



TUGAS AKHIR - ME184834

## PENILAIAN RISIKO TERMINAL LNG TANJUNG EMAS SEMARANG

KOMANG GEDE WAHYU BUDIARTA  
NRP. 04211640000108

DOSEN PEMBIMBING

Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani S.T., M.Sc.  
A.A.B Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D

DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN  
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020



TUGAS AKHIR - ME184834

## PENILAIAN RISIKO TERMINAL LNG TANJUNG EMAS SEMARANG

KOMANG GEDE WAHYU BUDIARTA  
04211640000108

DOSEN PEMBIMBING  
Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani S.T., M.Sc.  
A.A.B Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D.

DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN  
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



BACHELOR THESIS - ME184834

# RISK ASSESSMENT OF LNG TERMINAL TANJUNG EMAS SEMARANG

KOMANG GEDE WAHYU BUDIARTA  
04211640000108

SUPERVISOR  
Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani S.T., M.Sc.  
A.A.B Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D.

DEPARTEMENT OF MARINE ENGINEERING  
FACULTY OF MARINE TECHNOLOGY  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## **LEMBAR PENGESAHAN**

### **PENILAIAN RISIKO TERMINAL LNG TANJUNG EMAS SEMARANG**

#### **TUGAS AKHIR**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada

Bidang Studi Reliability, Availability, Management and Safety (RAMS)  
Program Studi S-1 Departemen Teknik Sistem Perkapalan  
Fakultas Teknologi Kelautan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**KOMANG GEDE WAHYU BUDIARTA**  
NRP. 04211640000108

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir:

Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani S.T., M.Sc. (      )  
NIP. 198705272014041001



A.A.B Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D  
NIP. 197505102000031001



*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## **LEMBAR PENGESAHAN**

### **PENILAIAN RISIKO TERMINAL LNG TANJUNG EMAS SEMARANG**

#### **TUGAS AKHIR**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat

Memperoleh Gelar Sarjana Teknik

Pada

Bidang Studi *Reliability, Availability, Management and Safety* (RAMS)

Program Studi S-1 Departemen Teknik Sistem Perkapalan

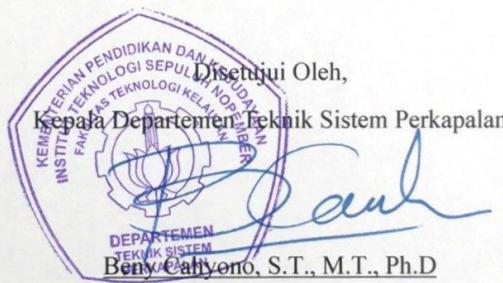
Fakultas Teknologi Kelautan

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Penulis:

**Komang Gede Wahyu Budiarta**

NRP. 04211640000108



NIP. 197903192008011008

**SURABAYA**

**AGUSTUS, 2020**

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

# **PENILAIAN RISIKO TERMINAL LNG TANJUNG EMAS SEMARANG**

Nama mahasiswa : Komang Gede Wahyu Budiarta  
NRP : 04211640000108  
Pembimbing : 1. Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani S.T., M.Sc.  
                  2. A.A.B Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D.

## **ABSTRAK**

Menurut laporan Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi (BPPT) Indonesia tahun 2019 menyebutkan bahwa kebutuhan gas bumi dalam negri diprediksi meningkat dari 1.516 Billions Standard Cubic Feet (BSCF) pada tahun 2017 menjadi 4.723 Billions Standard Cubic Feet (BSCF) atau meningkat rata-rata 3,5% per tahun pada tahun 2050. Salah satu jenis gas bumi yang menjadi terobosan masa kini adalah *Liquefied Natural Gas* (LNG). Sebuah perusahaan gas bersama sebuah perusahaan pelabuhan membangun terminal LNG. Terminal LNG ini terletak di Pelabuhan Tanjung Emas Semarang. Terminal ini berada di perairan yang cukup sempit dan akan menempati area ekspansi lahan  $\pm 5200\text{m}^2$  sebagai area curah cair. Terminal yang ada sudah digunakan sebagai penyimpanan bahan bakar Methanol dan *High Speed Diesel* (HSD). Fasilitas Terminal LNG terdiri dari tangki penyimpanan dengan kapasitas  $10.000\text{ m}^3$ , *flexible hose* dan *filling station*. Terminal ini juga dilengkapi dengan jetty yang mampu menangani  $22.000\text{ m}^3$  Kapal LNG dengan panjang hingga 160 m. Studi ini akan membahas tentang penilaian risiko Terminal LNG Semarang. Penilaian risiko ini dilakukan dalam beberapa tahapan, yang diawali dengan melakukan identifikasi bahaya menggunakan *Hazard and Operability* (HAZOP) dilanjutkan dengan melakukan analisa frekuensi kejadian bahaya dari sistem yang dianalisa menggunakan metode *Fault Tree Analysis* (FTA) dan *Event Tree Analysis* (ETA) untuk mengetahui frekuensi terjadinya potensi bahaya. Analisa konsekuensi dilakukan dengan metode fire modelling menggunakan *software ALOHA* untuk mengetahui hasil permodelan berbagai bentuk api dan daerah yang terkena dampaknya. Berdasarkan hasil pemetaan risiko menggunakan f-N Curve yang mengacu pada standard UK-HSE terdapat kejadian bahaya berupa *jet fire*, *flash fire*, dan *vapour cloud explosion* dengan level risiko tidak dapat diterima atau *unacceptable* pada node 1 dan 4 dengan scenario kebocoran 10 mm, 50 mm, dan 150 mm. Mitigasi dilakukan untuk menurunkan besar frekuensi dengan cara penambahan *safeguard* berupa *gas detector*, *pressure alarm* dan *temperature alarm* berdasarkan standard *Layers of Protection Analysis* (LOPA).

Kata Kunci : Terminal LNG, Penilaian Risiko, Fire Modelling, f-N Curve

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

# **RISK ASSESSMENT OF LNG TERMINAL TANJUNG EMAS SEMARANG**

Student : Komang Gede Wahyu Budiarta  
NRP : 04211640000108  
Supervisor : 1.Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani S.T., M.Sc.  
                  2.A.A.B Dinariyana Dwi P., S.T., MES., Ph.D.

## **ABSTRACT**

According to the report of Agency for the Assessment and Application of Technology of Indonesia in 2019, it is stated that the demand for natural gas in Indonesia is predicted to increase from 1,516 Billions Standard Cubic Feet (BSCF) in 2017 to 4,723 BSCF or increase by an average of 3.5% per year in 2050. The most effective way in distributing natural gas nowadays is in the form of LNG. A national gas company together with a port company is planned to build an LNG Terminal in a port area of Semarang, Central Java. This terminal will occupy the area based on the ultimate plan of the port which allocates the land expansion area of  $\pm 5,200 \text{ m}^2$  as liquid bulk area. The existing terminal is already being used as fuel storage for Methanol and High Speed Diesel (HSD). The designed LNG Terminal facilities consist of storage tanks with a capacity of 10,000 m<sup>3</sup>, LNG marine loading arm, filling stations, regasification units, and equipped with jetty that capable to serve 22,000 m<sup>3</sup> LNG vessel with length up to 160m. This final project addresses on the assessment of risk that may occur on the designed LNG Terminal. The risk assessment is carried out in several stages, beginning with identifying hazards using Hazard and Operability (HAZOP) followed by analysing the frequency of hazard using *Fault Tree Analysis* (FTA) and *Event Tree Analysis* (ETA) methods to find out the type potential hazards and its frequency. The next stage is the analysis of the consequences using fire modelling method is carried out by ALOHA software. Based on the results of risk mapping using f-N Curve which refers to the UK-HSE standard, there are hazard events in the form of jet fire, flash fire, and vapor cloud explosion with unacceptable risk levels at nodes 1 and 4 with leakage scenarios of 10 mm, 50 mm, and 150 mm. Mitigation is carried out for reduce the frequency by adding safeguard in the form of a gas detector, pressure alarm and temperature alarm based on the Layers of Protection Analysis (LOPA) standard.

Key Word : LNG Terminal, Risk assessment, Fire Modelling, f-N Curve

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat dan segala karuniaNya penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul "**PENILAIAN RISIKO TERMINAL LNG TANJUNG EMAS SEMARANG**".

Penulis mengucapkan terimakasih kepada pihak-pihak yang berperan dalam memberikan kritik, saran, masukan maupun dukungan pada saat penggeraan tugas akhir. Ucapan terimakasih penulis ditujukan kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa, yang telah memberikan Rahmat dan KaruniaNya sehingga saya bisa menyelesaikan tugas akhir ini dengan lancar.
2. Orang tua saya Bapak I Ketut Mustiada dan Ibu Ni Wayan Budiartini yang selalu memberikan doa terbaiknya untuk saya, sehingga saya bisa menyelesaikan tugas akhir ini.
3. Bapak Prof Dr. Ketut Buda Artana, ST., M.Sc selaku Kepala lab RAMS, yang selalu memberikan ilmu-ilmu terbaiknya dan nilai kehidupan kepada saya.
4. Bapak Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani S.T., M.Sc dan Bapak A. A. Bagus Dinariyana Dwi P., ST., MES., Ph.D selaku Dosen Pembimbing 1 dan 2 yang selalu memberikan ilmu-ilmunya kepada saya, sehingga saya bisa menyelesaikan tugas akhir saya dengan lancar dan benar.
5. Bapak Dr. Eddy Setyo Koenhardono, S.T., M.Sc. selaku Dosen Wali yang selalu membimbing selama masa perkuliahan baik dalam kegiatan akademik non akademik serta nasihat kepada saya.
6. Kakak tingkat lab RAMS yaitu Mas Thariq, Mba Hay, dan Mbak Widhi yang membantu dalam proses menyelesaikan tugas akhir saya.
7. Teman teman TPKH-ITS yang selalu memberikan semangat belajar dan memberi arti sebuah perjalanan dalam hidup.
8. Teman teman seperjuangan Tugas Akhir LAB RAMS. Kevin, Rakaditya, Parson, Rama, Ical, Andra, Fadhil, Fekendra, Arvin, Daffa, Joshua, Bagas, Dante, Dany, Zaki.
9. Teman-teman voyage 2016 yang selalu memberiku semangat untuk menyelesaikan dunia perkuliahan.
10. Teman-teman kontrakkan M1 Surya, Pundhara, Abbie, Andika yang menjadi teman tinggal dan rantaui selama menyelesaikan perkuliahan di ITS
11. Winda Ayuningtyas yang selalu setia mendampingi penulis dalam suka dan duka. Terimakasih atas semua motivasi serta doa yang selalu diberikan kepada penulis selama pembuatan tugas akhir

Penulis menyadari bahwa penulisan dan pembuatan tugas akhir yang dilakukan masih jauh dari kata sempurna. Oleh sebab itu, penulis berharap pembaca dapat memberikan saran dan kritik yang bersifat membangun dalam upaya perbaikan dan menjadikan tugas akhir yang lebih baik. Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi penulis dan pembaca.

Surabaya, 4 Agustus 2020

Penulis

## DAFTAR ISI

BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1    Latar Belakang.....	1
1.2    Rumusan Masalah.....	3
1.3    Tujuan.....	4
1.4    Manfaat.....	4
1.5    Batasan Masalah.....	4
BAB II.....	6
2.1    Liquified Natural Gas (LNG).....	6
2.2    Rantai Pasok LNG .....	6
2.3    Terminal LNG.....	7
2.4    Kondisi Lingkungan.....	8
2.5    Hazard Identification.....	10
2.6    Jenis-jenis Bahaya.....	10
2.6.1 <i>Jet Fire</i> .....	11
2.6.2 <i>Flash Fire</i> .....	11
2.6.3 <i>Vapor Cloud Explosion(VCE)</i> .....	11
2.6.4 <i>Pool Fire</i> .....	11
2.6.5 <i>Gas Dispersion</i> .....	11
2.7    HAZOP.....	12
2.8 <i>Fault Tree Analysis</i> .....	13
2.9 <i>Event Tree Analysis (ETA)</i> .....	14
2.10 <i>Fire Modelling</i> .....	15
2.11    f-N Curves.....	15
2.12    LOPA.....	16
2.13    Safety.....	17
BAB III.....	19
3.1    Metodologi.....	19
3.2    Perumusan Masalah .....	20
3.3    Tinjauan Pustaka.....	20
3.4    Pengumpulan Data.....	20
3.5    Identifikasi Bahaya.....	20
3.6    Estimasi Frekuensi.....	20
3.7    Analisa Konsekuensi.....	21

3.8	Analisa Risiko .....	21
3.9	Pemetaan Risiko .....	21
3.10	Mitigasi.....	22
3.11	Kesimpulan .....	22
BAB IV.....		24
DATA PENELITIAN .....		24
4.1	Penjelasan Umum .....	24
4.2	Layout Terminal LNG.....	24
4.3	Data Lingkungan.....	25
4.4	Deskripsi Sistem Terminal LNG .....	25
4.5	Piping and Instrumental Diagram (P&ID).....	26
4.6	Data Kandungan LNG.....	28
4.7	Data Crew Terminal LNG.....	29
BAB V.....		31
IDENTIFIKASI BAHAYA .....		31
5.1	Penjelasan Umum .....	31
5.2	Hazard and Operability (HAZOP) .....	31
5.2.1	Menentukan Node .....	31
5.2.2	Guide Word .....	32
5.2.3	Deviasi .....	33
5.2.4	Possible Cause.....	33
5.2.5	Consequences.....	33
5.2.6	Safeguard.....	33
5.2.7	Comment.....	34
5.2.8	Safeguard.....	34
5.3	Lembar Kerja HAZOP.....	34
BAB VI.....		39
ANALISA FREKUENSI.....		39
6.1	Penjelasan Umum .....	39
6.2	Frekuensi Kebocoran Valve.....	39
6.3	Frekuensi Kebocoran Pipa.....	40
6.4	Frekuensi Kebocoran Pompa.....	42
6.5	Frekuensi Kebocoran Indicator & Safeguard.....	42
BAB VII.....		50

<b>ANALISA KONSEKUENSI.....</b>	<b>50</b>
7.1    Penjelasan Umum .....	50
7.2    Penentuan Receiver.....	50
7.3 <i>Jet Fire</i> .....	50
7.4 <i>Flash Fire</i> .....	53
7.5 <i>Pool Fire</i> .....	55
7.6 <i>Vapor Cloud Explosion(VCE)</i> .....	57
<b>BAB VIII.....</b>	<b>61</b>
<b>PEMETAAN RISIKO.....</b>	<b>61</b>
8.1    Penjelasan Umum .....	61
8.2    Pemetaan Risiko <i>Jet Fire</i> .....	61
8.3    Pemetaan Risiko <i>Flash Fire</i> .....	62
8.4    Pemetaan Risiko VCE.....	63
<b>BAB IX.....</b>	<b>66</b>
<b>MITIGASI.....</b>	<b>66</b>
9.1    Penjelasan Umum .....	66
9.2    Kejadian Bahaya dan Skenario.....	66
9.3    Hasil Mitigasi .....	67
9.4    Acceptable Cost of Mitigation.....	68
<b>BAB X.....</b>	<b>73</b>
<b>IRPA DAN PLL.....</b>	<b>73</b>
10.1   Penjelasan Umum .....	73
10.2   Individual Risk per Annum (IRPA).....	73
10.3   Potential Loss of Life (PLL) .....	78
<b>BAB XI.....</b>	<b>82</b>
11.1   Penjelasan Umum .....	82
11.2   Fasilitas Terminal LNG .....	82
11.3   Kondisi Lingkungan Terminal LNG .....	83
11.4   Review Design Layout Terminal.....	83
<b>BAB XII.....</b>	<b>86</b>
12.1   Umum.....	86
12.2   Objektif.....	86
12.3   Standard.....	86
12.4   Istilah.....	86

12.5	Prosedur Pembongkaran LNG.....	88
12.5.1	Rapat Pra Pembongkaran LNG .....	88
12.5.2	Komunikasi.....	89
12.5.3	Opening Meeting.....	89
12.5.4	Safety Check List.....	90
12.5.5	Connecting Flexible Hose.....	90
12.5.6	Opening Custody Transfer Measurement System (CTMS).....	90
12.5.7	ESD Triptest (hot).....	90
12.5.8	Line and Flexible Hose Cool Down.....	90
12.5.9	ESD Triptest (cold).....	91
12.5.10	Start Unloading/Discharging.....	91
12.5.11	Estimate Complete Discharge .....	91
12.5.12	Blowing .....	91
12.5.13	Purging.....	91
12.5.14	Disconnecting Hose .....	92
12.5.15	Closing CTMS.....	92
12.5.16	Verification and Documentation.....	92
12.5.17	Closing Meeting.....	92
12.6	Prosedur Connection dan Disconnection Flexible Hose.....	92
12.6.1	Persiapan Connection dan Disconnection Flexible Hose .....	92
12.6.2	Pelaksanaan Connection dan Disconnection Flexible Hose .....	93
12.6.3	Penyelesaian Connection dan Disconnection Flexible Hose .....	95
12.7	Prosedur Mooring dan Un-Mooring.....	95
12.7.1	Persiapan Kegiatan Mooring dan Un-mooring .....	95
12.7.2	Pelaksanaan Kegiatan Mooring dan Un-mooring.....	97
12.7.3	Penyelesaian Kegiatan Mooring dan Un-mooring.....	98
12.8	Prosedur Pengecekan Kebocoran Pada Manifold.....	98
12.8.1	Persiapan Pengecekan Kebocoran Pada Manifold.....	98
12.8.2	Pengecekan Sebelum Unloading LNG.....	98
12.8.3	Pengecekan Pada Saat Transfer LNG .....	98
12.9	Prosedur Pemanduan Kapal di Terminal LNG.....	99
12.9.1	Kedatangan Kapal.....	99
12.9.2	Penyandaran Kapal .....	99
12.9.3	Keberangkatan Kapal.....	100

12.10	Prosedur Pemuatan di Terminal LNG.....	101
12.10.1	Opening Meeting .....	101
12.10.2	Persiapan Setelah Sandar.....	101
12.10.3	Opening CTM.....	102
12.10.4	ESD Triptest (hot).....	102
12.10.5	Persiapan Untuk Compressors.....	102
12.10.6	Start Loading.....	103
12.10.7	Estimate Complete Loading.....	103
12.10.8	Blowing .....	104
12.10.9	Purging.....	104
12.10.10	Disconnecting Hose .....	104
12.10.11	Closing CTMS.....	104
12.10.12	Verification and Documentation.....	104
12.10.13	Closing Meeting.....	105
BAB XIII.....		107
13.1	Kesimpulan .....	107
13.2	Saran.....	107
LAMPIRAN.....		111

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik Pemanfaatan Gas Bumi Indonesia .....	1
Gambar 1. 2 Neraca Gas Indonesia.....	2
Gambar 1. 3 Grafik Supply-Demand Gas Bumi Jawa Bagian Tengah.....	2
Gambar 2. 1 Supply Chain LNG .....	6
Gambar 2. 2 Layout Rencana Pembangunan Terminal LNG .....	7
Gambar 2. 3 Lokasi Terminal LNG Semarang .....	7
Gambar 2. 4 Jetty Area ke Arah Timur.....	8
Gambar 2. 5 Jetty Area ke Arah Barat .....	8
Gambar 2. 6 Tanki Penyimpanan Curah Cair .....	9
Gambar 2. 7 Prosedur HAZOP.....	11
Gambar 2. 8 Contoh Penggerjaan FTA.....	12
Gambar 2. 9 Contoh Penggerjaan ETA.....	13
Gambar 2. 10 Fire modelling ALOHA software.....	14
Gambar 2. 11 f-N Curve UK-HSE.....	15
Gambar 2. 12 Model dari penggerjaan LOPA .....	16
Gambar 3. 1 Diagram Alir Tugas Akhir.....	19
Gambar 4. 1 Layout Terminal LNG Tanjung Emas.....	24
Gambar 4. 2 Layout 3D Terminal LNG Tanjung Emas.....	25
Gambar 4. 3 Sistem Pada Fasilitas Terminal LNG .....	26
Gambar 4. 4 P&ID manifold to storage tank .....	27
Gambar 4. 5 P&ID CNG Compressor.....	27
Gambar 4. 6 P&ID Filling Station.....	28
Gambar 5. 1 Pembagian node HAZOP .....	32
Gambar 6. 1 Contoh hasil pemodelan FTA pada Relex.....	46
Gambar 6. 2 Contoh Diagram ETA pada node 1 scenario hole 50 mm .....	47
Gambar 7. 1 Hasil simulasi ALOHA Jet Fire node 1 skenario kebocoran 50 mm.....	51
Gambar 7. 2 Jet Fire node 1 skenario 50 mm top view .....	52
Gambar 7. 3 Hasil simulasi ALOHA Flash Fire node 1 skenario kebocoran 50 mm....	53
Gambar 7. 4 Flash Fire node 1 skenario kebocoran 50 mm top view.....	54
Gambar 7. 5 Hasil simulasi ALOHA Pool Fire node 1 skenario kebocoran 50 mm .....	55
Gambar 7. 6 Pool Fire node 1 skenario kebocoran 50 mm top view .....	56
Gambar 7. 7 Hasil simulasi ALOHA VCE node 1 skenario kebocoran 50 mm .....	57
Gambar 7. 8 VCE node 1 skenario kebocoran 50 mm top view .....	58
Gambar 8. 1 f-N Curve Jet Fire scenario 50 mm.....	61
Gambar 8. 2 f-N Curve Flash Fire scenario 50 mm.....	62
Gambar 8. 4 f-N Curve VCE scenario 50 mm .....	63
Gambar 9. 1 Risk acceptance criteria.....	78
Gambar 10. 1 GCAF rekomendasi mitigasi.....	71

## DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Kandungan LNG.....	6
Tabel 2. 2 Contoh tabel lembar HAZOP.....	13
Tabel 4. 1 Komposisi LNG.....	28
Tabel 4. 2 Jumlah Crew Terminal LNG.....	29
Tabel 5. 1 Guide word HAZOP.....	33
Tabel 5. 2 Deviasi HAZOP.....	33
Tabel 5. 3 Hasil lembar kerja HAZOP pada node 1 .....	35
Tabel 6. 1 Skenario variabel kebocoran komponen.....	40
Tabel 6. 2 Hasil perhitungan frekuensi kebocoran komponen pada node 1 .....	40
Tabel 6. 3 Skenario Variabel Kebocoran Pipa.....	41
Tabel 6. 4 Hasil perhitungan frekuensi kebocoran pipa pada node 1 .....	41
Tabel 6. 5 Skenario variabel kebocoran indicator & safeguard.....	43
Tabel 6. 6 Hasil perhitungan frekuensi kebocoran safeguard pada node 1 .....	43
Tabel 6. 7 Hasil perhitungan frekuensi kegagalan komponen pada node 1.....	44
Tabel 6. 8 Hasil perhitungan frekuensi kegagalan safeguard pada node 1 .....	45
Tabel 6. 9 Rekapitulasi analisa FTA.....	46
Tabel 6. 10 Data sekunder bahan ledakan dan kebakaran .....	47
Tabel 6. 11 Rekapitulasi analisa ETA.....	48
Tabel 7. 1 Receiver dan jumlah crew.....	50
Tabel 7. 2 Konsentrasi radiasi panas.....	51
Tabel 7. 3 Analis konsekuensi Jet Fire.....	52
Tabel 7. 4 Analis konsekuensi Flash Fire .....	54
Tabel 7. 5 Konsentrasi radiasi panas.....	55
Tabel 7. 6 Analis konsekuensi Pool Fire .....	56
Tabel 7. 7 Indikator pressure VCE .....	57
Tabel 7. 8 Analis konsekuensi VCE .....	58
Tabel 8. 1 Rekapitulasi pemetaan risiko Jet Fire.....	62
Tabel 8. 2 Rekapitulasi pemetaan risiko Flash Fire .....	63
Tabel 8. 4 Rekapitulasi pemetaan risiko VCE .....	64
Tabel 9. 1 Perhitungan impairment frequency jet fire jety area .....	74
Tabel 9. 2 Perhitungan impairment frequency jet fire jety area .....	74
Tabel 9. 3 Rekapitulasi hasil perhitungan LSIR per tahun .....	75
Tabel 9. 4 Manning scenario Terminal LNG Tanjung Emas.....	76
Tabel 9. 5 Hasil Perhitungan IRPA.....	77
Tabel 9. 6 Hasil Perhitungan PLL .....	79
Tabel 10. 1 Kejadian Bahaya dan Skenario untuk Rencana Mitigasi.....	66
Tabel 10. 2 Tabel Mitigasi pada Kejadian Jet Fire di Node 1 Skenario 10 mm.....	67
Tabel 10. 3 Biaya dari instrumen mitigasi.....	68
Tabel 10. 4 Perhitungan GCAF dan NCAF mitigasi case 1 .....	69
Tabel 10. 5 Daftar penambahan equipment mitigasi .....	69
Tabel 10. 6 Hasil rekapitulasi CAF Mitigasi .....	70
Tabel 10. 7 Cost effectiveness criteria .....	70
Tabel 10. 8 GCAF Acceptance.....	71

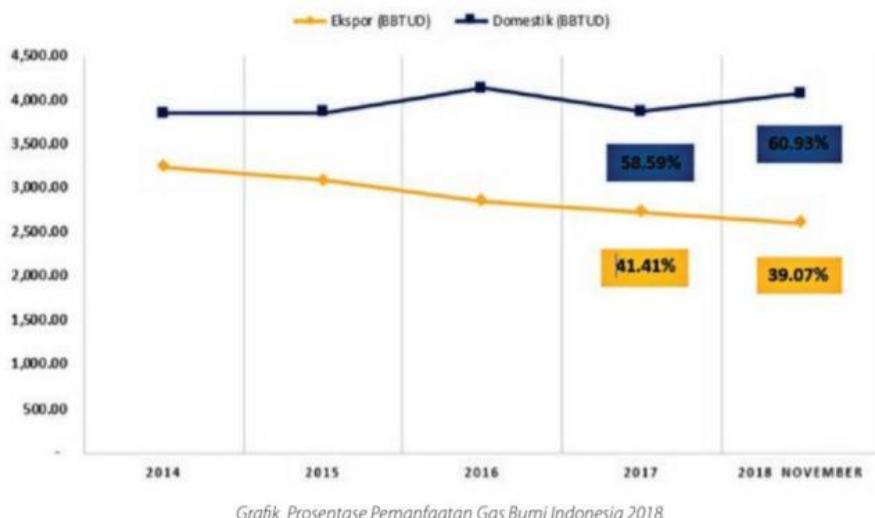


## BAB I

### PENDAHULUAN

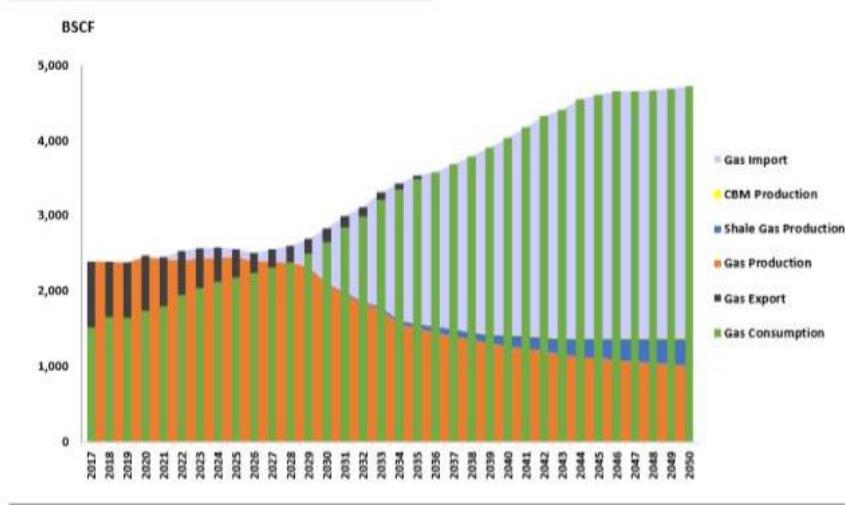
#### 1.1 Latar Belakang

Saat ini gas bumi merupakan komoditas yang penting baik sebagai energi, bahan baku, maupun sebagai komoditas ekspor. Gas bumi yang dapat dimanfaatkan adalah yang telah melalui proses lifting setelah melewati tahapan produksi lapangan. Sebagaimana diketahui bahwa lifting merupakan proses pengangkutan minyak dan gas bumi ke atas permukaan dengan menggunakan teknologi dan alat-alat yang telah ditentukan yang siap diserahkan untuk diperjualbelikan. Menurut laporan tahunan capaian pembangunan 2018 Kementerian ESDM, tercatat pemanfaatan gas bumi Indonesia sebesar 60,93% diserap oleh domestik dan 39,07% untuk ekspor ditunjukkan pada gambar 1.1.

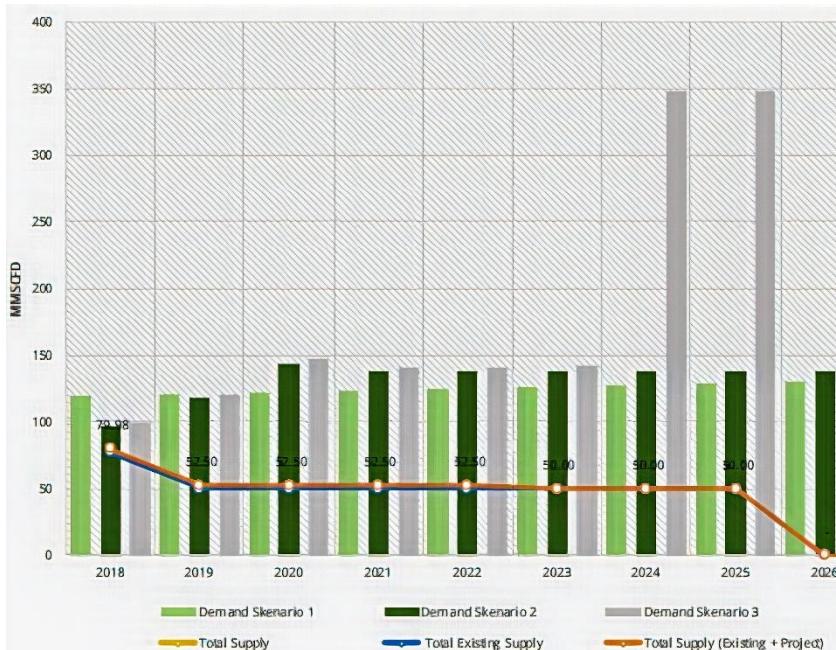


Gambar 1. 1 Grafik Pemanfaatan Gas Bumi Indonesia  
(Sumber: Kementerian ESDM, 2018)

Kebutuhan gas bumi nasional diprediksi meningkat dari 1.516 BSCF pada tahun 2017 menjadi 4.723 BSCF atau meningkat rata-rata 3,5% per tahun pada tahun 2050. Impor gas bumi diperkirakan tidak bisa dihindari dan diperkirakan mulai tahun 2020 sebesar 17,5 BSCF menjadi sebesar 3.327 BSCF pada tahun 2050, sedangkan gas production kita diprediksi akan terus mengalami penurunan hingga tahun 2050 hal ini ditunjukkan pada gambar 1.2 pada halaman berikutnya. (BPPT Outlook Energi, 2019)



Gambar 1. 2 Neraca Gas Indonesia  
(Sumber: BPPT Outlook Energi, 2019)



Gambar 1. 3 Grafik Supply-Demand Gas Bumi Jawa Bagian Tengah  
(Sumber: Kementerian ESDM, 2018)

Gambar 1.3 menunjukkan grafik proyeksi supply-demand gas bumi untuk daerah Jawa bagian tengah dari tahun 2018-2027. Pasokan gas bumi (supply) ke

wilayah Jawa bagian tengah pada tahun 2018 mencapai 79.98 MMSCFD dengan rincian Existing Supply sebesar 77,48 MMSCFD dan Project Supply sebesar 2,50 MMSCFD.

Salah satu cara yang paling efektif dalam mendistribusikan gas alam saat ini adalah dalam bentuk LNG. LNG merupakan gas alam yang mempunyai kandungan dominan gas metana ( $\text{CH}_4$ ) yang didinginkan sampai suhu  $-160^\circ\text{C}$  pada kondisi tekanan 1 atmosphere (atm), pengubahan wujud ini berfungsi untuk memudahkan dalam transportasinya. Untuk mendukung ketersediaan infrastruktur supply chain LNG maka salah satu perusahaan gas bersama salah satu perusahaan pelabuhan membangun terminal LNG di Pelabuhan Tanjung Emas Semarang dengan kapasitas tangki storage 10.000 m<sup>3</sup>.

Terminal LNG ini terletak di perairan yang cukup sempit serta dengan kondisi lingkungan yang berdampingan dengan terminal bongkar untuk pupuk urea dan tepung terigu. Dalam rangka pembangunan terminal LNG ini maka perlu dilakukan penilaian risiko terhadap dampak dari pembangunan terminal LNG tersebut serta penilaian risiko dari segi marine operationnya. Proses offloading LNG pada Terminal Tanjung Emas Semarang tentunya memiliki risiko yang cukup tinggi, karena rentan terhadap risiko ledakan dan kebakaran. Hal tersebut mengundang beberapa pertanyaan terkait risiko-risiko apa saja yang dapat timbul dan penyebab dari risiko tersebut.

Dalam penelitian atau skripsi ini Penilaian risiko ini dilakukan dalam beberapa tahapan, yang diawali dengan melakukan identifikasi bahaya menggunakan *Hazard and Operability* (HAZOP) dilanjutkan dengan melakukan analisa frekuensi kejadian bahaya dari sistem yang dianalisa menggunakan metode *Fault Tree Analysis* (FTA) dan *Event Tree Analysis* (ETA) untuk mengetahui frekuensi terjadinya potensi bahaya. Analisa konsekuensi dilakukan dengan menggunakan *fire modelling software* untuk mengetahui hasil permodelan berbagai bentuk api dan daerah yang terkena dampaknya. Level risiko direpresentasikan kedalam f-N Curve mengacu pada UK Offshore HSE. Mitigasi akan dilakukan jika risiko berada pada kondisi yang tidak dapat diterima dengan menggunakan metode *Layers of Protection Analysis* (LOPA).

## 1.2 Rumusan Masalah

Perumusan masalah dalam tugas akhir ini adalah, sebagai berikut:

1. Bagaimana melakukan identifikasi bahaya yang berpotensi terjadi pada Terminal LNG Tanjung Emas Semarang mengacu pada standar HAZOP BS IEC 61882 ?
2. Bagaimana proses analisa frekuensi bahaya yang terjadi menggunakan metode *Fault Tree Analysis* (FTA) dan *Event Tree Analysis* (ETA) ?
3. Bagaimana analisa konsekuensi ledakan dan kebakaran pada Terminal LNG Semarang dengan menggunakan *fire modelling software* ?
4. Bagaimana tingkat risiko berdasarkan hasil analisa frekuensi dan konsekuensi dengan memetakan kedalam f-N Curve standar UK Offshore HSE?
5. Bagaimana menentukan mitigasi yang tepat dilakukan dengan menggunakan metode *Layers of Protection Analysis* (LOPA) ?
6. Bagaimana pengaruh dari perubahan frekuensi dan konsekuensi terhadap *cost* dan *benefit* ?

### 1.3 Tujuan

Tujuan yang ingin dicapai dari tugas akhir ini adalah, sebagai berikut:

1. Mengidentifikasi bahaya-bahaya apa saja yang berpotensi terjadi terjadi pada Terminal LNG Tanjung Emas Semarang menggunakan standard HAZOP BS IEC 61882
2. Menghitung frekuensi per tahun terjadinya potensi bahaya yang telah diidentifikasi dengan metode *Fault Tree Analysis* (FTA) dan *Event Tree Analysis* (ETA)
3. Menghitung dampak atau konsekuensi yang ditimbulkan terhadap manusia dengan menggunakan fire modelling software
4. Menentukan level atau tingkat risiko menggunakan standard f-N Curve UK Offshore HSE
5. Mengusulkan mitigasi jika risiko berada pada kondisi yang tidak dapat diterima, mitigasi yang diusulkan mempertimbangkan *Cost Benefit Analysis* (CBA)

### 1.4 Manfaat

1. Memberikan langkah mitigasi yang tepat untuk Terminal LNG Semarang
2. Dapat dijadikan referensi khusus dalam pengambilan keputusan terhadap penilaian risiko kebakaran pada Terminal LNG.
3. Dapat menjadi referensi dalam bidang manajemen risiko bagi kepentingan riset perguruan tinggi.

### 1.5 Batasan Masalah

Batasan masalah dalam tugas akhir ini adalah risiko-risiko yang akan diukur hanya risiko ledakan dan kebakaran pada kapal dan terminal LNG saat kapal LNG sedang melakukan kegiatan bongkar muat di Terminal LNG Tanjung Emas.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB II

### TINJAUAN PUSTAKA

#### **2.1 Liquified Natural Gas (LNG)**

LNG adalah gas alam (Metana-CH<sub>4</sub>) yang didinginkan sampai suhu -160°C pada tekanan atmosfer yang membuatnya menjadi zat cair dan volumenya menjadi 1/600 dari kondisi semula sebagai gas. Kondisi cair ini memungkinkan pengangkutan LNG dilakukan dengan jumlah besar dengan kapal tanker LNG (Soegiono dan Artana, 2006). LNG terdiri dari gas metana dengan komposisi 94% (Metana-CH<sub>4</sub>) sebelum proses pencairan gas harus menjalani proses pemurnian terlebih dahulu untuk menghilangkan kandungan senyawa yang tidak diharapkan seperti CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, Hg, H<sub>2</sub>O dan hidrokarbon berat). LNG dapat didistribusikan dengan menggunakan kapal, pipa, atau truk. Akan tetapi sarana transportasi LNG dengan menggunakan kapal masih diakui menjadi sarana transportasi yang paling efisien apabila dibandingkan dengan menggunakan truk ataupun pipa, khususnya untuk rute yang cukup jauh. Pada Tabel 2.1 dapat dilihat komponen kandungan kimia yang terdapat pada LNG

Tabel 2. 1 Kandungan LNG

Komponen	Analisis Tipikal (mol%)	Kisaran (mol%)
Methane	94,9	87,0 – 96,0
Ethane	2,5	1,8 – 5,1
Propane	0,2	0,1 – 5,1
Iso – Butane	0,03	0,01 – 0,3
Normal – Butane	0,03	0,01 – 0,3
Iso – Pentane	0,01	Trace – 0,14
Normal – Pentane	0,01	Trace – 0,04
Hexanes plus	0,01	Trace – 0,06
Nitrogen	1,6	1,3 – 5,6
Carbon Dioxide	0,7	0,1 -1,0
Oxygen	0,02	0,01 – 0,1
Hydrogen	Trace	Trace – 0,02

(Sumber : Baskoro, 2018)

Berdasarkan Tabel 2.1, LNG mempunyai komposisi kandungan kimia sebanyak 87% - 96% methane. Gas methane pada LNG mempunyai sifat tidak berbau, tidak berwarna, non-corrosive dan non-toxic.

