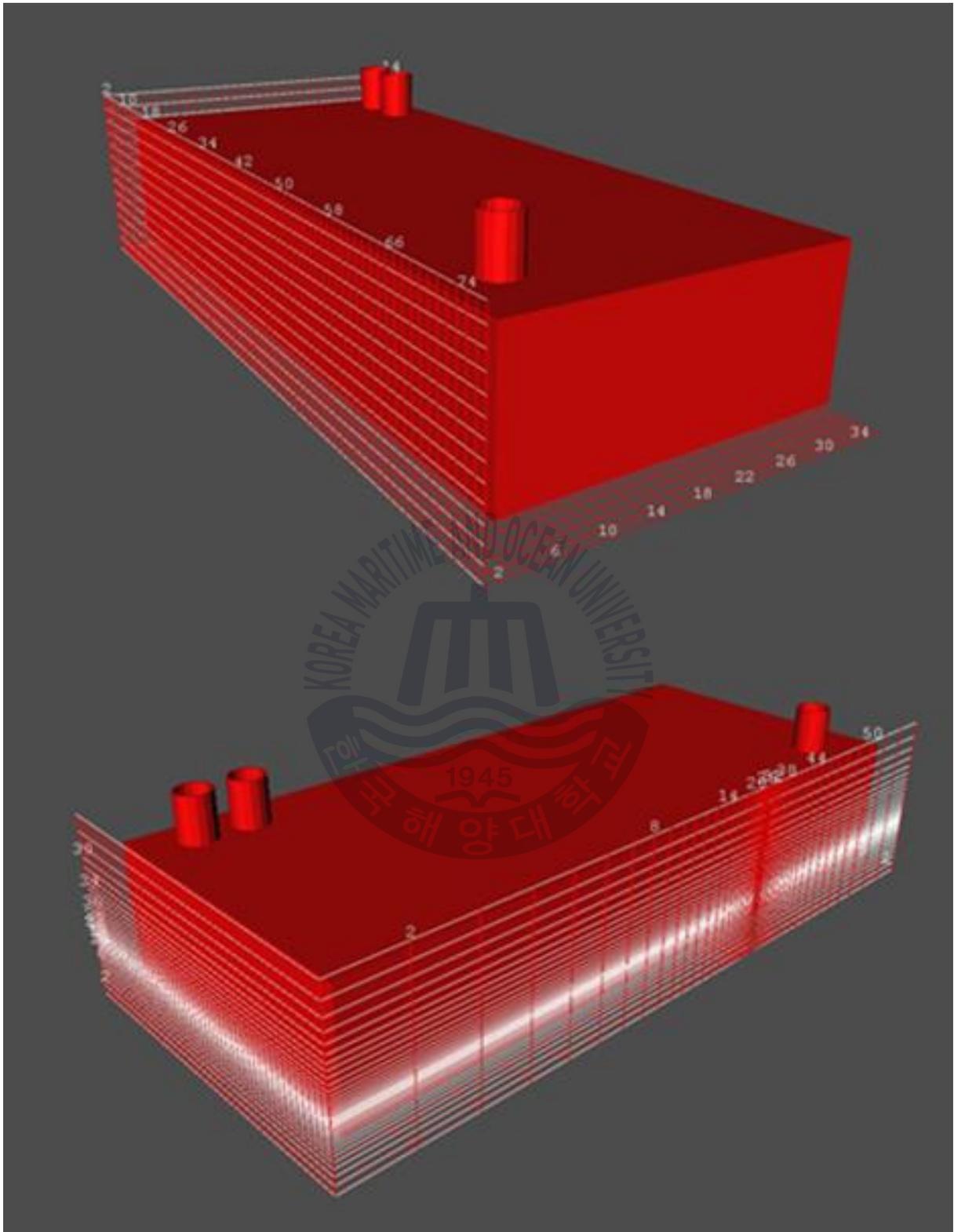


Fig. 4-59 3-D grid generation for explosion analysis

Table 4-8 Basic information about 3-D modeling and grids

Blocked volume	50.59 [m3]
Total volume	368.725 [m3]
Equivalnce ratio	1
Oxygen contents, volume % O2 of O2+INERTS	O2/(O2+IN) 20.95 %
Flammability limits, equivalence ratios (ER)	LFL % 0.531 100.0
	UFL % 1.722 324.4
Flammability limits, equivalence ratios (EQ)	LFL % 0.347 100.0
	UFL % 0.633 182.4

가스추진선에 대한 폭발위험도의 영향을 분석하기 위해 규정되어 있는 안전요건 중에서 ‘시간당 30회 기관실 내부 환기’의 요건을 경계조건으로 결정하여 Table 4-9의 케이스 1~2에 나타내었다. 또한, 폭발해석의 경계조건으로 반영하기 위해 선행되었던 가스누출 공정해석, 확산 및 환기시스템이 구현된 수치해석결과를 가스클라우드의 가스량으로 변환하여 Table 4-9의 케이스 3~6로 나타내었다. 그리하여, 폭발해석에 적용되는 가스클라우드의 가스량은 총 6 케이스로 분류되었으며 폭발 과압을 정량적으로 표현하기 위한 폭발수치해석이 수행되었다. 구성하고 있는 LNG에서의 메탄 비율(Methane composition)은 다소 차이가 있을 수 있기 때문에 일반적인 범위의 91.53%, 인화한계(Flammability limits)는 0.531%로 결정하였다.(Hansen, et. al., 2010)

Table 4-9 Gas cloud status

No	Amount of gas [kg]	Methane composition [%]	Flammability limits [%]
Case 1	5.353	91.53	0.531
Case 2	41	91.53	0.531
Case 3	0.00077	91.53	0.531
Case 4	0.008	91.53	0.531
Case 5	0.025	91.53	0.531
Case 6	0.067	91.53	0.531

4.2.4 안전요건이 반영되지 않은 폭발해석 결과

위험도 분석 및 현재 규정되어 있는 환기시스템의 설비와 같은 안전요건 등이 안전성 향상에 미치는 영향을 비교분석하기 위해 폭발해석의 경계조건을 '안전요건이 고려되지 않은 폭발해석'과 '안전요건을 반영한 폭발해석'으로 분류하여 수행하였다. 대표적인 경계조건인 누출되는 가스의 양을 정량적으로 부여하고 신뢰성을 높이기 위해 기 수행된 공정해석의 결과에서 시나리오 2의 가스누출 발생 1초 후 차단밸브가 즉각적으로 차단되는 경우의 50% 배관파손된 경우를 케이스 1로 정하고, 시나리오 4의 가스누출 발생 8초 후 차단밸브가 0.5초간 선형으로 차단되는 경우의 20% 배관파손된 경우를 케이스 2으로 정하였다. 최악의 상황 즉, 모든 시스템이 고장을 일으키고 100% 배관이 파손되는 조건의 폭발해석의 경우, 위험도 분석의 주요 요소인 발생빈도의 관점에서 일어날 확률이 극히 낮은 발생빈도를 갖기 때문에 적합하지 않은 것으로 판단되었으며 또한, 최악의 시나리오에 대해서는 가스누출량이 폭발해석 프로그램에서 측정되는 천연가스의 폭발한계 범위에 적합하지 않아 폭발해석이 이루어지지 않는 경우가 발생되기도 하였다.

결과적으로, 환기시스템이 작동되지 않는 상황을 수행하기 위하여 케이스 1~2의 조건에 대해 해석을 수행하였으며 그 결과를 Fig. 4-60~Fig. 4-61의 그래프와 같이 나타내었다. Table 4-10에서 나타낸 바와 같이 케이스 1은 0.27 barg, 케이스 2는 3.7 barg의 폭발최대압력을 확인할 수 있다. 케이스 1과 케이스 2의 해석결과를 비교하여 나타내면 Fig. 4-62와 같으며, 약 10배 이상의 압력이 형성되는 것을 확인할 수 있다.

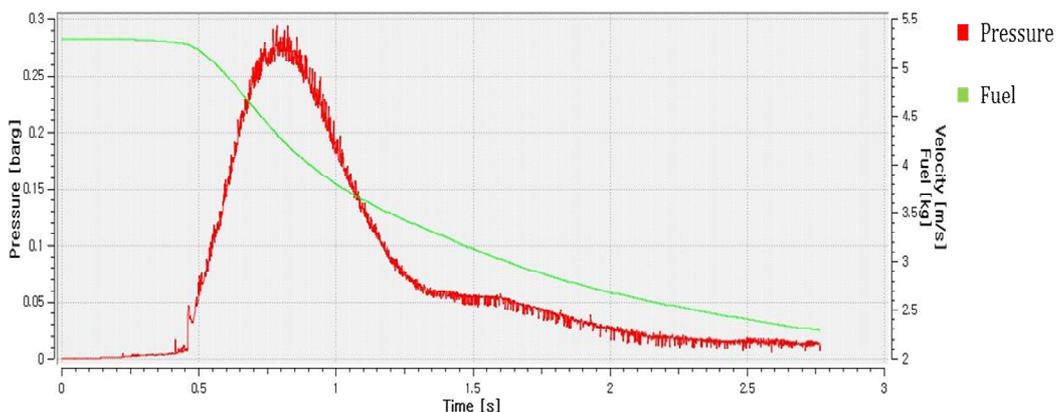


Fig. 4-60 Explosion overpressure curves as a function of time for case 1

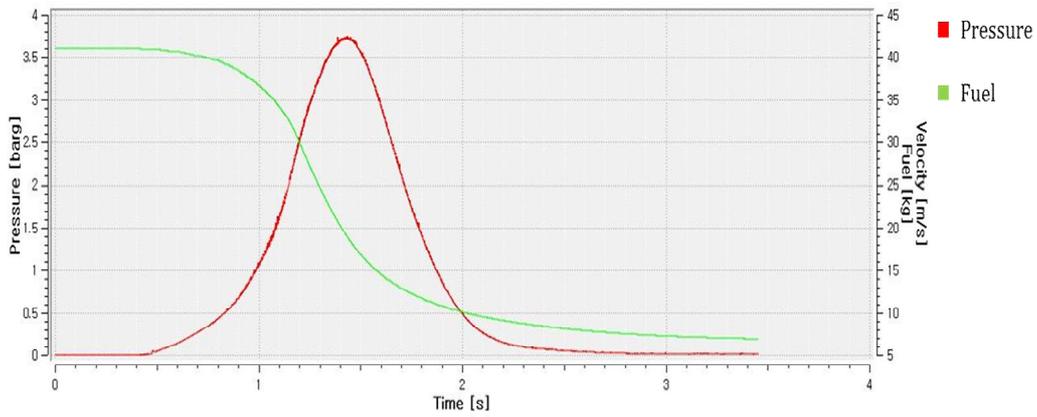


Fig. 4-61 Explosion overpressure curves as a function of time for case 2

Table 4-10 Result of explosion analysis as a function of time for 1~2 cases

Explosion analysis results without consideration of ventilation requirements	
	Explosion overpressure[barg]
Case 1	0.27
Case 2	3.7