#### **2.2 Rantai Pasok LNG**

Rantai pasok LNG memiliki empat segmen yang saling berhubungan satu sama lain, antara lain produksi, liquefaction / pencairan, transportasi LNG, penyimpanan dan regasifikasi. Proses awanya dimulai gas alam diperoleh dari perut bumi melalui pengeboran. Pengeboran ini ada yang dilakukan di darat dan ada pula

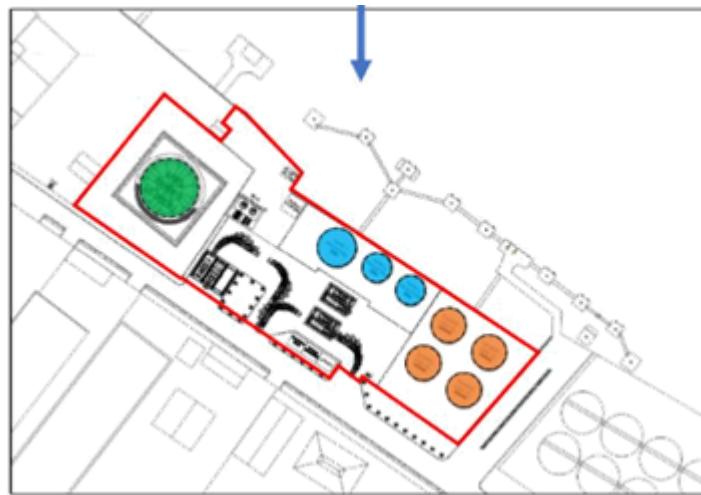
yang dilakukan di laut. Setelah gas alam diperoleh, gas alam diproses pemurnian, dan *liquefaction*. Setelah gas alam diproses dan dicairkan maka LNG siap untuk didistribusikan ke pengguna. Jika jaraknya jauh atau antar pulau biasanya ditransportasikan dengan menggunakan kapal LNG atau menggunakan tangki yang dibawa dengan kapal tongkang. Jika masih dalam 1 pulau biasanya digunakan pipa bawah tanah atau menggunakan truk. Pemilihan alat transportasi ini tentu diperhitungkan dengan pertimbangan kemudahan, biaya awal, biaya operasional, biaya perawatan, dan faktor lainnya. Gas alam ditransportasikan dalam bentuk cair karena dapat menghemat volume ruang muat karena 1 m<sup>3</sup> LNG sama dengan 600 m<sup>3</sup> gas alam. Setelah sampai di tujuan, LNG akan diubah fasenya menjadi gas kembali untuk digunakan oleh pengguna. Proses ini dilakukan di *regasification unit*. Akhirnya gas alam siap digunakan baik oleh pembangkit listrik, industri, perhotelan, kereta api, bus, dan perumahan. Gambar 2.1 adalah konsep rantai pasok dari Terminal LNG Semarang



Gambar 2. 1 Supply Chain LNG  
(Sumber: Perusahaan Pelabuhan, 2019)

### 2.3 Terminal LNG

Terminal penerima LNG berfungsi sebagai tempat penyimpanan, regasifikasi dan pendistribusian LNG ke pengguna. Tanki penyimpanan yang ada di terminal penerima LNG ada yang berada di atas tanah dan ada juga yang berada di bawah tanah dengan dimensi yang sudah standar. Pompa yang digunakan untuk memindah LNG adalah pompa cryogenic. Proses yang ada pada terminal penerima LNG cukup sederhana. Kapal yang mengangkut LNG menyalurkan LNG yang diangkutnya ke tanki-tanki yang berada pada terminal penerima LNG. Untuk mendistribusikan LNG pada terminal ini menggunakan truck untuk disupply ke konsumen. Desain tersebut adalah desain terminal penerima LNG secara umum. Gambar 2.2 adalah layout dari rencana pembangunan dan lokasi terminal penerima LNG Tanjung Emas Semarang



Gambar 2. 2 Layout Rencana Pembangunan Terminal LNG  
 (Sumber: Perusahaan Pelabuhan, 2019)

#### 2.4 Kondisi Lingkungan

Terminal LNG Semarang terletak di Pelabuhan Tanjung Emas Semarang. Terminal ini akan menempati area berdasarkan rencana akhir pelabuhan yang mengalokasikan area ekspansi lahan ± 5200m<sup>2</sup> sebagai area curah cair. Terminal yang ada sudah digunakan sebagai penyimpanan bahan bakar Methanol dan *High Speed Diesel* (HSD). Kondisi lingkungan dari lokasi pembangunan Terminal LNG Semarang ini terletak di perairan yang cukup sempit. Gambar 2.3 menunjukkan lokasi dan kondisi lingkungan Terminal LNG Semarang, daerah nomor 1 adalah lokasi terminal LNG, daerah nomor 2 adalah terminal bongkar untuk tepung terigu, daerah nomor 3 adalah terminal bongkar untuk pupuk urea, dan daerah nomor 4 adalah galangan kapal



Gambar 2. 3 Lokasi Terminal LNG Semarang  
 (Sumber: Google Maps, 2020)



Gambar 2. 4 Jetty Area ke Arah Timur  
(Sumber: Arsip Pribadi, 2020)

Gambar 2.5 adalah lokasi jetty untuk tempat manifold dan *flexicle hose*, yang dimana terdapat terminal bongkar tepung terigu di sebelah timur Terminal LNG



Gambar 2. 5 Jetty Area ke Arah Barat  
(Sumber: Arsip Pribadi, 2020)



Gambar 2. 6 Tanki Penyimpanan Curah Cair  
 (Sumber: Arsip Pribadi, 2020)

Gambar 2.6 adalah Terminal yang ada sudah digunakan sebagai penyimpanan bahan bakar Methanol dan High Speed Diesel (HSD).

## 2.5 Hazard Identification

Hazard adalah suatu situasi dengan sebuah potensi untuk menyebabkan kecelakaan terhadap keselamatan manusia, lingkungan, maupun peralatan-peralatan. Dapat berupa situasi secara fisik, sebuah aktifitas ataupun sebuah material. Dalam prakteknya hazard sering digunakan untuk kombinasi pada situasi secara fisik dengan keadaan tertentu yang mungkin menyebabkan terjadinya kecelakaan. Inti dari hazard adalah adanya sebuah potensi yang menyebabkan kecelakaan, dengan tanpa melihat hal yang dapat diterima atau tidak dapat diterima yang terjadi (Artana, dkk., 2013).

Identifikasi bahaya (*Hazard Identification*) adalah proses yang digunakan untuk mengidentifikasi semua kemungkinan situasi dimana orang mungkin terkena cedera, sakit atau penyakit, jenis bahaya yang mungkin timbul dan bagaimana cara mengatur atau mengelola bahaya itu.

Bahaya yang dapat muncul selama pengoperasian suatu sistem/fasilitas di mana potensi bahaya tersebut dihasilkan oleh beberapa faktor yaitu sebagai berikut:

- (a) kegagalan peralatan
- (b) masalah operasional
- (c) faktor manusia
- (d) faktor external atau fenomena alam

## 2.6 Jenis-jenis Bahaya

Jenis-Jenis Bahaya Berikut ini adalah jenis-jenis bahaya yang mungkin terjadi di terminal penerima LNG:

### 2.6.1 *Jet Fire*

*Jet Fire* adalah suatu peristiwa yang terjadi karena kebocoran pada suatu komponen membuat gas terkompresi atau dicairkan keluar. Jika gas yang mudah terbakar bercampur dengan oksigen di udara bebas dan ada percikan panas, itu akan menyebabkan kebakaran. Jenis bahaya ini membuat api jet atau api meledak. Kemungkinan terjadinya *jet fire* rendah ketika gas berada dalam fase cair dan tekanan rendah. Kecelakaan ini biasa terjadi di sepanjang proses transfer gas cair, di mana tekanan akan meningkat dan jika kebocoran terjadi dalam suatu komponen, gas akan mengalir keluar. *jet fire* dapat menyebabkan kerusakan serius tetapi efeknya terjadi hanya di area sekitar kebocoran.

### 2.6.2 *Flash Fire*

*Flash fire* adalah api yang tiba-tiba muncul sebentar dengan durasi 0-5 detik. Nyala api disebabkan oleh campuran udara dan dispersi dari bahan yang mudah terbakar yaitu LNG. Karakteristik *flash fire* ini adalah suhu tinggi, durasi pendek dan api bergerak cepat. Ada dua hal yang dapat menyebabkan *flash fire*, yaitu gas yang terdispersi dan fase cair dari LNG yang menyebabkan *pool fire*. Ketika fase cair berubah menjadi gas, *flash fire* dapat terjadi (Nolan, 2011)

### 2.6.3 *Vapor Cloud Explosion(VCE)*

Kejadian ledakan VCE adalah kejadian dimana penyalaan pada gas atau uap yang mudah terbakar yang terjadi pada keadaan terbuka. Tingkat ledakan di tentukan dari kecepatan api dan ledakan. Kejadian VCE pada umumnya terjadi pada tempat terbuka dengan tekanan berlebih diciptakan oleh pembakaran campuran gas dan udara, kecepatan api dapat mencapai lebih dari 2000 m/s didepan tempat terjadinya ledakan (Nolan, 2011).

### 2.6.4 *Pool Fire*

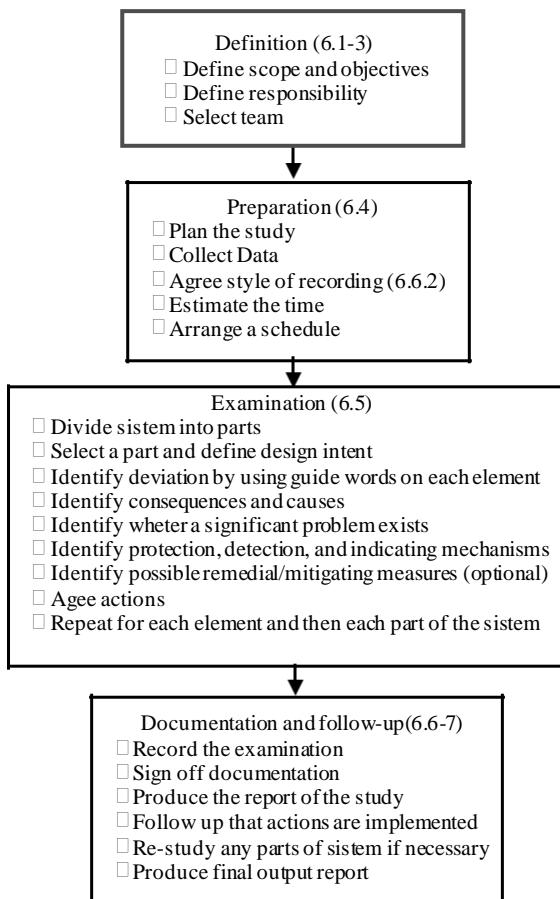
Kejadian kebakaran *pool fire* hampir sama dengan *jet fire* namun memiliki tingkat konvektifitas yang lebih rendah dan bersifat horizontal yang menyala pada bahan bakar hidrokarbon yang menguap. Kebakaran *pool fire* memiliki laju perpindahan panas 30-50 kW/m<sup>2</sup> (Nolan, 2011).

### 2.6.5 *Gas Dispersion*

Dispersi gas adalah kejadian yang terjadi ketika LNG dilepaskan dalam fase gas yang disebabkan oleh kebocoran pada pipa atau komponen lainnya. Dispersi gas mungkin terjadi jika kondisinya; LNG berada dalam fase gas, gas dalam tekanan tinggi, kebocoran komponen, dan tidak ada pengapian atau panas yang menyebabkan kebakaran. Bahaya dispersi gas ini adalah pada sistem pernapasan manusia, karena kandungan oksigen di sekitar dispersi gas berkurang (Nolan, 2011)

## 2.7 HAZOP

*Hazard and Operability Study* dikenal sebagai HAZOP adalah standar teknik analisis bahaya yang digunakan dalam persiapan penetapan keamanan dalam sistem baru atau modifikasi untuk suatu keberadaan potensi bahaya atau masalah operabilitasnya. HAZOP adalah pengujian yang teliti oleh group spesialis dalam bagian sebuah sistem apakah yang akan terjadi jika komponen tersebut dioperasikan melebihi dari normal model desain komponen yang telah ada. Sehingga HAZOP didefinisikan sebagai sistem dan bentuk penilaian dari sebuah perancangan atau proses yang telah ada atau operasi dengan maksud untuk mengidentifikasi dan mengevaluasi masalah-masalah yang mewakili resiko-resiko perorangan atau peralatan atau mencegah operasi yang efisien. Pada tugas akhir ini penulis menggunakan HAZOP BS IEC 61882. Langkah-langkah utama dalam pengerjaan HAZOP BS IEC 61882 dapat dilihat pada Gambar 2.8.



Gambar 2.7 Prosedur HAZOP  
(Sumber: HAZOP BS IEC 61882)

Pada halaman selanjutnya terdapat Tabel 2.2 merupakan contoh lembar kerja HAZOP BS IEC 61882 sebagai acuan dalam pengerjaan tugas akhir ini.

Tabel 2. 2 Contoh tabel lembar HAZOP

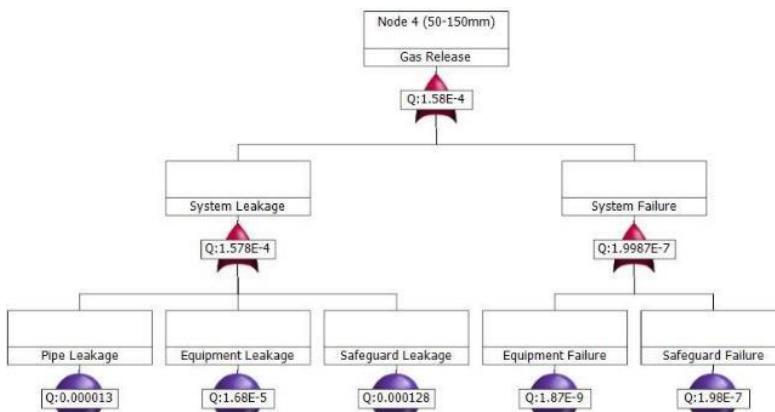
STUDY TITLE: PROCESS EXAMPLE					SHEET: 1 of 4				
Drawing No.:		REV. No.:			DATE: December 17, 1998				
TEAM COMPOSITION:		LB, DH, EK, NE, MG, JK			MEETING DATE: December 15, 1998				
PART CONSIDERED:		Transfer line from supply tank A to reactor							
DESIGN INTENT:		Material: A	Activity:	Transfer continuously at a rate greater than B					
No.	Guide word	Element	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguards	Comments	Actions required	Action allocated to
1	NO	Material A	No Material A	Supply Tank A is empty	No flow of A into reactor Explosion	None shown	Situation not acceptable	Consider installation on tank A of a low-level alarm plus a low/low-level trip to stop pump B	MG
2	NO	Transfer A (at a rate >B)	No transfer of A takes place	Pump A stopped, line blocked	Explosion	None shown	Situation not acceptable	Measurement of flow rate for material A plus a low flow alarm and a low flow which trips pump B	JK
3	MORE	Material A	More material A: supply tank over full	Filling of tank from tanker when insufficient capacity exists	Tank will overflow into bounded area	None shown	Remark: This would have been identified during examination of the tank	Consider high-level alarm if not previously identified	EK

(Sumber : HAZOP BS IEC 61882)

## 2.8 Fault Tree Analysis

Metode *Fault Tree Analysis* (FTA) adalah salah satu metode evaluasi keandalan sistem yang umum digunakan, khususnya pada sistem keselamatan atau *safety oriented sistem*. Metode ini pertama kali dikembangkan sebagai salah satu cara untuk mengevaluasi proses kegagalan sistem secara kualitatif. Perkembangan berikutnya, dengan algoritma tertentu, metode ini dapat dipergunakan untuk melakukan evaluasi keandalan secara kuantitatif (Artana dan Dinariyana, 2013).

*Fault trees* menggunakan beberapa *logical gates* untuk menghubungkan antara satu kejadian (event) pada sistem dengan kejadian yang lainnya. Kondisi kegagalan yang sering disebut sebagai *top event* secara bertahap diturunkan menjadi kejadian-kejadian dibawahnya secara bertahap dengan bantuan logical gates hingga penyebab dasar kegagalan (*basic event*) ditemukan (Pratama, 2013).



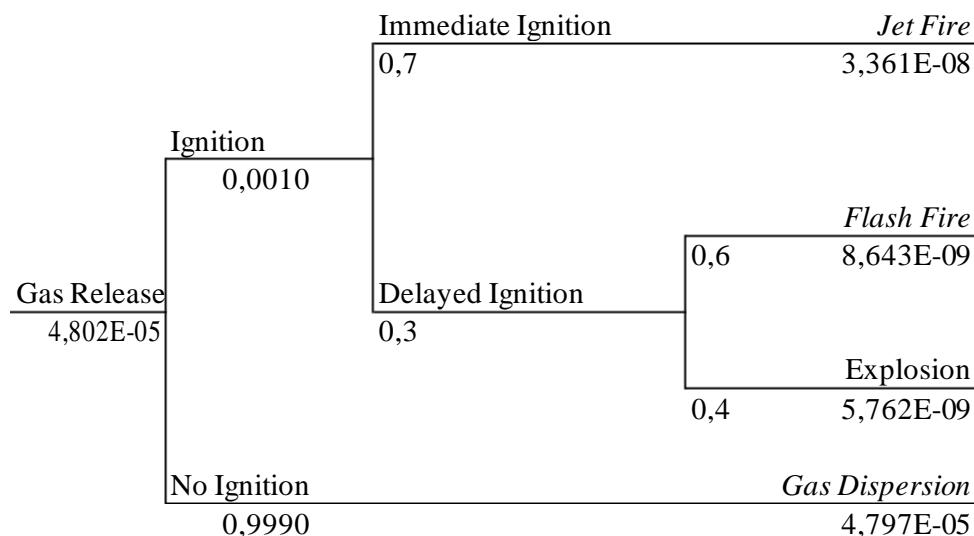
Gambar 2. 8 Contoh Pengerjaan FTA  
(Sumber: Baskoro, 2019)

## 2.9 Event Tree Analysis (ETA)

*Event Tree Analysis* adalah diagram yang menunjukkan semua kejadian yang mungkin terjadi di dalam sistem. Diagram ini diperoleh dengan mengidentifikasi semua komponen di dalam sistem dan selanjutnya secara berturut-turut dianalisis setiap cabang dari diagram dengan memasukkan peluang suskses dan gagal dari masing-masing komponen. Metode ini digunakan untuk melakukan analisis keandalan pada sistem dimana semua komponen yang beroperasi secara kontinyu maupun pada sistem yang berada di posisi standby. (Artana dan Dinariyana, 2013). Beberapa istilah dasar yang digunakan pada ETA:

- a) IE, Initiating Event: peristiwa tak terduga yang memulai serangkaian kecelakaan.
- b) PE, Pivotal Event: peristiwa antara yang terjadi antara peristiwa awal dan peristiwa terakhir. PE bukanlah kegagalan atau kesuksesan metode keselamatan yang mencegah IE menyebabkan kecelakaan.
- c) PRA, Penilaian Risiko Probabilistik: metode analisis yang komprehensif, logis, dan terstruktur untuk mengidentifikasi dan mengevaluasi risiko sistem teknologi yang kompleks. (Sudiasih, 2018) Probabilitas kejadian awal adalah hasil perhitungan dari kejadian puncak FTA (Sudiasih, 2018)

Gambar 2.10 merupakan salah satu contoh penggerjaan ETA dalam mencari kejadian kebakaran yang terjadi pada suatu sistem disertai dengan nilai probabilitasnya.

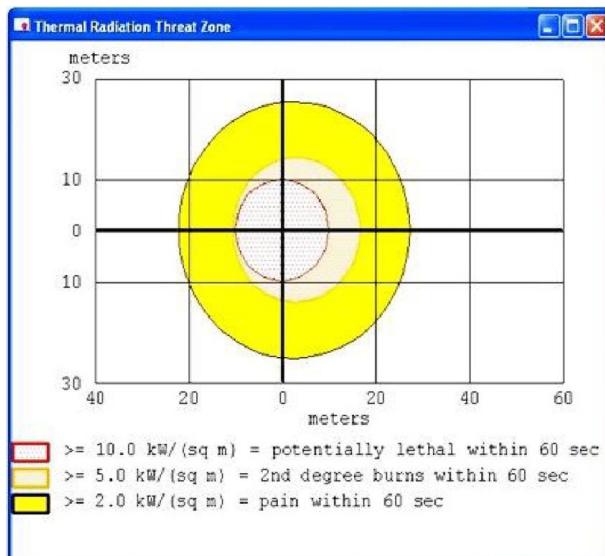


Gambar 2. 9 Contoh Penggerjaan ETA

(Sumber: Sudiasih, 2018)

## 2.10 Fire Modelling

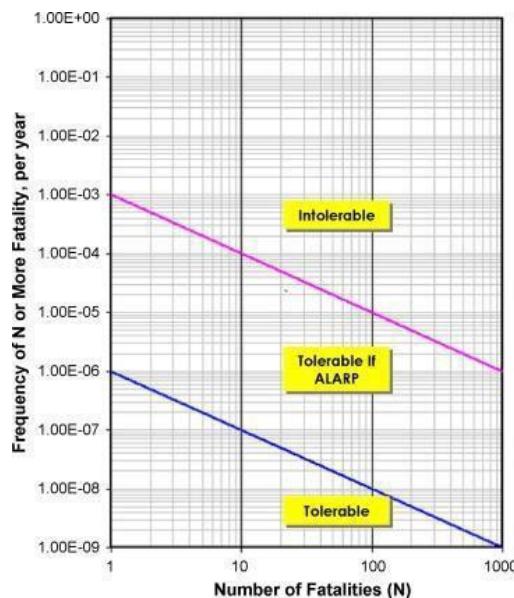
Dalam pengerjaan tugas akhir ini menggunakan *fire modelling software*. Penggunaan *fire modelling software* adalah untuk melakukan analisa konsekuensi pada tugas akhir dan software yang digunakan adalah ALOHA. Analisa konsekuensi bertujuan untuk mengetahui permodelan dari besaran api saat kecelakaan terjadi. ALOHA merupakan sebuah software yang digunakan untuk melakukan pemodelan beberapa kejadian yang disebabkan oleh kegagalan operasional. ALOHA dapat digunakan dengan memodelkan beberapa skenario. Pemodelan dilakukan dengan beberapa skenario yang masing-masing harus diinput pada beberapa parameter. Kemudian dari hasil pemodelan di masing-masing skenario tersebut akan menghasilkan mapping dari flux panas ataupun penyebaran minyak dan gas, serta konsekuensi yang terjadi pada manusia. Pemodelan ini sangat membantu para pemakainya untuk melakukan *quantitative risk assessment* karena menghasilkan beberapa nilai yang dapat digunakan sebagai perhitungan selanjutnya.



Gambar 2. 10 Fire modelling ALOHA software  
(Sumber : Heidari, 2014)

## 2.11 f-N Curves

f-N Curve merupakan sebuah bentuk representasi dari risiko yang digunakan berdasarkan jumlah populasi yang terdampak dari sistem yang mengalami kerusakan atau bentuk kerugian lainnya. Dimana fungsi f, berada pada sisi ordinat (sumbu Y) yang mewakili frekuensi kumulatif dari N atau lebih dari jumlah orang yang terdampak persatuan waktu (bulan/tahun). Sementara fungsi N merupakan nilai yang menunjukkan jumlah dari orang yang terdampak yang bersesuaian dengan frekuensinya. Adapun standar yang digunakan disini adalah f-N Curve UK- HSE. Pada halaman selanjutnya adalah gambar contoh dari f-N Curve (Munir, 2015).



Gambar 2. 11 f-N Curve UK-HSE  
(Sumber : Risk Criteria)

### **Tolerable**

Risiko yang dimana semua orang yang terkena dampak siap untuk menerima. Tindakan untuk mengurangi risiko semacam itu biasanya tidak diperlukan kecuali tindakan praktis yang wajar tersedia dengan biaya rendah dalam hal uang, waktu dan upaya.

### **ALARP**

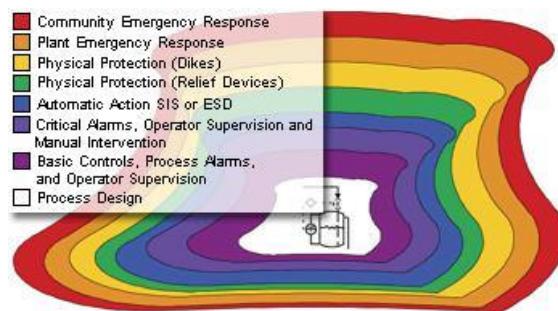
As Low As Reasonably Practicable merupakan prinsip yang menyatakan bahwa risiko, lebih rendah dari batas toleransi, dapat ditoleransi hanya jika pengurangan risiko tidak praktis atau jika biayanya sangat tidak proporsional (tergantung pada tingkat risiko) terhadap peningkatan yang diperoleh.

### **Intolerable**

Kondisi risiko tidak dapat diterima sehingga perlu dilakukan pencegahan guna mengurangi terjadi risiko tersebut.

## **2.12 LOPA**

*Layer Of Protection Analysis* (LOPA) adalah metodologi untuk mengevaluasi bahaya dan penilaian risiko. Setelah mendapatkan representasi tentang analisa frekuensi dan analisa konsekuensi menggunakan pemetaan risiko, terdapat kemungkinan risiko tidak dapat diterima sesuai dengan pemetaan risiko menggunakan peta risiko (dalam tugas akhir ini menggunakan f-N Curve). Jika risiko tersebut tidak dapat diterima, maka upaya mitigasi harus dilakukan. Dengan menggunakan metode LOPA, konsekuensi dari bahaya dan risiko dapat dievaluasi serta memberikan perlindungan dari risiko yang tidak dapat diterima. Tujuan LOPA adalah memastikan lapisan perlindungan untuk mengantisipasi risiko dari bahaya yang muncul (Willey, 2014).



Gambar 2. 12 Model dari penggerjaan LOPA  
(Sumber : Pratama, 2010)

### 2.13 Safety

Dalam penelitian ini tentunya memiliki tujuan untuk mengukur tingkat safety atau keselamatan pada suatu kondisi bahaya yang dapat muncul pada Terminal LNG. Safety adalah suatu kondisi dimana tingkat risiko yang dihasilkan dapat diterima, hal ini berkaitan dengan keselamatan untuk para pekerja di sekitar area Terminal LNG.

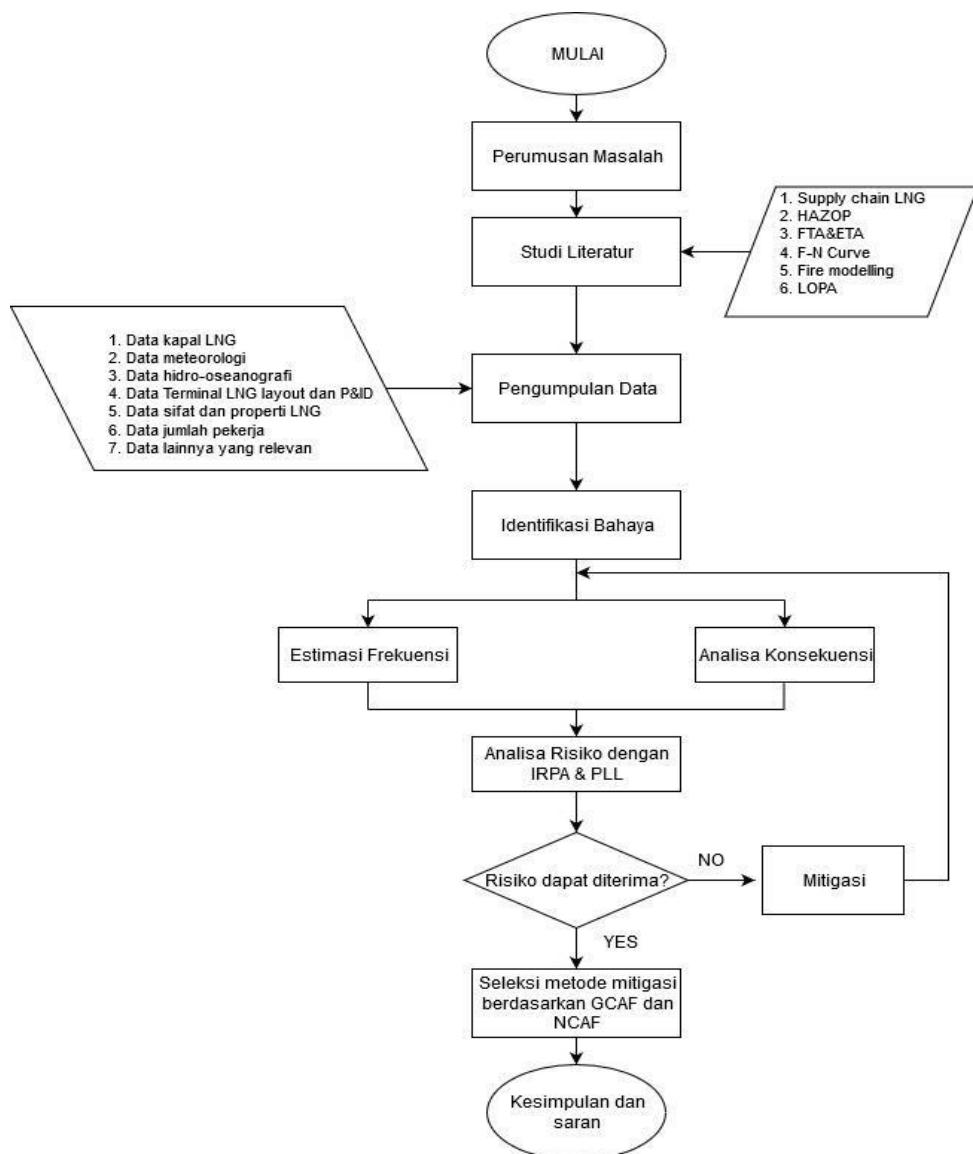
*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB III

### METODOLOGI PENELITIAN

#### 3.1 Metodologi

Tugas akhir ini akan membahas tentang penilaian risiko pada Terminal LNG. Terminal LNG yang digunakan mengambil lokasi di Tanjung Emas Semarang, Jawa Tengah. Metodologi yang akan digunakan pada pengerajan tugas akhir dapat dilihat pada diagram alir dibawah.



Gambar 3. 1 Diagram Alir Tugas Akhir

### **3.2 Perumusan Masalah**

Skripsi ini akan membahas mengenai penilaian risiko potensi kebakaran dan ledakan pada Terminal LNG Tanjung Emas Semarang.

### **3.3 Tinjauan Pustaka**

Studi literatur dilakukan setelah perumusan masalah selesai untuk mencari dasar teori dan ilmu-ilmu yang berkaitan untuk menjawab permasalahan yang diangkat dalam skripsi ini. Adapun beberapa literatur yang menjadi acuan dalam pembuatan tugas akhir ini adalah :

- a) *Hazard and Operability Study* (HAZOP) BS IEC 61882 :2001 .
- b) *Fault Tree Analysis* (FTA) dan *Event Tree Analysis* (ETA)
- c) United Kingdom Offshore for f-N Curve.
- d) Fire Modeling Software
- e) Events and Independent Protection Layes in Layers of Protection Analysis (LOPA)

### **3.4 Pengumpulan Data**

Dalam pembuatan tugas akhir ini ada beberapa data yang harus dikumpulkan guna menunjang kelancaran pembuatan skripsi, adapun data yang dibutuhkan untuk proses pengerjaan adalah :

- a) Data kapal LNG
- b) Data meteorology, hidro-oseanografi dan lingkungan Pelabuhan Tanjung Emas
- c) Data terminal LNG pembanding beserta layout dan P&ID terminal
- d) Data sifat dan properti LNG
- e) Data-data keandalan komponen-komponen pada sistem terminal LNG
- f) Daftar jumlah pekerja di Terminal LNG
- g) Data lainnya yang relevan

### **3.5 Identifikasi Bahaya**

Pada penelitian ini setelah data-data yang dibutuhkan telah terkumpul langkah selanjutnya adalah melakukan identifikasi bahaya untuk mengetahui bahaya-bahaya apa saja yang dapat terjadi pada saat proses offloading LNG. Pada penelitian ini diaplikasikan metode HAZOP dengan menggunakan panduan identifikasi bahaya dengan standar BS IEC 61882

### **3.6 Analisa Frekuensi**

Setelah identifikasi bahaya selesai dilakukan selanjutnya dilanjutkan dengan melakukan estimasi frekuensi dengan metode *Fault Tree Analysis* (FTA) untuk menghitung probabilitas kegagalan dari suatu sistem berdasarkan referensi HAZOP. Dilanjutkan dengan menggunakan *Event Tree Analysis* (ETA) untuk mengetahui tingkat frekuensi penyebab kejadian.

### 3.7 Analisa Konsekuensi

Analisa Konsekuensi berfungsi untuk mengetahui kejadian atau bahaya yang mungkin terjadi yang disebabkan oleh hazard atau potensi bahaya yang ada. Dalam tugas akhir ini analisa konsekuensi akan dimodelkan dengan menggunakan fire modelling software . Konsekuensi yang akan di simulasikan berupa *Jet Fire*, *Flash Fire*, VCE dan *Gas Dispersion*.

### 3.8 Analisa Risiko

Dalam mengukur parameter risiko yang terjadi menggunakan metode sebagai berikut:

A. *Individual Risk Per Annum (IRPA)*, IRPA adalah probabilitas individu tertentu yang dapat saja kehilangan nyawa karena terpapar bahaya atau kegiatan selama satu tahun. Oleh karena itu, risiko individu secara keseluruhan untuk kelompok pekerja tertentu dari setiap aktifitas di area Kapal LNG dan Jetty dapat dihitung dengan rumus jumlah semua Location Specific Individual Risk (LSIR) lalu dikalikan dengan Presence factor (Tin, 2014)

$$\text{IRPA} = \sum \text{LSIR} \times \text{Presence Factor}$$

Dimana,

$$\text{LSIR} = \text{Fatality Rate} \times \text{Event Frequency}$$

B. *Potential Loss of Life (PLL)*, adalah risiko yang dialami dalam periode waktu tertentu oleh seluruh kelompok personel yang terpapar. Ini mencerminkan keparahan bahaya dan jumlah orang di dekatnya. PLL didefinisikan sebagai jumlah rata-rata jangka panjang dari kematian per tahun dan dapat dinyatakan secara matematis (Tin, 2014)

$$\text{PLL} = \sum \text{IRPA} \times \text{POB}$$

Dimana,

$$\text{POB} = \text{Jumlah orang dalam kategori kerja pada fasilitas tertentu dan pada waktu tertentu}$$

### 3.9 Pemetaan Risiko

Hasil dari analisa frekuensi dan kosekuensi selanjutnya digabungkan menjadi beberapa bentuk reperesentasi risiko. Adapun bentuk reprsentasi risiko yang digunakan disni adalah f-N Curve UK Offshore. Pemetaan f-N Curve merupakan sebuah bentuk representasi dari risiko yang digunakan berdasarkan jumlah populasi yang terdampak dari sistem yang mengalami kerusakan atau bentuk kerugian lainnya.

### **3.10 Mitigasi**

Dalam melakukan penanganan risiko yang sudah dianalisa, maka dilanjutkan dengan menentukan langkah mitigasi yang tepat guna mencegah potensi kebakaran dan ledakan pada Terminal LNG Semarang. Langkah mitigasi yang dilakukan menggunakan standar Layers of Protection Analysis (LOPA).

Mitigasi yang dilakukan akan berpengaruh pada cost dan benefit ketika dilakukan mitigasi tersebut. Pada tahap ini dilakukan analisis cost and benefit terhadap perubahan frekuensi dan konsekuensi. Adapun rumus yang digunakan untuk analisis cost dan benefit mengacu pada IMO Guidelines For Formal Safety Assessment (FSA) :

- A. GCAF (Gross Cost of Averting a Fatality), ukuran efektivitas biaya dalam hal rasio biaya tambahan dari opsi pengendalian risiko terhadap pengurangan risiko bagi personel dalam hal kematian yang dapat dihindari. GCAF dapat dirumuskan sebagai berikut:
- B. NCAF (Net Cost of Averting a Fatality), ukuran efektivitas biaya dalam hal rasio biaya tambahan dengan memperhitungkan manfaat ekonomi dari opsi pengendalian risiko terhadap pengurangan risiko bagi personel dalam hal kematian yang dapat dihindari. NCAF dapat dirumuskan sebagai berikut:

### **3.11 Kesimpulan**

Hasil yang diharapkan adalah, dapat menentukan bahaya apa saja yang mungkin terjadi dan bagaimana cara mengatasinya juga mencegah agar bahaya tersebut tidak terjadi.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB IV

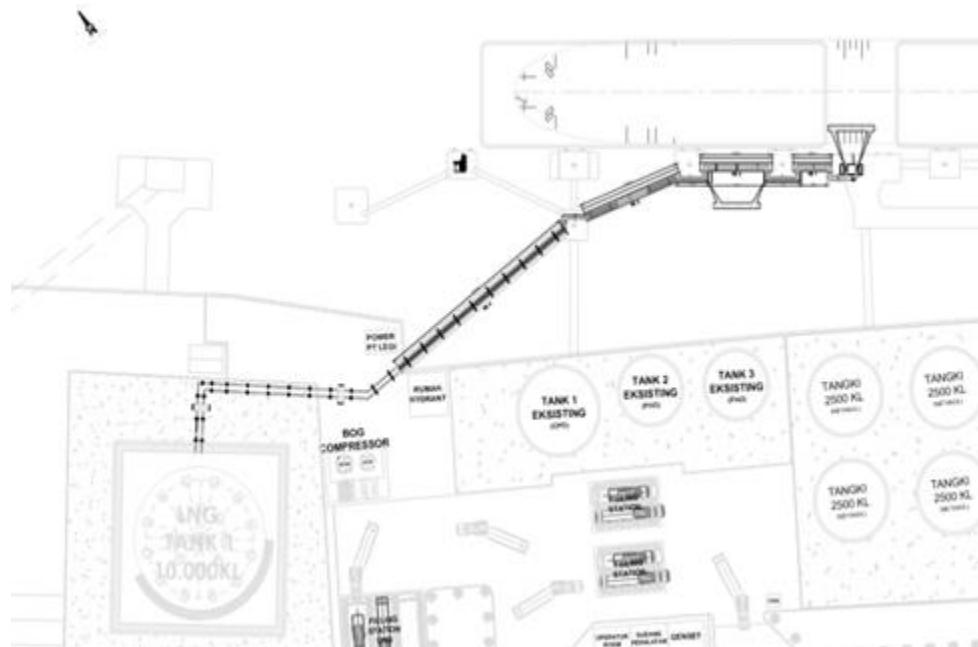
### DATA PENELITIAN

#### 4.1 Penjelasan Umum

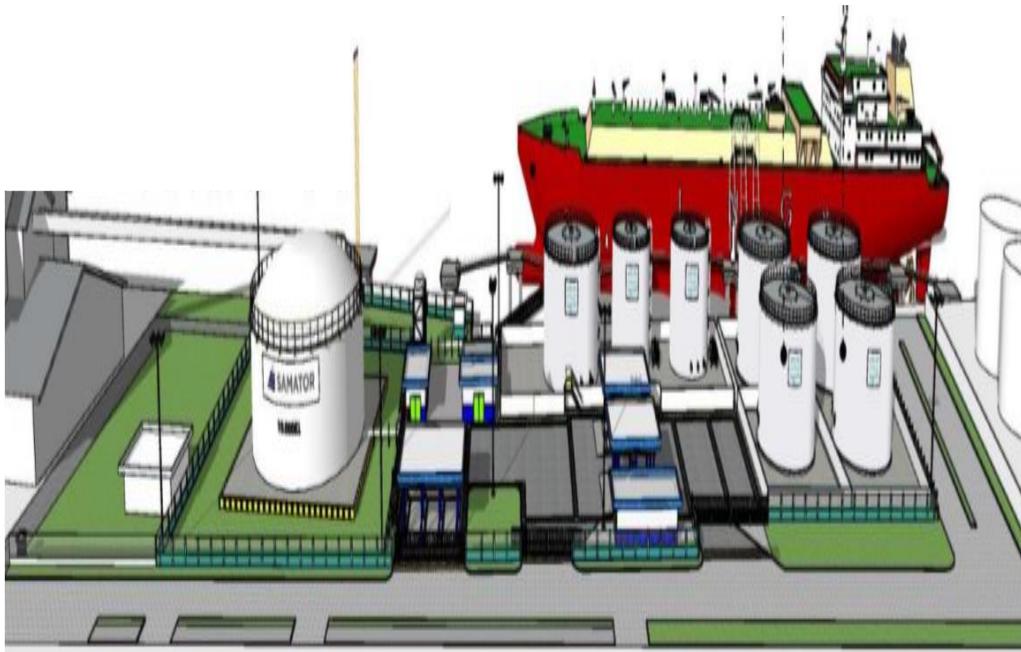
Tugas akhir ini membahas tentang penilaian risiko terkait potensi ledakan dan kebakaran pada Terminal LNG Tanjung Emas Semarang. Dalam melakukan penilaian risiko tersebut dibutuhkan data-data pendukung untuk melakukan analisa frekuensi dan konsekuensi diantaranya layout terminal, diagram sistem perpipaan dan instrument terminal (P & ID), kondisi cuaca pada lokasi Terminal LNG dan jumlah crew pada Terminal LNG.

#### 4.2 Layout Terminal LNG

Layout terminal digunakan untuk mengetahui lokasi serta sistem proses yang ada pada Terminal LNG Tanjung Emas. Layout terminal digunakan untuk mengetahui jumlah dan letak crew yang melakukan kegiatan operasional pada setiap sistem proses yang ada. Dari layout terminal ini dapat dilakukan permodelan kebakaran untuk mengetahui besarnya sebaran api terhadap sistem yang akan dilakukan penilaian risiko. Gambar 4.1 dan Gambar 4.2 pada halaman selanjutnya adalah layout terminal dari Terminal LNG Tanjung Emas.



Gambar 4. 1 Layout Terminal LNG Tanjung Emas



Gambar 4. 2 Layout 3D Terminal LNG Tanjung Emas

#### 4.3 Data Lingkungan

Terminal LNG Tanjung Emas Semarang terletak di pantai Utara Jawa Tengah pada posisi lintang  $06^{\circ} - 57' - 00''$  Selatan sampai dengan lintang  $06^{\circ} - 57' - 00''$  Selatan, bujur  $110^{\circ} - 24' - 00''$  Timur sampai dengan bujur  $110^{\circ} - 26' - 00''$  Timur. Dengan kondisi sebagai berikut :

Suhu udara minimum	: $23^{\circ}\text{C}$
Suhu udara maksimum	: $36^{\circ}\text{C}$
Tinggi gelombang signifikan maksimum	: $0,75\text{ m}$
Kecepatan arus maksimum	: $1.4\text{ m/s}$
Kecepatan angin rata-rata	: $4\text{ m/s}$
Kecepatan angin maksimum (Badai)	: $12\text{ m/s}$

#### 4.4 Deskripsi Sistem Terminal LNG

Fasilitas yang akan dibangun di Terminal Tanjung Emas adalah fasilitas bongkar LNG. Adapun sistem yang akan dibangun pada Terminal ini adalah sebagai berikut:

##### A. Flexible hose to Storage Tank

Sistem membahas tentang proses masuknya LNG menuju *Storage Tank*. LNG awalnya dibawa menggunakan kapal LNG yang nantinya akan bersandar pada area posrtside pada jetty. Pada saat kapal sudah bersandar maka akan dilakukan transfer LNG

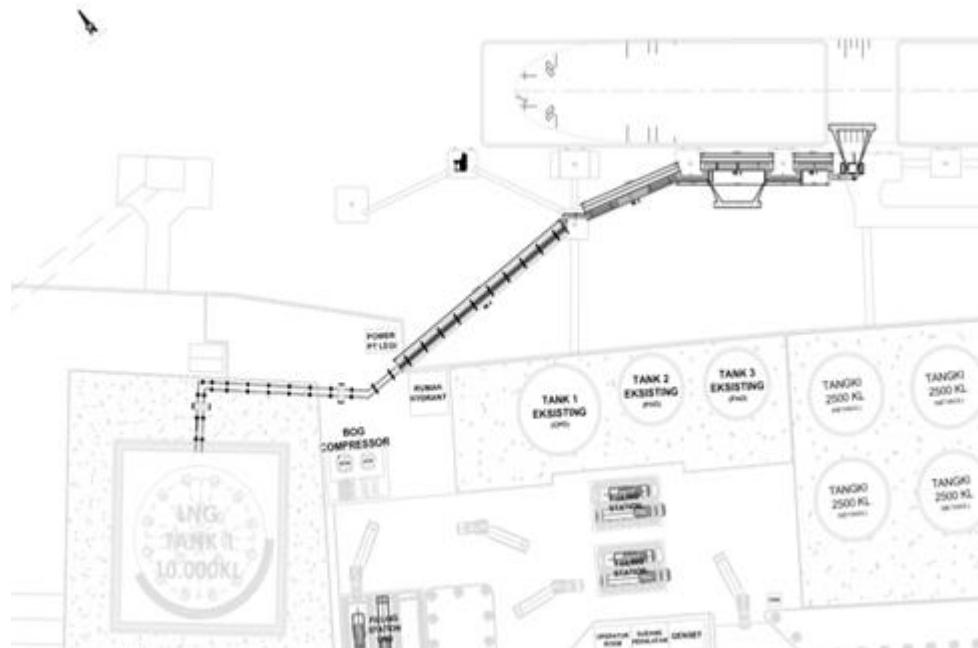
menggunakan media *flexible hose* yang sudah terpasang pada manifold bongkar muat Terminal LNG. Jumlah manifold pada Terminal LNG adalah dua buah, kedua jalur pipa ini akan berkerja Bersama-sama saat proses loading LNG menuju Storage Tank.

#### B. BOG Compressed to CNG

Boil off gas yang dihasilkan pada saat proses loading LNG ini akan dikompresikan menjadi CNG (*Compressed Natural Gas*). BOG yang terkumpul pada Storage Tank akan dipompa menuju vaporizer kemudian diteruskan menuju kompresor dan terakhir menuju CNG *Aeration Column*

#### C. Filling Station

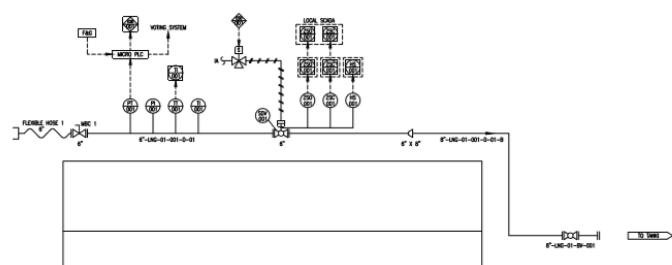
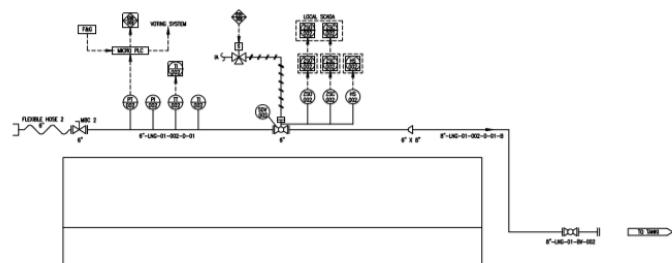
Pada terminal ini belum ada unit regasifikasi jadi LNG didistribusikan menggunakan Truck Tangki. Sistem *Filling Station* ini berfungsi untuk mengalirkan LNG dari *storage tank* menuju loading platform untuk mengisi Truck Tangki. LNG dipompa menuju *loading platform* menggunakan pompa submersible dengan kapasitas 240m<sup>3</sup>/h, pada filling station ini terdapat 4 loading platform untuk melayani 4 Truck Tangki. Untuk lebih jelasnya tentang sistem fasilitas Terminal LNG Tanjung Emas dapat dilihat pada Gambar 4.3



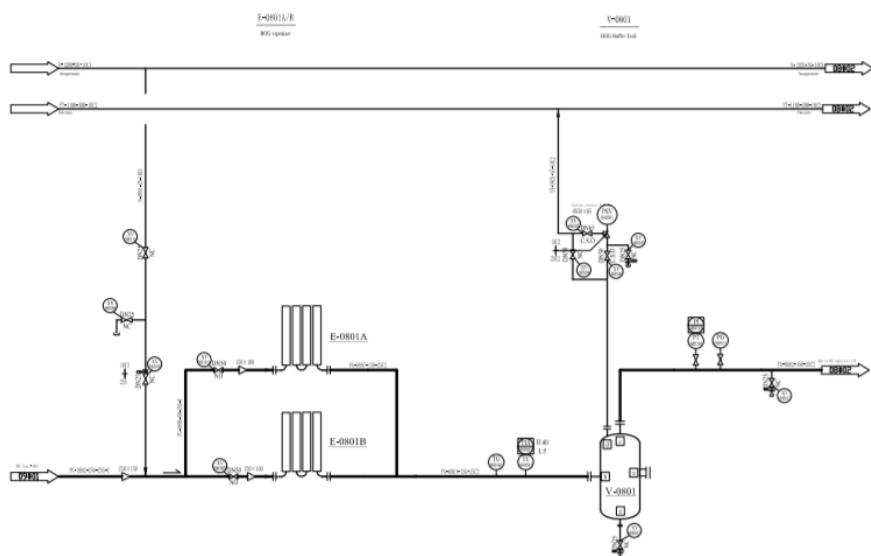
Gambar 4. 3 Sistem Pada Fasilitas Terminal LNG

#### 4.5 Piping and Instrumental Diagram (P&ID)

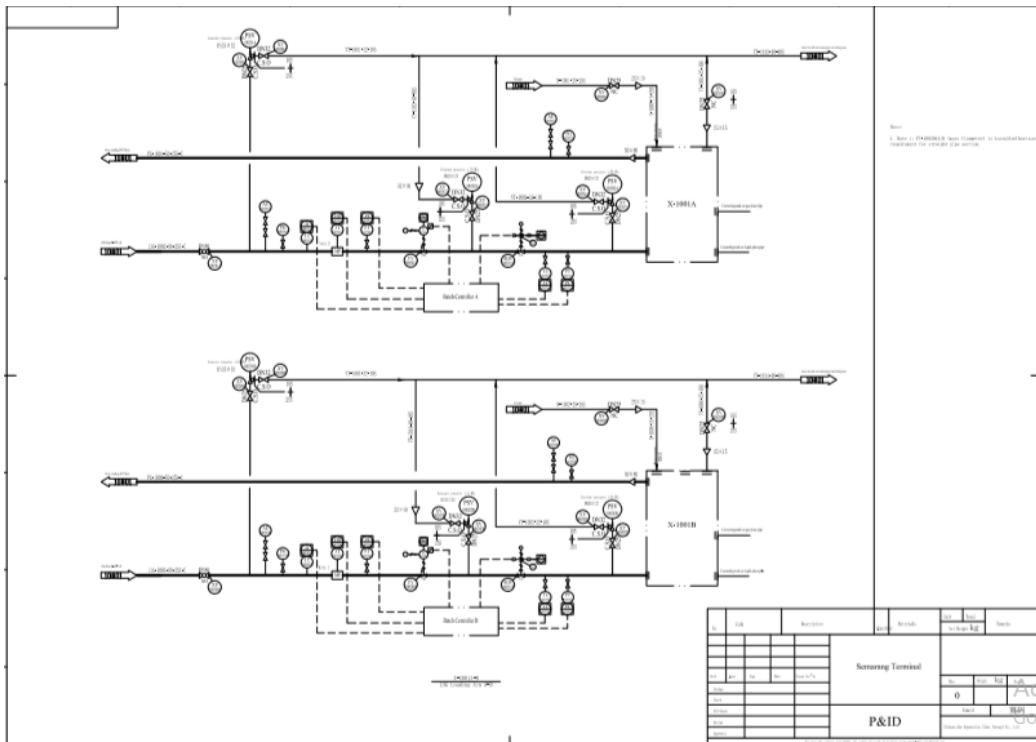
P&ID adalah diagram sistem perpipaan dan instrumentasi dari sebuah proses pada suatu sistem bekerja. P&ID dalam tugas akhir ini digunakan untuk menganalisa potensi bahaya yang mungkin terjadi. Pada gambar dihalaman selanjutnya menunjukkan P&ID dari Terminal LNG Tanjung Emas.



Gambar 4. 4 P&ID manifold to storage tank



Gambar 4. 5 P&ID CNG Compressor



Gambar 4. 6 P&amp;ID Filling Station

#### 4.6 Data Kandungan LNG

Berikut adalah komposisi dari LNG yang ditunjukkan pada Tabel 4.1

Tabel 4. 1 Komposisi LNG

Komponen	Analisis Tipikal (mol%)	Kisaran (mol%)
Methane	94,9	87,0 – 96,0
Ethane	2,5	1,8 – 5,1
Propane	0,2	0,1 – 5,1
Iso – Butane	0,03	0,01 – 0,3
Normal – Butane	0,03	0,01 – 0,3
Iso – Pentane	0,01	Trace – 0,14
Normal – Pentane	0,01	Trace – 0,04
Hexanes plus	0,01	Trace – 0,06
Nitrogen	1,6	1,3 – 5,6
Carbon Dioxide	0,7	0,1 -1,0
Oxygen	0,02	0,01 – 0,1
Hydrogen	Trace	Trace – 0,02

#### 4.7 Data Crew Terminal LNG

Proses offloading LNG pada Terminal LNG Tanjung Emas kurang lebih memerlukan waktu selama 2 hari. Kegiatan operasional tersebut akan dikerjakan oleh beberapa kelompok pekerja dengan rincian sebagai berikut pada Tabel 4.2

Tabel 4. 2 Jumlah Crew Terminal LNG

Personel Group	Katergori Pekerja	Jumlah Orang
LNG Carrier	Master	1
	Chief Officer	1
	Second Officer	1
	Third Officer	1
	Radio Operator	1
	Boatswain	1
	Quartermaster	3
	Sailor	2
	Cook	1
	Mess Boy	1
	Chief Enggineer	1
	Second Engineer	1
	Third Engineer	1
	Fourth Engineer	1
	Engine Foremen	1
	Oiler	3
	Wiper	1
Jetty Area	HSSE	1
	Mooring Gang	2
	Mooring Guard	2
	Operator Valve	1
Onshore plant	Plant Manager	1
	Supervisor	1
	Operator	3
	Operator Filling Station	3
	Maintenance & Inspection	2
	Office Support	1
	Security Guard	3
	Driver for ISO Tank Truck	4

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB V

### IDENTIFIKASI BAHAYA

#### **5.1 Penjelasan Umum**

Bab ini akan membahas langkah awal dalam melakukan penilaian risiko yaitu melakukan identifikasi bahaya pada sistem proses dari Terminal LNG Tanjung Emas. Metode yang digunakan untuk melakukan identifikasi bahaya adalah dengan metode *Hazard and Operability* (HAZOP).

#### **5.2 Hazard and Operability (HAZOP)**

Hazard and Operability (HAZOP) adalah suatu metode awal dalam penilaian risiko untuk melakukan identifikasi masalah. Identifikasi masalah HAZOP banyak digunakan pada sistem proses. HAZOP dapat digunakan untuk menentukan, mengklasifikasikan dan melakukan identifikasi masalah pada suatu proses. Dalam mengidentifikasi potensi bahaya dibutuhkan lembar kerja HAZOP. Lembar kerja HAZOP yang digunakan mengacu pada standar BS IEC 61882:2001. Berikut adalah langkah-langkah membuat lembar kerja HAZOP.

##### **5.2.1 Menentukan Node**

Untuk mempermudah dalam mengerjakan HAZOP untuk sebuah sistem yang rumit maka harus membagi sistem menjadi beberapa bagian atau yang disebut dengan node. Dalam penentuan node ini disesuaikan dengan potensi bahaya atau sesuai dengan bagian-bagian dari sebuah sistem/proses sehingga sistem tersebut dapat diidentifikasi menjadi lebih sederhana. Studi kasus pada tugas akhir ini akan membagi node berdasarkan fungsi sistem tersebut. Berikut adalah pembagian node pada sistem yang akan dianalisa

###### **1. Node 1 LNG Carrier – LNG Storage Tank**

Pada node 1 menjelaskan tentang sistem loading pada Terminal LNG. Fungsi utama dan hasil akhir pada node satu adalah LNG carrier melakukan transfer LNG menuju tanki pada Terminal LNG Tanjung Emas. Dalam melakukan transfer LNG terdapat beberapa komponen yang menunjang yaitu *gate valve, globe valve, flange, globe valve, check valve dan butterfly valve*. Terdapat beberapa safeguard seperti temperature gauge, pressure gauge dan pressure transmitter. Selama proses berlangsung tekanan dan suhu selalu dijaga guna menjaga keamanan operasional.

###### **2. Node 2 LNG Carrier – LNG Storage Tank**

Pada node 2 memiliki fungsi yang sama dengan node 1 tetapi memiliki jalur yang berbeda , namun equipment yang terdapat pada node 2 sama dengan node 1 yaitu seerti *gate valve, globe valve, flange, globe valve, check valve dan butterfly valve*. Terdapat beberapa safeguard seperti *temperature gauge, pressure gauge dan pressure transmitter*. Selama proses berlangsung tekanan dan suhu selalu dijaga guna menjaga keamanan operasional.

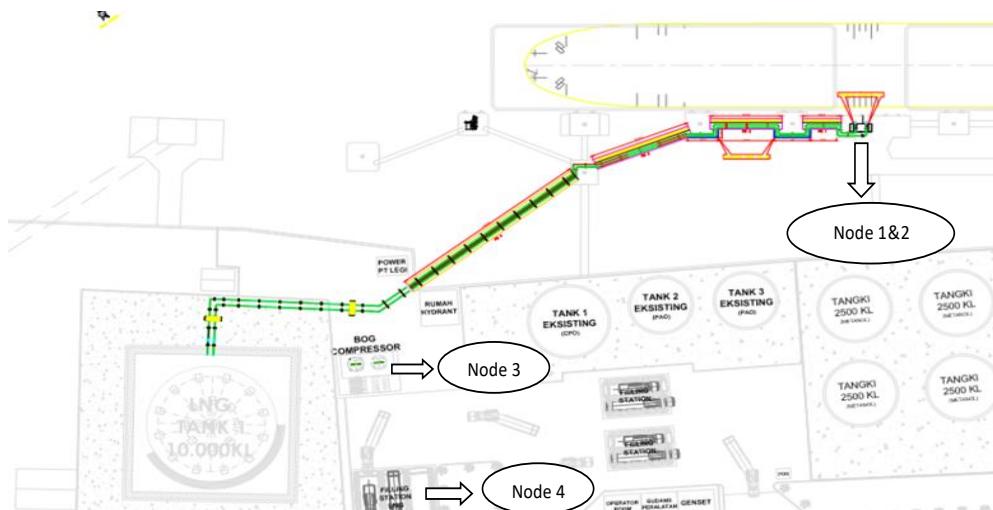
3. Node 3 LNG Storage Tank – CNG Compressor

Pada node 3 ini sistem memiliki fungsi untuk melakukan transfer BOG dari storage tank menuju Compressor CNG. Jumlah uap yang ditransfer berasal dari storage tank. Selama proses transfer berlangsung suhu dan tekanan selalu dijaga guna keamanan operasional. Dalam melakukan transfer uap terdapat beberapa komponen yang menunjang yaitu *gate valve, globe valve, flange, globe valve, check valve dan butterfly valve*. Terdapat beberapa safeguard seperti temperature gauge, pressure gauge dan pressure transmitter. Proses transfer dilakukan dari LNG Storage Tank menuju CNG Compressor.

4. Node 4 LNG Storage Tank – Tank Truck

Pada node 4 ini sistem memiliki fungsi untuk melakukan transfer LNG dari storage tank menuju Tank Truck pada Filling Station. Dalam melakukan transfer LNG terdapat beberapa komponen yang menunjang yaitu *gate valve, globe valve, flange, globe valve, check valve dan butterfly valve*. Terdapat beberapa safeguard seperti temperature gauge, pressure gauge dan pressure transmitter.

Gambar 5.1 menunjukkan pembagian node pada sistem yang ada pada fasilitas Terminal LNG Tanjung Emas Semarang



Gambar 5. 1 Pembagian node HAZOP

### 5.2.2 Guide Word

*Guide word* adalah kata kunci yang digunakan untuk menyatakan penyebab dari sebuah deviasi. Pada HAZOP BS IEC 61882 :2001 guide word yang digunakan adalah *no, more, less, as well as, part of, reverse, other than*. Deskripsi setiap *guide word* dapat dilihat pada Tabel 5.1.

Tabel 5. 1 Guide word HAZOP

KATA PANDUAN	DESKRIPSI
NO OR NOT	Negasi penuh dari sebuah sistem pada desain
MORE	Peningkatan kuantitatif
LESS	Penurunan kuantitatif
AS WELL AS	Peningkatan kuantitatif yang dimodifikasi
PART OF	Penurunan kuantitatif yang dimodifikasi
REVERSE	Logika yang berlawanan dari sistem pada desain
OTHER THAN	Penggantian penuh

(Sumber : HAZOP BS IEC 61882,2001)

### 5.2.3 Deviasi

Deviasi merupakan sebuah parameter untuk memeriksa setiap bagian pada node yang ada. Penentuan deviasi dari P&ID mengacu pada guide words yang ada. Deviasi yang dapat digunakan pada HAZOP adalah *flow, temperature, pressure dan level*. Penggunaan masing – masing deviasi mengacu pada HAZOP BS IEC 61882 : 2001 pada appendix E . Pembagian deviasi dapat dilihat pada 33ndic 5.2

Tabel 5. 2 Deviasi HAZOP

Deviation Type	Guide Word
Negative	NO
Quantitative modification	MORE, LESS
Qualitative modification	AS WELL AS, PART OF
Substitution	REVERSE, OTHER THAN
Time	EARLY, LATE
Order or sequence	BEFORE, AFTER

(Sumber : HAZOP BS IEC 61882,2001)

### 5.2.4 Possible Cause

Setelah menetukan deviasi sebuah sistem maka dilanjutkan dengan menentukan possible causes yang artinya dari sebuah sistem komponen apa saja yang berpotensi mengalami kegagalan. Contohnya globe valve blocked, pump failed, dll.

### 5.2.5 Consequences

Consequences atau konsekuensi merupakan pernyataan yang terjadi apabila tiap-tiap komponen mengalami kegagalan. Sebagai contoh deviasi more pressure maka possible causenya pump failed maka yang konsekuensi yang dapat terjadi adalah berupa ledakan atau kebakaran karena diakibatkan oleh tekanan yang sangat tinggi

### 5.2.6 Safeguard

Safeguard merupakan sebuah alat 33ndicator33 atau komponen yang menunjukkan bahwa suatu sistem berfungsi dengan baik. Safeguard dapat berupa sebuah 33ndicator yang memberikan indikasi pada sebuah alarm pengingat

**5.2.7 Comment**

Comment merupakan suatu respon yang menyakan apakah kejadian pada konsenkuensi masih dapat diterima atau tidak dapat diterima.

**5.2.8 Safeguard**

Action Required Action required merupakan rekomendasi yang diberikan agar sistem yang mengalami potensi kegagalan tidak akan terjadi

**5.3 Lembar Kerja HAZOP**

Proses HAZOP menghasilkan kemungkinan bahaya yang dapat terjadi dengan mengkombinasikan guide word dan parameter proses. Parameter tergantung pada proses yang sedang ditinjau diantaranya yaitu flow, pressure, dan temperature. Ketiga parameter tersebut sangat berpengaruh pada proses offloading LNG di Terminal LNG Tanjung Emas. Berikut adalah contoh hasil dari penggeraan HAZOP pada Tabel 5.3

Tabel 5. 3 Hasil lembar kerja HAZOP pada node 1

Study title		NODE 1					
Drawing no							
Team Composition							
Part considered		Flexible Hose and crossover					
Design Intenet		Fluid : LNG			Destination Tank: Storage Tank		Sheet of 1 of 1
		Source : LNG Carrier			Temperature: -160		Pressure :
No	Guide Word	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required
1	No	No Flow	Gate Valve is blocked	Tidak ada supply LNG dari LNG Carrier ke Storage Tank	Install Flowmeter	Not acceptable	Check kondisi valve dan flowmeter sebelum beroperasi
			Specange Flange is closed				
			Ball Valve 3 & 4 are blocked				
		Pipe is cracked	Kebocoran sistem yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	None	Not acceptable	Melakukan monitoring terhadap kondisi pipa secara berkala	
		No Pressure	System leakage	LNG bocor yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Pressure Gauge (PG002)	Not acceptable	Meakukan monitoring dan perawatan secara berkala terhadap equipment

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan pada tabel sebelumnya)

2	Less	Less Flow	Ball Valves are opened	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Pressure indicator (PI 002) and pressure transmitter (PT 002)	Not acceptable	Check kondisi valve dan flowmeter sebelum beroperasi
			Ball valves are cracked	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mengirimkan informasi ke pressure indicator	Pressure indicator ( PI 002 ) and pressure transmitter ( PT 002 )	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
3	More	More Temperature	External Heat	Hasil BOG meningkat	Temperature indicator (TI 001)	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
		More Pressure	Ball Valves are blocked	Menyebabkan overpressure yang dapat memicu kebakaran dan ledakan	Pressure indicator ( PI 002 ) and pressure transmitter ( PT 002 )	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan pada tabel sebelumnya)

4	As well as	As well as corrosion	Environment condition and age of the pipe ( LNG-01-002-D-01)	Kebocoran pipa dan gas release	None	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
5	Other than	Other than distination	System Valves are cracked	Gas release yang memicu ledakan dan kebakaran	None	Not acceptable	Periksa kondisi equipment sebelum beroperasi

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB VI

### ANALISA FREKUENSI

#### **6.1 Penjelasan Umum**

Tahap selanjutnya yang dilakukan setelah melakukan identifikasi bahaya adalah melakukan analisa frekuensi. Analisa frekuensi dilakukan untuk mengetahui probabilitas kegagalan dari suatu komponen pada sebuah sistem yang dapat menyebabkan kegagalan pada sistem tersebut. Kegagalan sistem yang terjadi dapat menimbulkan bahaya. Metode yang digunakan untuk menganalisa frekuensi adalah *Fault Tree Analysis* (FTA) dan *Event Tree Analysis* (ETA). Metode FTA digunakan untuk menilai frekuensi dengan top event berupa satu kejadian yang kemudian dikaji penyebabnya. Metode ETA menggunakan masukan beberapa kejadian initial event dari kejadian top event FTA. Nilai-nilai kegagalan dalam setiap komponen didapatkan dari *Det Norske Veritas* (DNV). Untuk melakukan analisa frekuensi menggunakan software RELEX 2009.

#### **6.2 Frekuensi Kebocoran Valve**

Analisa frekuensi dimulai dengan mengetahui peluang kegagalan dalam komponen yang bekerja pada suatu sistem. Komponen – komponen dilihat berdasarkan P&ID yang telah dibagi menjadi beberapa node berdasarkan fungsi sistem. Frekuensi kebocoran komponen didapatkan dari perhitungan menggunakan rumus yang ada pada *DNV Failure Frequencies Guidelines Process Equipment Leak Frequency Data for Use in QRA*. Rumus yang digunakan adalah sebagai berikut

$$F(d) = C(1 + aD^m)^{\frac{n}{d}} + Fr_{up} \quad (6.1)$$

Dimana :

- $F$  : frequency of leaks (per valve year) exceeding size  $d$
- $C, m$  : constants representing hole size distribution
- $a, n$  : constants representing equipment size dependency
- $Fr_{up}$  : additional rupture frequency (per valve year)
- $D$  : valve diameter (mm)
- $d$  : hole diameter (mm)

Dalam penggunaan rumus frekuensi kebocoran komponen ada ketentuan yang harus diperhatikan, yakni skenario yang akan dianalisis, apakah pada kondisi total leaks, ful leaks ataupun zero pressure

Tabel 6. 1 Skenario variabel kebocoran komponen

SCENARIO	C	a	N	m	Frup
Total leaks	7.0E-05	3.4E-05	2.0	-0.76	1.0E-05
Full leaks	6.0E-06	3.8E-03	1.5	-1.17	0.0E+00
Zero pressure	1.0E-08	6.8	1.0	-0.15	0.0E+00

Sumber : (DNV Process Equipment Failure Frequencies, 2006)

Dalam penelitian kali ini skenario yang digunakan adalah total leaks. Rumus yang digunakan dalam menghitung kebocoran hanya berlaku pada komponen manual valves. Contoh hasil perhitungan frekuensi kebocoran dapat dilihat pada Tabel 6.2 berikut

Tabel 6. 2 Hasil perhitungan frekuensi kebocoran komponen pada node 1

No .	Equipment	Code	Size	Leak Freqeucny/Hole Diameter				
				1mm	3mm	10mm	50mm	150mm
1	Gate Valve	-	150 mm	1,3,E-04	6,4,E-05	3,1,E-05	1,6,E-05	1,3,E-05
2	Ball Valve	BV-01	20 mm	8,1,E-05	4,1,E-05	2,2,E-05	1,4,E-05	1,2,E-05
3	Ball Valve	BV-02	20 mm	8,1,E-05	4,1,E-05	2,2,E-05	1,4,E-05	1,2,E-05
4	Ball Valve	BV-03	20 mm	8,1,E-05	4,1,E-05	2,2,E-05	1,4,E-05	1,2,E-05
5	Ball Valve	BV-04	20 mm	8,1,E-05	4,1,E-05	2,2,E-05	1,4,E-05	1,2,E-05
6	Spectange Flange	-	150 mm	1,1,E-04	4,5,E-05	2,0,E-05	8,8,E-06	6,5,E-06
7	Spectange Flange	-	150 mm	1,1,E-04	4,5,E-05	2,0,E-05	8,8,E-06	6,5,E-06
8	Spectange Flange	-	150 mm	1,1,E-04	4,5,E-05	2,0,E-05	8,8,E-06	6,5,E-06
9	Spectange Flange	-	150 mm	1,1,E-04	4,5,E-05	2,0,E-05	8,8,E-06	6,5,E-06
10	Shutdown Valve	SDV01	150 mm	6,9,E-04	2,8,E-04	1,0,E-04	2,8,E-05	1,1,E-05
11	Shutdown Valve	SDV02	150 mm	6,9,E-04	2,8,E-04	1,0,E-04	2,8,E-05	1,1,E-05
12	Shutdown Valve	SDV03	150 mm	6,9,E-04	2,8,E-04	1,0,E-04	2,8,E-05	1,1,E-05
13	Shutdown Valve	SDV04	150 mm	6,9,E-04	2,8,E-04	1,0,E-04	2,8,E-05	1,1,E-05
14	Ball Valve	BV-05	200 mm	1,8,E-04	8,2,E-05	3,9,E-05	1,9,E-05	1,4,E-05
<b>TOTAL</b>				<b>3,8,E-03</b>	<b>1,61,E-03</b>	<b>6,56,E-04</b>	<b>2,36,E-04</b>	<b>1,44,E-04</b>

### 6.3 Frekuensi Kebocoran Pipa

Selain melakukan analisis terhadap komponen, dilakukan juga analisis untuk mengetahui peluang kebocoran pada pipa yang berfungsi sebagai media utama untuk

melakukan transfer fluida. Saat melakukan analisis kebocoran pada pipa digunakan perhitungan dengan rumus sebagai berikut

$$F(d) = C(1 + aD^N)^m + F_{rup} \quad (6.2)$$

Dimana :

- $F$  : frequency of leaks (per metre year) exceeding size d
- $C, m$  : constants representing hole size distribution
- $a, n$  : constants representing equipment size dependency
- $F_{rup}$  : additional rupture frequency (per metre year)
- $D$  : pipe diameter (mm)
- $d$  : hole diameter (mm)

Dalam penggunaan rumus frekuensi kebocoran pipaada ketentuan yang harus diperhatikan yaitu skenario kebocoran yang akan dianalisa. Rumus data kebocoran komponen memiliki skenario masing-masing. Adapun ketentuan skenario yang harus diperhatian dapat dilihat pada Tabel 6.3 dimana rumus dapat digunakan untuk mencari frekuensi kebocoran dengan skenario *total leaks*, *full leaks* dan *zero pressure*.

Tabel 6. 3 Skenario Variabel Kebocoran Pipa

SCENARIO	C	a	N	m	$F_{rup}$
Total leaks	3.7E-05	1000	-1.5	-0.74	3.0E-06
Full leaks	8.0E-06	1000	-1.3	-1.42	0.0E+00
Zero pressure	9.0E-06	0	0.0	-0.50	1.0E-06

Sumber : (DNV Process Equipment Failure Frequencies, 2006)

Dalam penelitian kali ini skenario yang digunakan adalah total leaks. Rumus yang digunakan dalam menghitung kebocoran hanya berlaku pada pipa. Contoh hasil perhitungan frekuensi kebocoran dapat dilihat pada Tabel 6.4 Berikut

Tabel 6. 4 Hasil perhitungan frekuensi kebocoran pipa pada node 1

Node 1 : LNG Carrier - LNG Storage Tank									
No.	Equipment	Code	Size	Length (m)	Leak Frequency/Hole Diameter				
					1mm	3mm	10mm	50mm	150mm
1	Pipe Line	8”LNG-01-001	200 mm	179,7	9,5,E-03	4,5,E-03	2,1,E-03	1,0,E-03	7,6,E-04
2	Pipe Line	6”LNG-01-001	150 mm	14,1	8,4,E-04	4,0,E-04	1,8,E-04	8,6,E-05	6,2,E-05
<b>TOTAL</b>					<b>1,04,E-02</b>	<b>4,93,E-03</b>	<b>2,3,E-03</b>	<b>1,12,E-03</b>	<b>8,22,E-04</b>

#### 6.4 Frekuensi Kebocoran Pompa

Selain melakukan analisis terhadap komponen, dilakukan juga analisis untuk mengetahui peluang kebocoran pada pompa yang berfungsi sebagai media untuk melakukan transfer fluida. Saat melakukan analisis kebocoran pada pompa digunakan perhitungan dengan rumus sebagai berikut

$$F(d) = C(I + aD^m)^{\frac{n}{d}} + F_{rup} \quad (6.3)$$

Dimana :

$F$  : frequency of leaks (per metre year) exceeding size d

$C, m$  : constants representing hole size distribution

$a, n$  : constants representing equipment size dependency

$F_{rup}$  : additional rupture frequency (per metre year)

$D$  : inlet pipa diameter (mm)

$d$  : hole diameter (mm)

Dalam penggunaan rumus frekuensi kebocoran pipaada ketentuan yang harus diperhatikan yaitu skenario kebocoran yang akan dianalisa. Rumus data kebocoran komponen memiliki skenario masing-masing. Adapun ketentuan skenario yang harus diperhatian dapat dilihat pada Tabel 6.3 dimana rumus dapat digunakan untuk mencari frekuensi kebocoran dengan skenario *total leaks, full leaks* dan *zero pressure*.

Tabel 6. 5 Skenario Variabel Kebocoran Pompa

SCENARIO	C	m	$F_{rup}$
Total leaks	6.5E-03	-0.95	0.0E+00
Full leaks	1.8E-03	-1.10	0.0E+00
Zero pressure	5.9E-04	-0.43	0.0E+00

Sumber : (DNV Process Equipment Failure Frequencies, 2006)

Dalam penelitian kali ini skenario yang digunakan adalah total leaks. Rumus yang digunakan dalam menghitung kebocoran hanya berlaku pada pompa. Contoh hasil perhitungan frekuensi kebocoran dapat dilihat pada Tabel 6.4 Berikut

Tabel 6. 6 Hasil perhitungan frekuensi kebocoran pompa pada node 1

Node 1 : LNG Carrier - LNG Storage Tank								
No.	Equipment	Code	Diameter inlet (m)	Leak Frequency/Hole Diameter				
				1mm	3mm	10mm	50mm	150mm
1	Pump	P-0901A	200 mm	4.2E-03	1.6E-03	5.7E-04	1.0E-04	5.6E-05
<b>TOTAL</b>				<b>4.2E-03</b>	<b>1.6E-03</b>	<b>5.7E-04</b>	<b>1.0E-04</b>	<b>5.6E-05</b>

#### 6.5 Frekuensi Kebocoran Indicator & Safeguard

Kemudian juga dilakukan analisis untuk mengetahui peluang kebocoran pada indicator and safeguard yang berfungsi sebagai indikator pada aliran, tekanan dan

suhu. Saat melakukan analisis kebocoran pada indicator and safeguard digunakan perhitungan dengan rumus sebagai berikut.

$$F(d) = Cd^m + Fr_{up} \quad (6.4)$$

Dimana :

$F$  : frequency of leaks (per instrument connection year)

$C, m$  : exceeding size d constants representing hole size distribution

$Fr_{up}$  : additional rupture frequency (per instrument connection year)

$D$  : instrument connection diameter (mm)

$d$  : hole diameter (mm)

Dalam penggunaan rumus frekuensi kebocoran indicator dan safeguard ada ketentuan yang harus diperhatikan, yakni skenario yang akan dianalisis, apakah pada kondisi total leaks, ful leaks ataupun zero pressure. Skenario tersebut dapat dilihat di Tabel 6.5

Tabel 6. 7 Skenario variabel kebocoran indicator & safeguard

SCENARIO	C	M	$F_{rup}$
Total leaks	6.1E-04	-0.80	0.0E+00
Full leaks	2.3E-04	-1.88	0.0E+00
Zero pressure	2.5E-05	-0.44	0.0E+00

Sumber : (DNV Process Equipment Failure Frequencies, 2006)

Dalam penelitian kali ini skenario yang digunakan adalah total leaks. Rumus yang digunakan dalam menghitung kebocoran hanya berlaku pada pipa. Contoh hasil perhitungan frekuensi kebocoran dapat dilihat pada Tabel 6. Berikut

Tabel 6. 8 Hasil perhitungan frekuensi kebocoran safeguard pada node 1

No.	Equipment	Code	Size (mm)	Leak Frequency/Hole Diameter				
				1mm	3mm	10mm	50mm	150mm
1	Temperature Gauge	TG01	20	6,10,E-04	2,5,E-04	9,67,E-05	2,67,E-05	1,11,E-05
2	Pressure Gauge	PG01	20	6,10,E-04	2,5,E-04	9,67,E-05	2,67,E-05	1,11,E-05
3	Pressure Indicator	PI01	20	6,10,E-04	2,5,E-04	9,67,E-05	2,67,E-05	1,11,E-05
4	Temperature Indicator	TI01	20	6,10,E-04	2,5,E-04	9,67,E-05	2,67,E-05	1,11,E-05
<b>TOTAL</b>				<b>2,44E-03</b>	<b>1,01E-03</b>	<b>3,87E-04</b>	<b>2,44,E-03</b>	<b>1,01,E-03</b>

## 6.6 Frekuensi Kegagalan Fungsi Komponen

Salah satu penyebab terjadinya *gas release* yang dapat menimbulkan potensi kebakaran dan ledakan adalah kegagalan pada sebuah sistem dimana

tidak berfungsi sebuah sistem dengan baik. Oleh sebab itu harus dilakukan analisa frekuensi pada seluruh komponen yang ada untuk mengetahui kegagalan fungsinya dari komponen pada sistem setiap node. Dalam menentukan frekuensi kegagalan fungsi komponen pada sebuah komponen setiap sistem digunakan referensi OREDA dan *Center for Chemical Process Safety Generic Failure Data Base*. Berikut merupakan daftar kegagalan fungsi komponen pada setiap node.