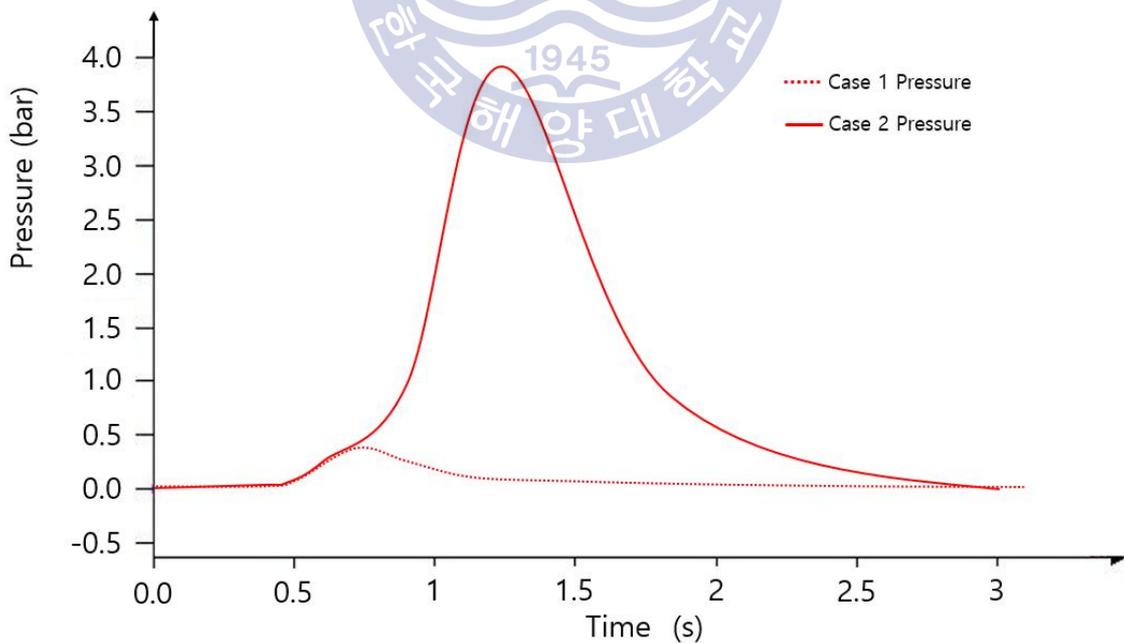


Fig. 4-62 Result of explosion analysis as a function of time for case 1 & 2

이와 같이 '안전요건이 고려되지 않은 폭발해석'의 결과를 정성적으로 가시화하여 Fig. 4-63~Fig. 4-72에 나타내었다. Fig. 4-63~Fig. 4-67은 케이스 1의 해석결과를 나타낸다. Fig. 4-63에서 보는 바와 같은 지점에서 최초의 점화가 0.46초에 일어나며 Fig. 4-64~Fig. 4-66에 거쳐 약 1.5초간 폭발압이 팽창하며 성장하는 현상을 확인 할 수 있다. 대략 2초 후에 폭발압력은 서서히 소멸하는 것으로 판단된다. 이 때, 발생하는 최고폭발압력은 0.27 barg로써 선체의 구조강도의 변경을 요구하는 압력은 아닌 것으로 판단된다. Fig. 4-68~Fig. 4-72는 케이스 2의 해석결과를 나타낸다. Fig. 4-68에서 보는 바와 같은 지점에서 최초의 점화가 약 0.6초에 일어나는 것을 확인할 수 있으며, 약 1.5초 구간까지 급격히 압력이 상승하며 약 2초부터는 압력이 낮아지는 것을 확인할 수 있다. 케이스 2의 경우, 발생하는 최대폭발압력은 3.7 barg를 나타내었다. 대략 1 barg 이상의 급격한 압력상승을 동반하는 물리적 힘은 선박 혹은 플랜트의 기본설계에서 완화대책 혹은 구조변경을 요구하는 경우에 해당한다. 케이스 2 즉, 시나리오 4의 '가스누출 발생 8초 후 차단밸브가 0.5초간 선형으로 차단되는 경우의 20% 배관파손된 경우'에 해당하는 폭발사고는 기본설계에서의 선체구조 변경 혹은 폭발사고 완화장치의 적극적 설치 등의 요구사항이 권고되어야 할 것으로 판단된다.

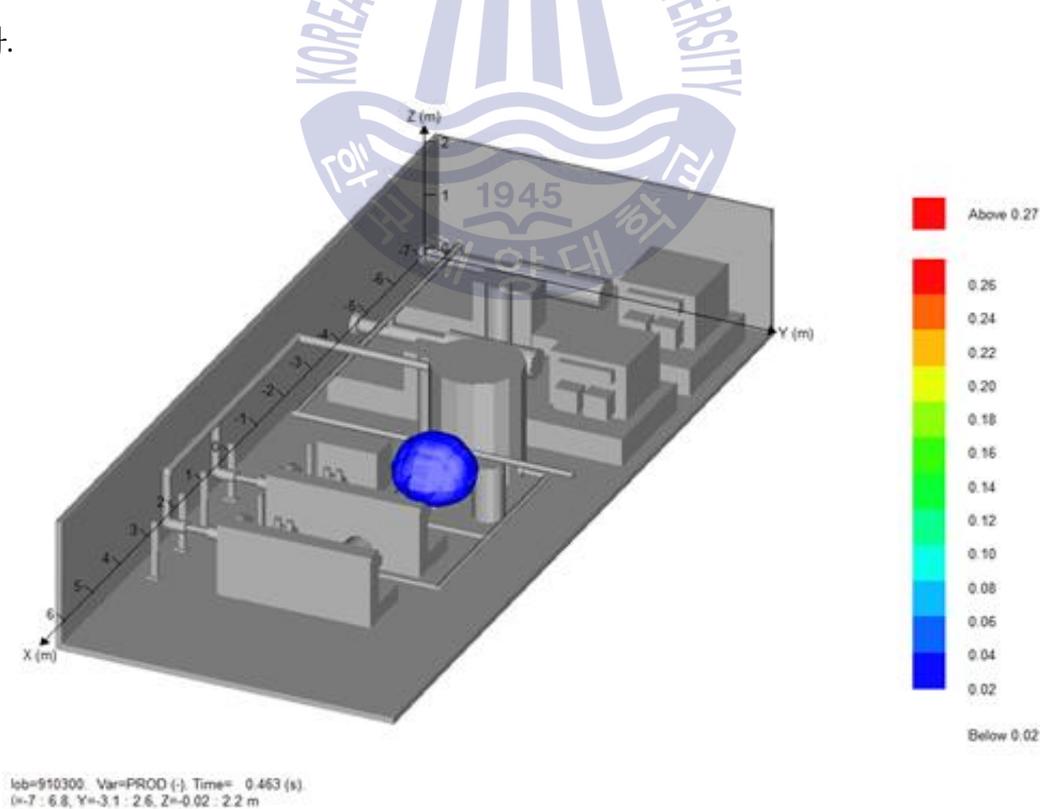


Fig. 4-63 Blast pressure distribution on case 1(Amount of gas: 5.353kg, 0.463sec)

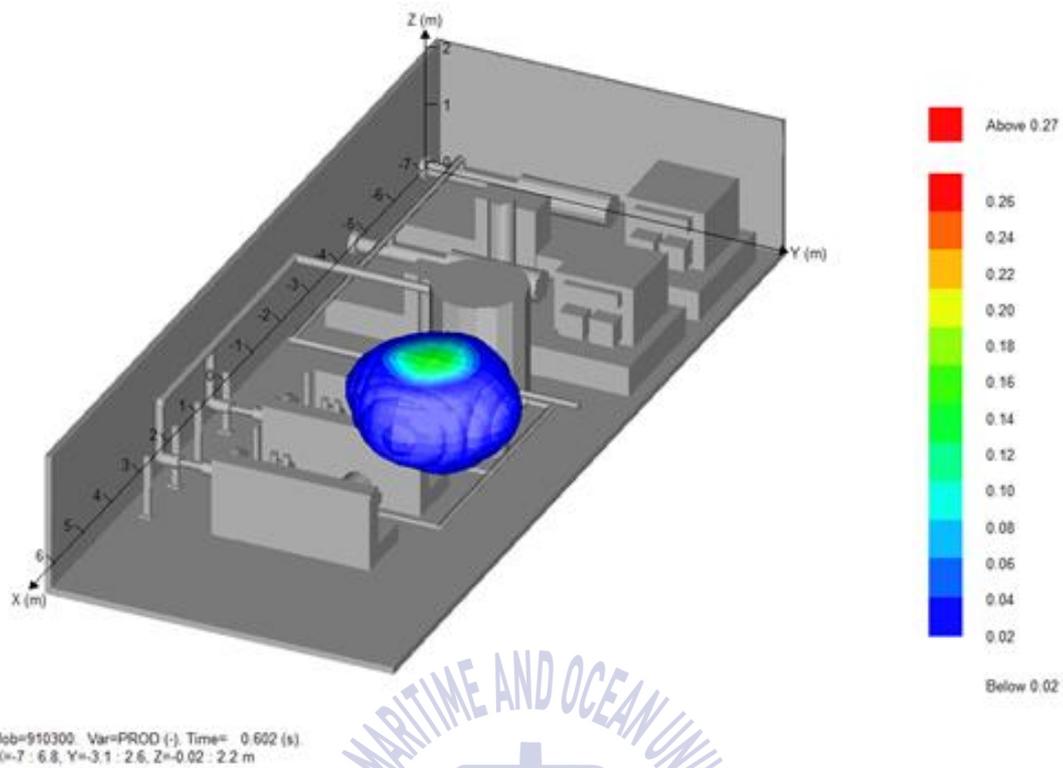


Fig. 4-64 Blast pressure distribution on case 1(Amount of gas: 5.353kg, 0.602sec)