Tabel 6. 9 Hasil perhitungan frekuensi kegagalan komponen pada node 1

<b>Node 1 Equipment Failure Frequency</b>				
No.	Equipment	Code	Failure Mode	Failure/year
1	Gate Valve	-	Fail to open on demand	4,90E-10
2	Ball Valve	BV-01	Fail to close on demand	6,69E-10
3	Ball Valve	BV-02	Spurious Operation	8,90E-11
4	Ball Valve	BV-03	Spurious Operation	8,90E-11
5	Ball Valve	BV-04	Fail to close on demand	6,69E-10
6	Shutdown Valve	SDV-01	Fail to close on demand	6,22E-10
7	Shutdown Valve	SDV-02	Spurious Operation	8,90E-11
8	Shutdown Valve	SDV-03	Spurious Operation	8,90E-11
9	Shutdown Valve	SDV-04	Fail to close on demand	6,22E-10
10	Ball Valve	BV-05	Fail to close on demand	6,69E-10
<b>TOTAL</b>				<b>4,10E-09</b>

## 6.7 Kegagalan Fungsi Indicator & Safeguard

Salah satu penyebab terjadinya *gas release* yang dapat menimbulkan potensi kebakaran dan leadakan adalah kegagalan pada sebuah sistem dimana tidak berfungsinya sebuah sistem dengan baik. Oleh sebab itu harus dilakukan analisa frekuensi pada seluruh komponen yang ada untuk mengetahui kegagalan fungsi dari komponen pada sistem setiap node. Dalam menentukan frekuensi kegagalan fungsi komponen pada sebuah komponen setiap sistem digunakan referensi OREDA dan *Center for Chemical Process Safety Generic Failure Data Base*. Berikut merupakan daftar kegagalan fungsi *indicator & safeguards* pada setiap node.

Tabel 6. 10 Hasil perhitungan frekuensi kegagalan safeguard pada node 1

<b>Node 1 Safeguards / Indicator Failure Frequency</b>				
No.	Equipment	Code	Failure Mode	Failure/year
1	Temperature Gauge	TG-01	Catastrophic	2,83E-08
2	Pressure Gauge	PG-01	Fail to operate	2,10E-10
3	Pressure Transmitter	PT-01	Catastrophic	1,35E-08
4	Pressure Indicator	PI-01	Fail to operate	2,10E-10
5	Temperature Transmitter	TT-01	Catastrophic	1,11E-08
6	Temperature Indicator	TI-01	Catastrophic	2,83E-08
<b>TOTAL</b>				<b>8,16E-08</b>

## 6.8 Fault Tree Analysis (FTA)

Diagram pohon kegagalan (FTA) dilakukan untuk mengidentifikasi sebuah kegagalan pada suatu kejadian. FTA sendiri banyak digunakan pada penelitian yang berkaitan dengan analisis risiko dan keandalan pada suatu sistem. Analisis frekuensi ini menggunakan pendekatan bottom-up. Dalam melakukan analisis FTA digunakan gerbang logika untuk membantu proses FTA

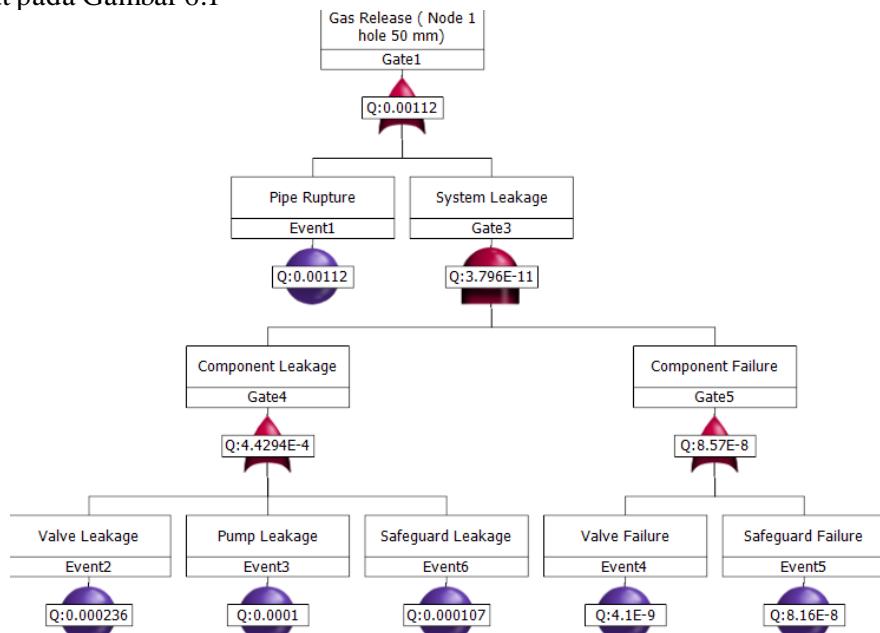
- a) Gerbang Logika AND Analisis FTA yang menggunakan gerbang logika AND memiliki fungsi untuk menentukan top event pada FTA dengan masukan basic event harus terjadi bersama. Persamaan matematis pada gerbang logika AND adalah sebagai berikut

$$P(A \cap B) = P(A) \times P(B) \quad (6.5)$$

- b) Gerbang Logika OR Analisis FTA yang menggunakan gerbang logika OR memiliki fungsi untuk menentukan top event pada FTA dengan masukan basic event jika terjadi kegagalan salah satu saja, maka kegagalan terjadi. Persamaan matematis pada gerbang logika OR adalah sebagai berikut

$$P(A \cup B) = P(A) + P(B) - P(A \cap B) \quad (6.6)$$

Pemodelan analisis FTA pada penelitian ini menggunakan *Relex Evaluation Software*. Analisis menggunakan FTA dilakukan dengan melakukan input frekuensi kegagalan dari data kegagalan berupa kebocoran komponen sistem dan kegagalan fungsi kebocoran sistem pada setiap node. Contoh hasil dari pomedelan Relex dapat dilihat pada Gambar 6.1



Gambar 6. 1 Contoh hasil pemodelan FTA node 1 scenario 50 mm

Analisa FTA pada tugas akhir ini dilakukan dengan menggunakan lima macam skenario dengan *bore scenario* yang berbeda. Tabel 6.8 merupakan hasil rekapitulasi dari analisa FTA pada setiap node

Tabel 6. 11 Rekapitulasi analisa FTA

Node	Frequency Gas Release by Leak Scenarios				
	1 mm	3 mm	10 mm	50 mm	150 mm
1	1,04,E-02	4,93,E-03	2,3,E-03	1,12,E-03	8,22,E-04
2	1,04,E-02	4,93,E-03	2,3,E-03	1,12,E-03	8,22,E-04
3	6,59,E-03	2,90,E-03	1,24,E-03	4,74,E-04	6,38,E-04
4	1,37,E-02	5,85,E-03	2,36,E-03	7,93,E-04	4,40,E-04

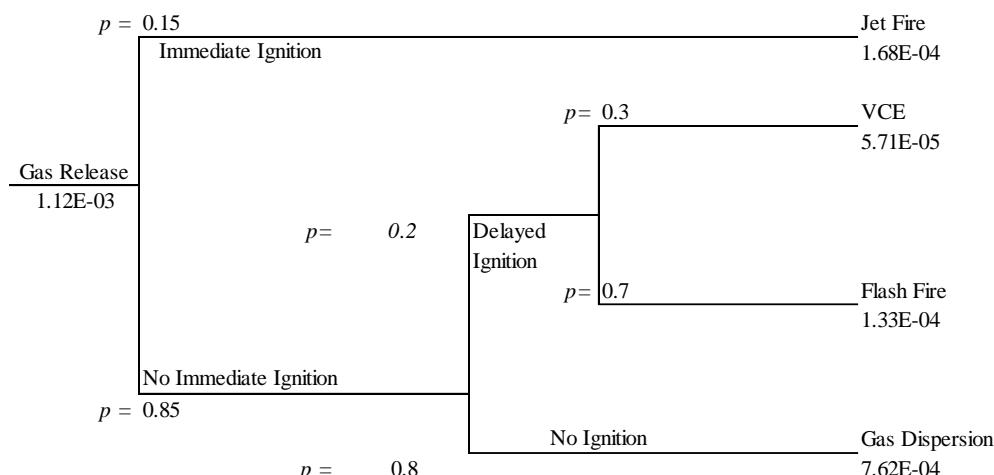
### 6.9 Event Tree Analysis (ETA)

*Event Tree Analysis* (ETA) adalah suatu metode yang digunakan untuk mengetahui peluang suatu kejadian pada suatu sistem. Penggunaan ETA pada tugas akhir untuk menghitung pemodelan dari kejadian yang menyebabkan kebakaran dan ledakan. Kebakaran dan ledakan sendiri dimulai dengan ignition (penyalaan) atau pada tugas akhir ini skema pemodelan ETA dimulai dengan kejadian *gas release* yang merupakan hasil akhir dari analisa FTA. Skenario yang digunakan sebagai konsekuensi akhir pada kebakaran dan ledakan pada tugas akhir ini adalah *flash fire*, *jet fire*, *vapour cloud explosion* (VCE) and *gas dispersion*. Untuk mengetahui frekuensi terjadinya penyalaan penyebab kebakaran dan ledakan digunakan data sekunder dari *Chemical Process Quantitative Risk Analysis 2nd Edition*. Adapun berdasarkan jenis bahaya yang sudah ditentukan maka dapat ditentukan frekuensinya berdasarkan data sekunder

Tabel 6. 12 Data sekunder bahaya ledakan dan kebakaran

No	Hazard	Ignition	Probability
1	Jet Fire	Immediate Ignition	0.15
2	Flash Fire	Delayed Ignition	0.70
3	Vapour cloud explosion	Delayed Ignition	0.30
4	Gas Dispersien	No Ignition	0.85

(Sumber: (Center for Chemical Process Safety, 2001)



Gambar 6. 2 Contoh Diagram ETA pada node 1 scenario hole 50 mm

Analisa ETA dilakukan dengan menggunakan lima skenario hole diameter kebocoran. Salah satu contoh analisa ETA dapat dilihat pada gambar 6.2 pada halaman sebelumnya. Berdasarkan hasil analisa ETA yang sudah dilakukan pada

setiap node dengan lima jenis bahaya dan tiga skenario maka dapat dilakukan rekapitulasi analisa pada tabel berikut

Tabel 6. 13 Rekapitulasi analisa ETA

Node	<b>FREQUENCY OF EVENT / HOLE DIAMETER</b>				
	Jet Fire				
	1mm	3mm	10mm	50mm	150mm
1	1.56E-03	7.40E-04	3.45E-04	1.68E-04	1.23E-04
2	1.56E-04	7.40E-04	3.45E-04	1.68E-04	1.23E-04
3	4.36E-04	4.36E-04	1.86E-04	7.12E-05	9.57E-05
4	2.06E-03	8.77E-04	3.54E-04	1.19E-04	6.60E-05
Node	<b>FREQUENCY OF EVENT / HOLE DIAMETER</b>				
	VCE				
	1mm	3mm	10mm	50mm	150mm
1	5.30E-04	2.51E-04	1.17E-04	5.71E-05	4.19E-05
2	5.30E-05	2.51E-04	1.17E-04	5.71E-05	4.19E-05
3	1.48E-04	1.48E-04	6.33E-05	2.42E-05	3.26E-05
4	7.01E-04	2.98E-04	1.20E-04	4.05E-05	2.24E-05
Node	<b>FREQUENCY OF EVENT / HOLE DIAMETER</b>				
	Flash Fire				
	1mm	3mm	10mm	50mm	150mm
1	1.24E-03	5.87E-04	2.74E-04	1.33E-04	9.78E-05
2	1.24E-04	5.87E-04	2.74E-04	1.33E-04	9.78E-05
3	3.46E-04	3.46E-04	1.48E-04	5.65E-05	7.60E-05
4	1.63E-03	6.96E-04	2.81E-04	9.44E-05	5.24E-05
Node	<b>FREQUENCY OF EVENT / HOLE DIAMETER</b>				
	Gas Dispersion				
	1mm	3mm	10mm	50mm	150mm
1	7.07E-03	3.35E-03	1.56E-03	7.62E-04	5.59E-04
2	7.07E-04	3.35E-03	1.56E-03	7.62E-04	5.59E-04
3	1.97E-03	1.97E-03	8.45E-04	3.23E-04	4.34E-04
4	9.34E-03	3.98E-03	1.61E-03	5.40E-04	2.99E-04

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB VII

### ANALISA KONSEKUENSI

#### **7.1 Penjelasan Umum**

Penilaian risiko merupakan hasil gabungan antara analisa frekuensi dan analisa konsekuensi. Oleh sebab itu langkah selanjutnya dalam penilaian risiko adalah melakukan analisa konsekuensi. Analisis konsekuensi dimulai dari penentuan receiver dan selanjutnya dilakukan pemodelan bahaya dengan menggunakan software fire modelling ALOHA. Pemodelan bahaya berupa *Jet Fire*, *Flash Fire*, *Pool Fire* dan vapor cloud explosion. Sedangkan untuk *Gas Dispersion* tidak dianalisis karena tidak beracun, sehingga diasumsikan tidak berbahaya pada manusia.

#### **7.2 Penentuan Receiver**

Penentuan receiver ini dilakukan untuk mengetahui titik lokasi terjadinya potensi bahaya yang dapat terjadi pada Terminal LNG. Penentuan titik lokasi bahaya ini digunakan untuk menganalisa konsekuensi menggunakan software fire modelling, dari letak titik receiver ini dapat diketahui seberapa besar dampak yang dihasilkan oleh bahaya yang terjadi dan jumlah manusia yang terpapar oleh bahaya tersebut. Untuk penentuan receiver dan jumlah crew dapat dilihat pada Tabel 7.1

Tabel 7. 1 Receiver dan jumlah crew

Node	Receiver	Number of people
1	LNG Carrier Crew and Manifold Jetty Crew	26
2	LNG Carrier Crew and Manifold Jetty Crew	26
3	Management, operator, general worker	8
4	Management, operator, general worker, security, and truck driver	15

#### **7.3 Jet Fire**

*Jet Fire* merupakan salah satu konsekuensi yang dihasilkan pada sistem yang dianalisis. Dalam melakukan analisis konsekuensi menggunakan fire modelling software dibutuhkan input data kejadian sehingga hasil analisis konsekuensi yang dihasilkan lebih akurat. *Jet Fire* disebabkan oleh difusi turbulen adanya gas yang keluar dari sistem produksi LNG dan terdapat sumber panas di lokasi kebocoran gas tersebut. Pada kejadian bahaya *Jet Fire* scenario dilakukan dengan kebocoran pipa berdiameter 1 mm, 3 mm, 10 mm, 50 mm dan 150 mm dan dengan skenario berdasarkan waktu siang hari,

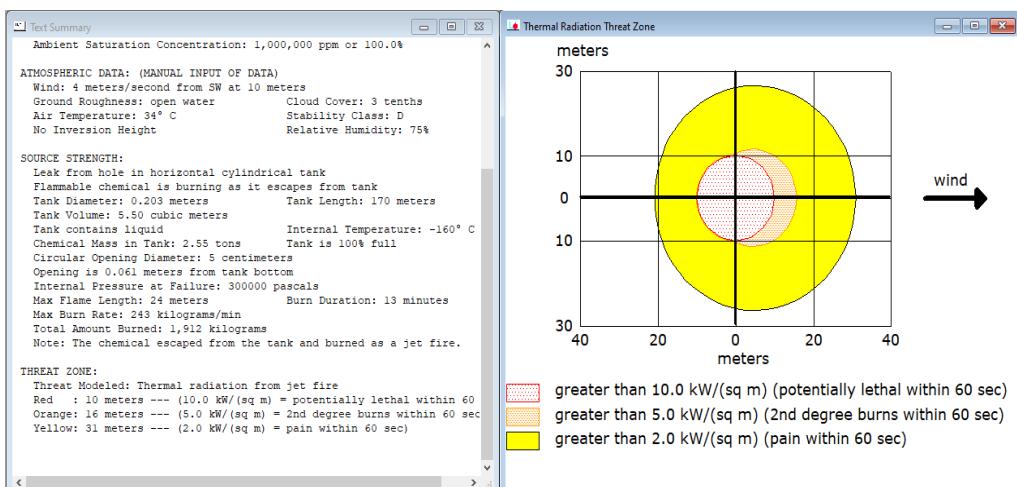
kecepatan angin 4 m/s, temperatur udara 33°C, kelembapan 75% dan arah angin dari Barat Daya. Untuk level konsentrasi pada radiasi panas yaitu  $2 \text{ kW/m}^2$ ,  $5 \text{ kW/m}^2$  dan  $10 \text{ kW/m}^2$  yang dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel 7. 2 Konsentrasi radiasi panas

Radient Heat ( $\text{kW/m}^2$ )	Effect
2	Pain within 60 second
5	$2^{\text{nd}}$ degree burns within 60 second
10	Potentially lethal within 60 second

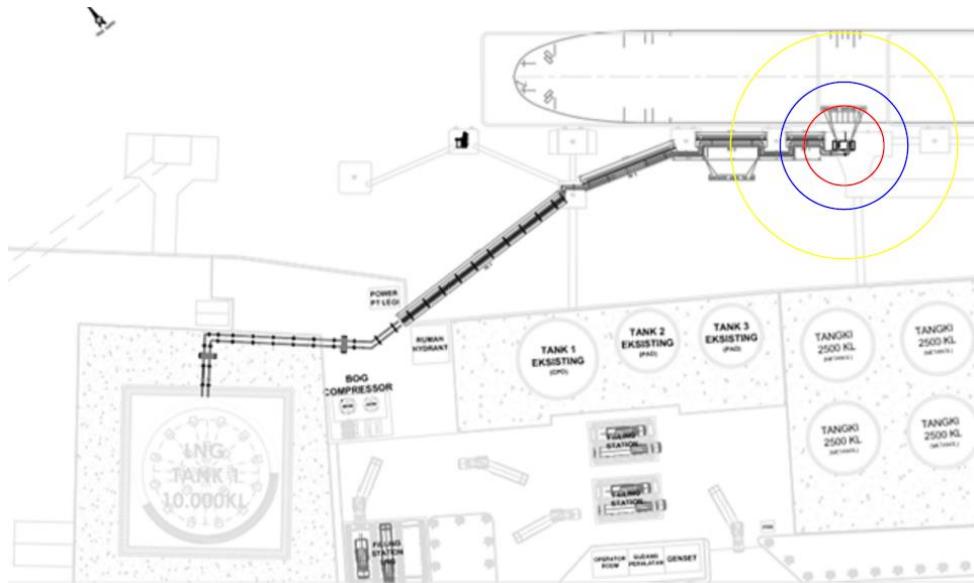
Sumber : (ALOHA Software, 2020)

Berikut ini adalah hasil dari pemodelan *Jet Fire* menggunakan software ALOHA, dimana gambar yang ditampilkan adalah pemodelan *Jet Fire* pada node 1 dengan skenario lubang kebocoran 50 mm dapat dilihat pada Gambar. 7.1



Gambar 7. 1 Hasil simulasi ALOHA Jet Fire node 1 skenario kebocoran 50 mm

Dari hasil simulasi menggunakan ALOHA maka didapatkan peta sebaran panas kemudian disambungkan dengan gambar pada lokasi kejadian Terminal LNG, maka akan menghasilkan sebaran api tampilan topview pada node 1 dengan kebocoran 50mm. Terdapat tiga lingkaran pada gambar dengan warna yang berbeda dimana setiap warna mewakili setiap konsentrasi radiasi panas, warna kuning dengan konsentrasi panas  $2 \text{ kW/m}^2$ , warna biru dengan konsentrasi panas  $5 \text{ kW/m}^2$  dan warna merah dengan konsentrasi panas  $10 \text{ kW/m}^2$ . Area  $10 \text{ kW/m}^2$  merupakan area yang dapat menyebabkan kematian pada manusia dapat dilihat pada Gambar 7.2



Gambar 7. 2 Jet Fire node 1 skenario 50 mm top view

Pada tabel 7.3 merupakan hasil rekapitulasi analisa konsekuensi jetfire pada setiap node dan skenario kebocoran yang sudah ditentukan dengan menggunakan kondisi siang hari menggunakan fire modelling software terhadap societal risk pada Terminal LNG.

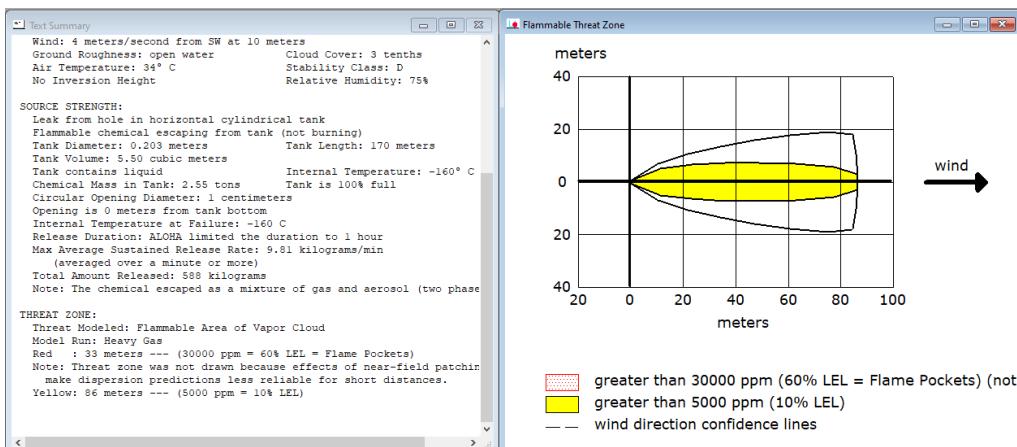
Tabel 7. 3 Analisa konsekuensi Jet Fire

NODE	Hole diameter (mm)	<i>Jet Fire</i> Frequency	Societal Consequence
1	10	7,79,E-04	6
	50	3,55,E-04	8
	150	2,54,E-04	10
2	10	7,79,E-04	6
	50	3,55,E-04	8
	150	2,54,E-04	10
3	10	3,10,E-04	4
	50	1,19,E-04	4
	150	1,60,E-04	6
4	10	4,31,E-04	4
	50	1,71,E-04	6
	150	1,11,E-04	8

Dari Tabel 7.3 dapat dilihat hasil analisa konsekuensi bahaya *jet fire* didapatkan *societal consequence* atau orang yang terdampak pada setiap node dan scenario yang ada dengan jumlah kematian terbesar pada node 1 skenario 150 mm sebanyak 10 orang

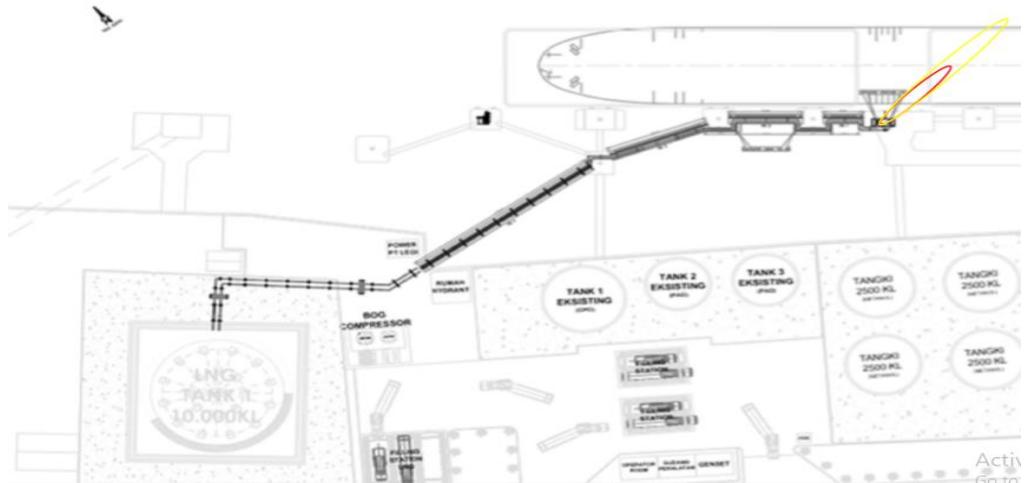
#### 7.4 Flash Fire

*Flash Fire* merupakan salah satu konsekuensi yang dihasilkan pada sistem yang dianalisis. *Flash Fire* terjadi dengan durasi yang sangat singkat, dengan LNG yang bercampur dengan udara yang kemudian tersulut oleh api. . Pada kejadian bahaya *Jet Fire* scenario dilakukan dengan kebocoran pipa berdiameter 1 mm, 3 mm, 10 mm, 50 mm dan 150 mm dan dengan skenario berdasarkan waktu siang hari, kecepatan angin 4 m/s, temperatur udara 33°C, kelembapan 75% dan arah angin dari Barat Daya. Level konsentrasi pada radiasi panas yaitu 5000 ppm dengan warna kuning dan warna merah dengan 30000 ppm. Gambar 7.3 adalah hasil simulasi *Flash Fire* menggunakan ALOHA pada node 1 dengan scenario lubang kebocoran 50 mm



Gambar 7. 3 Hasil simulasi ALOHA Flash Fire node 1 skenario kebocoran 50 mm

Dari hasil simulasi menggunakan ALOHA maka didapatkan peta sebaran panas kemudian disambungkan dengan gambar pada lokasi kejadian Terminal LNG, maka akan menghasilkan sebaran api tampilan topview pada node 1 dengan kebocoran 50mm. Terdapat dua lingkaran pada gambar dengan warna yang berbeda dimana setiap warna mewakili setiap konsentrasi radiasi panas, warna kuning dengan konsentrasi panas 5000ppm dan warna merah dengan konsentrasi panas 30000ppm dapat dilihat pada Gambar 7.4



Gambar 7. 4 Flash Fire node 1 skenario kebocoran 50 mm top view

Pada tabel 7.4 merupakan hasil rekapitulasi analisa konsekuensi *Flash Fire* pada setiap node dan skenario kebocoran yang sudah ditentukan dengan menggunakan kondisi siang hari menggunakan fire modelling software terhadap societal risk pada Terminal LNG

Tabel 7. 4 Analisis konsekuensi Flash Fire

NODE	Hole diameter (mm)	Flash Fire Frequency	Societal Consequence
1	10	1,54,E-04	6
	50	7,03,E-05	8
	150	5,03,E-05	10
2	10	1,54,E-04	6
	50	7,03,E-05	8
	150	5,03,E-05	10
3	10	6,15,E-05	2
	50	2,35,E-05	4
	150	3,16,E-05	6
4	10	8,54,E-05	5
	50	3,39,E-05	7
	150	2,20,E-05	7

Dari Tabel 7.4 dapat dilihat hasil analisa konsekuensi bahaya *flash fire* didapatkan *societal consequence* atau orang yang terdampak pada setiap node dan scenario yang ada dengan jumlah kematian terbesar pada node 1 skenario 150 mm sebanyak 10 orang

## 7.5 Pool Fire

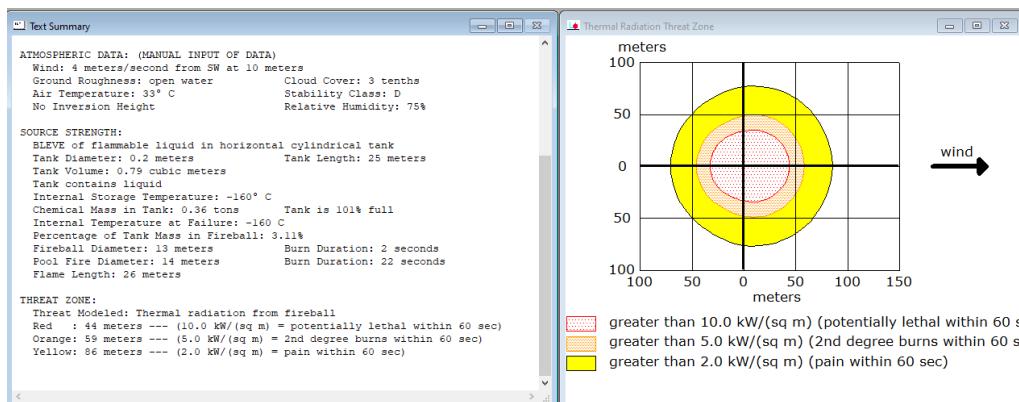
*Pool Fire* hampir sama dengan *Jet Fire* namun memiliki tingkat konvektifitas yang lebih rendah dan bersifat horizontal yang menyala pada bahan bakar hidrokarbon yang menguap. Pada kejadian bahaya *Pool Fire* scenario dilakukan dengan kebocoran pipa berdiameter 1 mm, 3 mm, 10 mm, 50 mm dan 150 mm dan dengan skenario berdasarkan waktu siang hari, kecepatan angin 4 m/s, temperatur udara 33°C, kelembapan 75% dan arah angin dari Barat Daya. Untuk level konsentrasi pada radiasi panas yaitu 2 kW/m<sup>2</sup>, 5 kW/m<sup>2</sup> dan 10 kW/m<sup>2</sup> yang dapat dilihat pada tabel berikut ini

Tabel 7. 5 Konsentrasi radiasi panas

Radient Heat (kW/m <sup>2</sup> )	Effect
2	Pain within 60 second
5	2 <sup>nd</sup> degree burns within 60 second
10	Potentially lethal within 60 second

Sumber : (ALOHA Software, 2020)

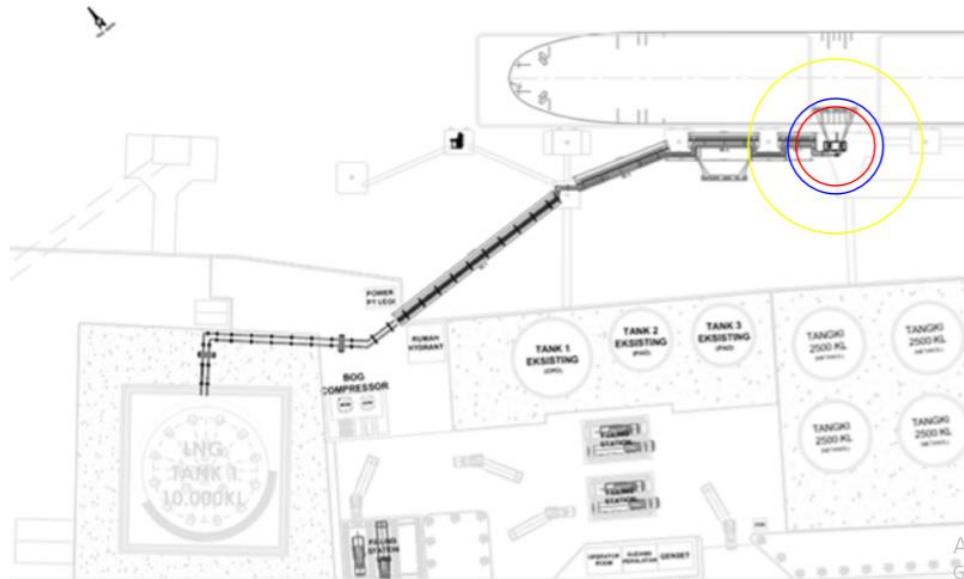
Berikut ini adalah hasil dari pemodelan *Pool Fire* menggunakan software ALOHA, di mana gambar yang ditampilkan adalah pemodelan *Pool Fire* pada node 1 dengan skenario lubang kebocoran 50 mm dapat dilihat pada Gambar. 7.5



Gambar 7. 5 Hasil simulasi ALOHA Pool Fire node 1 skenario kebocoran 50 mm

Dari hasil simulasi menggunakan ALOHA maka didapatkan peta sebaran panas kemudian disambungkan dengan gambar pada lokasi kejadian Terminal LNG, maka akan menghasilkan sebaran api tampilan top view pada node 1 dengan kebocoran 50mm. Terdapat tiga lingkaran pada gambar dengan warna yang berbeda dimana setiap warna mewakili setiap konsentrasi radiasi panas, warna kuning dengan konsentrasi panas 2 kW/m<sup>2</sup>, warna biru dengan konsentrasi panas 5 kW/m<sup>2</sup> dan

warna merah dengan konsentrasi panas  $10 \text{ kW}/\text{m}^2$ . Area  $10 \text{ kW}/\text{m}^2$  merupakan area yang dapat menyebabkan kematian pada manusia dapat dilihat pada Gambar 7.6



Gambar 7. 6 Pool Fire node 1 skenario kebocoran 50 mm top view

Pada tabel 7.6 merupakan hasil rekapitulasi analisa konsekuensi *Pool Fire* pada setiap node dan skenario kebocoran yang sudah ditentukan dengan menggunakan kondisi siang hari menggunakan fire modelling software terhadap societal risk pada Terminal LNG

Tabel 7. 6 Analisis konsekuensi Pool Fire

NODE	Hole diameter (mm)	<i>Pool Fire</i> Frequency	Societal Consequence
1	10	1,54,E-04	10
	50	7,03,E-05	10
	150	5,03,E-05	10
2	10	1,54,E-04	10
	50	7,03,E-05	10
	150	5,03,E-05	10
3	10	6,15,E-05	6
	50	2,35,E-05	6
	150	3,16,E-05	6
4	10	8,54,E-05	8
	50	3,39,E-05	8
	150	2,20,E-05	8

## 7.6 Vapor Cloud Explosion(VCE)

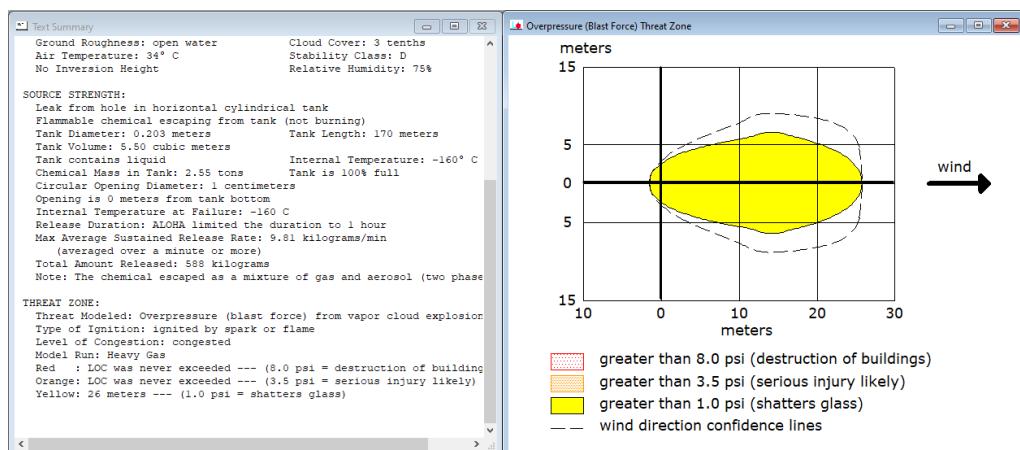
*Vapor Cloud Explosion* adalah peristiwa ledakan yang disebabkan adanya kebocoran atau pecahnya bejana bertekanan karena panas dari luar ataupun dari dalam bejana tersebut di dalam sebuah containment tertutup. Explosion juga dapat terjadi jika gas release kemudian kondisi sekitar terdapat campuran bahan yang mudah terbakar atau gas ataupun kabut yang mempercepat terjadinya overpressure yang kemudian akan menyebabkan ledakan. Pada kejadian bahaya VCE scenario dilakukan dengan kebocoran pipa berdiameter 1 mm, 3 mm, 10 mm, 50 mm dan 150 mm dan dengan skenario berdasarkan waktu siang hari, kecepatan angin 4 m/s, temperatur udara 33°C, kelembapan 75% dan arah angin dari Barat Daya. Pada kejadian VCE parameter yang berpengaruh adalah pressure. Berikut indikator pressure yang digunakan ditunjukkan pada Tabel 7.7

Tabel 7.7 Indikator pressure VCE

Overpressure (psi)	Effect
1	Shatters glass
3,5	Serious injury likely
8	Destruction of buildings

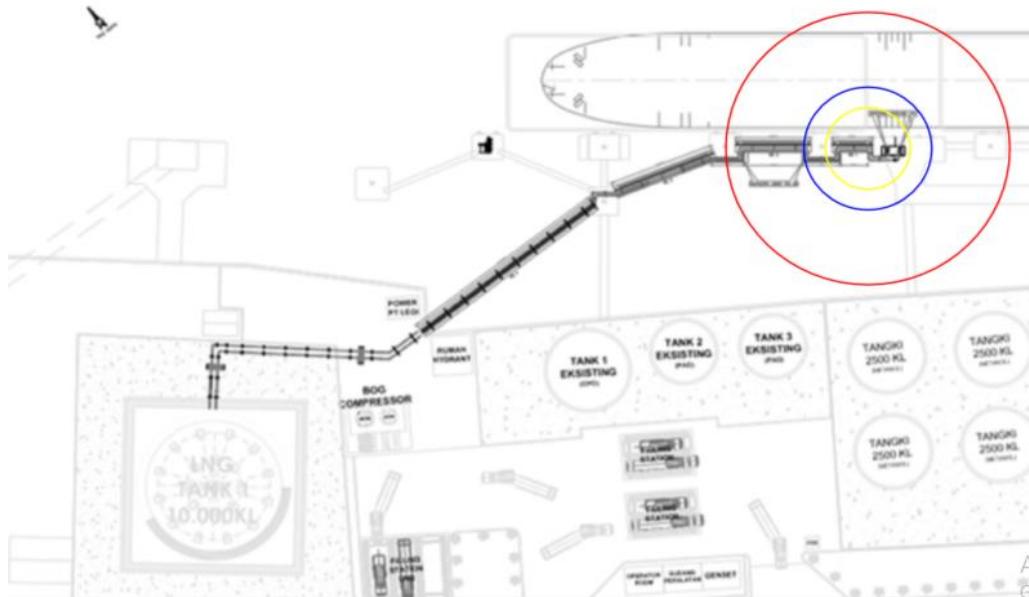
Sumber : (ALOHA Software, 2020)

Berikut ini adalah hasil dari pemodelan VCE menggunakan software ALOHA dimana gambar yang ditampilkan adalah pemodelan *Jet Fire* pada node 1 dengan skenario lubang kebocoran 50 mm dapat dilihat pada Gambar. 7.7



Gambar 7.7 Hasil simulasi ALOHA VCE node 1 skenario kebocoran 50 mm

Dari hasil simulasi menggunakan ALOHA maka didapatkan peta sebaran panas kemudian disambungkan dengan gambar pada lokasi kejadian Terminal LNG, maka akan menghasilkan sebaran api tampilan top view pada node 1 dengan kebocoran 50mm. Terdapat tiga lingkaran pada gambar dengan warna yang berbeda dimana setiap warna mewakili setiap radiasi panas dan besarnya pressure yang terjadi, radius warna kuning dengan pressure 1psi , radius warna biru dengan pressure 3,5 psi dan radius warna merah dengan pressure 8 psi dapat dilihat pada Gambar 7.8



Gambar 7. 8 VCE node 1 skenario kebocoran 50 mm top view

Pada tabel 7.8 merupakan hasil rekapitulasi analisa konsekuensi jetfire pada setiap node dan skenario kebocoran yang sudah ditentukan dengan menggunakan kondisi siang hari menggunakan fire modelling software terhadap societal risk pada Terminal LNG

Tabel 7. 8 Analisis konsekuensi VCE

NODE	Hole diameter (mm)	VCE Frequency	Societal Consequence
1	10	1,54,E-04	18
	50	7,03,E-05	18
	150	5,03,E-05	18
2	10	1,54,E-04	18
	50	7,03,E-05	18
	150	5,03,E-05	18

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan table sebelumnya)			
3	10	6,15,E-05	8
	50	2,35,E-05	8
	150	3,16,E-05	8
4	10	8,54,E-05	15
	50	3,39,E-05	15
	150	2,20,E-05	15

Dari Tabel 7.8 dapat dilihat hasil analisa konsekuensi bahaya VCE didapatkan *societal cpnsequence* atau orang yang terdampak pada setiap node dan scenario yang ada dengan jumlah kematian terbesar pada node 1 sebanyak 18 orang

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB VIII

### PEMETAAN RISIKO

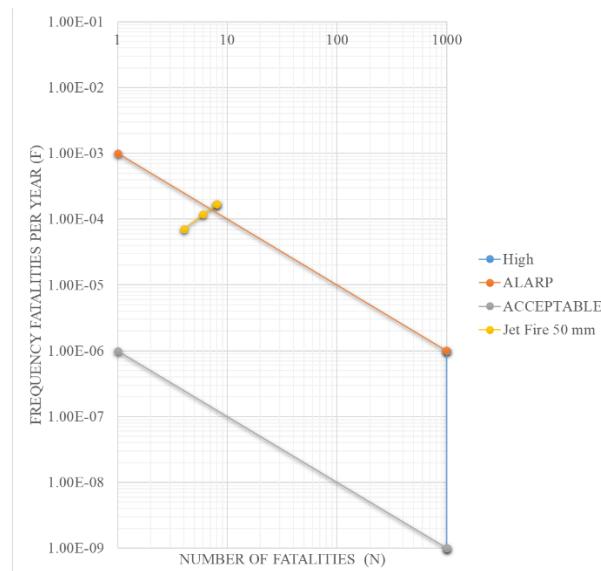
#### 8.1 Penjelasan Umum

Pemetaan risiko adalah tahap setelah melakukan analisa frekuensi dan analisa konsekuensi, dimana pada tahap ini hasil dari analisa frekuensi dan konsekuensi dipetakan dalam bentuk f-N Curve untuk mengetahui tingkat risiko yang dihasilkan pada setiap bahaya yang dapat terjadi. f-N Curve sendiri merupakan hasil dari hubungan antara frekuensi kejadian ( $f$ ) dengan jumlah manusia ( $n$ ) atau diketahui dengan societal risk yang merupakan dari dampak suatu kejadian standard f-N Curve yang digunakan pada tugas akhir ini adalah f-N Curve UK Offshore.