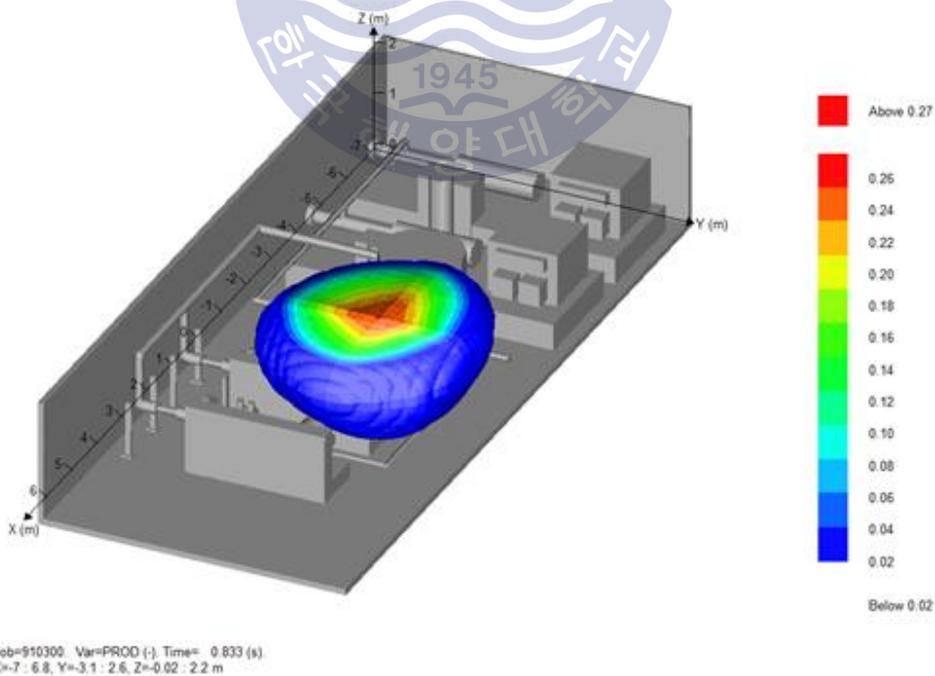


Fig. 4-65 Blast pressure distribution on case 1(Amount of gas: 5.353kg, 0.833sec)

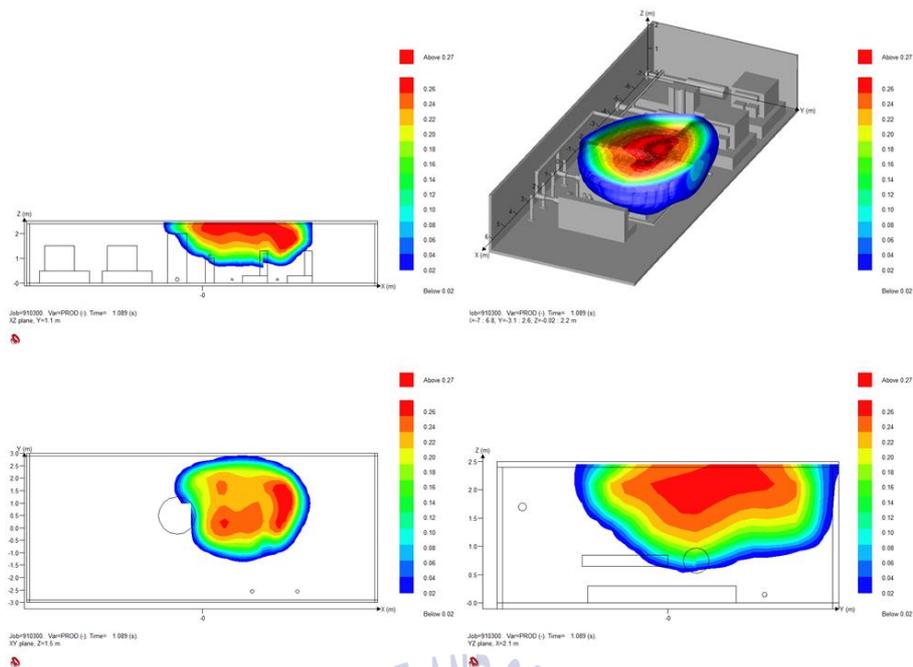


Fig. 4-66 Blast pressure distribution on case 1(Amount of gas: 5.353kg, 1.089sec)

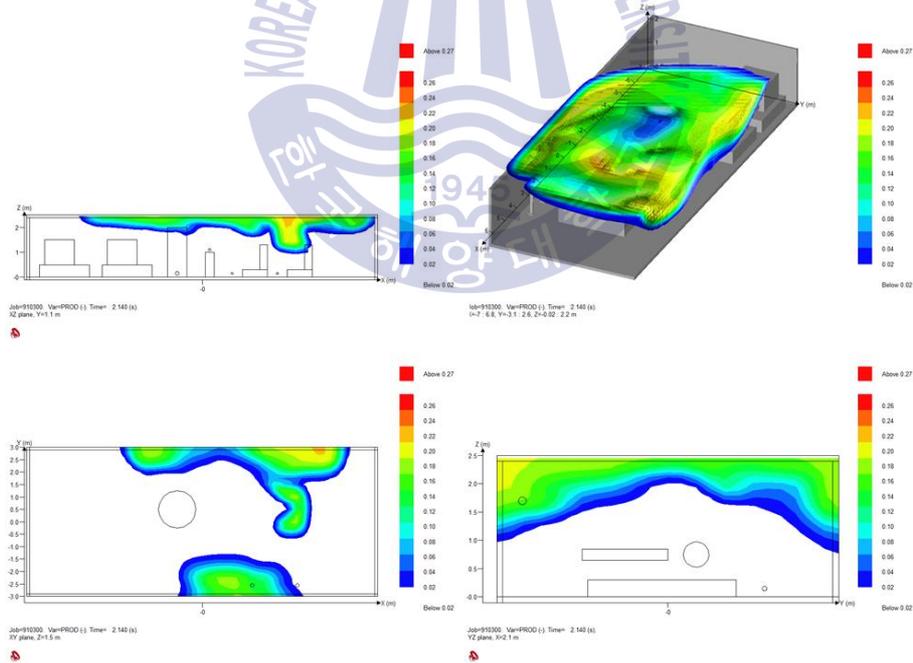


Fig. 4-67 Blast pressure distribution on case1 (Amount of gas: 5.353kg, 2.140sec)

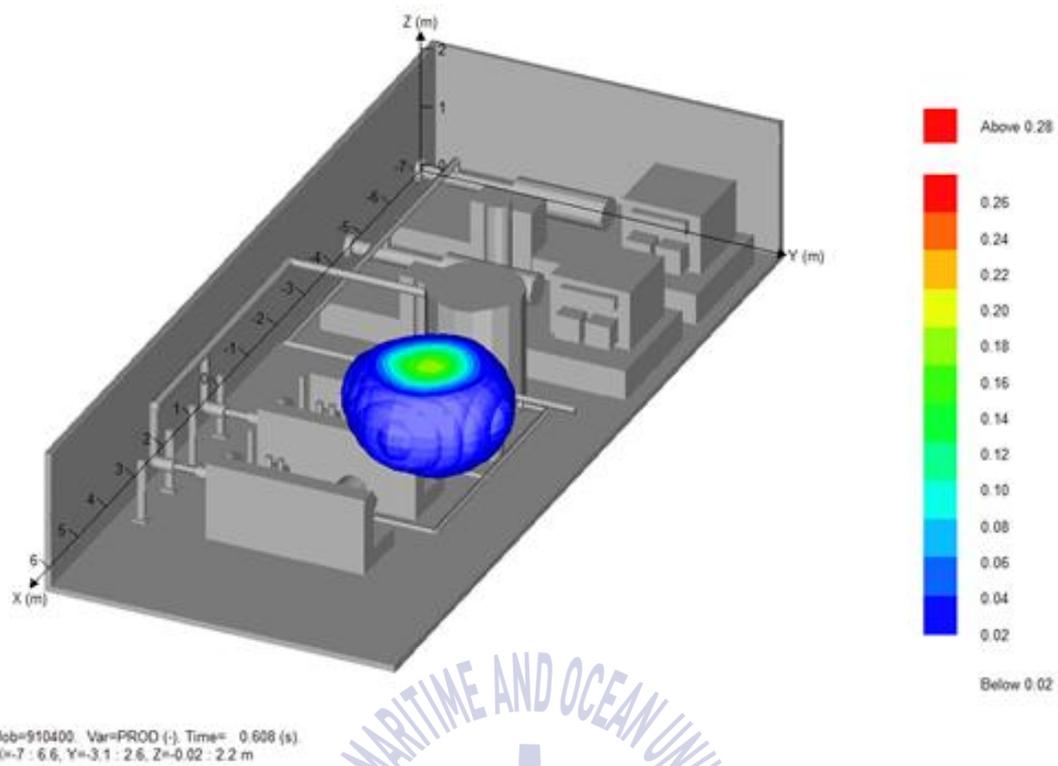


Fig. 4-68 Blast pressure distribution on case 2(Amount of gas: 41kg, 0.608sec)

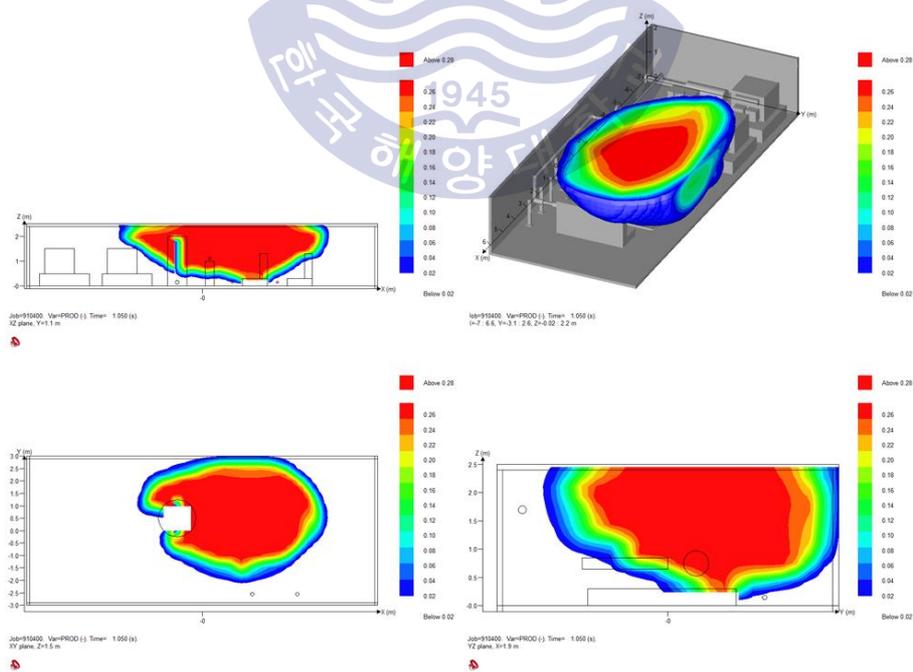


Fig. 4-69 Blast pressure distribution on case 2(Amount of gas: 41kg, 1.050sec)

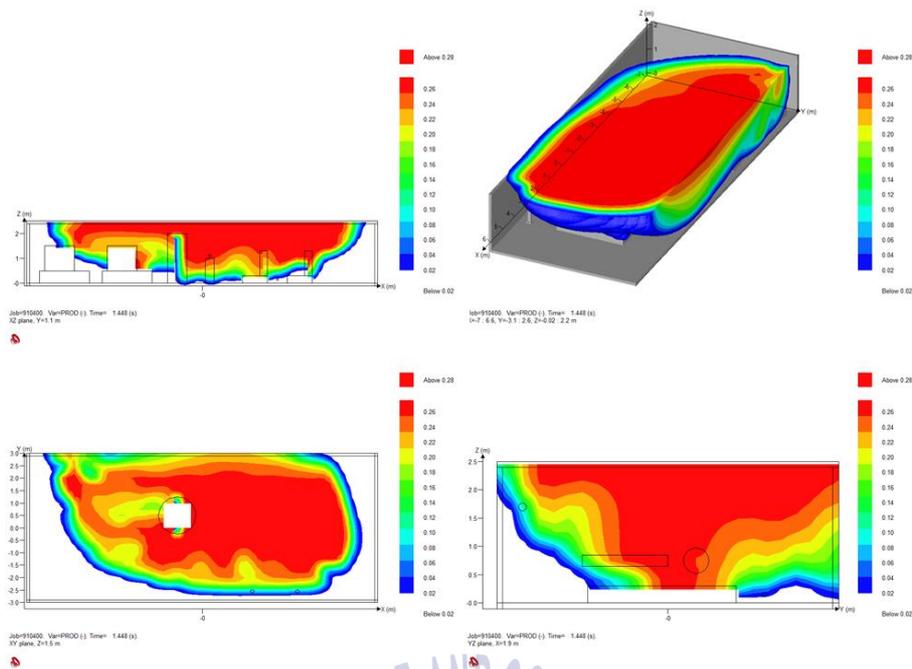


Fig. 4-70 Blast pressure distribution on case 2(Amount of gas: 41kg, 1.448sec)

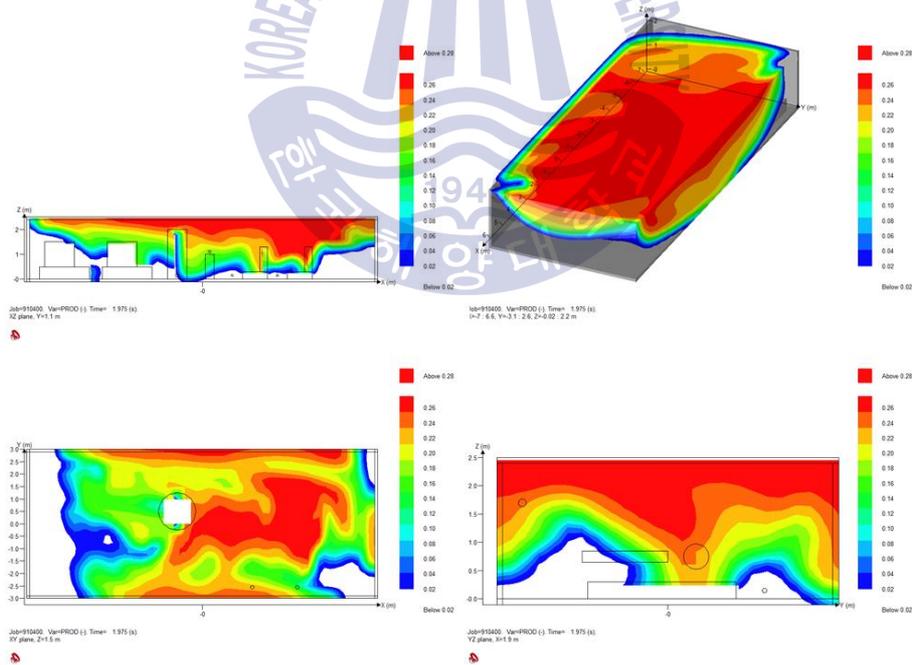


Fig. 4-71 Blast pressure distribution on case 2(Amount of gas: 41kg, 1.975sec)

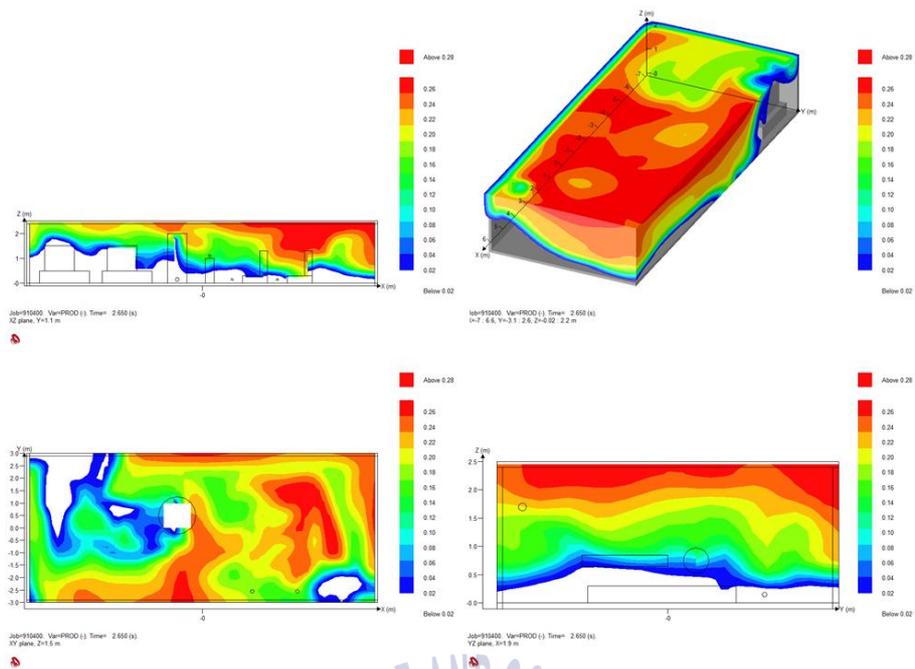
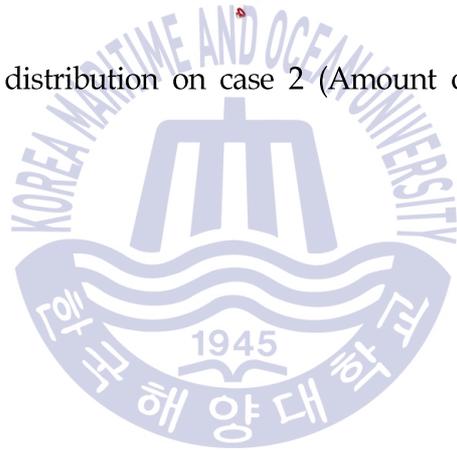


Fig. 4-72 Blast pressure distribution on case 2 (Amount of gas : 41 kg, 2.650 sec)



4.2.5 안전요건이 반영된 폭발 해석 결과

폭발수치해석의 경계조건을 결정하기 위해 가스누출에 대한 공정해석, 확산 및 환기시스템이 고려된 수치해석이 수행되었다. 일반적인 수치해석의 경우, 다양한 '임의의 값'이 적절한 범위 내에서 주어지며 임의적 결과 내에서 정량적 분석을 수행하는 경우가 일반적이다. 이러한 경우, 결론적으로 분석되는 결과 값은 정량적일지 모르나, 근거자료가 임의의 경계조건이 부여된 경우이므로 정량적 분석이라고 단정하기 어려운 경우에 해당된다. 이러한 문제점을 극복하기 위해서는 정량적 근거라고 할 수 있는 공정시스템에 대한 분석으로부터 얻은 정량적 결과 값을 기반으로 얻은 수치해석을 이용한 '정량적 결과 값'을 찾는 분석 방법이 본 연구에서 수행되었다. 이러한 정량적 분석결과는 가스추진선의 기본 설계에서 폭발 과압을 예측하여 주요 시설물을 보호하기 위한 구조 변경 혹은 추가적인 장비의 배치를 고려하는데 객관적인 자료로 활용될 가치 있는 분석결과가 될 수 있다.

가스누출 및 확산을 예측하는 방법에는 다양한 방법론이 존재할 수 있으나 본 연구에서 다루고자하는 가스추진선의 연료공급장치가 설치되는 기관실에서의 폭발 해석을 분석하기 위해서는 다양한 규정을 따르는 배경과 요건을 만족시켜야 하며 이를 반영하기 위한 CFD 해석이 선행되었으며 그 결과는 Table 4-9에 나타난 케이스 3~6에 반영되었다. 그로인해 가스클라우드의 크기는 안전요건이 적용되지 않은 케이스 1~2에 비하여 매우 작은 크기로 적용되었으며 이러한 경계조건이 적용된 폭발 해석의 결과를 Fig. 4-73~Fig. 4-76에 나타내었다.

Fig. 4-75의 케이스 3의 경우 가스클라우드의 크기는 0.253m, 가스량은 0.00077kg이며 최대폭압은 0.0006 barg로 나타났다. 폐쇄구역에서의 폭발의 특성으로 인한 폭압의 진동 현상이 뚜렷이 나타나는 특징을 확인할 수 있었으며, 이는 진동에 약한 계측기계들에 영향을 줄 수 있을 것으로 예측할 수 있다. Fig. 4-74와 Fig. 4-75의 케이스 4, 5의 경우 Table 4-11과 Fig. 4-77에서 나타난 바와 같이 가스클라우드의 크기가 커짐에 따라 폭발 압력은 비례하는 것을 관찰할 수 있었으나 Fig. 4-76의 케이스 6의 경우, Fig. 4-77에서 보이는 바와 같이 가스클라우드의 크기 변화 이상의 다소 급격한 압력 상승을 확인할 수 있다. 또한 추가적인 해석의 결과로써 Fig. 4-78의 그래프는 기관실 내부의 설비가 없는 상태 즉, 빈 공간에서 케이스 6의 해석 조건으로 폭발해석을 수행한 결과를 나타낸다. 기관실에 장치가 설비되어 있을 때와 비교하여 약 3배가량의 큰 폭발 압력을 확인할 수 있다. 이는 폭발 압력이 기관실

내부의 설비에 의해 다소 완화되는 현상을 나타낸다고 할 수 있다. 또한 폭발 시에는 음압과 양압이 복합적으로 발생하나 공간이 협소하고 거의 밀폐되어 있기 때문에 음압과 양압이 짧은 주기를 가지며 반복적으로 나타나는 현상을 보이고 있다. 이러한 현상은 한정된 공간에서의 폭발이 주변 상황에 따라 결과가 다르게 나타날 수 있음을 의미한다고 할 수 있다.