Representasi risiko yang terdapat pada f-N curve dapat memberikan informasi suatu skenario berada pada posisi Acceptable, ALARP, ataupun Unacceptable. Apabila suatu skenario berada pada posisi ALARP, maka tidak diperlukan tindakan mitigasi. Namun jika sebuah skenario berada pada posisi unacceptable maka perlukan dilakukan mitigasi

#### 8.2 Pemetaan Risiko Jet Fire

Berikut merupakan hasil dari pemetaan risiko dari bahaya *Jet Fire* pada semua node dari salah satu scenario kebocoran. Hasil analisa frekuensi direpresentasikan ke dalam sumbu y dan hasil analisa konsekuensi yaitu jumlah societal risk direpresentasikan ke dalam sumbu x. Pada Gambar 8.1 adalah hasil f-N Curve dari *Jet Fire* scenario kebocoran 50 mm



Gambar 8. 1 f-N Curve Jet Fire scenario 50 mm

Berdasarkan gambar 8.1 pada node 1 dan 2 kejadian *Jet Fire* dengan kebocoran 50 mm berada pada kondisi *unacceptable*, sehingga perlu dilakukan

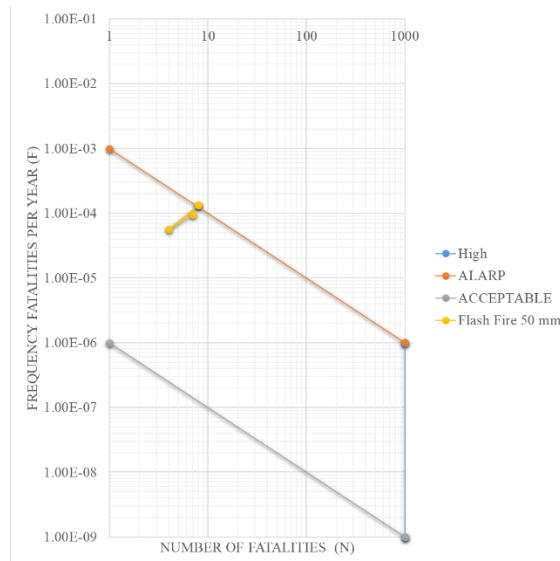
mitigasi. Pada tabel 8.1 merupakan hasil rekapitulasi hasil pemetaan risiko pada bahaya *Jet Fire*.

Tabel 8. 1 Rekapitulasi pemetaan risiko Jet Fire

NODE	Leak Scenario (mm)	Frequency	Fatalities	Risk Level		
				Acceptable	ALARP	Unacceptable
1	10	3.45.E-04	6			YES
	50	1.68.E-04	8			YES
	150	1.23.E-04	10			YES
2	10	3.45.E-04	6			YES
	50	1.68.E-04	8			YES
	150	1.23.E-04	10			YES
3	10	1.86.E-04	4		YES	
	50	7.12.E-05	4		YES	
	150	9.57.E-05	6		YES	
4	10	3.54.E-04	4			YES
	50	1.19.E-04	6		YES	
	150	6.60.E-05	8		YES	

### 8.3 Pemetaan Risiko *Flash Fire*

Berikut merupakan hasil dari pemetaan risiko dari bahaya *Flash Fire* pada semua node dari salah satu scenario kebocoran. Hasil analisa frekuensi direpresentasikan ke dalam sumbu y dan hasil analisa konsekuensi yaitu jumlah societal risk direpresentasikan ke dalam sumbu x. Pada Gambar 8.2 adalah hasil f-N Curve dari *Jet Fire* scenario kebocoran 50 mm



Gambar 8. 2 f-N Curve Flash Fire scenario 50 mm

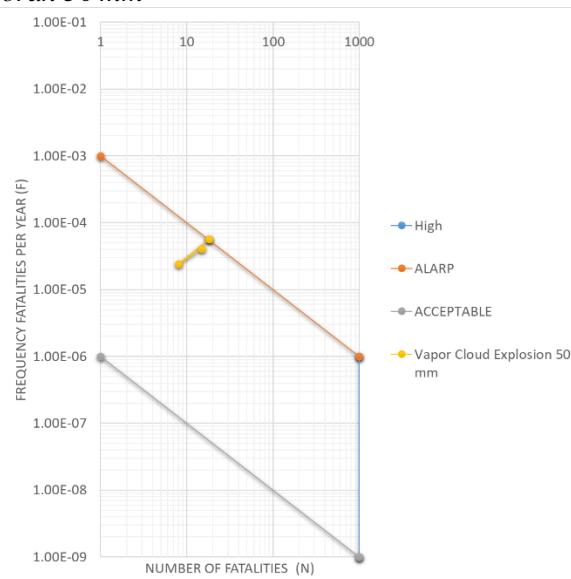
Berdasarkan gambar 8.2 pada halaman sebelumnya dapat dijelaskan bahwa setiap node kejadian *Flash Fire* dengan kebocoran 50mm pada kondisi ALARP, sehingga tidak perlu dilakukan mitigasi. Pada tabel 8.2 merupakan hasil rekapitulasi hasil pemetaan risiko pada bahaya *Flash Fire*

Tabel 8. 2 Rekapitulasi pemetaan risiko Flash Fire

NODE	Leak Scenario (mm)	Frequency	Fatalities	Risk Level		
				Acceptable	ALARP	Unacceptable
1	10	2.74.E-04	6			YES
	50	1.33.E-04	8			YES
	150	9.78.E-05	10		YES	
2	10	2.74.E-04	6			YES
	50	1.33.E-04	8			YES
	150	9.78.E-05	10		YES	
3	10	1.48.E-04	2		YES	
	50	5.65.E-05	4		YES	
	150	7.60.E-05	6		YES	
4	10	2.81.E-04	5			YES
	50	9.44.E-05	7		YES	
	150	5.24.E-05	7		YES	

#### 8.4 Pemetaan Risiko VCE

Berikut merupakan hasil dari pemetaan risiko dari bahaya VCE pada semua node dari salah satu scenario kebocoran. Hasil analisa frekuensi direpresentasikan ke dalam sumbu y dan hasil analisa konsekuensi yaitu jumlah societal risk direpresentasikan ke dalam sumbu x. Pada Gambar 8.3 adalah hasil f-N Curve dari *VCE scenario kebocoran 50 mm*



Gambar 8. 3 f-N Curve VCE scenario 50 mm

Berdasarkan gambar 8.3 pada halaman sebelumnya dapat dijelaskan bahwa pada node 1 dan 2 kejadian *Flash Fire* dengan kebocoran 50mm pada kondisi *unacceptable*, sehingga perlu dilakukan mitigasi. Pada tabel 8.3 merupakan hasil rekapitulasi hasil pemetaan risiko pada bahaya VCE

Tabel 8. 3 Rekapitulasi pemetaan risiko VCE

NODE	Leak Scenario	Frequency	Fatalities	Risk Level		
				Acceptable	ALARP	Unacceptable
1	10	1.17.E-04	18			YES
	50	5.71.E-05	18			YES
	150	4.19.E-05	18		YES	
2	10	1.17.E-04	18			YES
	50	5.71.E-05	18			YES
	150	4.19.E-05	18		YES	
3	10	6.33.E-05	8		YES	
	50	2.42.E-05	8		YES	
	150	3.26.E-05	8		YES	
4	10	1.20.E-04	15			YES
	50	4.05.E-05	15		YES	
	150	2.24.E-05	15		YES	

Dari hasil rekapitulasi pemetaan risiko pada semua scenario ledakan dan kebakaran terdapat beberapa kondisi berada pada level risiko *unacceptable* atau *high risk*, karena berada pada kondisi tersebut tindakan mitigasi harus dilakukan agar level risiko turun ke posisi ALARP atau acceptable. Rekomendasi mitigasi ini akan dibahas pada bab selanjutnya

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## **BAB IX**

### **MITIGASI**

#### **9.1 Penjelasan Umum**

Tahap setelah melakukan pemetaan risiko adalah melakukan mitigasi, mitigasi adalah proses atau langkah-langkah yang untuk mengendalikan, mengevaluasi, pencegahan kembali dan control terhadap resiko yang terjadi. Dengan pengendalian yang tepat, dapat mengurangi tingkat resiko yang terjadi ke tingkaan paling minim sehingga tidak berpengaruh terhadap sumber daya dan bisnis yang berjalan, sehingga resiko yang terjadi tidak berulang. Mitigasi dilakukan pada skenario pemodelan kejadian kebakaran dan ledakan yang tidak dapat diterima atau unacceptable risk sehingga diwajibkan untuk melakukan risk reduction atau rencana mitigasi. Mitigasi dilakukan dengan metode LOPA dengan rekomendasi untuk menambah alat keamanan atau independent protection layers (IPL) sesuai dengan standar LOPA.

Analisa LOPA menggunakan initiating event sebagai masukkannya. Selanjutnya initiating event dikalikan dengan enabling event atau conditional modifier. Conditional modifier berisi kemungkinan-kemungkinan initiating event menjadi bahaya yang lebih serius, seperti ignition probability. Hasil perkalian ketiga nilai tersebut akan menjadi Frequency of Unmitigated Consequences.

Setelah nilai Frequency of Unmitigated Consequences didapat maka nilai tersebut dikalikan dengan PFD (Probability Failure on Demand) dari IPL. PFD dengan kata lain adalah probabilitas peralatan IPL gagal menjalankan fungsinya ketika dibutuhkan. IPL disini didefinisikan sebagai, suatu alat, sistem atau tindakan untuk mencegah skenario bahaya terjadi. Maka dari itu IPL haruslah independent. Dalam pelaksanaan tugas akhir ini, nilai –nilai PFD dari IPL didapatkan dari Risk Assesment Data Directory oleh OGP.

#### **9.2 Kejadian Bahaya dan Skenario**

Pada rekomendasi mitigasi dilakukan hanya pada node yang memiliki level risiko unacceptable pada kejadian paling berbahaya yang dilihat dari tingkat konsekuensi yang tinggi dan scenario kebocoran yang memiliki frekuensi kebocoran paling tinggi. Node dan scenario pemodelan yang berada pada nilai risiko yang tidak aman atau unacceptable untuk dilakukan mitigasi tersedia pada tabel berikut.

**Tabel 10. 1 Kejadian Bahaya dan Skenario untuk Rencana Mitigasi**

No	Scenario
1	Jet Fire Node 1 diameter kebocoran 10 mm
2	Jet Fire Node 1 diameter kebocoran 50 mm
3	Jet Fire Node 1 diameter kebocoran 150 mm
4	Flash Fire Node 1 diameter kebocoran 10 mm

*(dilanjutkan halaman selanjutnya)*

(lanjutan table sebelumnya)

5	Flash Fire Node 1 diameter kebocoran 50 mm
6	VCE Node 1 diameter kebocoran 10 mm
7	VCE Node 1 diameter kebocoran 50 mm
8	Jet Fire Node 4 diameter kebocoran 10 mm
9	VCE Node 4 diameter kebocoran 10 mm
10	Flash Fire Node 4 diameter 10 mm

### 9.3 Hasil Mitigasi

Hasil dari mitigasi pada penelitian ini adalah dengan menambahkan peralatan keamanan (safeguards) sesuai standar IPL pada LOPA untuk mengurangi nilai frekuensi kejadian bahaya. Untuk node 1 dan 4 skenario kejadian *Jet Fire* dilakukan penambahan pressure alarm. Untuk node 1 dan 4 skenario 10mm pada kejadian *Flash Fire* berupa penambahan temperature alarm. Untuk node 1 dan 4 skenario 10 mm pada kejadian *Vapor Cloud Explosion* berupa penambahan gas detector. Keseluruhan dari rekomendasi mitigasi pada penelitian ini penambahan yang dilakukan adalah dengan menambahkan alat – alat seperti, Gas Detector, Pressure Alarm dan Temperature Alarm. Pada table 10.2 adalah contoh hasil dari rekomendasi mitigasi yang diberikan pada case 1.

Tabel 10.2 Lembar Kerja LOPA Jet Fire di Node 1 Skenario 10 mm

<b>Scenario Number:</b> 1	<b>Node:</b> 1 LNG Transfer from LNGC to Storage Tank	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Jet Fire at 10 mm	<b>Risk Level:</b> UNACCEPTABLE
<b>Date:</b> 30-6-2020	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category <i>Jet Fire</i> because over pressure		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	Sistem leakage and failure		2.30E-03
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	1,50E-01	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			3.45E-04
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Pressure Alarm	4,22E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		4,22E-02	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			1.46E-05
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		YES	

## 9.4 Acceptable Cost of Mitigation

Setelah memberikan rekomendasi mitigasi pengurangan risiko di LOPA kemudian langkah selanjutnya adalah melakukan *cost-benefit analysis* dari rekomendasi mitigasi yang diberikan. *Cost-benefit analysis* yang dimaksud dalam penelitian ini memiliki asumsi tentang rencana pembangunan sistem yang sudah ada ditambah dengan biaya instrumentasi mitigasi. Dalam menentukan apakah rekomendasi mitigasi yang diberikan sudah sesuai atau dapat diterima dari segi *cost-benefitnya*, maka perlu dilakukan perhitungan *GCAF* (*Gross Cost of Averting a Fatality*) dan *NCAF* (*Net Cost of Averting a Fatality*).

Perhitungan GCAF dan NCAF ini mengacu pada *Guidelines for Formal Safety Assessment (FSA)* IMO. Berikut ini adalah rumus dari perhitungan GCAF dan NCAF dapat dilihat sebagai berikut:

Gross Cost Averting a Fatality formula:

$$GCAF = \frac{\Delta C}{\Delta R}$$

Net Cost Averting a Fatality formula:

$$NCAF = \frac{\Delta C - \Delta B}{\Delta R}$$

$\Delta C$  is the cost of the risk control option

$\Delta B$  is the economic benefit resulting from the implementation of the RCO

$\Delta R$  is the risk reduction in terms of the number of fatalities averted, implied by the risk control option

Nilai biaya opsi kontrol risiko akan digambarkan sebagai asumsi harga pasar untuk instrumen seperti Tabel 10.3.

Tabel 10. 3 Biaya dari instrumen mitigasi

Cost of Safeguard	
Safeguard	Cost (\$)
Temperature Alarm	190
Gas Detector	350
Pressure Alarm	240

Salah satu contoh bagaimana hal ini dapat dilakukan akan diberikan dengan menggunakan salah satu kriteria yang diusulkan oleh IMO [MSC 78/19/2]. Nilai-nilai yang diusulkan untuk GCAF dan NCAF harus kurang dari \$ 3 juta. Pada halaman selanjutnya terdapat contoh tabel perhitungan GCAF dan NCAF pada rekomendasi mitigasi kejadian jet fire pada node 1 skenario 10 mm

Tabel 10. 4 Perhitungan GCAF dan NCAF mitigasi case 1

Hazard : Jet Fire	Node 1 scenario hole 10 mm	Case 1
Description	Value	Symbol
Risk reduction	5,11E-04	$\Delta R$
Cost US\$		
Additional Pressue Alarm	240	$\Delta C$
GCAF	4,70,E+05	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-1,17E+10	

Dalam perhitungan yang melibatkan kematian akibat kecelakaan yang diilustrasikan oleh kematian seseorang, biaya kompensasi kematianya adalah \$1 juta per jiwa per tahun (Kontovas, 2005). Penghitungan mitigasi di setiap node dari setiap kecelakaan kemudian dihitung sebagai rumus GCAF dan NCAF, kemudian Tabel 10.6 di halaman selanjutnya menunjukkan ringkasan perhitungan pada setiap kasus. Setiap kasus dimaksud sebagai mitigasi dari setiap instrumen tambahan sebagai rekomendasi untuk mencegah kecelakaan yang telah dianalisis sebelumnya. Tabel 10.5 menunjukkan rekomendasi mitigasi dengan penambahan equipment pada masing-masing kasus.

Tabel 10. 5 Daftar penambahan equipment mitigasi

case	Scenario	Additional Equipment
1	Jet Fire Node 1 diameter hole 10 mm	Pressure Alarm
2	Jet Fire Node 1 diameter hole 50 mm	Pressure Alarm
3	Jet Fire Node 1 diameter hole 150 mm	Pressure Alarm
4	Flash Fire Node 1 diameter hole 10 mm	Temperature Alarm
5	Flash Fire Node 1 diameter hole 50 mm	Temperature Alarm
6	VCE Node 1 diameter hole 10 mm	Gas Detector
7	VCE Node 1 diameter hole 50 mm	Gas Detector
8	Jet Fire Node 4 diameter hole 10 mm	Pressure Alarm
9	VCE Node 4 diameter hole 10 mm	Gas Detector
10	Flash Fire Node 4 diameter 10 mm	Temperature Alarm

Tabel 10. 6 Hasil rekapitulasi CAF Mitigasi

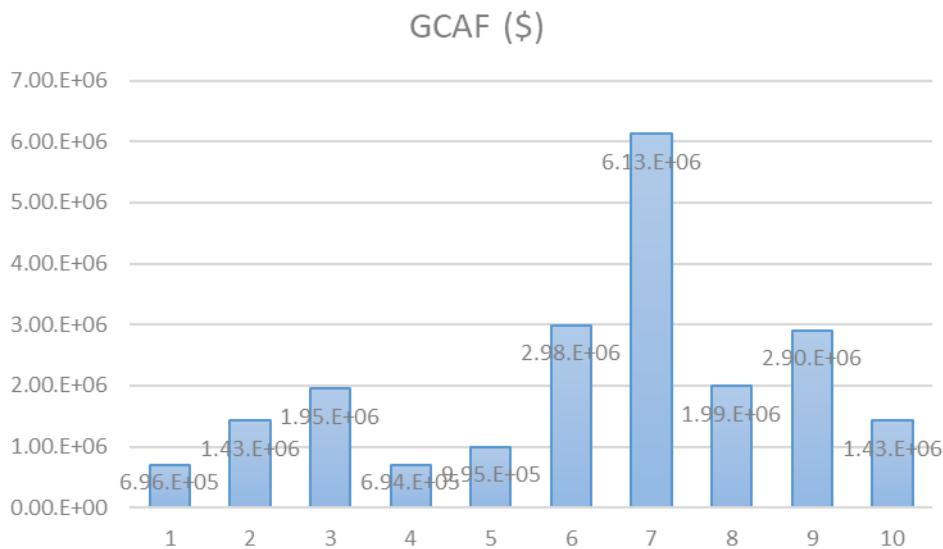
Case	$\Delta R$	$\Delta C$	$\Delta B$	GCAF (\$)	NCAF (\$)
1	3.45.E-04	2.40.E+02	1.00.E+06	6.96.E+05	-1.74.E+10
2	1.68.E-04	2.40.E+02	1.00.E+06	1.43.E+06	-3.57.E+10
3	1.23.E-04	2.40.E+02	1.00.E+06	1.95.E+06	-4.87.E+10
4	2.74.E-04	1.90.E+02	1.00.E+06	6.94.E+05	-2.19.E+10
5	1.91.E-04	1.90.E+02	1.00.E+06	9.95.E+05	-3.14.E+10
6	1.17.E-04	3.50.E+02	1.00.E+06	2.98.E+06	-5.11.E+10
7	5.71.E-05	3.50.E+02	1.00.E+06	6.13.E+06	-1.05.E+11
8	1.20.E-04	2.40.E+02	1.00.E+06	1.99.E+06	-4.98.E+10
9	1.20.E-04	3.50.E+02	1.00.E+06	2.90.E+06	-4.98.E+10
10	1.33.E-04	1.90.E+02	1.00.E+06	1.43.E+06	-4.51.E+10

Dari hasil rekapitulasi perhitungan CAF dari Tabel 10.6 maka nilai GCAF dapat dipetakan ke dalam sebuah grafik untuk melihat nilai GCAF pada setiap kasus dapat diterima atau tidak setelah adanya penambahan instrument mitigasi yang direkomendasikan. Adapun kriteria untuk nilai GCAF yang digunakan mengacu pada standard IMO yaitu sebagai berikut.

Tabel 10. 7 Cost effectiveness criteria

	NCAF (US \$)	GCAF (US \$)
criterion covering risk of fatality, injuries and ill health	3 million	3 million
criterion covering only risk of fatality	1.5 million	1.5 million
criterion covering only risk of injuries and ill health	1.5 million	1.5 million

Dari table di atas penulis menggunakan nilai GCAF sebesar US\$ 1.5 millions sebagai batas maksimum untuk nilai *acceptance* GCAF. Gambar 10.1 adalah gambar grafik dari GCAF pada setiap kasus yang ada dalam satuan *Millions US Dollar*.



Gambar 10. 1 GCAF rekomendasi mitigasi

Dari Gambar 10.1 dapat dilihat grafik GCAF dari semua kasus rekomendasi mitigasi yang diberikan kemudian dapat disimpulkan nilai terbesar berada pada kasus no 7 yaitu VCE Node 1 diameter hole 50 mm dengan penambahan gas detector dan nilai terkecil adalah kasus no 4 yaitu Flash Fire Node 1 diameter hole 10 mm dengan penambahan temperature alarm. Setelah nilai GCAF diketahui maka dapat kita tentukan apakah rekomendasi mitigasi yang diberikan dapat diterima sesuai dengan *Cost effectiveness criteria*, dapat dilihat pada Tabel 10.8 rekapitulasi GCAF Acceptance.

Tabel 10. 8 GCAF Acceptance

Case	GCAF(\$)	Acceptable
1	6.96.E+05	YES
2	1.43.E+06	YES
3	1.95.E+06	NO
4	6.94.E+05	YES
5	9.95.E+05	YES
6	2.98.E+06	NO
7	6.13.E+06	NO
8	1.99.E+06	NO
9	2.90.E+06	NO
10	1.43.E+06	YES

Dari Tabel 10.15 dapat disimpulkan rekomendasi mitigasi yang dapat dianjurkan sesuai GCAF Acceptance adalah kasus nomor 1, 2, 4, 5, dan 10 karena memiliki nilai GCAF dibawah atau setara dengan 1.5 million US\$.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB X

### IRPA DAN PLL

#### **10.1 Penjelasan Umum**

Untuk mengukur tingkat risiko berbagai kategori pekerja di area Terminal LNG yang timbul dari proses dan peristiwa tidak disengaja selama operasi normal dan pemuatan serta untuk membandingkan berbagai parameter risiko maka akan dilakukan perhitungan risiko IRPA dan PLL.

Individual Risk Per Annum (IRPA) yaitu ukuran risiko untuk seorang individu dalam kategori pekerja tertentu selama bekerja di area Terminal LNG dalam satu tahun terhitung untuk durasi yang dihabiskan di setiap area individu di area Terminal. Potential Loss of Life (PLL) adalah ukuran risiko untuk kelompok personel yang bekerja di area Terminal LNG secara keseluruhan, terutama untuk mengindikasikan jumlah kematian yang diperkirakan di antara seluruh kategori pekerja dalam satu tahun. Pada penelitian ini IRPA yang dihitung adalah yang disebabkan oleh proses hidrokarbon yang dapat menyebabkan ledakan dan kebakaran

#### **10.2 Individual Risk per Annum (IRPA)**

Individual Risk Per Annum (IRPA) membutuhkan jumlah waktu yang dihabiskan seseorang di area Terminal LNG tertentu dalam satu tahun. Oleh karena itu, risiko individu secara keseluruhan untuk kelompok pekerja tertentu dari bahaya yang dapat terjadi di area Terminal adalah jumlah LSIR dikali faktor kehadiran di area tersebut.

$$\text{IRPA} = \sum \text{LSIR} \times \text{Presence Factor} \quad (10.1)$$

Presence Factor adalah estimasi proporsi waktu seseorang menghabiskan waktunya di setiap lokasi di area Terminal LNG. LSIR menunjukkan eksposur risiko kepada individu mana pun di area tertentu selama satu tahun penuh atau selama durasi penuh aktivitas. Eksposur risiko dihitung untuk semua bahaya yang dapat terjadi dan dijumlahkan untuk memberikan risiko keseluruhan pada area tertentu pada Terminal LNG.

LSIR menunjukkan tingkat risiko di lokasi tertentu. LSIR adalah risiko untuk individu dengan asumsi berada di suatu lokasi selama 24 jam per hari dan 365 hari per tahun. Nilai ini memungkinkan area yang berbeda untuk dibandingkan dengan dasar yang sama dan merupakan ukuran untuk menetapkan area yang paling berbahaya dari fasilitas terminal. LSIR dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{LSIR} = \Sigma F \times P \quad (10.2)$$

Dimana:

F = Event outcome frequency per year

P = Probability of fatality due to the event at the location

$\Sigma$  = Sum of all modelled events

Frekuensi yang digunakan adalah hasil perhitungan frekuensi bahaya ledakan dan kebakaran dari metode ETA. Hasil simulasi dari fire modelling yaitu panjang radiasi panas dan durasi pelepasan gas juga digunakan sebagai input perhitungan *impairment frequency*. *Impairment frequency* adalah untuk mengukur apakah suatu scenario bahaya pada suatu node radius sebaran panasnya dapat mencapai receiver yang lain atau tidak, dan jika iya dapat dihitung berapa frekuensinya per tahun. Tabel 9.1 dan 9.2 adalah contoh perhitungan *impairment frequency* dari *hazard jet fire* pada receiver Jetty area. Hasil dari perhitungan impairment frequency ini akan diakumulasikan menjadi LSIR di masing-masing tempat kategori pekerja

Tabel 9. 1 Perhitungan impairment frequency jet fire jety area

Scenario	Thermal Radiation Length					JF Event Frequency					Release Duration (Second)					Distance to	Direction Probability
	1 mm	3 mm	10 mm	50 mm	150 mm	1 mm	3 mm	10 mm	50 mm	150 mm	1 mm	3 mm	10 mm	50 mm	150 mm		
1	0	0	10	31	81	1.56.E-03	7.40.E-04	3.45.E-04	1.68.E-04	1.23.E-04	2880	2160	1800	780	60	10	0.25
2	0	0	10	31	81	1.56.E-04	7.40.E-04	3.45.E-04	1.68.E-04	1.23.E-04	2880	2160	1800	780	61	10	0.25
3	0	0	10	10	10	4.36.E-04	4.36.E-04	1.86.E-04	7.12.E-05	9.57.E-05	2160	240	22	20	20	110	0.25
4	0	0	10	30	51	2.06.E-03	8.77.E-04	3.54.E-04	1.19.E-04	6.60.E-05	2880	2880	2160	60	20	90	0.25

Tabel 9. 2 Perhitungan impairment frequency jet fire jety area

Scenario	Thermal Radiation Length Reach?					Impairment Probability					Exceed Impairment Criteria?					Total Impairment Frequency
	1 mm	3 mm	10 mm	50 mm	150 mm	1 mm	3 mm	10 mm	50 mm	150 mm	1 mm	3 mm	10 mm	50 mm	150 mm	
1	N	N	N	Y	Y	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	5.50E-05	3.79E-05	N	N	N	N	N	9.29E-05
2	N	N	N	Y	Y	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	5.50E-05	3.79E-05	N	N	N	N	N	9.29E-05
3	N	N	N	N	N	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	N	N	N	N	N	0.00E+00
4	N	N	N	N	N	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	N	N	N	N	N	0.00E+00

Pada Tabel 9.3 menunjukkan hasil rekapitulasi dari perhitungan LSIR untuk setiap lokasi dari seluruh kelompok pekerja yang ada di Terminal LNG.

Tabel 9.3 Rekapitulasi hasil perhitungan LSIR per tahun

Outcome event	LSIR PER YEAR			
	Jetty	BOG Compressor	Filling Station	LNG Carrier
<i>Jet Fire</i>	1.46E-04	4.63E-05	4.63E-05	1.46E-04
<i>Flash Fire</i>	8.99E-04	2.26E-04	7.72E-04	2.65E-04
VCE	3.95E-04	3.67E-05	3.45E-04	1.24E-04
Total LSIR	1.44E-03	3.09E-04	1.16E-03	5.35E-04

Setelah mendapatkan nilai dari LSIR, langkah selanjutnya adalah melakukan manning scenario untuk memetakan kelompok pekerja dan lama waktunya bekerja per hari pada setiap orang. Pada penelitian ini, diasumsikan proses bongkar muat LNG di Terminal LNG Tanjung Emas memerlukan waktu kurang lebih dua hari. Pada halaman selanjutnya terdapat Tabel 9.4 yang merupakan manning scenario dari Terminal LNG Tanjung Emas

Tabel 9. 4 Manning scenario Terminal LNG Tanjung Emas

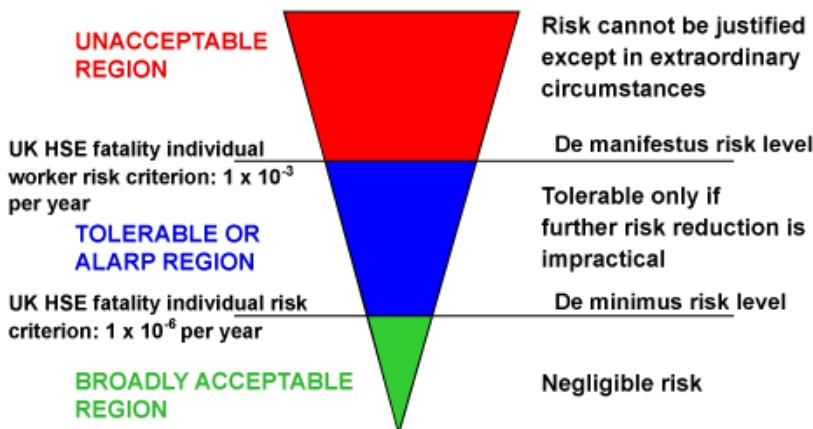
Personnel Group	Worker Category	POB	Hours spent per day per person (hour/day)								Shift	
			Day 1 (LOADING LNG)				Day 2 (LOADING TRUCK TANK)					
			LNGC	JETTY	BOGC	FS	LNGC	JETTY	BOGC	FS		
	LSIR		5.35E-04	1.44E-03	3.09E-04	1.16E-03	5.35E-04	1.44E-03	3.09E-04	1.16E-03		
LNGC		19										
	Master	1	8				8				1	
	Chief Officer	1	8				8				1	
	Second Officer	1	8				8				1	
	Third Officer	1	8				8				1	
	Radio Operator	1	8				8				1	
	Boatswain	1	12				12				1	
	Quartermaster	3	8				8				3	
	Cook	1	12				12				1	
	Mess Boy	1	12				12				1	
	Chief Enggineer	1	24				24				1	
	Second Engineer	1	24				24				1	
	Third Engineer	1	24				24				1	
	Fourth Engineer	1	24				24				1	
	Engine Foremen	1	24				24				1	
	Oiler	3	24				24				3	
ONSHORE		17										
	Plant Manager	1							1	7	1	
	Supervisor	1							1	7	1	
	Operator CNG	3						8			3	
	Operator Filling Station	3							8		3	
	Maintenance & Inspection	2						4	4		3	
	Office Support	1							8		1	
	Security Guard	3						1	7		3	
	Driver for ISO Tank Truck	3							4		2	
Jetty (LNG)		6										
	HSSE	1		8							1	
	Moorings Gang	2		8							1	
	Moorings Guard	2		8							1	
	Operator Valve	1		8							1	

Setelah manning scenario dilakukan maka IRPA dapat dihitung untuk berbagai kelompok pekerja, dengan berbagai kelompok berdasarkan jenis dan tempat kerja, seperti yang ditunjukkan pada Tabel 9.5 di bawah ini.

Tabel 9.5 Hasil Perhitungan IRPA

	Crew	POB	IRPA
LNGC	Master	1	1.56E-05
	Chief Officer	1	1.56E-05
	Second Officer	1	1.56E-05
	Third Officer	1	1.56E-05
	Radio Operator	1	1.56E-05
	Boatswain	1	2.35E-05
	Quartermaster	3	5.21E-06
	Cook	1	2.35E-05
	Mess Boy	1	2.35E-05
	Chief Enggineer	1	4.69E-05
	Second Engineer	1	4.69E-05
	Third Engineer	1	4.69E-05
	Fourth Engineer	1	4.69E-05
	Engine Foremen	1	4.69E-05
ONSHORE	Oiler	3	1.56E-05
	Number of Crew	17	
	Plant Manager	1	1.54E-05
	Supervisor	1	1.54E-05
	Operator CNG	3	1.50E-06
	Operator Filling Station	3	5.66E-06
	Maintenance & Inspection	2	3.58E-06
	Office Support	1	1.70E-05
	Security Guard	3	5.14E-06
Jetty (LNG)	Driver for ISO Tank Truck	3	4.25E-06
	Number of Crew	6	
	HSSE	1	2.10E-05
	Mooring Gang	2	2.10E-05
	Mooring Guard	2	2.10E-05
	Operator Valve	1	2.10E-05

Kriteria nilai IRPA maksimum yang bisa ditoleransi adalah  $10^{-3}$  per tahun untuk pekerja lapangan dan  $10^{-4}$  per tahun untuk masyarakat umum pada umumnya diterima secara internasional. Dalam penelitian ini menggunakan *risk acceptance criteria* UK-HSE yang dapat dilihat pada Gambar 9.1 di bawah ini



Gambar 9. 1 Risk acceptance criteria

Besar risiko individu per tahun (*Individual Risk Per Annum-IRPA*) untuk setiap pekerja pada Terminal LNG Tanjung Emas yang didapat menunjukkan bahwa nilai IRPA masih berada pada daerah risiko ALARP yang dapat dilihat pada Gambar 9.1 dimana daerah ALARP berada pada  $10^{-3}$  sampai dengan  $10^{-5}$ .

### 10.3 Potential Loss of Life (PLL)

PLL adalah risiko yang dialami dalam periode waktu tertentu oleh seluruh kelompok personel yang terpapar. PLL ini menunjukkan keparahan bahaya dan jumlah orang di sekitarnya. PLL didefinisikan sebagai jumlah rata-rata jangka panjang dari kematian per tahun dan dapat dinyatakan secara matematis sebagai berikut

$$\text{PLL} = \sum \text{IRPA} \times \text{POB} \quad (10.3)$$

POB = Jumlah orang dalam kategori pekerjaan pada fasilitas dan waktu tertentu

PLL adalah ukuran risiko terhadap sekelompok orang secara keseluruhan dan tidak menjelaskan secara rinci tentang apakah kategori personil tertentu lebih terekspos daripada yang lain. Dalam mengukur efektivitas berbagai tindakan pengurangan risiko, paling tepat untuk membandingkan nilai-nilai PLL. Hasil perhitungan PLL ditunjukkan pada table 9.6 di halaman selanjutnya.

Tabel 9. 6 Hasil Perhitungan PLL

	Crew	POB	IRPA	PLL
LNGC	Master	1	1.56E-05	1.56E-05
	Chief Officer	1	1.56E-05	1.56E-05
	Second Officer	1	1.56E-05	1.56E-05
	Third Officer	1	1.56E-05	1.56E-05
	Radio Operator	1	1.56E-05	1.56E-05
	Boatswain	1	2.35E-05	2.35E-05
	Quartermaster	3	5.21E-06	1.56E-05
	Cook	1	2.35E-05	2.35E-05
	Mess Boy	1	2.35E-05	2.35E-05
	Chief Enggineer	1	4.69E-05	4.69E-05
	Second Engineer	1	4.69E-05	4.69E-05
	Third Engineer	1	4.69E-05	4.69E-05
	Fourth Engineer	1	4.69E-05	4.69E-05
	Engine Foremen	1	4.69E-05	4.69E-05
	Oiler	3	1.56E-05	4.69E-05
ONSHORE		17		
	Plant Manager	1	1.54E-05	1.54E-05
	Supervisor	1	1.54E-05	1.54E-05
	Operator CNG	3	1.50E-06	4.51E-06
	Operator Filling Station	3	5.66E-06	1.70E-05
	Maintenance & Inspection	2	3.58E-06	7.17E-06
	Office Support	1	1.70E-05	1.70E-05
	Security Guard	3	5.14E-06	1.54E-05
	Driver for ISO Tank Truck	3	4.25E-06	1.27E-05
Jetty (LNG)		6		
	HSSE	1	2.10E-05	2.10E-05
	Mooring Gang	2	2.10E-05	4.21E-05
	Mooring Guard	2	2.10E-05	4.21E-05
	Operator Valve	1	2.10E-05	2.10E-05
total			5.56E-04	6.77E-04

PLL digunakan untuk mengukur risiko kepada sekelompok orang secara keseluruhan. Hasil PLL oleh bahaya yang terjadi untuk setiap kategori pekerja disajikan di Tabel 9.6, keseluruhan estimasi PLL dari semua bahaya yang terkait dengan Terminal LNG Tanjung Emas adalah 6.77E-04 per tahun.