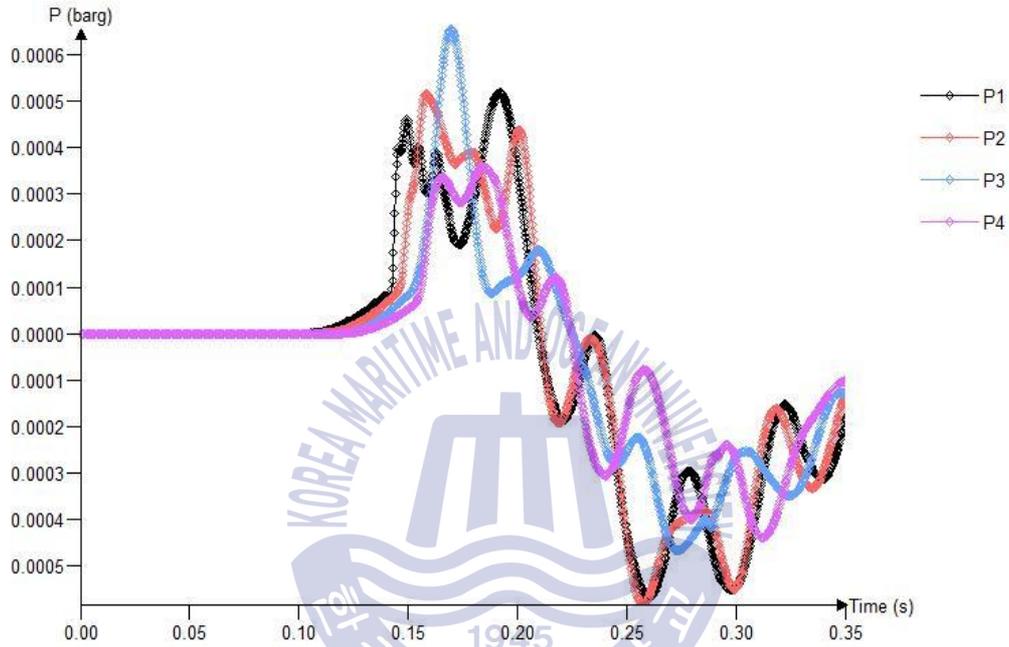


Fig. 4-73 Explosion overpressure curves as a function of time on the monitoring point 1~4 for Case 3(Gas cloud size : 0.253 m)

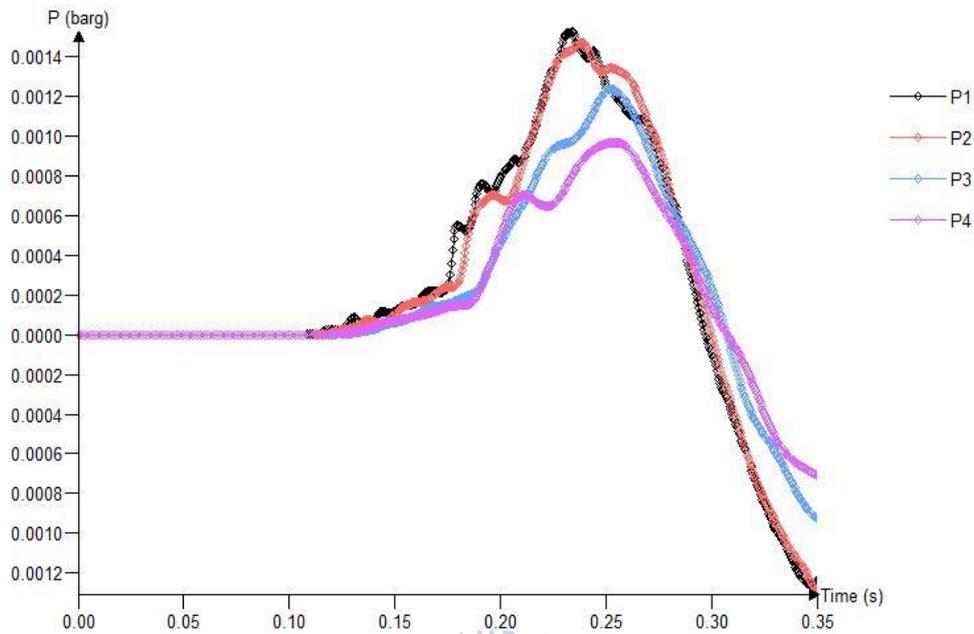


Fig. 4-74 Explosion overpressure curves as a function of time on the monitoring point 1~4 for Case 4(Gas cloud size : 0.53 m)

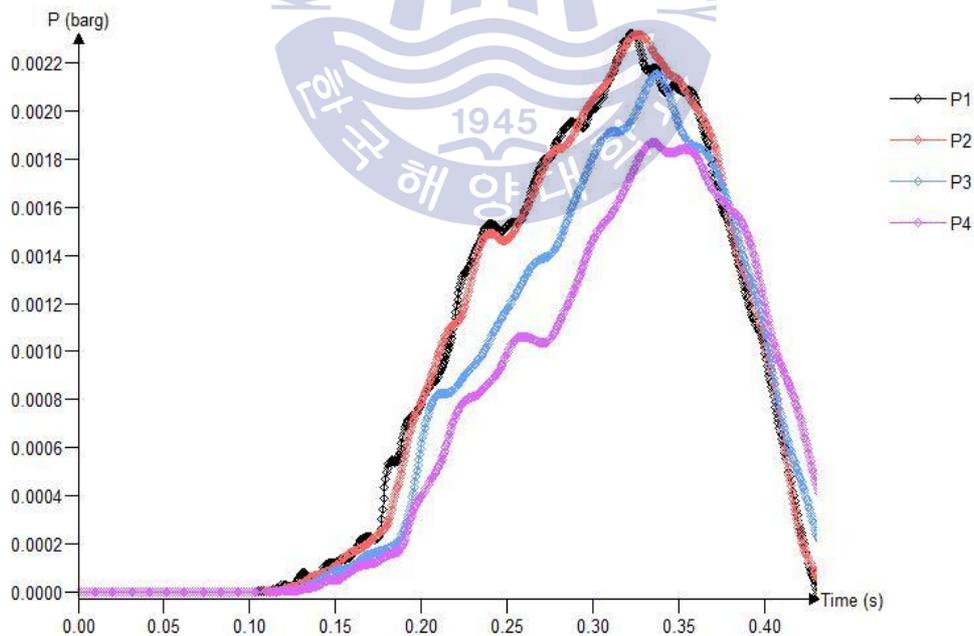


Fig. 4-75 Explosion overpressure curves as a function of time on the monitoring point 1~4 for Case 5(Gas cloud size : 0.753 m)

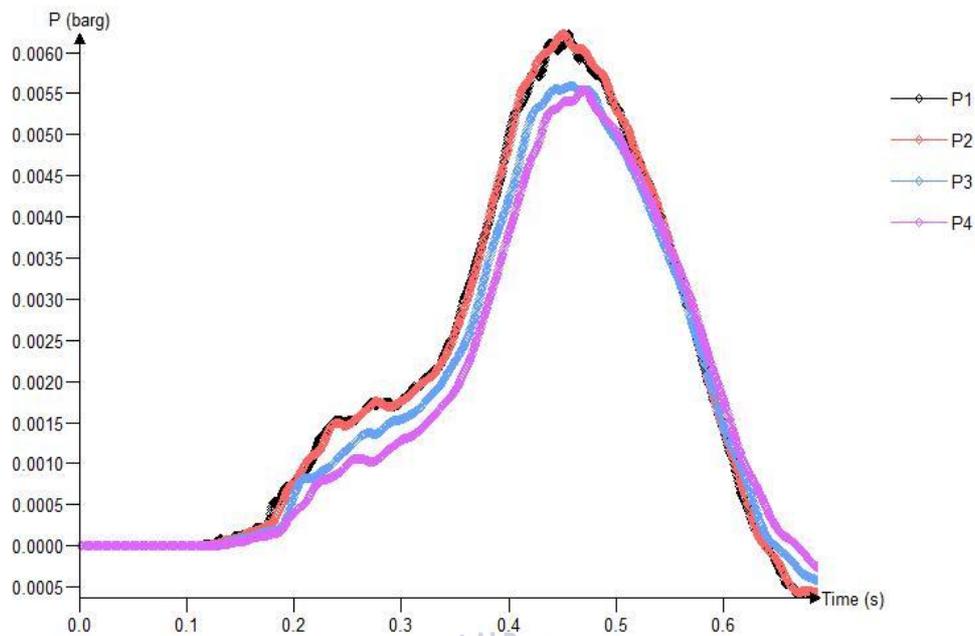


Fig. 4-76 Explosion overpressure curves as a function of time on the monitoring point 1~4 for Case 6(Gas cloud size : 1.03 m)

Table 4-11 Result of explosion analysis as a function of time for 6 cases

Explosion analysis results without consideration of ventilation requirements		Explosion analysis results with consideration of ventilation requirements	
	Explosion overpressure[barg]		Explosion overpressure[barg]
Case 1	0.27	Case 3	0.0006
Case 2	3.7	Case 4	0.0014
		Case 5	0.0022
		Case 6	0.006

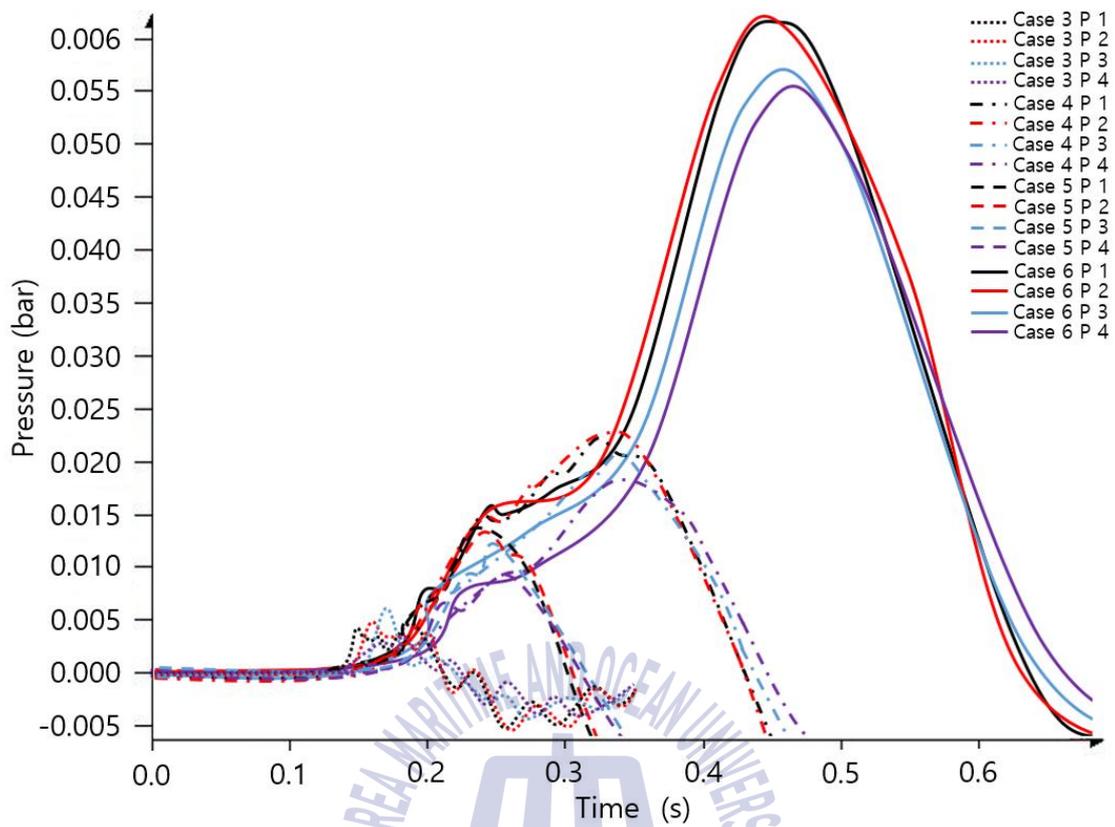


Fig. 4-77 Result of explosion analysis as a function of time on the monitoring point 1-4 for 4 scenarios(case 3~6)

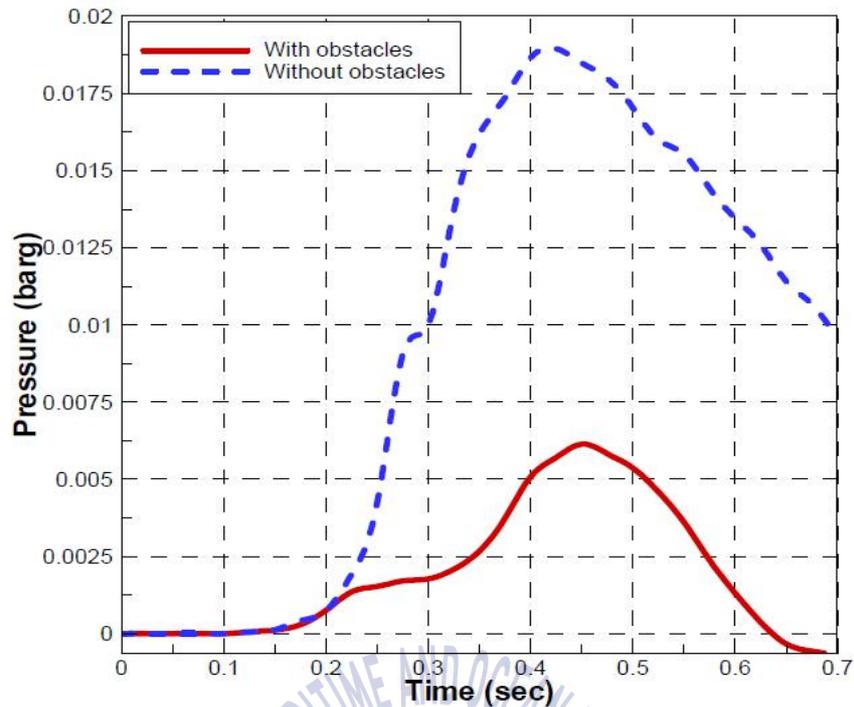


Fig. 4-78 comparison of maximum overpressure for case 6 of with & without obstacles

이와 같이 정량적으로 나타난 폭발 압력을 정성적으로 가시화한 결과를 Fig. 4-79~Fig. 4-84에 나타내었다. 케이스 3~5는 가시화를 통한 비교 및 검토의 의미가 없을 만큼 케이스 6의 결과와 유사한 폭발 형상을 갖는 결과를 보여주었기 때문에 가장 폭발압력이 뚜렷이 나타나는 케이스 6에 대하여 시간에 따른 폭발 압력의 변화를 나타내었다. Fig. 4-79에서 보는 바와 같은 지점에서 최초의 점화가 일어나며 Fig. 4-80~Fig. 4-83에 거쳐 약 0.04초간 폭발압이 팽창하며 성장한 후 Fig. 4-84과 같이 0.5초간 소멸하는 현상을 확인 할 수 있다. 폭발의 팽창에 비하여 소멸하는데 상당한 시간이 걸리는 것은 환기시설부분 이외에는 거의 폐쇄되어 있는 해석 도메인의 특성이 반영되는 것으로 판단된다.

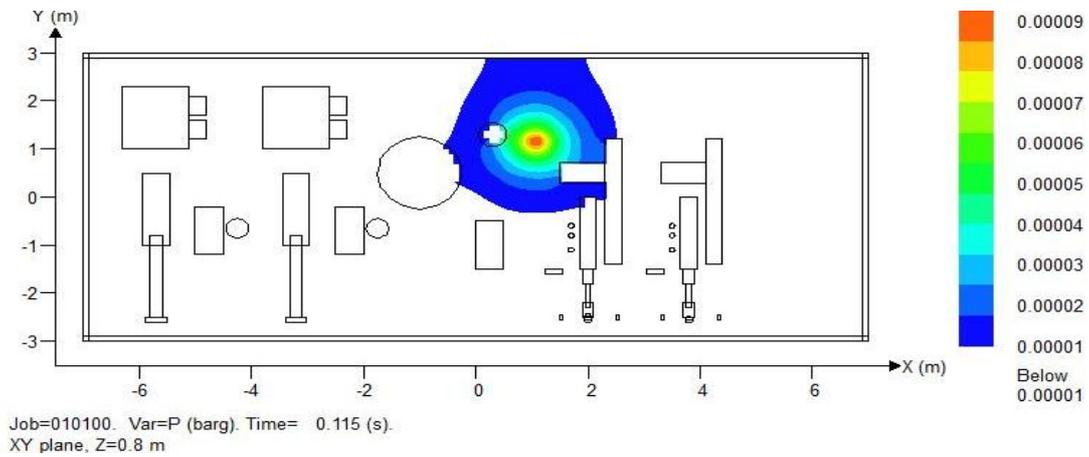


Fig. 4-79 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.115 sec)

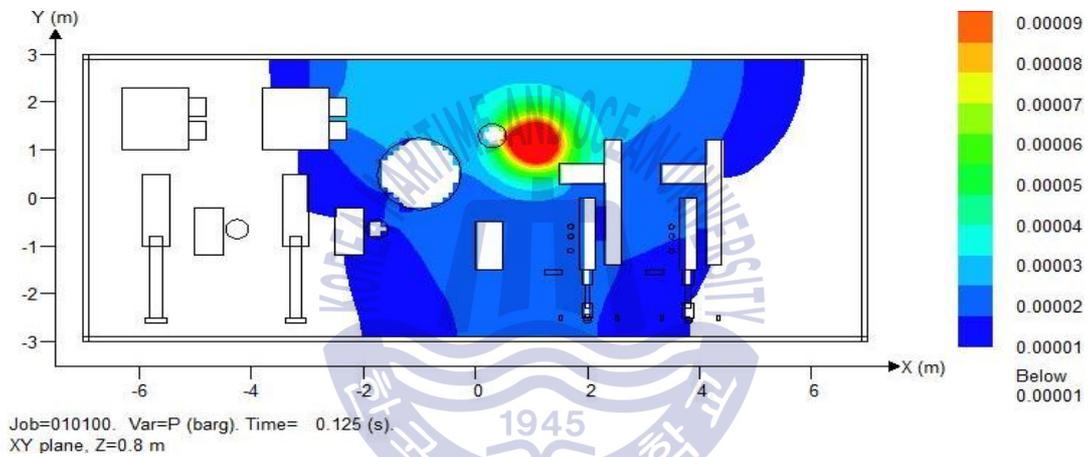


Fig. 4-80 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.125 sec)

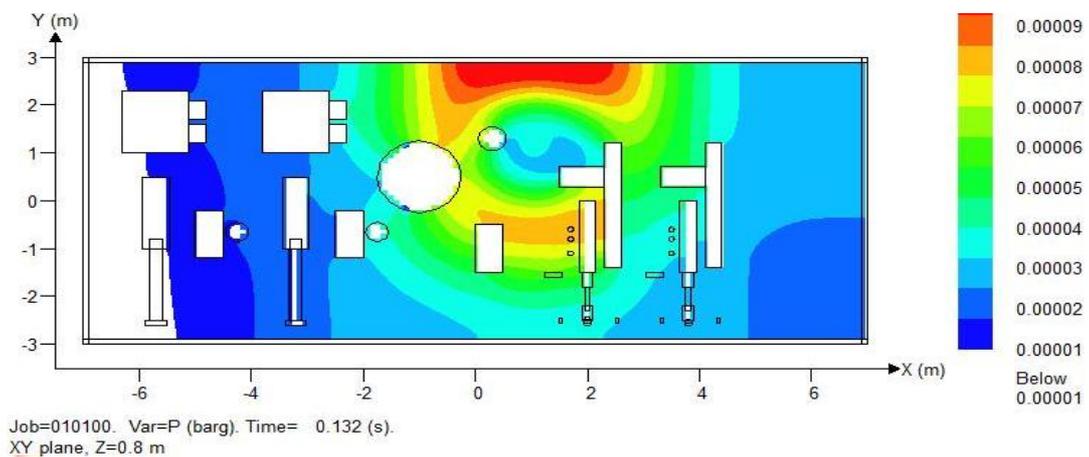


Fig. 4-81 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.132 sec)

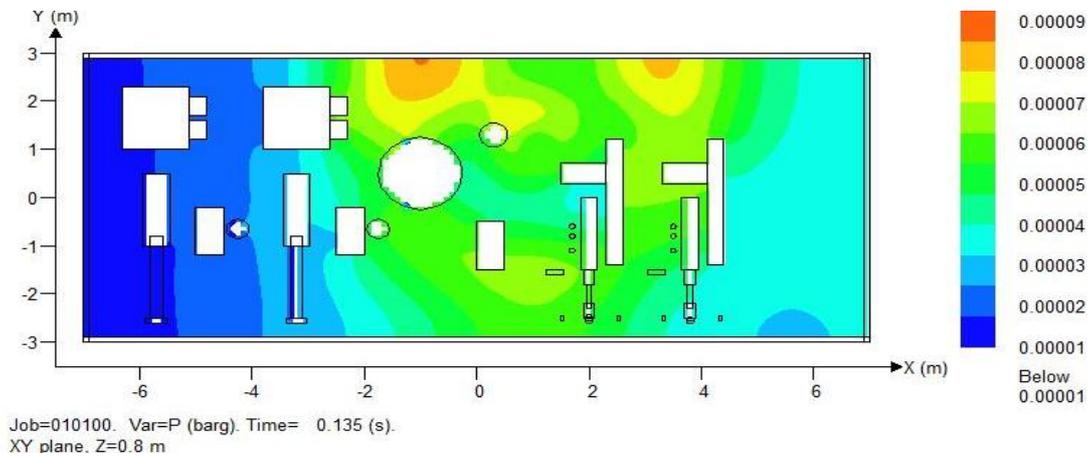


Fig. 4-82 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.135 sec)