Tabel 9. 7 Hasil Perhitungan IRPA &amp; PLL Setelah Mitigasi

	Crew	POB	IRPA	PLL
LNGC	Master	1	4.49E-07	4.49E-07
	Chief Officer	1	4.49E-07	4.49E-07
	Second Officer	1	4.49E-07	4.49E-07
	Third Officer	1	4.49E-07	4.49E-07
	Radio Operator	1	4.49E-07	4.49E-07
	Boatswain	1	6.73E-07	6.73E-07
	Quartermaster	3	1.50E-07	4.49E-07
	Cook	1	6.73E-07	6.73E-07
	Mess Boy	1	6.73E-07	6.73E-07
	Chief Enggineer	1	1.35E-06	1.35E-06
	Second Engineer	1	1.35E-06	1.35E-06
	Third Engineer	1	1.35E-06	1.35E-06
	Fourth Engineer	1	1.35E-06	1.35E-06
	Engine Foremen	1	1.35E-06	1.35E-06
	Oiler	3	4.49E-07	1.35E-06
ONSHORE		17		
	Plant Manager	1	6.10E-07	6.10E-07
	Supervisor	1	6.10E-07	6.10E-07
	Operator CNG	3	6.87E-08	2.06E-07
	Operator Filling Station	3	2.22E-07	6.67E-07
	Maintenance & Inspection	2	1.46E-07	2.91E-07
	Office Support	1	6.67E-07	6.67E-07
	Security Guard	3	2.03E-07	6.10E-07
	Driver for ISO Tank Truck	3	1.67E-07	5.01E-07
Jetty (LNG)		6		
	HSSE	1	7.47E-07	7.47E-07
	Mooring Gang	2	7.47E-07	1.49E-06
	Mooring Guard	2	7.47E-07	1.49E-06
	Operator Valve	1	7.47E-07	7.47E-07
total			1.73E-05	2.14E-05

Tabel 9.7 adalah hasil perhitungan IRPA dan PLL setelah dilakukan tindakan mitigasi dengan menambahkan safeguard berupa pressure alarm, temperature alarm, dan gas detector. Jika dilihat pada table di atas nilai IRPA dan PLL setelah mitigasi mengalami penurunan seiring dengan penurunan frekuensi bahaya yang dihasilkan

pada proses rekomendasi mitigasi. Estimasi PLL yang mulanya adalah 6.77E-04 per tahun turun menjadi 2.14E-05 per tahun.

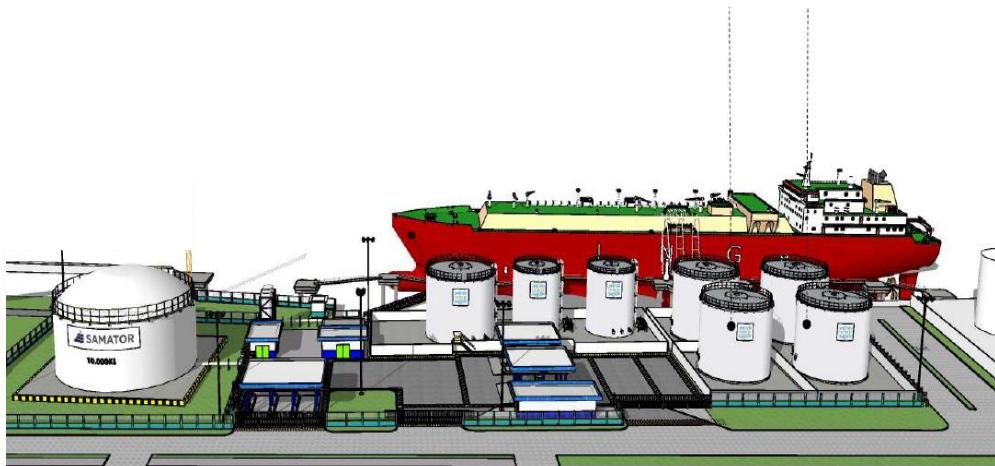
## BAB XI

### REVIEW DESIGN LAYOUT TERMINAL LNG

#### 11.1 Penjelasan Umum

Bab ini akan menjelaskan review dari layout Terminal LNG terkait dari segi kondisi lingkungan dan fasilitas yang terdapat pada Terminal LNG Tanjung Emas.

#### 11.2 Fasilitas Terminal LNG



Gambar 11. 1 Layout Terminal LNG Tanjung Emas

Gambar di atas merupakan layout dari Terminal LNG Tanjung Emas, pada terminal ini terdapat beberapa fasilitas yang akan dibangun untuk keperluan rantai pasok LNG di Jawa Tengah. Adapun fasilitas yang ada sebagai berikut:

- a) Storage Tank, tangki ini berfungsi untuk penyimpanan LNG di darat dengan volume  $10.000 \text{ m}^3$
- b) Pipe Track, akan dibangun pipe track di sepanjang daerah jetty untuk menyalurkan LNG dari manifold flexible hose menuju storage tank di darat. Panjang jalur dari pipe track ini kurang lebih 170 m.
- c) CNG Compressor, hasil dari boil off gas dari storage tank akan dimanfaatkan untuk dikompres menjadi Compressed Natural Gas (CNG)
- d) Pompa LNG, pompa yang digunakan adalah jenis submersible pump dengan kapasitas  $240 \text{ m}^3/\text{h}$
- e) Filling Station, fasilitas ini berfungsi untuk mendistribusikan LNG dan CNG menggunakan Truck yang nantinya akan disalurkan ke pelanggan atau konsumen

- f) Jetty, di daerah ini akan dibangun pipe tower untuk transfer LNG ke darat menggunakan flexible hose. Fasilitas jetty ini dapat melayani kapal dengan panjang sampai dengan 160 m.

### 11.3 Kondisi Lingkungan Terminal LNG



Gambar 11.2 Kondisi lingkungan Terminal LNG Tanjung Emas

Terminal ini akan menempati area berdasarkan rencana akhir pelabuhan yang mengalokasikan area ekspansi lahan ± 5200m<sup>2</sup> sebagai area curah cair. Terminal yang ada sudah digunakan sebagai penyimpanan bahan bakar Methanol dan *High Speed Diesel* (HSD). Gambar 11.2 adalah kondisi lingkungan Terminal LNG Tanjung Emas, dapat dilihat pada gambar di atas terdapat beberapa daerah yang dibatasi dengan warna kuning dan diberikan nomor yang dapat dijelaskan sebagai berikut:

- 1) Lokasi Terminal LNG Tanjung Emas
- 2) Terminal bongkar tepung terigu
- 3) Terminal muat pupuk urea
- 4) Galangan Kapal

### 11.4 Review Design Layout Terminal

Dilihat dari layout dan kondisi lingkungan Terminal LNG Tanjung Emas, penulis berpendapat terminal ini termasuk ke dalam jenis *Mini Scale LNG Receiving Terminal*

karena dibangun di area yang cukup sempit dengan area  $\pm 5200\text{m}^2$  dan kapasitas storage tank sebesar  $10.000\text{ m}^3$ . Terminal ini berada di perairan yang cukup sempit dan cukup risiko karena berada di antara terminal bongkar muat tepung terigu dan terminal muat pupuk urea dan juga berseberangan dengan galangan kapal. Selain ada storage tank untuk LNG di Terminal ini terdapat juga storage tank untuk bahan bakar Methanol dan *High Speed Diesel* (HSD). Adapun fasilitas yang mungkin dapat ditambahkan adalah *regasification unit* guna mempermudah pendistribusian LNG ke konsumen seperti pembangkit, industry, dan juga pariwisata di Jawa Tengah.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## **BAB XII**

### **SAFETY OPERATION PROCEDURE**

#### **12.1 Umum**

Pada penelitian ini penulis juga menyusun *Safety Operation Procedure* (SOP) dari proses kegiatan pembongkaran LNG dari LNG Carrier menuju Storage Tank di Terminal LNG Tanjung Emas Semarang. *Safety Operation Procedure* (SOP) memberikan pedoman umum dan proses dalam pelaksanaan kegiatan pembongkaran dan pemuatan LNG.

#### **12.2 Objektif**

Memastikan kegiatan pembongkaran dan pemuatan LNG berjalan dengan aman dan lancar serta memenuhi seluruh aspek keselamatan dan kesehatan kerja.

#### **12.3 Standard**

- Sistem Manajemen Mutu ISO 9001:2015
- Sistem Manajemen Lingkungan ISO 14001:2015
- Sistem Manajemen Kesehatan & Keselamatan Kerja ISO 45001:2018
- Peraturan Pemerintah Republik Indonesia Nomor 50 Tahun 2012
- International Safety Management Code
- The Society of International Gas Tanker and Terminal Operators (SIGTTO)

#### **12.4 Istilah**

Istilah/Singkatan	Keterangan
Terminal LNG Tanjung Emas	Terminal LNG di Tanjung Emas yang digunakan sebagai fasilitas penerimaan dan penyimpanan LNG
LNG Carrier	Kapal carrier yang mengangkut kargo LNG
Storage Tank	Tangki yang digunakan untuk menyimpan LNG
Master	Nakhoda kapal
Terminal Tanjung Emas	Seluruh area yang ada di Pelabuhan Tanjung Emas
PT. X	Perusahaan yang bergerak dalam bidang logistik baik bidang gas, Liquid/cair BBM dan Non-BBM, serta pengelolaan limbah
PT. Y	Perusahaan yang bergerak dalam bidang industri gas

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan tabel sebelumnya)

ETA	Estimate Time Arrival adalah perkiraan kedatangan kapal
ETD	Estimate Time Departure adalah perkiraan keberangkatan kapal
CTMS	Custody Transfer Measurement Sistem adalah suatu sistem yang digunakan untuk membaca suhu, tekanan dan volume dari LNG
ESDV	Emergency Shut Down Valve adalah katup yang digerakkan yang dirancang untuk menghentikan aliran fluida setelah terdeteksi peristiwa berbahaya atau keadaan darurat.
Blowing	Suatu proses untuk mendorong sisa – sisa kargo yang masih ada di dalam flexible hose dengan menggunakan hot gas
Purging	Suatu kegiatan pembersihan LNG yang masih terkandung di dalam flexible hose dengan menggunakan Nitrogen atau gas yang bersifat inert (untuk menggantikan udara atmosfer yang mengandung oksigen) untuk menghindari ledakan / reaksi kimia
Mooring	Kegiatan mengikat tali kapal seperti head line, briest line dan spring line pada bollard
Un-Mooring	Kegiatan melepas tali kapal seperti head line, briest line dan spring line pada bollard pada saat kapal lepas sandar
Fender	Bumper yang digunakan untuk meredam benturan yang terjadi pada saat kapal akan merapat ke dermaga atau pada saat kapal yang sedang ditambatkan tergoyang oleh gelombang atau arus yang terjadi di pelabuhan
Snapback Zone	Daerah berbahaya yang terdapat diatas kapal
Loading Rate	Kapasitas rata-rata kemampuan transfer cargo dari pompa loading per jam nya
Manifold	Manifold adalah kelompok atau sekumpulan katup/valve yang diberikan untuk mengatur aliran masuk ke header dan separator yang diinginkan.

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan tabel sebelumnya)

Quick Release Hook	Alat perkapalan (penambat kapal) yang menggunakan sistem otomatis untuk menjadikan proses berlabuh yang cepat, aman, dan efisien.
Assist Tug	Jenis kapal yang dapat digunakan untuk membantu kapal atau barge yang keluar atau masuk ke pelabuhan atau dermaga

## 12.5 Prosedur Pembongkaran LNG

Dalam melakukan kegiatan pembongkaran LNG di Terminal Tanjung Emas berpedoman pada SOP untuk memastikan kegiatan pembongkaran berjalan dengan aman dan lancar serta memenuhi seluruh aspek keselamatan dan kesehatan kerja

### 12.5.1 Rapat Pra Pembongkaran LNG

Setiap kapal yang akan melakukan kegiatan Unloading cargo LNG di Terminal LNG Tanjung Emas harus memenuhi segala persyaratan dan kesesuaian dengan fasilitas terminal yang dibuktikan dengan studi kompatibilitas. Pembaharuan informasi mengenai jadwal pengiriman kargo LNG harus dikirim ke e-mail terkait atau alat komunikasi yang lain yang disepakati yang memungkinkan pihak terkait mendapatkan informasi lebih cepat dan akurat. Rapat pra pembongkaran LNG dilakukan 2 hari atau maksimal 1 hari sebelum kapal sandar di Terminal LNG Tanjung Emas setelah mendapat konfirmasi keberangkatan kapal dari pelabuhan muat. Rapat ini dihadiri oleh perwakilan agen pelayaran, perwakilan pemilik kapal, perwakilan operator control room, Otoritas Pelabuhan, Operator Pelabuhan serta pihak dari Terminal Tanjung Emas.

Adapun beberapa pembahasan yang dilakukan dalam rapat pra pembongkaran kapal, antara lain :

- a) Evaluasi kegiatan pembongkaran voyage sebelumnya
- b) Kesiapan dan pengecekan fasilitas pada Jetty, control room, pihak PT.X serta pihak PT.Y
- c) Pengecekan kondisi peralatan bongkar muat, seperti : flexible hose, bolt & nut, spanner, tali, gasket, gas detector dan peralatan lainnya
- d) Metode dan tata cara pembongkaran yang akan dilaksanakan
- e) Masalah – masalah lain dan masukan – masukan yang disampaikan oleh peserta rapat
- f) Menetapkan rencana kegiatan pembongkaran kapal LNG selama berada di area Terminal LNG Tanjung Emas

### **12.5.2 Komunikasi**

Komunikasi harus dimulai sebelum kapal berangkat dari terminal muat dan berlanjut sampai kedatangan kapal di terminal bongkar.

#### **Prior to charter**

Sebelum mencarter kapal, untuk memastikan kecocokan kapal dan terminal, diperlukan pihak-pihak terkait untuk bertukar informasi. Dari sudut pandang terminal, penting bagi personel operasi untuk memiliki pemahaman yang jelas tentang pembatasan di dalam pelabuhan dan di terminal yang mepengaruhi ukuran maksimum atau minimum kapal yang dapat mereka terima. Informasi ini harus didokumentasikan dan disediakan untuk departemen komersial sehingga hanya kapal yang memiliki dimensi yang sesuai yang diterima.

#### **Prior to arrival**

Ketika kapal telah menuju terminal, kontak langsung harus dilakukan antara kapal dan pihak terminal sesegera mungkin. Komunikasi modern akan membantu terminal untuk mengupdate kapal pada persyaratan untuk operasi transfer. Selain itu, persyaratan pelabuhan, pengaturan dermaga dan fasilitas yang tersedia juga dapat disarankan. Demikian pula, ship master dapat menginformasikan kepada terminal tentang suhu, tekanan, dan persyaratan bongkar LNG serta personel yang bergabung atau pergi.

#### **Alongside the jetty**

Saat akan mentransfer kargo, berbagai sarana komunikasi perlu disepakati. Ditentukan terlebih dahulu akan menggunakan radio atau telepon portabel. Alat-alat ini akan membentuk dasar komunikasi yang baik dalam kondisi operasi normal serta sarana komunikasi darurat juga harus disediakan.

### **12.5.3 Opening Meeting**

Opening Meeting dilakukan sesaat setelah kapal sandar yang dihadiri oleh Pihak Representatif Manajer Operasi dan Komersial, Kapten kapal LNG, beserta staff dan pekerja yang terkait serta PT. X. Opening Meeting membahas dan menyepakati proses kegiatan pembongkaran LNG yang meliputi antara lain:

- a) Timeline kegiatan yang sudah direncanakan
- b) Flow rate minimum dan maksimum LNG
- c) Analisa dan mitigasi resiko
- d) Jalur komunikasi yang disepakati
- e) Penyampaian kondisi dan permasalahan yang ada di terminal dan Kapal LNG

#### **12.5.4 Safety Check List**

Safety Check List dilakukan oleh staff PT. X bersama Third Officer Kapal terhadap seluruh fasilitas keamanan, keselamatan dan kesehatan kerja yang ada di kapal dengan tujuan untuk menganalisa dan memitigasi resiko.

#### **12.5.5 Connecting Flexible Hose**

Connecting Flexible Hose dilakukan setelah opening meeting dan safety check list dilaksanakan. Proses pemasangan flexible hose dilakukan oleh tim dari terminal LNG Tanjung Emas dan diawasi oleh kru kapal LNG serta dibantu dengan crane kapal. Pemasangan flexible hose dilakukan dengan memperhatikan aspek keselamatan, keamanan dan kesehatan kerja guna menghindari terjadinya kebocoran pada jalur transfer LNG.

#### **12.5.6 Opening Custody Transfer Measurement System (CTMS)**

Opening CTM adalah pembacaan suhu, tekanan dan volume dari LNG yang akan dibongkar dilakukan sebelum kegiatan pembongkaran dimulai di Kapal LNG. Opening CTM dilakukan oleh Staff yang bertanggung jawab yang disaksikan bersama Kapten kapal LNG, Chief Engineer Kapal, staff terkait, serta manager PT.X dengan urutan sebagai berikut :

- a. Dipastikan fleksible hose vapor telah depressurization
- b. Jangan membuka BOG line tanpa persetujuan
- c. Konfirmasi input data untuk CTMS
- d. Cek Tank level
- e. Stop Dual Burning
- f. Terima CTMS
- g. Jangan membuka Ship BOG valve tanpa persetujuan

#### **12.5.7 ESD Triptest (hot)**

ESD Triptest (hot) dilakukan setelah kegiatan connecting flexible hose dan opening CTM selesai dilaksanakan. ESD triptest (hot) dilakukan pada saat sebelum line cooldown dilakukan atau belum adanya LNG yang mengalir melalui flexible hose yang bertujuan untuk mengetahui respon emergency shutdown valve dalam hal terjadi gangguan yang dapat menimbulkan resiko yang tidak diinginkan dengan urutan sebagai berikut :

- a. Diaktifkan dari Kapal LNG
- b. Konfirmasi gerakan valve dan waktu penutupan
- c. Koordinasi dengan Loading Master yang standby di LNG Carrier

#### **12.5.8 Line and Flexible Hose Cool Down**

Line and Flexible Hose Cool Down dilakukan setelah ESD triptest (hot) dilaksanakan. Line and flexible hose cool down bertujuan untuk mendinginkan seluruh

line up jaringan pipa pada kapal dan flexible hose agar dapat menyesuaikan temperature LNG yang akan mengalir melalui jaringan pipa pada kapal LNG dan flexible hose.

#### **12.5.9 ESD Triptest (cold)**

ESD Triptest (cold) dilakukan setelah kegiatan Line and Flexible Hose Cool Down dilaksanakan. ESD triptest (cold) ini bertujuan untuk mengetahui respon emergency shutdown valve dalam hal terjadi gangguan yang dapat menimbulkan resiko yang tidak diinginkan dengan urutan sebagai berikut:

- a. Diaktifkan dari Kapal LNG dengan
- b. Konfirmasi gerakan valve dan waktu penutupan.
- c. Selalu berkoordinasi dengan Loading Master yang standby di Kapal LNG

#### **12.5.10 Start Unloading/Discharging**

Start Unloading dilaksanakan setelah semua fasilitas dan peralatan dinyatakan siap dengan flow rate yang telah disepakati dalam opening meeting. Unloading menggunakan pompa dari storage tank dimulai dengan flow minimum kemudian dinaikkan perlahan sampai maksimum.

#### **12.5.11 Estimate Complete Discharge**

Estimate Complete Discharge adalah waktu perkiraan selesainya kegiatan unloading berdasarkan flow rate pembongkaran. Complete Discharge ditandai dengan berhentinya pompa LNG yang digunakan untuk mengirim LNG ke onshore storage tank. Penghentian pengiriman dilakukan dengan menurunkan flow rate secara perlahan/rate down (pompa di stop satu per satu, tidak boleh bersamaan).

#### **12.5.12 Blowing**

Blowing adalah suatu proses untuk mendorong sisa – sisa kargo yang masih ada di dalam flexible hose dengan menggunakan hot gas. Dengan tahapan sebagai berikut :

- Pemasangan pipa blowing ke manifold LNG
- Line up untuk blowing. Manifold LNG harus ditutup
- Mulai proses blowing menggunakan hot gasses sampai pressure 7 bar.

#### **12.5.13 Purging**

Purging dilakukan setelah kegiatan blowing dinyatakan selesai dilaksanakan. Purging bertujuan untuk membersihkan LNG yang masih terkandung di dalam flexible hose dengan menggunakan Nitrogen atau gas yang bersifat inert lainnya untuk membatasi jumlah oksigen yang terkandung sehingga tidak bereaksi dengan senyawa

hidrokarbon lainnya dalam hal ini natural gas yang ditandai dengan kandungan hidrokarbon sebesar 0% LEL pada alat gas detector.

#### **12.5.14 Disconnecting Hose**

Disconnecting Hose dilakukan setelah kegiatan purging telah selesai dilaksanakan dan kandungan hidrokarbon di dalam flexible hose dinyatakan aman. Disconnecting Hose dilakukan oleh tim dari terminal LNG Tanjung Emas dan di supervisi oleh kru kapal. Pelepasan flexible hose dilakukan secara seksama dengan memperhatikan aspek keselamatan, kemananan dan kesehatan kerja guna menghindari terjadinya kecelakaan kerja atau hal – hal lain yang tidak diinginkan.

#### **12.5.15 Closing CTMS**

Closing CTMS dilakukan setelah kegiatan pembongkaran selesai dilaksanakan dengan tujuan mengetahui volume akhir LNG yang telah di bongkar. Closing CTMS dilakukan oleh pihak terkait yang disaksikan bersama Kapten kapal LNG, dan pihak PT X.

#### **12.5.16 Verification and Documentation**

Verification and Documentation dilakukan setelah closing CTMS selesai dilaksanakan. Verification and Documentation bertujuan untuk memverifikasi dan menghitung hasil akhir dari keseluruhan proses pembongkaran LNG oleh pihak yang berwenang serta semua persyaratan dokumen yang harus dilengkapi guna menyamakan persepsi dan data untuk kemudian di periksa bersama oleh berbagai pihak seperti: Kapten kapal, Manajer PT. X, dan pihak-pihak terkait lainnya.

#### **12.5.17 Closing Meeting**

Closing Meeting dilakukan setelah semua dokumen dinyatakan valid dan lengkap yang dihadiri oleh Kapten kapal, Manager PT. X, serta pihak-pihak terkait lainnya untuk membahas dan menyepakati data yang didapat setelah proses kegiatan pembongkaran LNG serta rencana kapal LNG lepas sandar dari Terminal LNG Tanjung Emas.

### **12.6 Prosedur Connection dan Disconnection Flexible Hose**

Proses pembongkaran LNG dilakukan dari LNG Carrier ke Tangki darat. Bagian ini mencakup terhadap kegiatan connection dan disconnection flexible hose, prosedur ini berlaku kepada seluruh anggota operasional dan personil kapal yang berkaitan dengan kegiatan connection dan disconnection flexible hose.

#### **12.6.1 Persiapan Connection dan Disconnection Flexible Hose**

1. Pihak yang berwenang memastikan bahwa genset, mesin bantu, maupun peralatan lainnya yang dapat memicu timbulnya api atau panas yang berasal dari Bulk Carrier maupun kapal yang sedang bersandar di sekitar area

- Terminal LNG dalam kondisi padam/mati. Hal ini bertujuan untuk mencegah terjadinya ignition ketika proses bongkar muat LNG berlangsung
2. Dalam proses kegiatan connection dan disconnection dipimpin oleh Mooring Master dengan 3 anggota yang akan disupervisi oleh crew kapal
  3. Anggota harus datang melakukan pemeriksaan alat pelindung diri (Helm Keselamatan lengkap dengan tali dagu, kacamata pelindung - hanya kaca yang jelas untuk dipakai di malam hari, sarung tangan kulit, sepatu keselamatan, dan ear plug). Melakukan meeting bersama seluruh anggota untuk melakukan briefing keselamatan dan pengecekan anggota yang terlibat.
  4. 1 hari sebelum kedatangan kapal, pihak terkait menyusun rencana kegiatan connection dan disconnection
  5. Semua peralatan untuk kegiatan connection dan disconnection disediakan oleh pihak kapal supply
  6. Selama kegiatan connection dan disconnection akan disupervisi oleh pihak kapal, pengangkatan flexible hose dari dermaga ke kapal LNG akan menggunakan crane kapal LNG dan crew kapal LNG menjadi operator crane
  7. Pihak yang berwenang akan memastikan kesiapan peralatan untuk kegiatan connection dan disconnection sebagai berikut
    - i. Kunci Pas sesuai dengan ukuran bolt dan nut pada manifold kapal
    - ii. Gasket untuk line LNG dan BOG
    - iii. Tali untuk mengikat dan mengangkat flexible hose
    - iv. Gas detector dan peralatan pendukung lainnya

#### **12.6.2 Pelaksanaan Connection dan Disconnection Flexible Hose**

1. Anggota Mooring Master dapat melakukan kegiatan Connection dan disconnection flexible hose setelah pengecekan alat pelindung diri, briefing keselamatan dan pengecekan peralatan kegiatan
2. Untuk melakukan komunikasi pada saat kegiatan connection dan disconnection akan menggunakan Handy Talky pada channel yang telah ditentukan
3. Tahapan Kegiatan Connection Flexible Hose sebagai berikut :
  - i. Dalam proses connection, anggota selalu berkoordinasi dan disupervisi oleh pihak kapal supply LNG
  - ii. Sebelum connection flexible hose berlangsung, seluruh kegiatan operasional yang berada di dermaga yang dapat menimbulkan ignition harus berhenti total hingga proses pemindahan LNG selesai
  - iii. Pihak Mooring Master dan pihak kapal akan melakukan pengecekan terhadap kondisi manifold dan flexible hose. Anggota akan membuka bolt dan nut pada penutup manifold kapal supply
  - iv. Connection Flexible Hose dimulai dengan pengangkatan flexible hose dari dermaga ke kapal LNG dengan menggunakan crane pada kapal

- LNG. Pengangkatan dilakukan oleh pihak kapal LNG dengan dibantu oleh anggota Mooring Master
- v. Anggota mooring master akan membuka bolt dan nut pada penutup flexible hose dari dermaga dengan menggunakan kunci spanner sesuai ukuran bolt dan nut pada flexible hose
  - vi. Connection flexible hose dimulai pada line BOG dilanjutkan dengan line LNG. Pihak kapal dan anggota Mooring Master melakukan connection flexible hose, anggota mooring master akan melakukan pemasangan bolt dan nut pada sisi kanan, kiri dan bawah pada connection manifold dengan flexible hose, selanjutnya anggota divisi operasional akan memasukan gasket pada sambungan. Pihak yang berwenang akan memastikan gasket sudah terpasang dengan benar, dan anggota melanjutkan pemasangan bolt dan nut secara keseluruhan. Bolt dan nut yang dipasang untuk LNG dan BOG. Setelah pemasangan dilakukan maka selanjutnya anggota akan melakukan pengencangan bolt dan nut secara bertahap
  - vii. Pihak terkait bersama pihak kapal akan melakukan pengecekan kebocoran dengan menaikkan tekanan pada line BOG dan LNG, selanjutnya pihak kapal akan menyemprotkan air sabun pada permukaan connection. Setelah dilakukan pengecekan kebocoran, kegiatan dilanjutkan dengan pengecekan kandungan oxygen pada flexible hose sampai 0%.
  - viii. Tahapan tersebut dilakukan untuk connection flexible hose yang lain.
  - ix. Mooring Master menginfokan kepada Loading Master bahwa kegiatan connection telah selesai.
4. Tahapan Kegiatan Disconnection Flexible Hose:
- i. Membersihkan flexible hose dari bunga es dengan menyemprotkan fresh water hingga flexible hose bersih dari bunga es.
  - ii. Mooring master dan anggota mooring master dapat melakukan disconnection flexible hose setelah kegiatan blowing dan purging
  - iii. Mooring master dan pihak kapal akan melakukan pengecekan kandungan methane pada flexible hose sampai 0%, apabila selama pengecekan kandungan methane masih diatas batas maksimal yang ditentukan, maka mooring master akan menginformasikan kepada Loading Master untuk terus melakukan Purging sampai batas yang telah ditentukan (0% LEL)
  - iv. Mooring master akan mengintruksikan kepada pihak kapal untuk merilis tekanan pada flexible hose sampai 0kPa .Sebelum kegiatan disconnection maka pihak kapal akan melakukan pengikatan Flexible

hose yang akan dilepas. Disconnection dimulai dari line LNG dan diterukan untuk line BOG

- v. Mooring master beserta anggota melakukan pelepasan bolt dan nut pada connection flexible hose. Pelepasan dilakukan secara bertahap dengan menyisakan bolt dan nut pada sisi bawah dan atas connection. 1 Anggota akan melepas Gasket dan anggota yang lain melanjutkan pelepasan sisa bolt dan nut pada connection.
- vi. Mooring Master dan anggota menutup kembali flexible hose yang akan diangkat ke dermaga. Kegiatan dilanjutkan dengan menutup manifold kapal LNG.
- vii. Tahapan tersebut diulangi untuk kegiatan disconnection flexible hose yang lain
- viii. Mooring Master menginfokan kepada pihak terkait bahwa kegiatan disconnection telah selesai.

### **12.6.3 Penyelesaian Connection dan Disconnection Flexible Hose**

1. Mooring master mengecek jumlah anggota
2. Anggota mooring master akan melaporkan pencatatan waktu connecting dan disconnecting hose
3. Anggota akan merapikan / membawa kembali alat-alat dan memastikan alat-alat yang digunakan tidak ada yang rusak
4. Manajer PT.X akan mengevaluasi kegiatan connecting dan disconnecting hose setelah kapal berlayar keluar

## **12.7 Prosedur Mooring dan Un-Mooring**

Proses pembongkaran LNG dilakukan dari LNG Carrier ke Tangki darat. Bagian ini mencakup terhadap kegiatan mooring dan un-mooring, prosedur ini berlaku kepada seluruh anggota operasional dan personil kapal yang berkaitan dengan kegiatan un-mooring

### **12.7.1 Persiapan Kegiatan Mooring dan Un-mooring**

1. Tim mooring harus datang sebelum kegiatan sandar/lepas yang telah dijadwalkan untuk melakukan pemeriksaan alat pelindung diri (Helm Keselamatan lengkap dengan tali dagu, kacamata pelindung - hanya kaca yang jelas untuk dipakai di malam hari, sarung tangan kulit, sepatu keselamatan, dan jaket pelampung), persiapan tali bantu, pengecekan fasilitas penyandaran baik itu didermaga dan dikapal apabila proses bongkar muat. Pimpinan Tim Mooring akan melakukan meeting bersama seluruh tim mooring untuk melakukan briefing keselamatan dan pengecekan anggota mooring beserta perlengkapan mooring. Tim mooring harus berada di dermaga atau dikapal

- (pada saat proses bongkar muat) 1 jam sebelum jadwal kegiatan ditetapkan dengan memakai alat pelindung diri lengkap.
2. 2 hari sebelum kedatangan kapal, Pihak terkait menyusun rencana operasi mooring dan un-moooring yang diketahui oleh Manajer PT.X, kemudian disetujui oleh kapten kapal dan bersama mooring gang melakukan pengecekan fasilitas penyandaran didermaga dan dikapal apabila proses bongkar muat;
  3. Apabila pada saat pelaksanaan bongkar muat tim mooring memastikan kesiapan fasilitas pendukung penyandaran dan pelepasan seperti:
    - Tali Bantu
    - Tali buangan
    - Memastikan kesiapan winch dengan berkoordinasi kepada boatswaint kapal LNG
  4. Apabila pada proses penyandaran dan lepas sandar kapal di dermaga tim mooring memastikan kesiapan fasilitas pendukung penyandaran dan pelepasan seperti:
    - Kesiapan Quick Release Hook
    - Manual system pada quick release hook normal
  5. Jika setiap anggota mooring menemukan masalah atau diinstruksikan untuk menyimpang dari rencana mooring yang sudah disusun, maka mooring harus menghentikan apa yang dia lakukan dan melaporkan situasi kepada atasan sesegera mungkin. Demi faktor keselamatan, se bisa mungkin hindari untuk bekerja sendirian. Namun, kejadian yang tidak diinginkan bisa saja timbul pada saat kegiatan melepaskan tali tambat di dermaga. Dalam kondisi tersebut anggota mooring harus
    - i. Melakukan penilaian risiko dan bahaya potensial terkait dengan tugas melepaskan tali
    - ii. Menginformasikan posisi kepada Pimpinan dan anggota lain dari tim mooring
    - iii. Menjaga komunikasi secara visual dengan anggota mooring lainnya
    - iv. Segera melapor kepada Pimpinan dan anggota mooring lainnya setelah menyelesaikan tugas
    - v. Setelah operasi mooring/un-mooring selesai, sangat penting untuk anggota mooring melaporkan diri ke Pimpinan
  6. Pihak yang bersinggungan dengan operasional mooring diwajibkan untuk mengetahui dan mempelajari snapback zones. Semua personil yang tidak berkepentingan tidak boleh diizinkan berada di dermaga sampai operasi mooring dan un-mooring selesai dilakukan;
  7. Mooring gang harus standby di Terminal selama kegiatan bongkar muat berlangsung jika harus dilakukan kegiatan un-mooring untuk kapal LNG karena kondisi darurat (Emergency).

### 12.7.2 Pelaksanaan Kegiatan Mooring dan Un-mooring

1. Mooring Gang dapat melakukan kegiatan mooring dan un-mooring setelah pengecekan alat pelindung diri, briefing keselamatan dan pengecekan fasilitas dermaga pada saat proses kapal sandar dan lepas sandar
2. Dalam proses penyandaran dan lepas sandar kapal di dermaga mooring gang harus mengikuti intruksi dari atasan dibawah pengarahan dari kapten kapal dengan memperhatikan rencana mooring dan un-mooring yang telah dibuat dan disetujui oleh kapten kapal
3. Dalam pelaksanaan mooring dan un-mooring, mooring gang harus standby pada posisi yang telah ditentukan dengan memperhatikan tahapan ikat tali dan lepas tali
4. Untuk melakukan komunikasi pada saat kegiatan mooring dan un-mooring akan menggunakan Handy Talky pada channel yang telah ditentukan:
5. Tahapan kegiatan mooring / ikat tali adalah sebagai berikut:
  - i. Dalam proses penyandaran Tim Mooring akan selalu berkoordinasi dengan pandu untuk melakukan proses penyandaran kapal
  - ii. Tim Mooring akan berkoordinasi dengan pandu untuk memastikan tahapan tali yang akan dikaitkan pada quick release hook
  - iii. Pihak kapal yang sandar akan mengirimkan tali buangan yang sudah dikaitkan dengan tali tambat ke dermaga
  - iv. 2 orang Mooring Gang akan mengambil tali buangan dari kapal untuk digulungkan pada capstan quick release hook yang telah ditentukan;
  - v. 1 orang mooring gang akan mengoperasikan capstan pada quick release hook untuk menarik tali tambat sampai pada posisi hook, 2 orang mooring gang akan mengangkat mata tali tambat untuk dikaitkan pada hook
  - vi. Mooring Gang akan memastikan bahwa tali tambat kapal sudah terkait pada hook dengan baik dan benar
  - vii. Pimpinan Tim Mooring akan mengintruksikan kepada pihak kapal untuk mengencangkan tali tambat, mooring gang akan menjauh dari quick release hook
  - viii. Tahap tersebut akan diulangi sesuai dengan permintaan jumlah tali dari nakhoda kapal
  - ix. Pimpinan Tim Mooring memastikan semua tali tambat sudah terkait dengan baik pada hook, dan melakukan koordinasi dengan pandu atau nakhoda kapal sampai in position
  - x. Pimpinan Tim Mooring melakukan pengecekan kepada fasilitas dermaga sebelum meninggalkan dermaga

### **12.7.3 Penyelesaian Kegiatan Mooring dan Un-mooring**

1. Mooring Master mengecek jumlah Mooring Gang
2. Mooring Gang akan melaporkan pencatatan waktu ikat dan lepas tali
3. Mooring Master akan merapikan/ membawa kembali alat-alat, dan memastikan fasilitas yang digunakan tidak ada yang rusak
4. Manajer PT.X akan mengevaluasi kegiatan Mooring/Un-Mooring

### **12.8 Prosedur Pengecekan Kebocoran Pada Manifold**

Proses pembongkaran LNG dilakukan dari LNG Carrier ke Tangki darat. Bagian ini mencakup terhadap kegiatan pengecekan kebocoran pada manifold dan flexible hose, prosedur ini berlaku kepada seluruh pekerja yang berkaitan dengan pengecekan kebocoran pada manifold dan flexible hose.

#### **12.8.1 Persiapan Pengecekan Kebocoran Pada Manifold**

1. Gunakan Alat Pelindung Diri ( Safety Helmet, Goggles, Gloves, Wearpack dan Safety Shoes)
2. Peralatan untuk pengecekan kebocoran disiapkan oleh pihak kapal supply

#### **12.8.2 Pengecekan Sebelum Unloading LNG**

1. Memastikan flexible hose sudah tersambung dengan baik dan benar
2. Mengintruksikan kepada pihak kapal untuk menaikkan tekanan pada masing-masing line
3. Pengecekan dilakukan dengan menyemprotkan air sabun pada permukaan semua connection flexible hose
4. Pemeriksaan dilakukan secara visual dan teliti, apabila selama penyemprotan ditemukan gelembung udara maka lakukan penyemprotan ulang, jika masih ditemukan gelembung udara maka terdapat kebocoran pada sambungan tersebut
5. Lakukan pengencangan ulang mur dan baut pada titik tersebut dan pengencangan ulang secara keseluruhan sesuai dengan intruksi kerja pemasangan dan pelepasan mur dan baut
6. Lakukan pengecekan ulang dengan metode yang sama sampai dipastikan tidak ditemukan kebocoran pada connection flexible hose tersebut
7. Laporan kegiatan dicatat pada logbook kegiatan dan diinfokan kepada Manajer PT.X, HSESQ dan pihak kapal

#### **12.8.3 Pengecekan Pada Saat Transfer LNG**

1. Pengecekan dilakukan secara visual dan mechanical
2. Pengecekan dilakukan setiap 2 jam sekali
3. Pengecekan dilakukan dengan memeriksa seluruh permukaan connection pada sambungan flexible hose dengan menggunakan gas detector

4. Bila terjadi kebocoran pada permukaan connection maka akan muncul persentase LEL pada gas detector
5. Mitigasi yang dilakukan jika terdapat kebocoran lakukan pengencangan mur dan baut (sesuai dengan instruksi kerja pengencangan mur dan baut), balutkan kain basah pada permukaan yang bocor, tunggu sampai proses icing pada sambungan tersebut
6. Koordinasikan dengan HSESQ, Pihak Kapal dan Manajer PT.X bila masih terjadi kebocoran
7. Laporan kegiatan dicatat pada logbook kegiatan

## **12.9 Prosedur Pemanduan Kapal di Terminal LNG**

Proses pembongkaran LNG dilakukan dari LNG Carrier ke Tangki darat. Siklus dari kegiatan Pemanduan Kapal di Terminal LNG Semarang, mulai dari kedatangan, olah gerak penyandaran dan keberangkatan kapal.