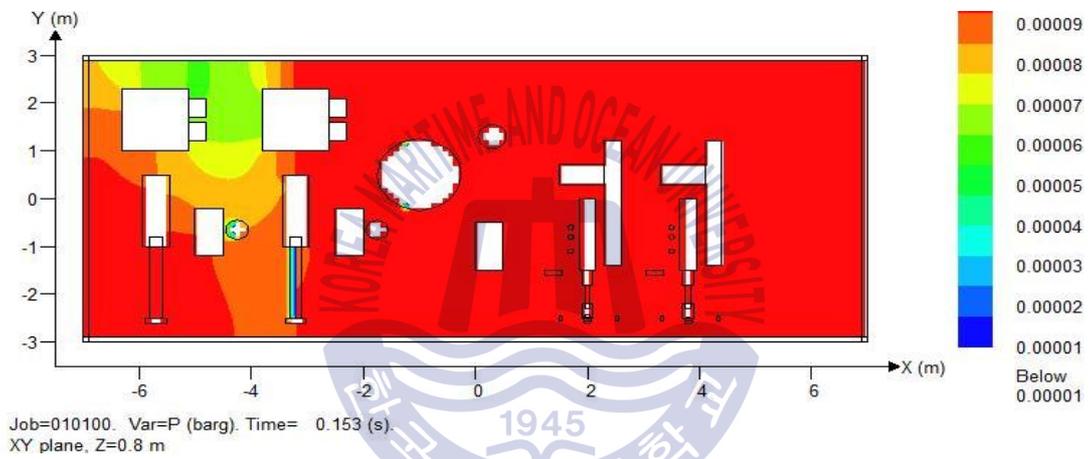


Fig. 4-83 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.153 sec)

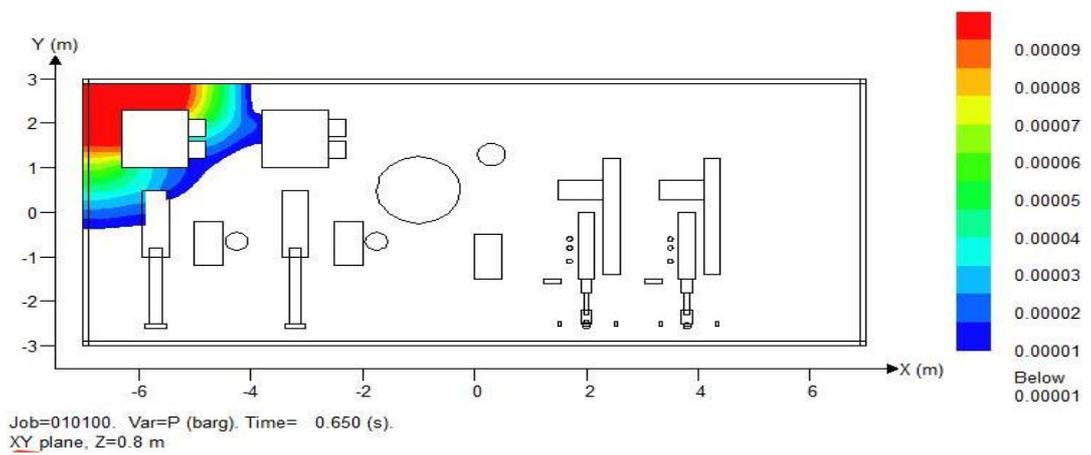


Fig. 4-84 Blast pressure distribution on case 6 (Gas cloud size : 1.03m, 0.65 sec)

폭발해석의 결과에서 Fig. 4-79~Fig. 4-84에서 확인 가능한 폭발압력 값들은 약 0.04초의 짧은 시간 내에 발생하여 증폭되는 현상을 확인할 수 있으며 압력이 소멸하는 과정에서 잔존하는 압력은 양압과 음압이 교차하는 진동압력의 형태로 축소되며 사라지는 것을 정성적인 결과와 정량적인 결과를 통합적으로 분석하여 확인할 수 있다. 이와 같이, 압력의 도달 시간이 매우 짧은 경우 선박의 구조 손상은 가해지는 힘 또는 압력과 시간에 비례하기 때문에 현 시뮬레이션의 결과에서 보여지는 폭발압력은 선박의 철골 구조에 대한 손상도에 영향을 줄 수 있을 만큼 크게 높지는 않은 것으로 예측할 수 있다. 그러나 응축된 힘이 짧은 시간 동안 가해지면 충격파로 인해 정밀기계 등의 계측기기 등에서 오류가 발생할 가능성은 충분히 발생할 수 있음을 예측할 수 있다.

기관구역의 경우, 정상적인 항해를 위해 필수적인 정밀기계장치, 계측기, 회전기기, 압력조절장치 등의 설비가 갖추어져 있다. 또한 추가적인 폭발위험인자로서 가연성 액체연료를 사용하는 기계장치가 주로 설비되어 있는 장소이기 때문에 폭발압력으로 인한 보조 기관 및 주변 기기에 대한 구조적 손상과 고온에 의한 추가적인 폭발 현상이 발생할 수 있는 위험이 있다. 이러한 연쇄적인 폭발 손상은 선박의 안전항해에 영향을 줄 수 있으므로 상기 제시된 충격압력에서 각종 기계장치가 원활히 작동될 수 있도록 보호해야 하며 기본적으로 작업자에 대한 안전 또한 고려되어야 할 대상으로 판단된다. 그렇기 때문에 가스추진시스템을 갖는 기관구역에서는 폭발로 인한 피해를 줄이기 위해 요구되는 대안을 필수적으로 제시해야 한다고 판단된다.

즉, 일반적으로 폭발 수치해석 결과로써 압력 분포는 구조해석을 위한 경계조건으로 설정되며 구조해석의 결과는 선박의 구조변경 및 설계변경에 대한 자료로 활용되나, 현재 수행된 해석의 결과를 분석하면 추가적인 구조해석의 수행보다는 폭발 압력의 최대치를 완화시켜 피해를 최소화하고 폭발 후 일어날 수 있는 화재에 대한 대응 방안을 강구하는 것이 더욱 적절한 조치인 것으로 판단된다. 특히, 기관구역에서의 폭발 완화장치는 협소한 공간 및 밀집된 기관장치의 배치에 영향을 주지 않을 수 있는 방법을 제시하는 것이 중요할 것으로 판단된다.

4.2.6 폭발 위험의 완화

본 연구에서는 설비하고자 하는 새로운 연료공급시스템이 장착되는 기관구역에서의 폭발 위험에 대한 정량적 해석을 통하여 위험의 수위를 예측하고자 하였다. 그 결과, 안전요건이 고려된 폭발해석은 안전요건이 고려되지 않은 해석의 결과에 비해 약 45~6,000 배의 압력 값을 확인할 수 있었다. 최대폭발압력에 해당하는 케이스 2 해석의 3.7 barg에 해당하는 압력은 기본설계의 구조변경 등이 이루어져야 하지만 이러한 대응방안으로 제시되는 권고사항이 '시간당 30회 환기규정' 등을 철저히 준수하는 것으로 생각할 때, 그 완화대책은 이미 제시되어 있는 것으로 판단된다. 현재 요구되어지는 안전요건이 적용되었음에도 불구하고 발생하는 폭발압력을 완화하기 위한 방법을 추가적으로 제시하고자 한다.

현재 제시되고 있는 LNG를 연료로 사용하는 선박의 안전을 위한 국제 규정은 대부분 가스 누출로 인한 화재 및 폭발의 위험을 방지하기 위한 방법으로써 가스가 이송되는 배관을 이중관으로 설치하는 방법, 센서를 설치하여 모니터링한 후 감지된 위험 신호를 제어하는 방법 및 기관실 내부를 시간당 30회 이상 환기시켜 가스클라우드가 생성되는 것을 방지하는 방법 등의 선제적인 규정들을 제시하고 있다.

그러나 앞서 본 연구에서 수행한 다양한 계산과 시뮬레이션의 결과를 분석한 바와 같이 선제적인 가스 폭발 위험의 방지방법이 고려되었음에도 불구하고 가스가 누출되는 상태의 특성에 따라 폭발의 위험을 완전히 배제하기는 어려울 것으로 판단할 수 있다. 하지만 다양한 선제적인 조치로 인해 폭발 위험의 빈도는 상당히 낮을 것으로 예상할 수 있으며 폭발 압력의 최대치 또한 선박의 구조적인 변형을 요구하는 정도는 아닐 것으로 예측되었기 때문에 적절한 폭발 압력에 대한 완화 장치를 장착한다면 더욱 높은 안전성을 갖을 수 있을 것으로 판단된다. 폭발 이후의 위험을 완화하기 위한 방법으로는 일반적으로 방폭 벽(Blast wall), 워터 미스트(Water mist), 폭발배출패널(Explosion venting panel)과 같은 안전장치의 장착을 고려할 수 있다. 특히 폭발배출패널은 고압이 작용하는 밀폐된 공간에서 허용 가능한 압력만큼 감압하기 위한 비기계적 과압 방출 안전장치로써 방폭 벽, 워터 미스트 등의 설비에 비하여 장착비용이 낮고 간단히 설치할 수 있는 장점을 가지므로 가스추진선박의 연료공급장치가 장착되는 기관실에 적용하기에 적절하다고 판단된다. 폭발배출패널은 특수재질적용과 구조변경이 자유롭고 예측되는 폭발압력에 따라 사이즈를 결정하여 장착할

수 있는 장점을 갖는다. Fig. 4-85와 Fig. 4-86은 폭발배출패널 상용제품과 장착 예를 보여주고 있으며 이러한 장치의 적용을 위해서는 NFPA 68, KOSHA D-6-2002 등의 안전인증을 거쳐 승인된 제품만 사용하도록 한다. 승인을 위한 각 코드의 주요내용으로는 파열압력의 설치유형, 파열판 형식, 공정운전 조건 적용기준에 대한 언급이 있으며, 파열 압력 설정 시 유의 사항 및 크기 선정에 대한 내용으로 이루어져 있다. 크기 선정 시에는 충분한 방출면적의 확보를 위하여 폭발압력의 90%이내에서 폭발압력 대비 감압하고자하는 압력에 따라 패널 크기 선정을 결정하거나 패널의 개수를 조절하는 방법 등을 채택할 수 있다.

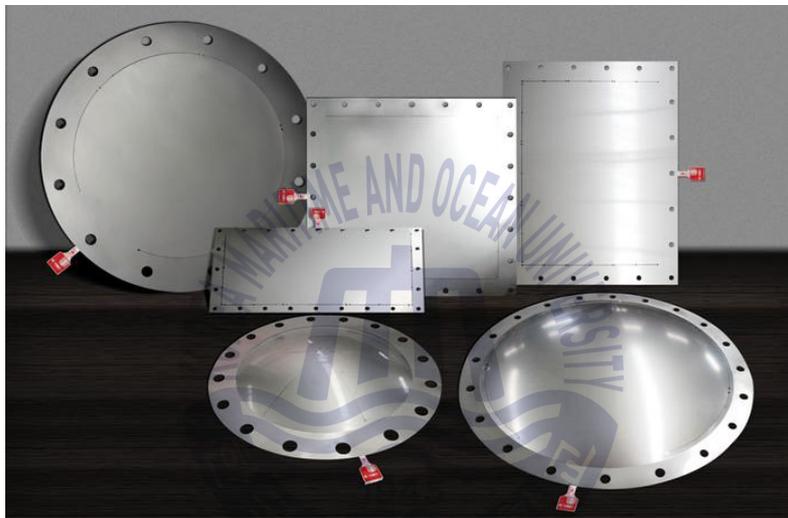


Fig. 4-85 Commercial example of explosion venting panels



Fig. 4-86 Installation example of an explosion venting panel

제 5 장 결 론

IMO(국제해사기구) 협약에 따른 ECA(Emission Control Area)와 SECA(Sulfur Emission Control Area)의 설정으로 인한 통항제한 기준 및 환경규제에 따라 선박연료로써 액화천연가스의 사용은 선박에서의 환경오염 배출규제를 획기적으로 만족시킬 수 있는 대안으로 떠오르고 있으나, 가스누출로 인한 화재 및 폭발의 위험을 갖는 단점이 있다.

본 연구는 가스추진선박에서 일어날 수 있는 폭발의 위험을 식별하고 위험도를 정량적으로 나타내기 위한 방법론을 제시하기 위해 수행되었다. 요구되는 정량적 정보를 수집하는 과정에는 다양한 방법이 있으나 본 연구에서는 가스누출의 특성, 가스 누출량의 예측, 선박건조규정에 의한 기관구역에서의 안전조치가 적용된 누출가스의 확산 시뮬레이션, 폭발해석, 완화 등을 정리하였으며 정량화 과정에 대해 고찰하였다.

화재 및 폭발에 대한 위험도 기반 정량적 분석을 위하여 적용 가능한 위험도 평가 방법론에 대한 분석과 동시에 위험요소식별을 포함한 안전성 평가를 수행하였다. 그 결과 연료공급시스템에서의 위험도가 가장 높은 것으로 식별되었으나, 이는 정성적인 우선순위로써, 정량적인 위험도의 측정을 위해 공정해석 소프트웨어 “FlowNex”를 이용한 가스누출량 분석과 확산 시뮬레이션 및 폭발해석을 순차적으로 수행하였다.

가스누출 시간과 밸브차단 시간에 따라 4가지 시나리오를 구성하여 공정해석을 수행하였으며, 각 시나리오마다 파공의 크기에 따라 3 케이스의 결과를 도출하였다. 전반적으로 파공의 크기와 가스누출 시간은 가스누출량에 비례하는 경향을 확인할 수 있었다. 가스누출과 동시에 밸브가 차단되는 해석의 결과에서 가스누출량은 약 0.5 kg으로 최소값을 나타내었으며, 가스누출 발생 8초 후 밸브가 선형으로 차단되는 경우의 완전 파단에 해당하는 결과에서 가스누출량은 242 kg으로 최대값을 나타내었다.

CFD 해석을 위해 공정해석의 결과에서 얻은 5 케이스의 가스누출량을 선별하였다. 연료공급실은 환기 및 이중관, 알람시스템과 같은 다양한 안전시스템이 갖춰져 있기 때문에 이에 따른 누출된 가스의 확산을 가시적으로 확인하고 정량적인 수치 데이터를 확보할 필요가 있다. 가스누출량을 약 0.9~1.6 kg, 가스누출시간을 8초로 경계조건을 부여한 해석 결과에서 총 해석시간 동안 폭발한계를 상회하는 메탄농도를 확인할 수 있었으며, 그 결과를 수치 데이터로 확보할 수 있었다. 또한, 그 외 해석 결과에서도 폭발한계인 50,000~150,000

ppm에 해당하는 농도 분포가 확인되어 폭발의 위험 가능성을 확인하였으며 폭발해석의 경계조건 등 다양한 자료를 확보할 수 있었다.

폭발해석의 결과로써 ‘안전요건이 반영되지 않은’ 조건에서는 약 0.27~3.7 barg, ‘안전요건이 반영된’ 조건에서는 0.00065~0.006 barg의 압력범위를 확인할 수 있었다. 폭발해석의 결과에서 나타난 폭발압력은 선박의 철골구조물에 손상을 줄 수 있는 가능성을 배제할 수는 없으나 선박 혹은 해양플랜트의 설계에 있어서 일반적으로 1 barg 미만의 압력에 대해서는 설계 변경을 요구하지 않고 있어 구조 변경을 위한 구조강도해석보다는 폭발위험에 대비할 수 있는 방폭 벽, 워터 미스트 등의 간접적인 폭발 완화 장치의 설치 혹은 최대폭발압력을 적정 수준의 완화된 압력으로 조절하기에 가장 적합한 것으로 알려진 폭발배출패널을 최적화하여 적용하는 것이 가장 적절할 것으로 판단된다.



감사의 글

본 논문이 완성되기까지 세심한 지도와 조언을 아끼지 않으시고 학문의 길을 열어 주신 이영호 지도교수님께 진심으로 깊은 감사를 표합니다. 또한 논문심사과정을 통해 부족한 논문을 세심하게 다듬어 주신 정재현 교수님, 윤행기 교수님, 손동우 교수님, 김정환 조선해양기자재연구원 본부장님께 감사를 표합니다. 아울러 기계공학과 은사님들께 감사를 표합니다.

항상 노력하는 모습과 올바른 자세로 묵묵히 정진하시며 모범을 보여주셔서 스스로 깨닫게 도움을 주시는 김유탉 교수님, 강호근 교수님, 양창조 교수님, 최영도 교수님, 김범석 교수님과 유동정보연구실의 선후배님들께도 감사를 표합니다.

현재 재직 중인 한국선급과 조선해양기자재연구원, 현대중공업, 대우조선해양, STX 조선해양, 성동조선해양에서 근무하시며 많은 도움을 주셨던 분들 및 IMO 의제문서개발사업 참여자 분들을 비롯한 도움을 주신 모든 분들께 감사의 마음을 전하며 모두의 앞날에 영광이 있기를 기원합니다.

항상 자신을 되돌아보는 때가 오는 것 같습니다. 지나간 뒤에는 항상 아쉬움이 남는 것 같습니다. 과오를 반성하고 고쳐나가는 반복된 길에 나아갈 방향을 비추어 주시는 분들이 계신다는 것은 저의 분(分)에 넘치는 덕(德)이 아닌가 생각합니다. 박사과정을 졸업하면서 배운 것보다 여러 훌륭한 분들을 만나 뵈 수 있었음에 더 감사를 드립니다.

끝으로 맹목적인 믿음과 사랑으로 길러주시며 삶의 가장 소중한 가치(價値)를 깨닫게 해주시는 아버님, 어머님께 이 논문을 바칩니다.

감사드립니다.

2017년 2월 김 기평 배상

참고문헌

- ABS, 2000. *Guidance Notes on Risk Assessment Applications for Marine, Offshore Oil and Gas Industries*
- ANSYS, 2010. *CFX-12 Solver Theory Manual*, Oxfordshire: CFX Ltd.
- Class NK, 2008. *Guidelines for Dual Fuel Diesel Engines*
- DSME, 2010. *Joint Research Project on LNG Fueled 318,000 TWD COT*, Interim Information Release
- Darby, S. and Pool, G., 1997. *An Experimental Study of Natural Gas Accumulation Following High and Low Pressure Releases Under Ventilated and Unventilated Conditions*, GRC R 1811, July.
- Daniel, A.C. and Joseph, F.L., 1990. *Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications*, Prentice Hall PTR
- FLACS, 2014. *FLACS v10 Solver Theory Manual*, Gexcon AS.
- Ganapathy ramachandran and David charters, 2011. *Quantitative risk assessment in fire safety*, ISBN13: 978-0-419-20790-0
- Ha, J.M., Lee, J.H. and Sung, W.M., 2002. *Investigation of Ventilation Efficiency for the Natural Gas High Pressure Release in an Underground Valve Station*, KIGAS, Vol. 6(1), 74-80.
- Hansen, O.R., Gavelli, F., Ichard, M. and Davis, S.G., 2010. *Validation of FLACS against Experimental Data Sets from the Model Evaluation Database for LNG Vapor Dispersion*, *Journal of Loss Prevention in the Process Industry*, Vol. 23, 857-877.
- IMO, 1993. *IGC code : International code for construction and equipment of ships carrying liquefied gases in bulk*
- IMO, 2001. *MSC/Circ.1002, Guidelines on alternative design and arrangements for fire safety*
- IMO, 2004. *SOLAS : Consolidated text of the International Convention for the Safety of Life at Sea*

- IMO, 2007. *MSC83/INF.2, Consolidated text of the Guidelines for Formal Safety Assessment (FSA) for use in the IMO rule-making process*
- IMO, 2007. *MSC83/INF.3, FSA - Liquefied Natural Gas (LNG) Carriers Details of the Formal Safety Assessment*
- IMO, 2009. *Res.MSC.285(86) Interim Guidelines on Safety for Natural Gas-fuelled Engine Installations in Ships*
- Jones, W.P. and Launder, B.E., 1973. *The Calculation of Low-Reynolds-number Phenomena with a Two-equation Model of Turbulence, International Journal of Heat and Mass Transfer, Vol. 16, 1119-1130.*
- Kjeld Aabo, Rene Sejer Laursen, 2009. *New Optimization of ME-GI Dual Fuel Engines for LNG Carriers and Marine Vessels in General*
- Launder, B.E. and Spalding, D.B., 1974. *The Numerical Computation of Turbulent Flows, Computer Methods in Applied Mechanics and Engineering, Vol. 3, 269-289.*
- M.Y.H Bangash, 2009. *Shock, impact and explosion, Structural analysis and design, ISBN: 978-3-540-77067-1*
- Patel, V.C., Wolfgang, R. and Scheuerer, G., 1985. *Turbulence Models for Near-wall and Low Reynolds Number Flows: a Review, AIAA J., Vol. 23, 1308-1319.*
- Risk-based Decision-making Guidelines, 1998. *USCG's R&D center*
- SAFEDOR, 2005. D.4.5.2, *Risk Evaluation Criteria*
- Saeid mokhatab, John Y. mak, Jaleel V. Valappil, David A. wood, 2014. *Handbook of liquefied natural gas, ISBN: 978-0-12-404585-9*
- Sklavounos, S. and Rigas, F., 2005. *Fuel Gas Dispersion under Cryogenic Release Conditions, Energy & Fuels, Vol. 19, 2535-2544.*
- USCG, 1998. *Risk-based decision-making guidelines*
- Wilcox, D., 1993. *Turbulence Modeling for CFD, DCW Industries, INC., La Canada, CA.*
- 한국선급, 2009. 선급 및 강선 규칙 제7편, 5장 액화 가스 산적 운반선
- 한국조선협회, 2011. 세계 조선사업 현황과 전망