### **12.9.1 Kedatangan Kapal**

1. Layanan pemanduan standby selama 24 jam
2. Pilot station menerima vessel discharging plan dari PT. X 1 hari sebelum kedatangan LNG Carrier
3. 2 jam sebelum kedatangan kapal, PT. X memberikan informasi ke pilot station untuk langsung sandar atau berlabuh di anchorage. Pilot dan petugas terminal harus sudah memastikan kecepatan angin, arus, pasang surut dan kondisi cuaca sekitar
4. 2 jam sebelum kedatangan kapal, pilot station melalui radio operator melakukan reconfirm ke kapal mengenai ETA kapal
5. Apabila kapal berlabuh maka operator radio pilot station dan control room mencatat jam dan posisi kapal saat berlabuh
6. Apabila kapal langsung sandar, maka 1 jam sebelum kapal tiba di pilot boarding ground, pandu telah meninggalkan pilot station menuju kapal dengan menggunakan pilot boat
7. Pandu naik ke atas kapal dan menginformasikan kepada nakhoda tentang posisi sandar dan posisi tali tunda dan tali – tali tambat yang digunakan waktu sandar serta hal – hal penting lainnya
8. Konfirmasi kondisi cuaca (angin dan arus) baik secara visual, pembacaan peralatan cuaca dan tabel pasang surut
9. Menyamakan waktu antara jam pandu di atas kapal dengan jam di terminal

### **12.9.2 Penyandaran Kapal**

1. Kapal bergerak mendekati area putar dengan kecepatan aman dan mempertahankan jarak aman kapal dengan dermaga yang akan di sandarkan

2. Tali assist tug sudah harus diatur sedemikian rupa sehingga gerakan assist tug untuk menarik/mendorong tidak terganggu
3. Kapal melakukan olah gerak untuk membuat posisi kapal paralel/sejajar dengan dermaga dengan menggunakan bantuan assist tug (posisi sandar kapal sejajar dengan dermaga dan mengarah ke arah keluar dermaga untuk safety)
4. Pada jarak tertentu, kapal harus sudah sejajar/paralel dengan dermaga yang akan disandarkan. Assist tug posisinya tegak lurus dengan kapal dan harus mempertahankan kecepatan lateral kapal 0,3 knot
5. Pada jarak tertentu dengan dermaga yang akan disandarkan, kecepatan lateral kapal dikurangi menjadi 0,3 knot – 0,1 knot
6. Pada jarak tertentu dengan dermaga yang akan disandarkan, kecepatan lateral kapal dikurangi menjadi 0,1 knot sampai dengan kapal menyentuh floating fender
7. Pada jarak jangkauan untuk melempar tali, segera kirim tali buangan untuk mengirim tali tross depan dan tali tross belakang dan posisi assist tug tetap tegak lurus untuk mempertahankan posisi kapal tetap sejajar/paralel dengan dermaga yang disandarkan untuk menahan benturan sehingga kapal bisa merapat dengan aman. Main Engine atau M\|E kapal digunakan untuk mempertahankan posisi kapal agar tidak bergerak maju/mundur
8. Setelah tali tross depan dan belakang terpasang, segera kencangkan bersamaan sehingga kapal bisa merapat secara paralel. Assist tug tetap pada posisi siap untuk menahan benturan atau mempertahankan kapal agar tidak menjauh dari dermaga yang disandarkan
9. Jika kapal belum inposition, segera lakukan pergerakan maju atau mundur dengan menggunakan tali spring depan atau belakang. Assist tug tetap continue mendorong untuk menjaga kapal agar tidak menjauhi dermaga yang disandarkan sampai proses penyandaran selesai. Tidak menggunakan Main Engine kapal jika maju atau mundurnya kapal tidak banyak atau sudah mendekati inposition; Setelah inposition, segera kirim tali spring belakang dan depan, selanjutnya tali tengah (breast line) depan dan belakang dan diikat kuat.
10. Setelah semua tali terikat dengan kuat maka kapal bisa finish with engine

### **12.9.3 Keberangkatan Kapal**

1. 2 jam sebelum kapal berangkat, PT. X melalui agen menginformasikan ke stasiun pandu mengenai keberangkatan kapal
2. 1 jam sebelum kapal berangkat atau lepas dari dermaga, PT. X melalui agen untuk menyampaikan ke stasiun pandu mengenai persiapan keberangkatan, termasuk kesiapan assist tug dan kesiapan mooring gang
3. Pandu melakukan persiapan dan koordinasi dengan pihak PT. X atau agen dan memastikan bahwa: Kondisi cuaca, angin dan arus untuk proses keberangkatan yang aman

4. Pandu naik ke atas kapal dan connect assist tug
5. Mooring gang standby di posisi masing – masing untuk lepas tali
6. Main engine kapal sudah harus standby atau sudah siap
7. Proses lepas tali dimulai dari tali tross depan dan belakang
8. Setelah lepas tali tross depan dan belakang dinyatakan aman, dilanjutkan tali spring depan dan belakang dan terakhir pelepasan tali breast line
9. Assist tug depan dan belakang menarik kapal secara perlahan – lahan bersamaan sampai menjauh dari dermaga yang disandarkan dalam posisi tetap sejajar/paralel;
10. Setelah semua pelepasan tali selesai dan tali sudah di atas deck kapal, propeller bebas dari tali dan jarak antara kapal yang dikeluarkan dengan dermaga yang disandarkan sudah dalam jarak aman maka kapal bisa bergerak maju pelan
11. Kapal bergerak keluar dengan perlahan – lahan dan selalu di dikawal dengan kapal tunda, sampai kapal diluar alur dengan baik dan aman

## **12.10 Prosedur Pemuatan di Terminal LNG**

Proses pembongkaran LNG dilakukan dari LNG Carrier ke Tangki darat. Bagian ini memberikan pedoman umum dan proses dalam pelaksanaan kegiatan penerimaan LNG dengan tujuan memastikan kegiatan pemuatan/loading berjalan dengan aman dan lancar serta memenuhi seluruh aspek keselamatan dan kesehatan kerja.

### **12.10.1 Opening Meeting**

Opening Meeting dilakukan sesaat setelah kapal sandar yang dihadiri oleh Pihak Representatif Manajer Operasi dan Komersial, Kapten kapal LNG, beserta staff dan pekerja yang terkait serta PT. X. Opening Meeting membahas dan menyepakati proses kegiatan pembongkaran LNG yang meliputi antara lain:

- a) Timeline kegiatan yang sudah direncanakan
- b) Flow rate minimum dan maksimum LNG
- c) Analisa dan mitigasi resiko
- d) Jalur komunikasi yang disepakati
- e) Penyampaian kondisi dan permasalahan yang ada di terminal dan Kapal

### **12.10.2 Persiapan Setelah Sandar**

1. Penyambungan Bonding Cable
2. Koneksi Pneumatic hose
3. Penonaktifan auto vent di anjungan dan dilaporkan pada pihak terkait setelah beroperasi
4. Pengaturan tangga darat
5. Test Komunikasi
6. Float Level gauge (kebalikan setelah Opening CTM)

7. Posisikan Valve
8. CTS
9. Koneksi flexible hose, Leak test, O2 purge, depressurization (spesifikasi sesuai peralatan di terminal muat)
10. Setelah depressurization di vapor arm, siap untuk melakukan CTM

### **12.10.3 Opening CTM**

Opening CTM adalah pembacaan suhu, tekanan dan volume dari LNG yang akan di bongkar dilakukan sebelum kegiatan pembongkaran dimulai di Kapal LNG. Opening CTM dilakukan oleh Chief Officer yang disaksikan bersama Kapten kapal, Chief Engineer Kapal, Manajer PT.X/Perwakilan PT X, Surveyor Independent dengan urutan sebagai berikut:

1. Dipastikan loading arm vapor telah depressurization
2. Terminal BOG valve
3. Konfirmasi input data untuk CTS
4. Cek Tank level
5. Stop Dual Burning
6. Terima CTM
7. Vapour ESD valve setelah CTM
8. Vapour Header Block Valve

### **12.10.4 ESD Triptest (hot)**

ESD Triptest (hot) dilakukan setelah kegiatan connecting Loading Arm dan opening CTM selesai dilaksanakan. ESD triptest (hot) dilakukan pada saat sebelum line cooldown dilakukan atau belum adanya LNG yang mengalir melalui Loading Arm yang bertujuan untuk mengetahui respon emergency shutdown valve dalam hal terjadi gangguan yang dapat menimbulkan resiko yang tidak diinginkan dengan urutan sebagai berikut:

1. Konfirmasi bahwa posisi dari Test Pin loading arm terminal berada dalam “Mode Test”
2. Aktifkan dengan Pneumatic Line dari Kapal, Terminal, dan Terminal (Dock Tower)
3. Konfirmasi gerakan valve dan waktu penutupan

### **12.10.5 Persiapan Untuk Compressors**

Persiapan untuk compressors dilakukan oleh pihak terkait dengan urutan sebagai berikut:

1. Begitu ESDS trip test selesai, maka mulai/ Start compressors
2. Pastikan bahwa valve telah Full Open, sebelum mulai/ Start compressors.

### **12.10.6 Start Loading**

Start loading dilaksanakan setelah semua fasilitas dan peralatan dinyatakan siap dengan flowrate yang telah disepakati dalam opening meeting. Loading menggunakan pompa dari terminal dimulai dengan flow minimum kemudian dinaikkan perlahan sampai maksimum ketika pihak Kapal LNG mengkonfirmasi bahwa LNG sudah diterima di Kapal LNG dan siap untuk menerima flow rate maksimum, dengan urutan sebagai berikut:

1. Line up untuk Loading
2. Pastikan posisi Test Pin dari Loading Arm Terminal dalam “Normal mode”
3. Start loading pump. satu jalur memuat. Pastikan bahwa tekanan tangki menunjukkan trend turun dan Back Pressure Valve di sisi terminal adalah Full Open sebelum mulai muat
4. Setelah mulai loading, setiap stasiun harus mengkonfirmasikan LNG yang telah lewat dan LNG telah terisi ke dalam masing-masing tangki
5. Jaga Back Pressure Valve terbuka penuh sampai tekanan tangki berubah menjadi trend turun setelah mulai muat
6. Operasikan compressor dengan maksimal. Memuat dengan control manual
7. Ketika temperature LNG dan tekanan tangki mulai menunjukkan trend turun, Back Pressure Valve akan ditutup secara bertahap
8. Permintaan untuk membuka Transfer Valve di sisi Terminal ketika Back Pressure Valve tertutup penuh
9. Start Dual Burning
10. Turunkan float level gauges
11. Safety check – Gas & Liquid Leakage, vibration, sound, kondisi abnormal lain
12. Cek flammable gas leakage di Flange
13. Sesuaikan setiap Tank Filling Valves sesuai urutan
14. Kelilingi tempat berikut dan lapor ke Departemen Operasional tiap jam:  
Deck Kapal LNG, tegangan tali mooring, Unit Hydrant, Manifold, Cross-over, Sea surface
15. Laporkan pressure kapal dan terminal pada pihak terkait
16. Selama pemuatan, jaga tekanan tangki
17. Ganti baterai radio Loading Master setiap beberapa jam
18. Informasikan ke control room terminal saat sebelum rate down
19. Informasikan ke control room terminal dan panggil semua petugas jaga serta pihak terkait sebelum rate down

### **12.10.7 Estimate Complete Loading**

Estimate Complete Loading adalah waktu perkiraan selesainya kegiatan loading berdasarkan flow rate pemuatan. Complete Loading ditandai dengan berhentinya pompa dari terminal yang digunakan untuk mengirim LNG ke kapal LNG.

Penghentian pengiriman dilakukan dengan menurunkan flow rate secara perlahan/ rate down.

#### **12.10.8 Blowing**

Blowing adalah suatu proses untuk mendorong sisa – sisa kargo yang masih ada di dalam flexible hose dengan menggunakan hot gas. Dengan tahapan sebagai berikut :

- Pemasangan pipa blowing ke manifold LNG
- Line up untuk blowing. Manifold LNG harus ditutup
- Mulai proses blowing menggunakan hot gasses sampai pressure 7 bar.

#### **12.10.9 Purging**

Purging dilakukan setelah kegiatan blowing dinyatakan selesai dilaksanakan. Purging bertujuan untuk membersihkan LNG yang masih terkandung di dalam flexible hose dengan menggunakan Nitrogen atau gas yang bersifat inert lainnya untuk membatasi jumlah oksigen yang terkandung sehingga tidak bereaksi dengan senyawa hidrokarbon lainnya dalam hal ini natural gas yang ditandai dengan kandungan hidrokarbon sebesar 0% LEL pada alat gas detector.

#### **12.10.10 Disconnecting Hose**

Disconnecting Hose dilakukan setelah kegiatan purging telah selesai dilaksanakan dan kandungan hidrokarbon di dalam flexible hose dinyatakan aman. Disconnecting Hose dilakukan oleh tim dari terminal LNG Tanjung Emas dan di supervisi oleh kru kapal. Pelepasan flexible hose dilakukan secara seksama dengan memperhatikan aspek keselamatan, kemananan dan kesehatan kerja guna menghindari terjadinya kecelakaan kerja atau hal – hal lain yang tidak diinginkan.

#### **12.10.11 Closing CTMS**

Closing CTMS dilakukan setelah kegiatan pembongkaran selesai dilaksanakan dengan tujuan mengetahui volume akhir LNG yang telah di bongkar. Closing CTMS dilakukan oleh pihak terkait yang disaksikan bersama Kapten kapal LNG, dan pihak PT X.

#### **12.10.12 Verification and Documentation**

Verification and Documentation dilakukan setelah closing CTMS selesai dilaksanakan. Verification and Documentation bertujuan untuk memverifikasi dan menghitung hasil akhir dari keseluruhan proses pembongkaran LNG oleh pihak yang berwenang serta semua persyaratan dokumen yang harus dilengkapi guna menyamakan persepsi dan data untuk kemudian di periksa bersama oleh berbagai pihak seperti: Kapten kapal, Manajer PT. X, dan pihak-pihak terkait lainnya.

#### **12.10.13 Closing Meeting**

Closing Meeting dilakukan setelah semua dokumen dinyatakan valid dan lengkap yang dihadiri oleh Kapten kapal, Manager PT. X, serta pihak-pihak terkait lainnya untuk membahas dan menyepakati data yang didapat setelah proses kegiatan pembongkaran LNG serta rencana kapal LNG lepas sandar dari Terminal LNG Tanjung Emas.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB XIII

### KESIMPULAN

#### **13.1 Kesimpulan**

Berdasarkan hasil penilaian risiko pada aktivitas bongkar muat LNG di Terminal LNG Tanjung Emas Semarang didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. Hasil identifikasi bahaya berdasarkan HAZOP yang dilakukan pada aktivitas bongkar muat ini memiliki potensi terjadinya kebakaran dan ledakan. Bahaya kebakaran dan ledakan yang dapat terjadi pada proses bongkar muat LNG adalah *jet fire, flash fire, vapor cloud explosion dan gas dispersion*.
2. Hasil analisa frekuensi menggunakan FTA dilakukan pada 4 node dengan 5 skenario kebocoran setiap nodenya. Frekuensi yang paling besar terjadi terletak pada node 1 skenario 1 mm dengan nilai 1,04E-02. Hasil analisa menggunakan ETA dilakukan pada 4 skenario bahaya *yaitu jet fire, flash fire, vapor cloud explosion dan gas dispersion*. Nilai frekuensi paling besar terjadi pada scenario bahaya jet fire sebesar 1,56E-03 pada node 1 skenario 1 mm.
3. Hasil analisis konsekuensi menggunakan *fire modelling* yang paling besar jumlah kematian adalah kondisi *vapor cloud explosion* pada node 1, dengan jumlah kematian 18 orang.
4. Hasil dari pemetaan risiko menggunakan f-N curve menunjukkan 10 scenario bahaya terletak pada kondisi unacceptable, maka dilakukan mitigasi untuk menurunkan level risiko menjadi ALARP ataupun acceptable. Besar risiko individu per tahun (*Individual Risk Per Annum-IRPA*) untuk pekerja pada Terminal LNG Tanjung Emas menunjukkan bahwa nilainya masih berada pada daerah risiko ALARP. Keseluruhan estimasi PLL dari semua bahaya ledakan dan kebakaran pada Terminal LNG Tanjung Emas adalah 6,77E-04 per tahun dan setelah dilakukan rekomendasi mitigasi turun menjadi 2,14E-05 per tahun
5. Mitigasi yang dilakukan menggunakan LOPA dengan menambahkan *safeguard* berupa *gas detector, pressure alarm, dan temperature alarm* sehingga nilai frekuensi berkurang. Rekomendasi Mitigasi dengan efisiensi tertinggi adalah penambahan instrument temperature alarm pada case 4 yaitu Flash Fire node 1 lubang kebocoran 10 mm dengan nilai GCAF sebesar 6,94.E+05

#### **13.2 Saran**

Penilaian risiko yang telah dilakukan pada Terminal LNG Tanjung Emas Semarang menghasilkan saran sebagai berikut:

1. Pada saat melakukan identifikasi masalah seharusnya dilakukan oleh tim yang sudah professional dan bersertifikat. Selain itu juga harus dilakukan diskusi dengan pihak pemilik perusahaan. sehingga hasil dari identifikasi bahaya bisa tervalidasi dengan baik

2. Perlu dilakukan analisis lebih detail dan aktual yang melibatkan faktor peralatan dan manusia.
3. Analisa konsekuensi menggunakan *fire modelling software* dapat dikembangkan dengan penggunaan software terkini dengan menggunakan *layout terminal* kondisi *real* sehingga hasil dari analisa frekuensi lebih akurat dan dapat dilakukan perbandingan
4. Mitigasi yang diberikan pada penelitian ini dapat dijadikan pertimbangan untuk mengurangi frekuensi yang mungkin terjadi pada perusahaan dengan validasi nilai GCAF

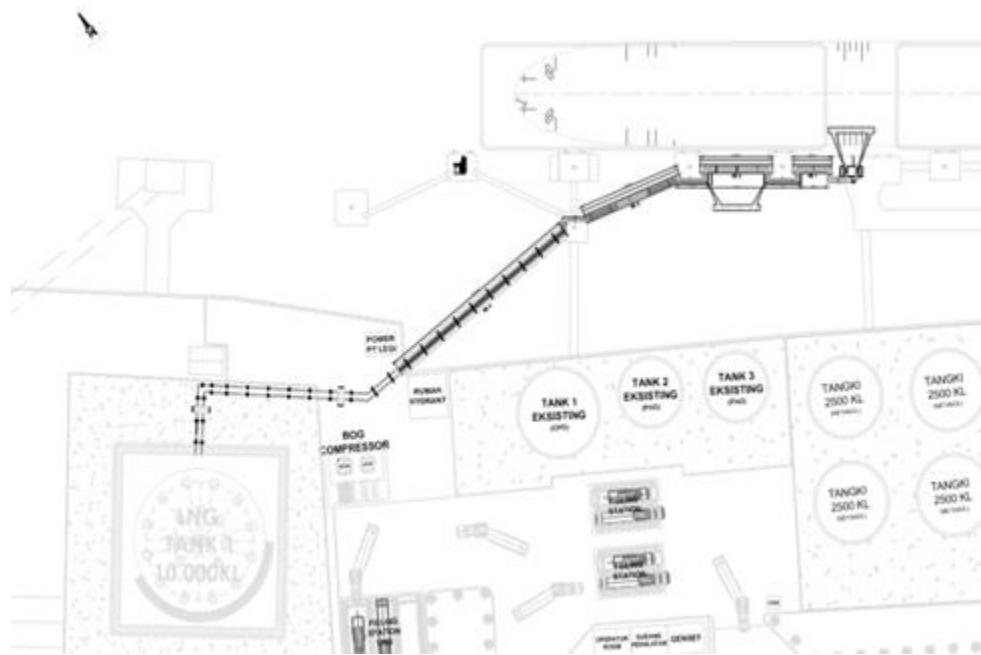
## DAFTAR PUSTAKA

- Artana, K. B, A.A Bagus Dinariyana. 2013. Teori Keandalan Sistem dan Aplikasinya. Surabaya: Guna Widya
- Artana K.B, Dinariyana, A.A.B, Ariana, I.M, Sambodhio, K., 2013. Penilaian Resiko Pipa Gas Bawah Laut. Surabaya. Guna Widya
- Baskoro, D.H., 2019. Penilaian Risiko Potensi Kebakaran dan Ledakan Pada Floating Regasification Unit (FSRU). Surabaya. FTK-ITS
- British Standart. 2001. *Hazard and operability studies (HAZOP studies)-Application guide.* United Kingdom: International Electrotechnical Commission.
- Badan Pengkajian dan Penerapan Teknologi, 2019. Outlook Energi Indonesia. Jakarta. Pusat Teknologi Pengembangan Sumber Daya Energi
- Center for Chemical Process Safety. (2001). Layers of Protection Analysis Simplified Process Risk Assessment. New York, United States: American Institute of Chemical Engineers.
- Center For Chemical Process Safety. (2000). Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis (2nd Edition ed.).New York,United States Of AmericaAmerican Institute of Chemical Engineers
- Chiara Vianello, G. M. 2014. Risk Analysis of LNG Terminal: Case Study. Chemical Engineering Transactions
- F-N Curve UK Offshore 1991, f-N Curve Plot Standard. London, United Kingdom
- Heidari, P.A., 2014. Quantitative Risk Assessment in Iran's Natural Gas Distribution Network. Sharif University of Technology
- Koliopoulos, T. 2017. FSU Terminal Risk Assesment . Cynergy Project
- Kontovas, Christos A. 2006. Formal Safety Assessment:A Critical Review and Ways to Strengthen it and Make it More Transparent. Liverpool John Moores University
- Munir M. 2013. Fire Risk Assessment Of Gas Lequifaction Process In FLNG Unit. Surabaya. FTK-ITS
- Nolan, D. P., 2011. Handbook of Fire and Explosion Protection Engineering Principles. United Kingdom: Elsevier.
- OREDA - Offshore Reliability Data Handbook ( Vol. 4 ). ( n.d. ). Norway: OREDA Participants
- Pratama, Raditya Hendra. 2009. Risk Assessment Tanker LNG dalam Studi Kasus Supply LNG dari Ladang Tangguh ke Teluk Benoa Bali. Surabaya.FTK-ITS
- Sudiasih, Luh.G.M.P. 2018. Fire Risk Assessment For Conceptual Design Of FSU Jayapura. Surabaya.FTK-ITS
- Soegiono, Ketut Buda Artana.2013. Transportasi LNG Indonesia. Surabaya: Airlangga University Press
- Tin, Huynh Trung. 2014. Application of Quantitative Risk Assessment Approach On Offshore Oil & Gas Industry. Ho Chi Minh City University of Technology
- Willey, Ronald. J. 2014. Layer of Protection Analysis. Boston. Northeastern University
- .

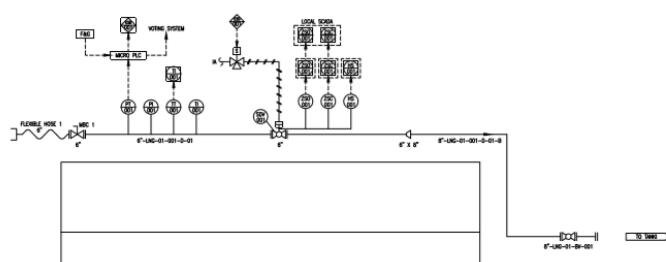
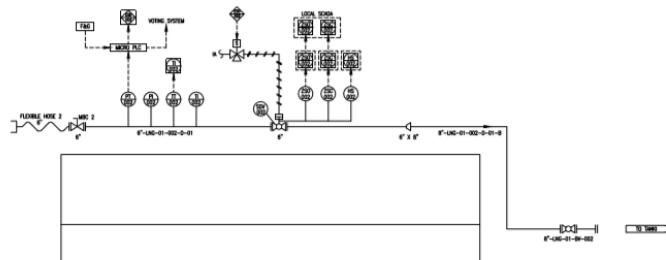


**LAMPIRAN**

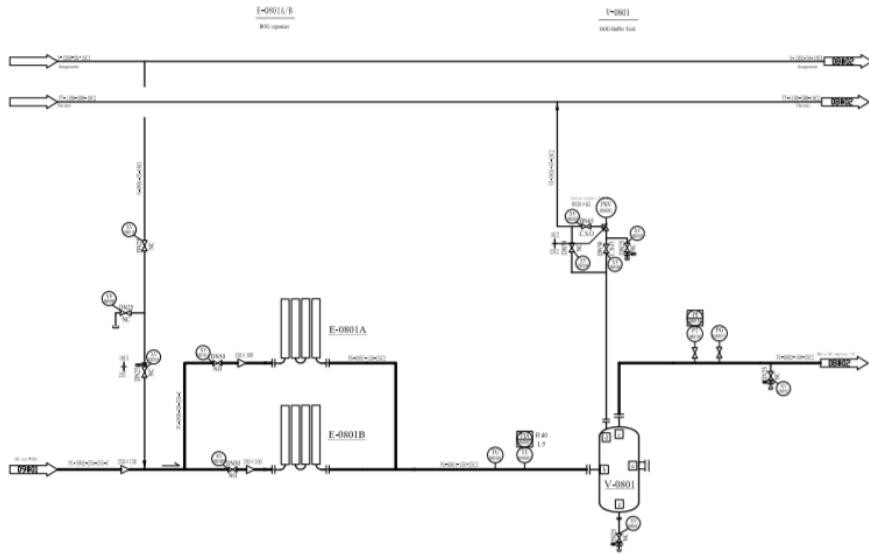
**LAMPIRAN I : LAYOUT DAN P&ID TERMINAL LNG**



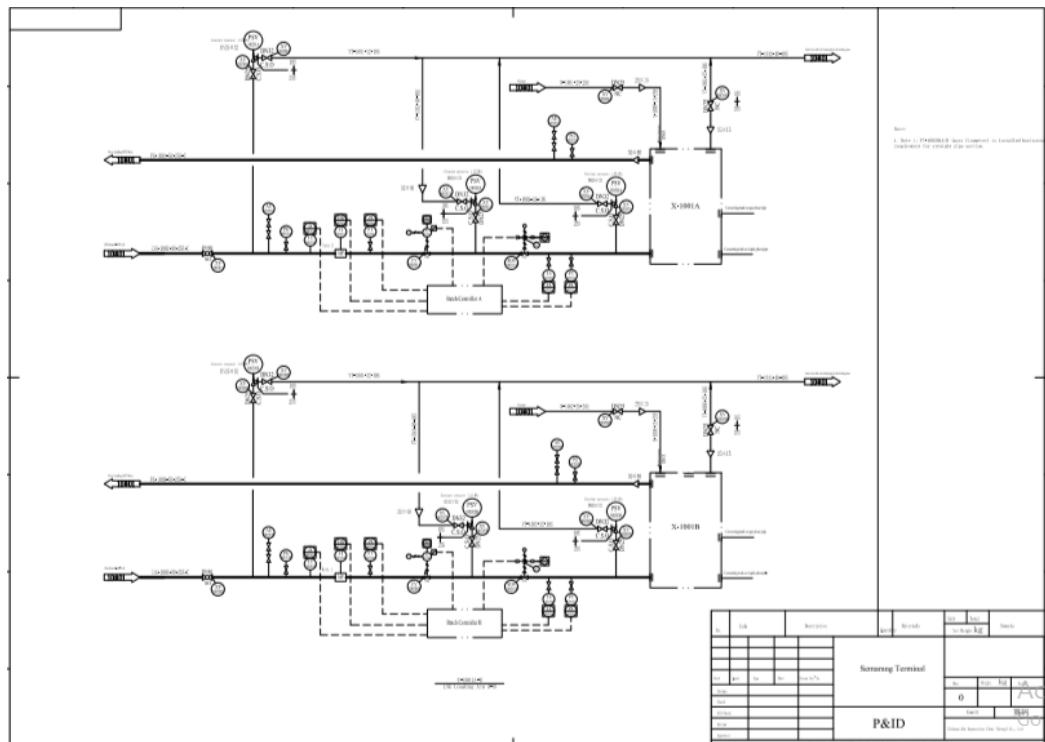
Layout Terminal LNG Tanjung Emas Semarang



### P&ID manifold to storage tank



### P&ID CNG Compressor



### P&ID Filling Station

**LAMPIRAN II : HAZARD & OPERABILITY (HAZOP)**

Study title		NODE 1					
Drawing no							
Team Composition							
Part considered		Flexible Hose and crossover					
Design Intenet	Fluid : LNG			Destination Tank: Storage Tank		Sheet of 1 of 1	
	Source : LNG Carrier			Temperature: -160		Pressure :	
No	Guide Word	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required
1	No	No Flow	Gate Valve is blocked	Tidak ada supply LNG dari LNG Carrier ke Storage Tank	Install Flowmeter	Not acceptable	Check kondisi valve dan flowmeter sebelum beroperasi
			Specange Flange is closed				
			Ball Valve 3 & 4 are blocked				
		No Pressure	Pipe is cracked	Kebocoran sistem yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	None	Not acceptable	Melakukan monitoring terhadap kondisi pipa secara berkala
2	Less	Less Flow	Ball Valves are opened	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Pressure indicator ( PI 002 ) and pressure transmitter ( PT 002 )	Not acceptable	Check kondisi valve dan flowmeter sebelum beroperasi
			Ball valves are cracked	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mengirimkan informasi ke pressure indicator	Pressure indicator ( PI 002 ) and pressure transmitter ( PT 002 )		
3	More	More Temperature	External Heat	Hasil BOG meningkat	Temperature indicator ( TI 001 )	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
		More Pressure	Ball Valves are blocked	Menyebabkan overpressure yang dapat memicu kebakaran dan ledakan	Pressure indicator ( PI 002 ) and pressure transmitter ( PT 002 )		
4	As well as	As well as corrosion	Environment condition and age of the pipe ( LNG-01-002-D-01)	Kebocoran pipa dan gas release	None	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
5	Other than	Other than distination	System Valves are cracked	Gas release yang memicu ledakan dan kebakaran	None	Not acceptable	Periksa kondisi equipment sebelum beroperasi

## HAZOP Worksheet Node 1

Study title		NODE 2					
Drawing no							
Team Composition							
Part considered		Flexible Hose and crossover					
Design Intent		Fluid : LNG Source : LNG Carrier			Destination Tank: Storage Tank Temperature: -160		Sheet of 1 of 1 Pressure :
No	Guide Word	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required
1	No	No Flow	Gate Valve is blocked	Tidak ada supply LNG dari LNG Carrier ke Storage Tank	Install Flowmeter	Not acceptable	Check kondisi valve dan flowmeter sebelum beroperasi
			Specange Flange is closed				
			Ball Valve 3 & 4 are blocked				
2	Less	Less Flow	Pipe is cracked	Kebocoran sistem yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	None	Not acceptable	Melakukan monitoring terhadap kondisi pipa secara berkala
			No Pressure	System leakage	Pressure Gauge ( PG002 )	Not acceptable	Meakukan monitoring dan perawatan secara berkala terhadap equipment
			Ball Valves are opened	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Pressure indicator ( PI 002 ) and pressure transmitter ( PT 002 )	Not acceptable	Check kondisi valve dan flowmeter sebelum beroperasi
3	More	More Temperature	Ball valves are cracked	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mengirimkan informasi ke pressure indicator	Pressure indicator ( PI 002 ) and pressure transmitter ( PT 002 )	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
			External Heat	Hasil BOG meningkat	Temperature indicator ( TI 001 )	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
			More Pressure	Menyebabkan overpressure yang dapat memicu kebakaran dan ledakan	Pressure indicator ( PI 002 ) and pressure transmitter ( PT 002 )	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
4	As well as	As well as corrosion	Environment condition and age of the pipe ( LNG-01-002-D-01)	Kebocoran pipa dan gas release	None	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
5	Other than	Other than distination	System Valves are cracked	Gas release yang memicu ledakan dan kebakaran	None	Not acceptable	Periksa kondisi equipment sebelum beroperasi

## HAZOP Worksheet Node 2

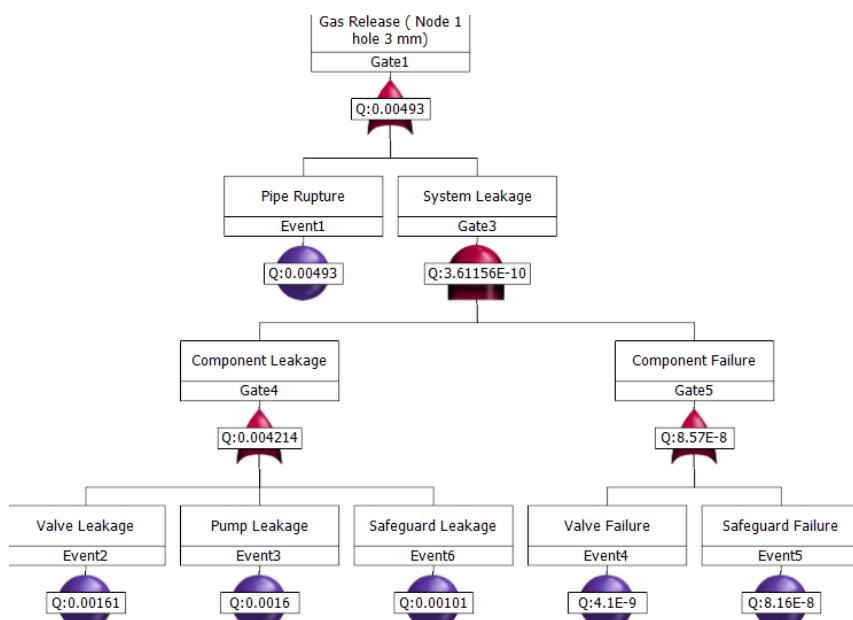
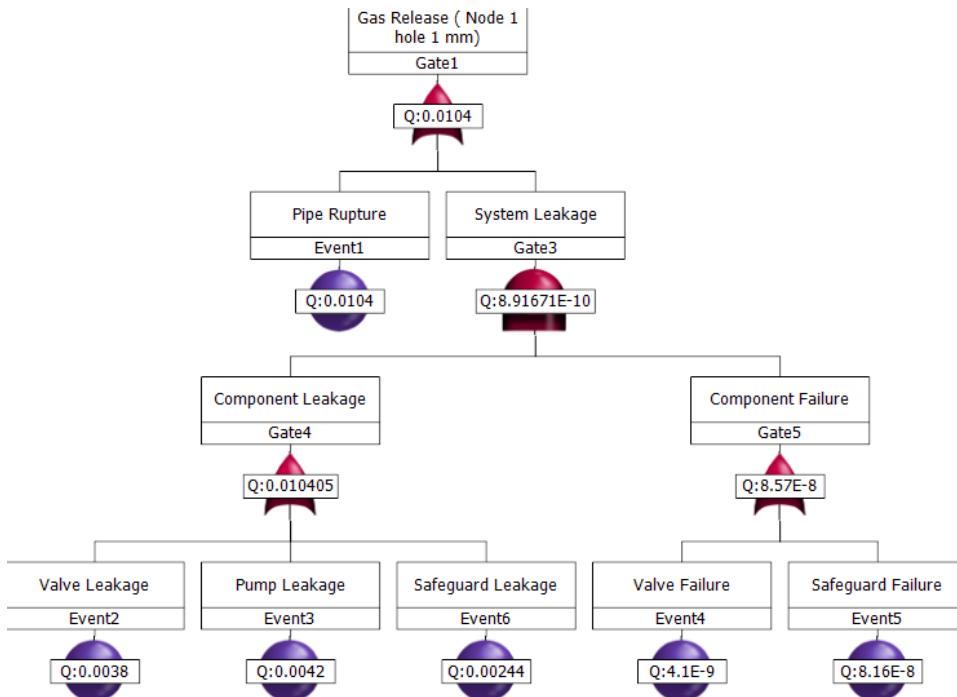
Study title		NODE 3					
Drawing no							
Team Composition							
Part considered		BOG Compress to CNG					
Design Intent		Fluid : Boil off gas			Destination Tank: CNG Compressor		Sheet of 1 of 1
		Source : Storage Tank			Temperature: -160 C		Pressure :
No	Guide Word	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required
1	No	No Flow	Gate Valves are blocked (XV080101 A & XV080101 B)	Tidak ada transfer BOG ke Vaporizer	Install flowmeter	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan valve secara berkala
			Ball Valves are blocked (XV080301 & XV030802)	Tidak ada transfer BOG ke CNG Compressor		Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan valve secara berkala
			Pipe line is cracked (PG-0902-250-25S-C)	Tidak ada transfer BOG ke CNG Compressor dan kebocoran dapat memicu ledakan dan kebakaran		Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan pipa secara berkala
2	Less	Less Flow	Gate Valves are cracked (XV080101 A & XV080101 B)	Berkurangnya transfer BOG ke Vaporizer dan kebocoran dapat memicu ledakan dan kebakaran	Install flowmeter	Not acceptable	Periksa kondisi valve sebelum mengoperasikan sistem dan saat beroperasi secara berkala
			Ball Valves are cracked (XV080301 & XV030802)	Berkurangnya transfer BOG ke CNG Compressor dan kebocoran dapat memicu ledakan dan kebakaran		Not acceptable	Periksa kondisi valve sebelum mengoperasikan sistem dan saat beroperasi secara berkala
			Pipe line is cracked (PG-0902-250-25S-C)	Kebocoran yang dapat memicu ledakan dan kebakaran		Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan pipe line secara berkala
		Less Pressure	System Leakage	Tidak ada transfer BOG ke CNG Compressor dan kebocoran dapat memicu ledakan dan kebakaran	Pressure Transmitter (PT100201)	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
3	More	More Temperature	External heat	Densitas BOG akan berkurang dan dapat membahayakan equipment	Temperature indicator (TI100201)	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
		More Pressure	Overpressure from system	Menyebabkan overpressure yang dapat memicu kebakaran dan ledakan	Pressure Gauge and Pressure control valve (PG0801 & XV080102)	Not acceptable	Pertahankan tekanan sistem untuk mencegah ledakan
4	Reverse	Reverse Flow	System valve are blocked	Vapour release	None	Not acceptable	Periksa sistem operasi
5	Other than	Other than destination	System valves are cracked	Kebocoran pipa dan vapour release	None	Not acceptable	Periksa sistem dan kondisi equipment sebelum beroperasi
6	As well as	As well as corrosion	Environment condition and age of the pipe (PG-0902-250-25S-C)	Kebocoran pipa dan vapour release	None	Not acceptable	Periksa kondisi equipment dan perawatan secara berkala

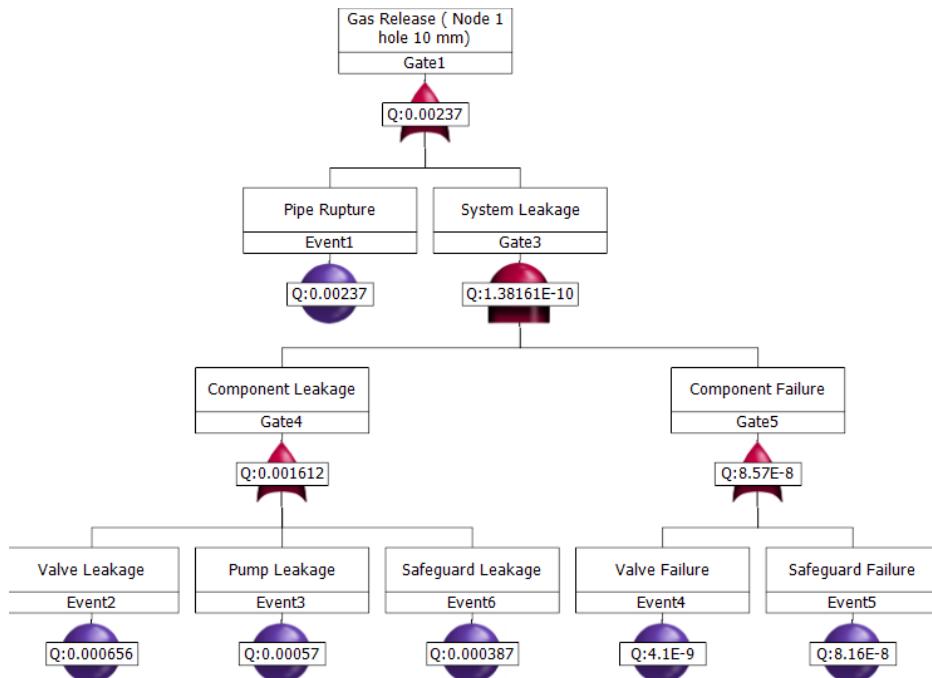
## HAZOP Worksheet Node 3

Study title		NODE 4					
Drawing no							
Team Composition							
Part considered		Filling Station					
Design Intent	Design Intent	Fluid : LNG			Destination: Tank Truck		Sheet of 1 of 1
		Source : Storage Tank			Temperature: -160 C		Pressure : 1.55 Mpa
No	Guide Word	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguard	Comments	Action Required
1	No	No Flow	Ball Valves are blocked (XV100301A/B/C/D)	Tidak ada supply LNG dari LNG Storage Tank ke Tank Truck	Flowmeter (FT 100301A/B/C/D)	Not acceptable	Check kondisi valve dan flowmeter sebelum beroperasi
			Pipe is cracked (LNG-1001-80-25S-C)	Kebocoran sistem yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Flowmeter (FT 100301A/B/C/D)	Not acceptable	Melakukan monitoring terhadap kondisi pipa secara berkala
		No Pressure	System leakage	LNG bocor yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Pressure Gauge ( PG100301A/B/C/D)	Not acceptable	Meakukan monitoring dan perawatan secara berkala terhadap equipment
2	Less	Less Flow	Ball Valves is cracked (FV100301A/B/C/D)	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Flowmeter (FT 100301A/B/C/D)	Not acceptable	Check kondisi valve dan flowmeter sebelum beroperasi
			Ball Valves are opened (FV100301A/B/C/D)	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mentransfer informasi ke pressure indicator	Flowmeter (FT 100301A/B/C/D)	Not acceptable	Check kondisi valve dan flowmeter sebelum beroperasi
3	More	More Temperature	External Heat	Hasil BOG meningkat	Temperature element ( TE100301A/B/C/D )	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
		More Pressure	Valves are blocked	Menyebabkan overpressure yang dapat memicu kebakaran dan ledakan	Pressure gauge and pressure transmitter ( PG100301 & PT100301 )	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
4	As well as	As well as corrosion	Environment condition and age of the pipe	Kebocoran pipa dan gas release	None	Not acceptable	Melakukan monitoring dan perawatan equipment secara berkala
5	Other than	Other than distination	Cracked valves	Gas release yang memicu ledakan dan kebakaran	None	Not acceptable	Periksa kondisi equipment sebelum beroperasi

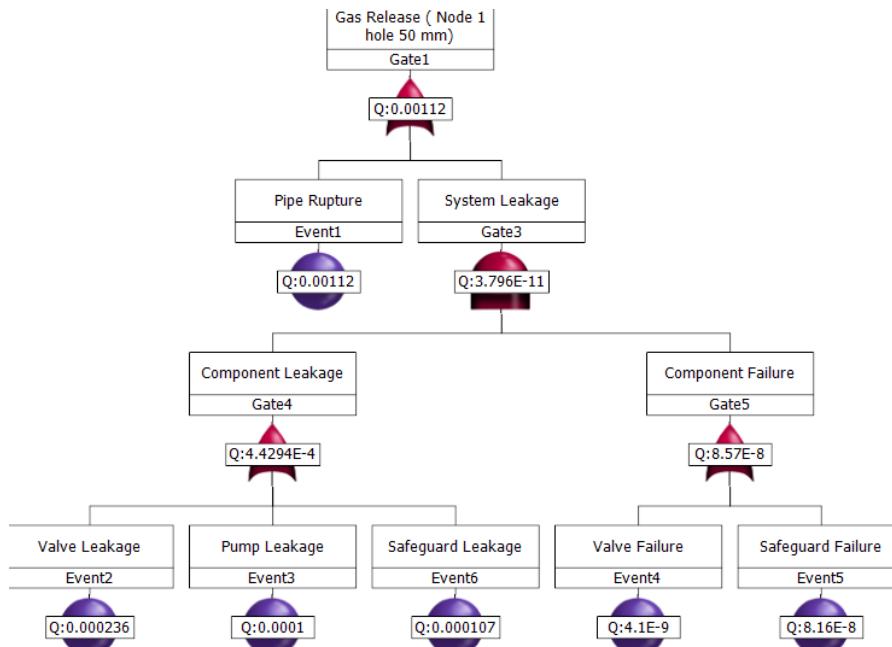
## HAZOP Worksheet Node 4

**LAMPIRAN III : FAULT TREE ANALYSIS (FTA)**

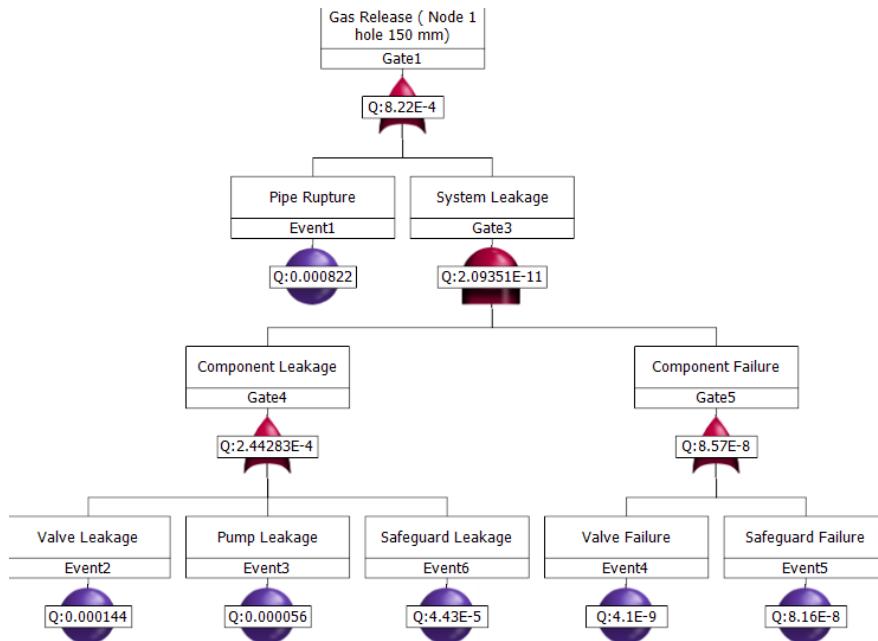
**Node 1 Skenario 3 mm**



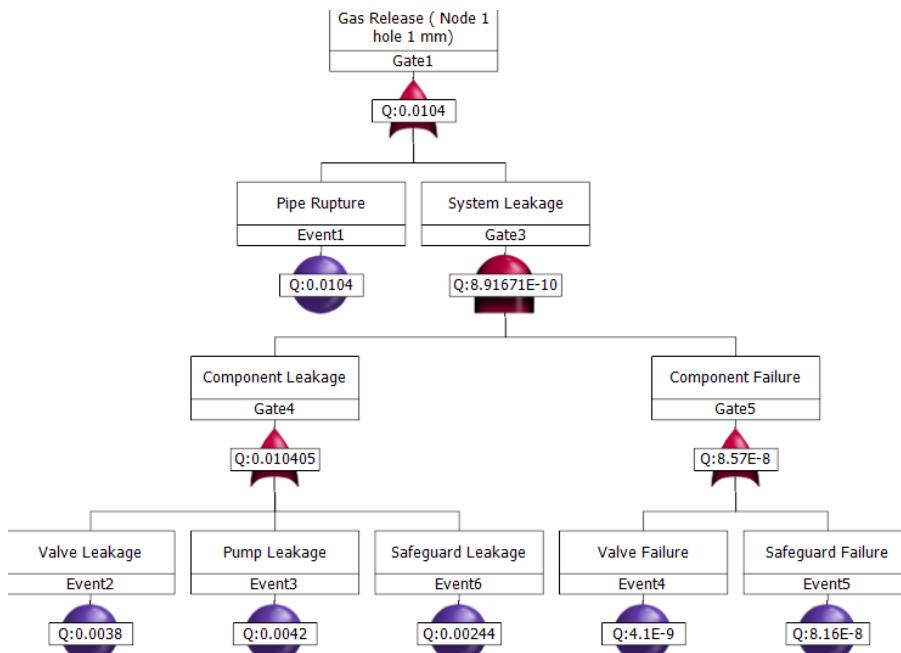
Node 1 Skenario 10 mm



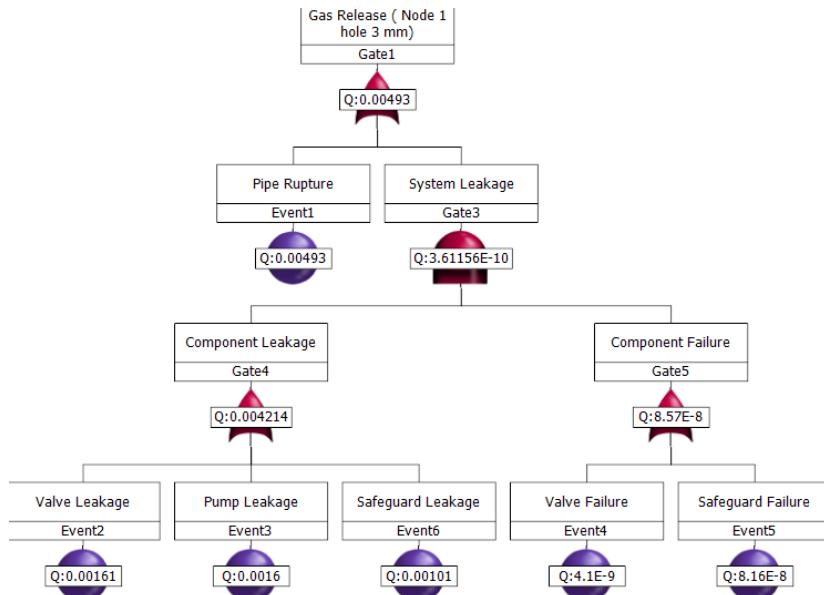
Node 1 Skenario 50 mm



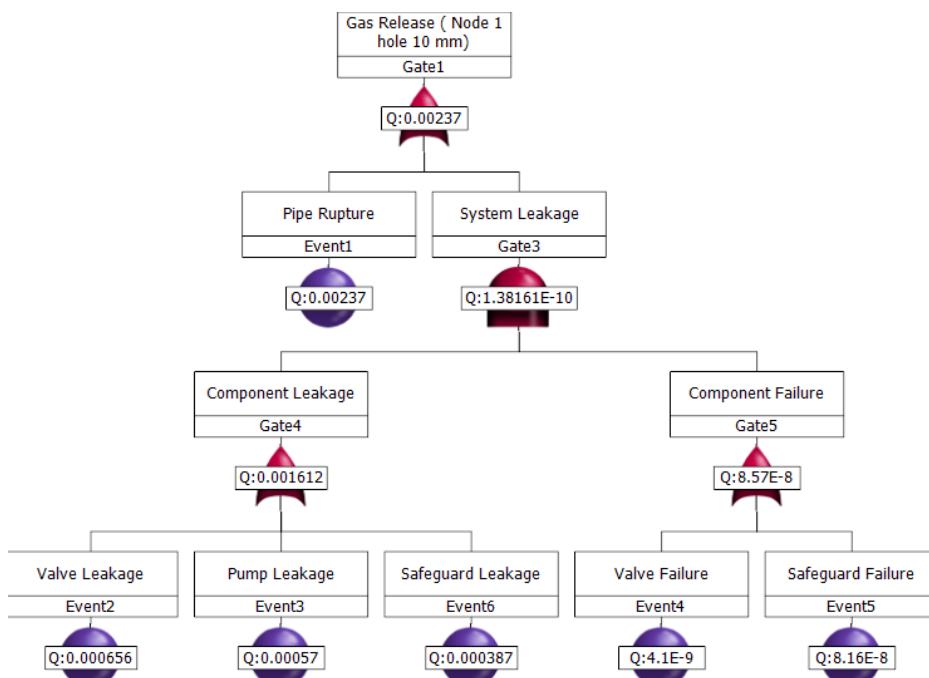
Node 1 Skenario 150 mm



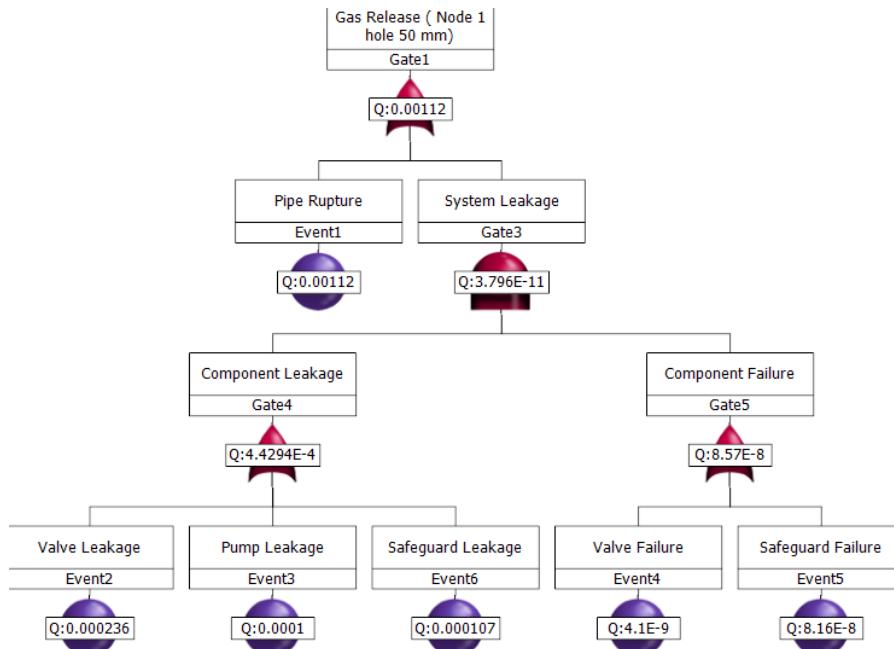
Node 2 Skenario 1 mm



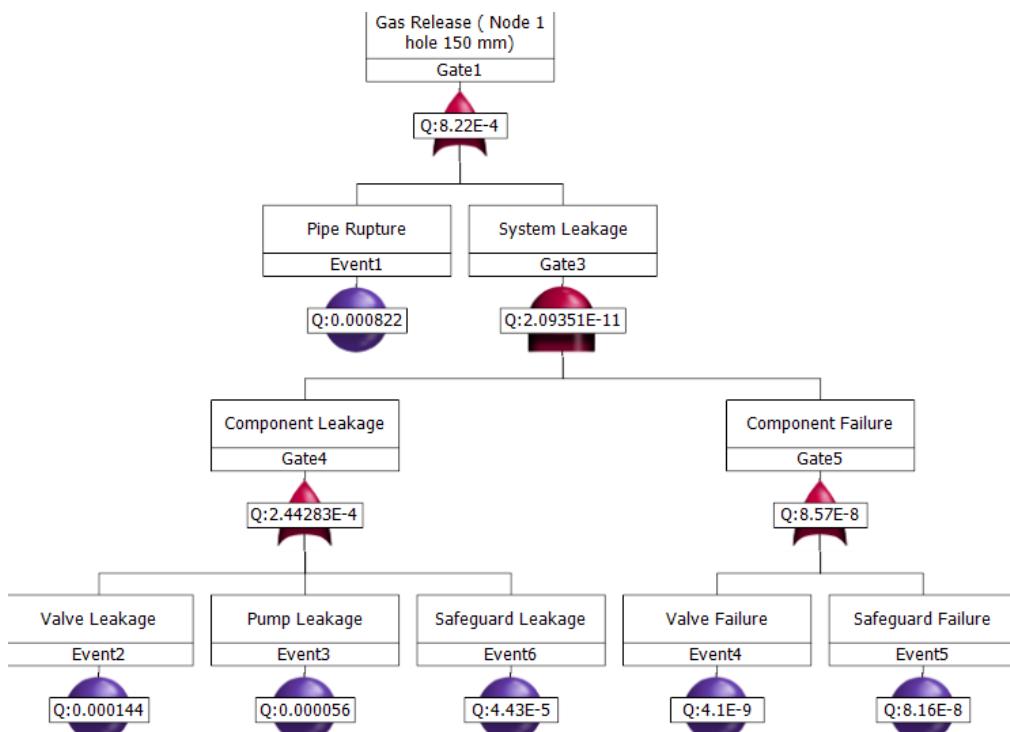
Node 2 Skenario 3 mm



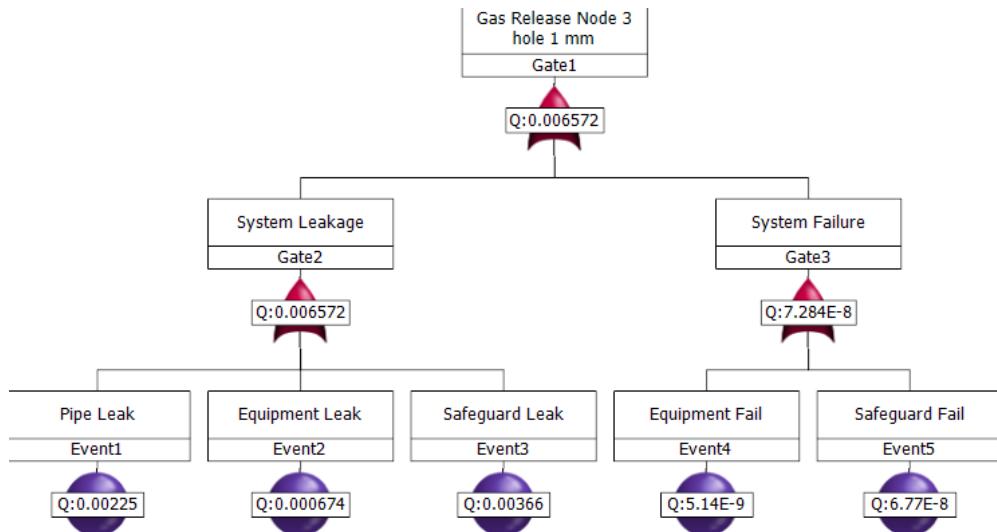
Node 2 Skenario 10 mm



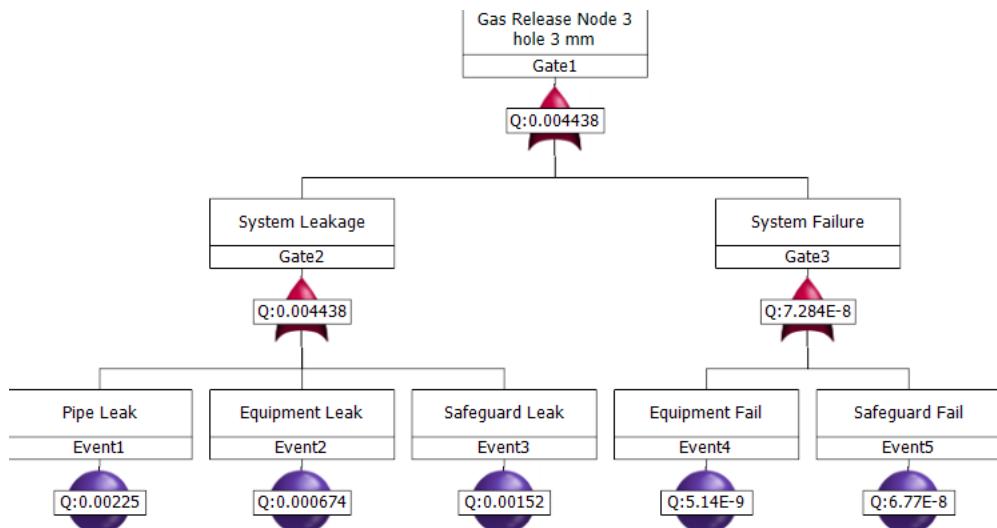
Node 2 Skenario 50 mm



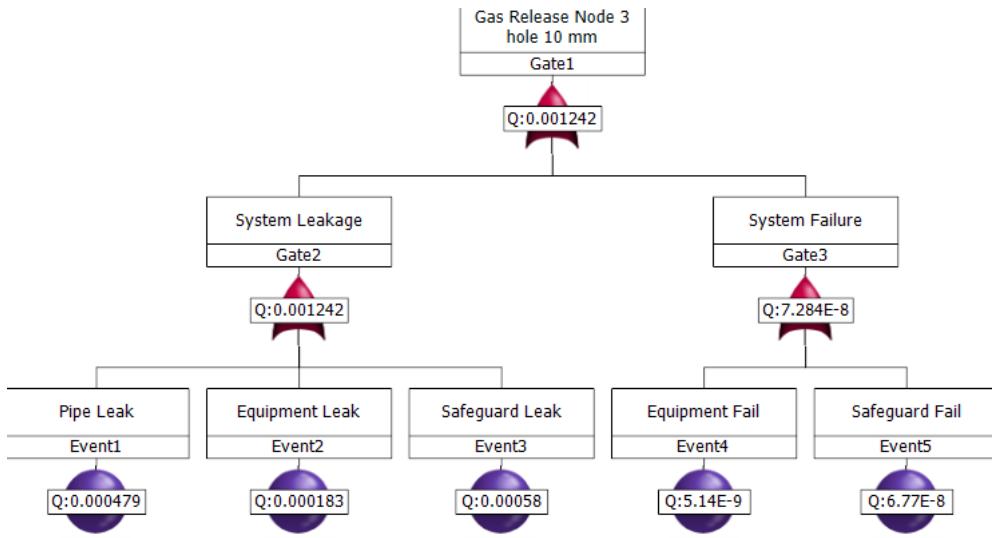
Node 2 Skenario 150 mm



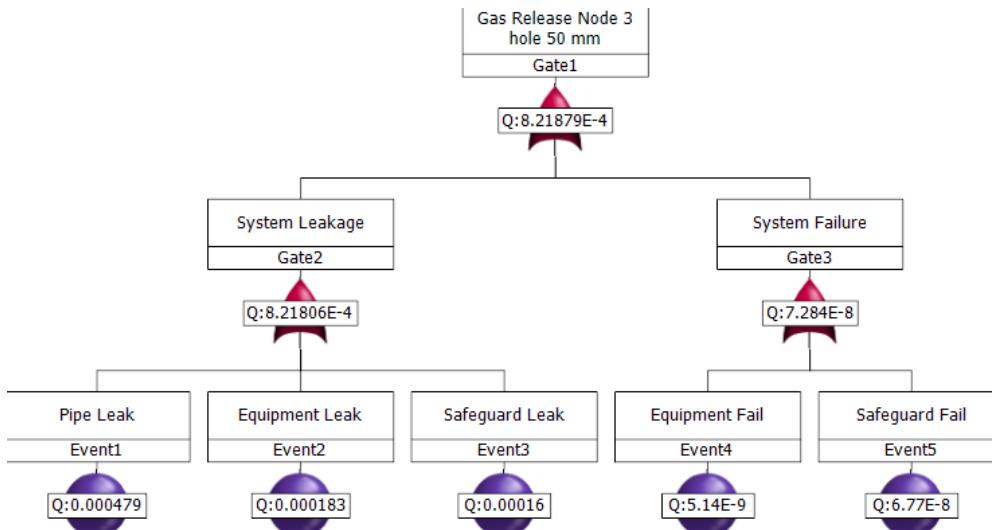
Node 3 Skenario 1mm



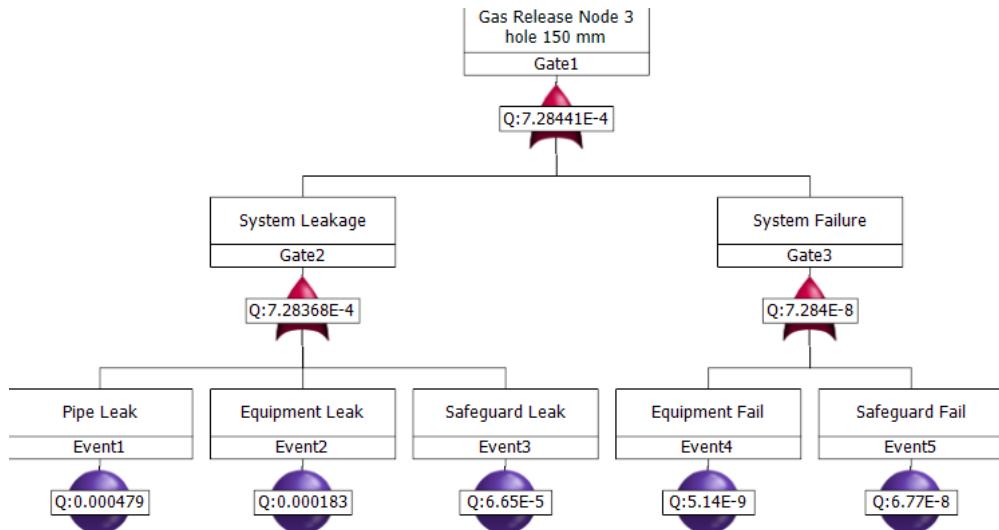
Node 3 Skenario 3mm



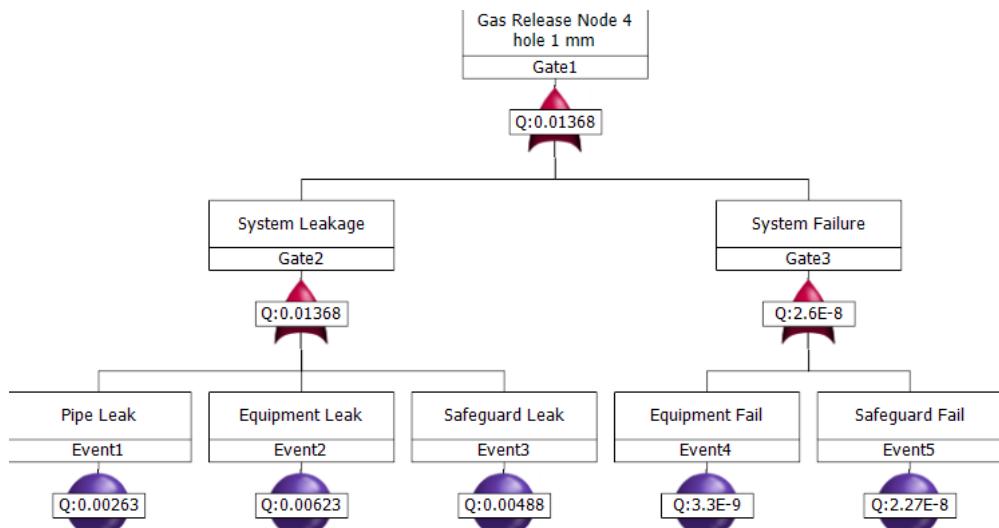
Node 3 Skenario 10mm



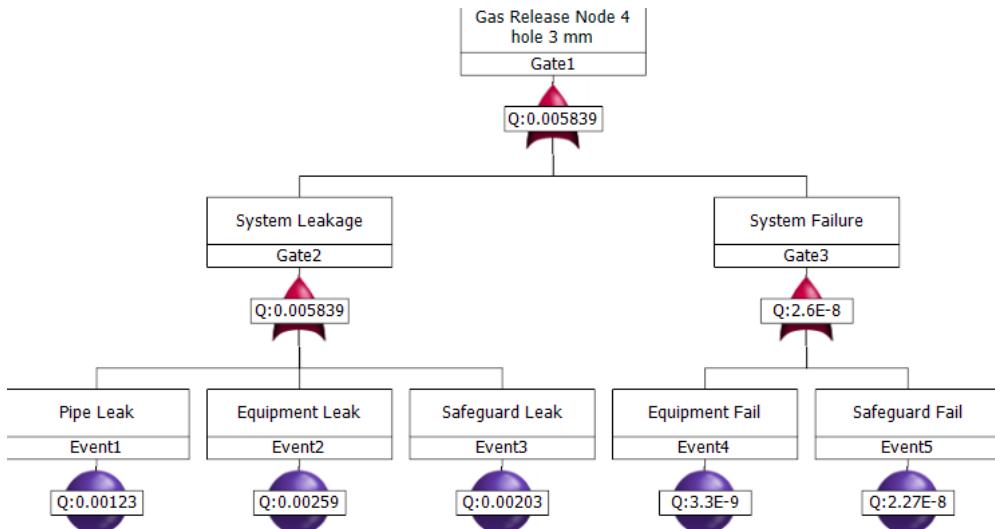
Node 3 Skenario 50mm



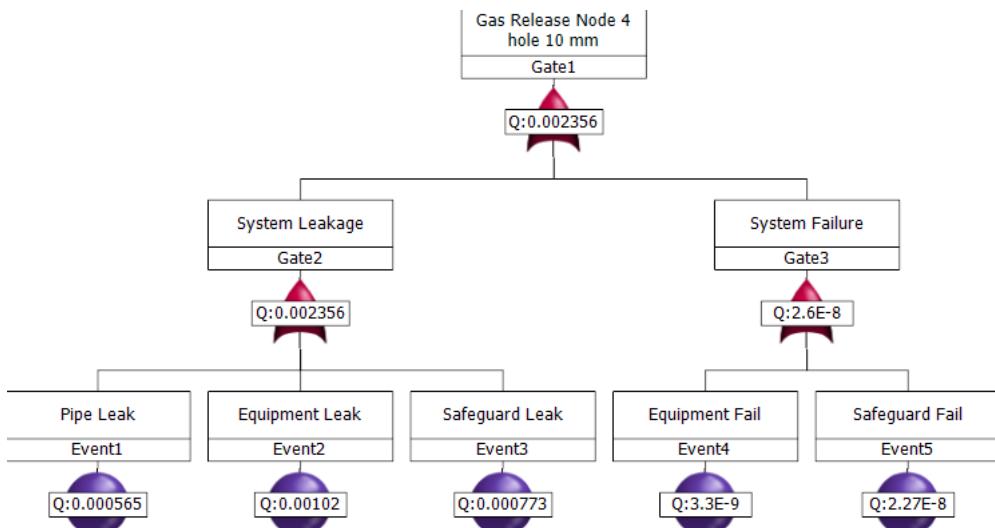
Node 3 Skenario 150mm



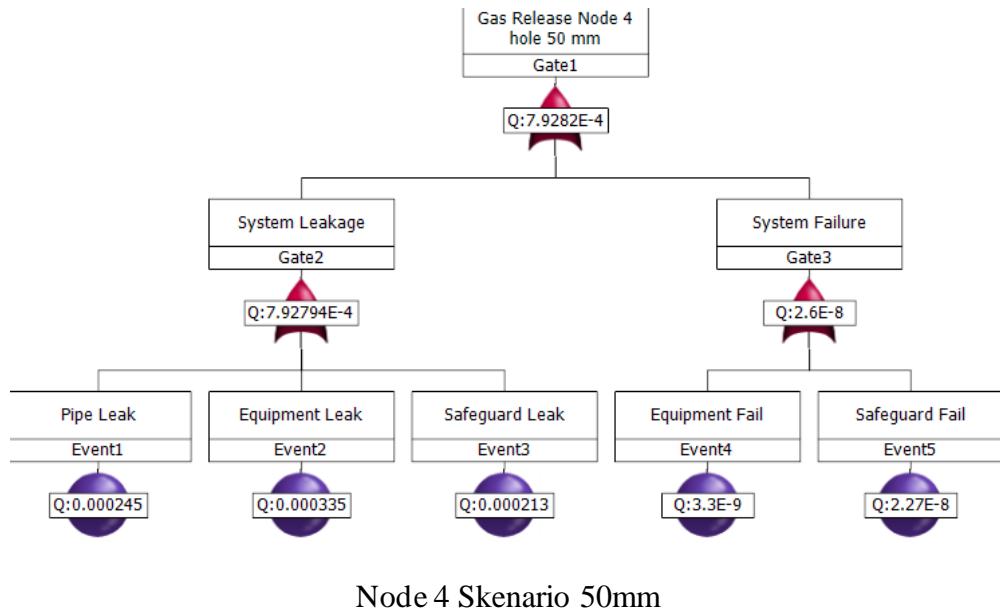
Node 4 Skenario 1mm



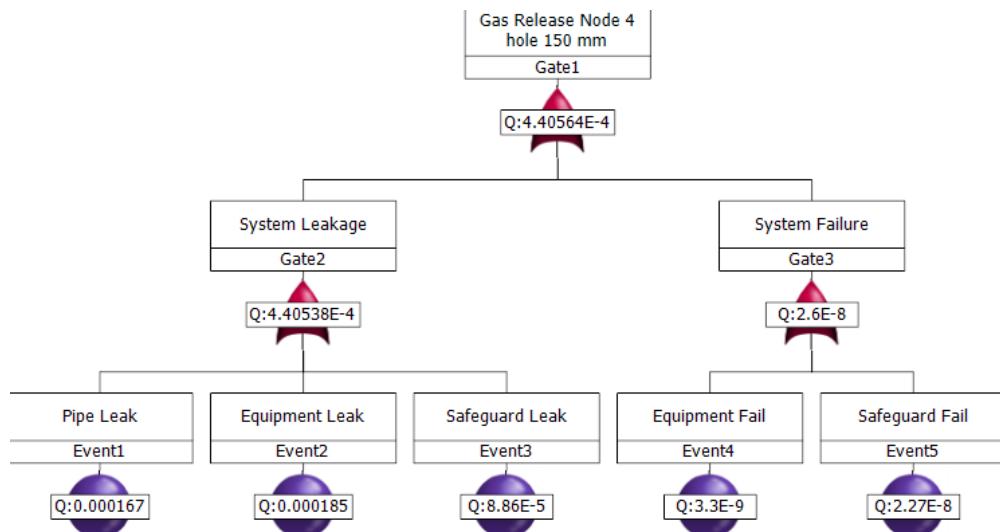
Node 4 Skenario 3mm



Node 4 Skenario 10mm

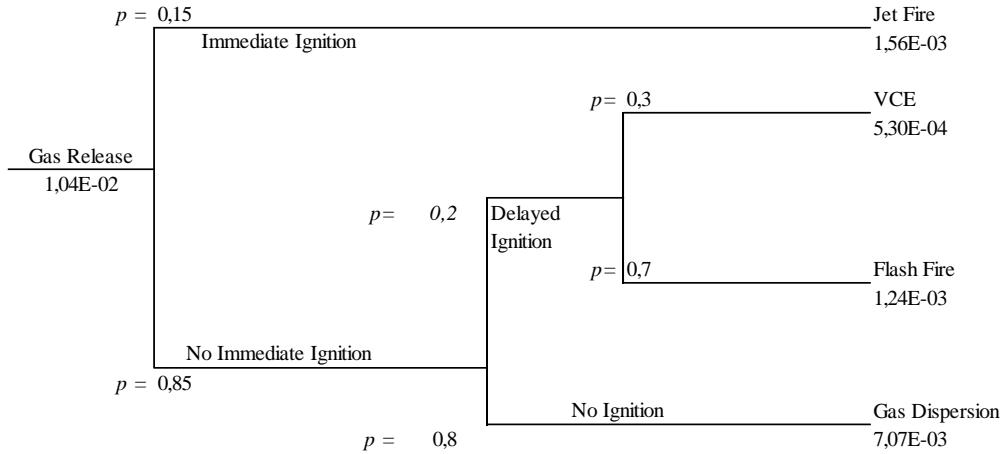


Node 4 Skenario 50mm

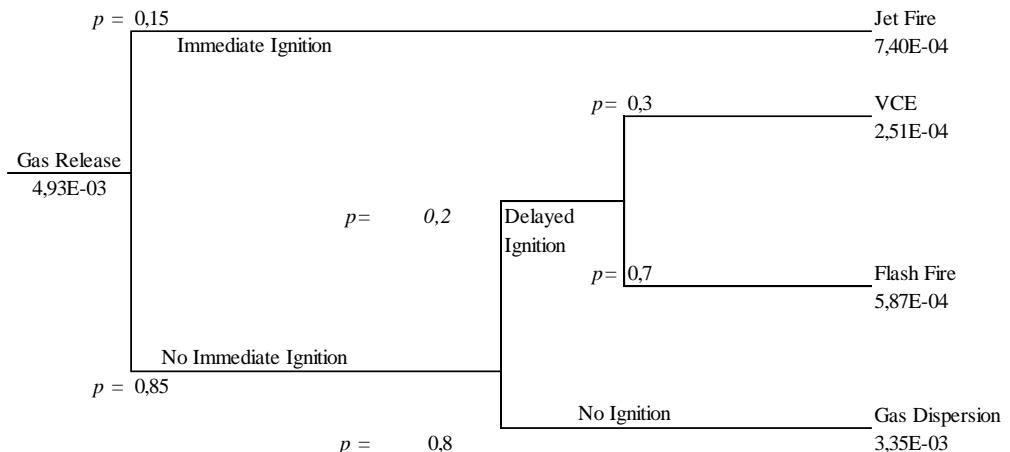


Node 4 Skenario 150mm

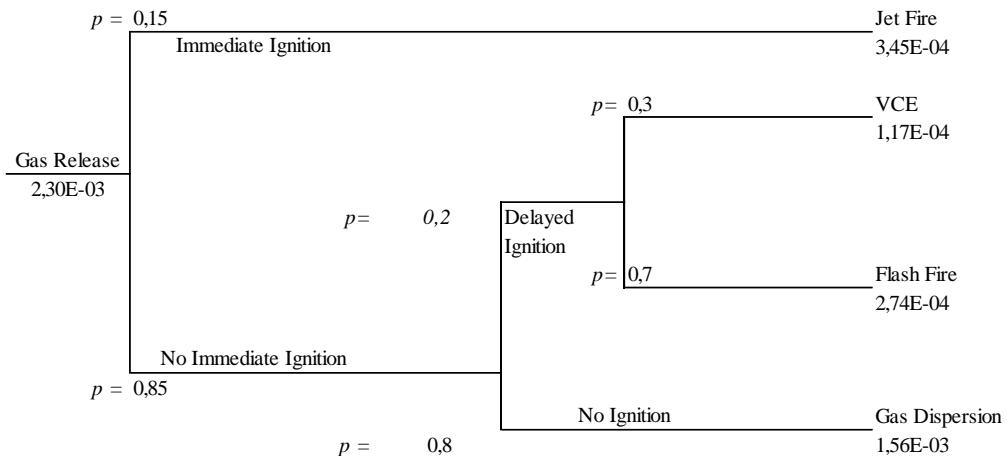
**LAMPIRAN IV : EVENT TREE ANALYSIS (ETA)**



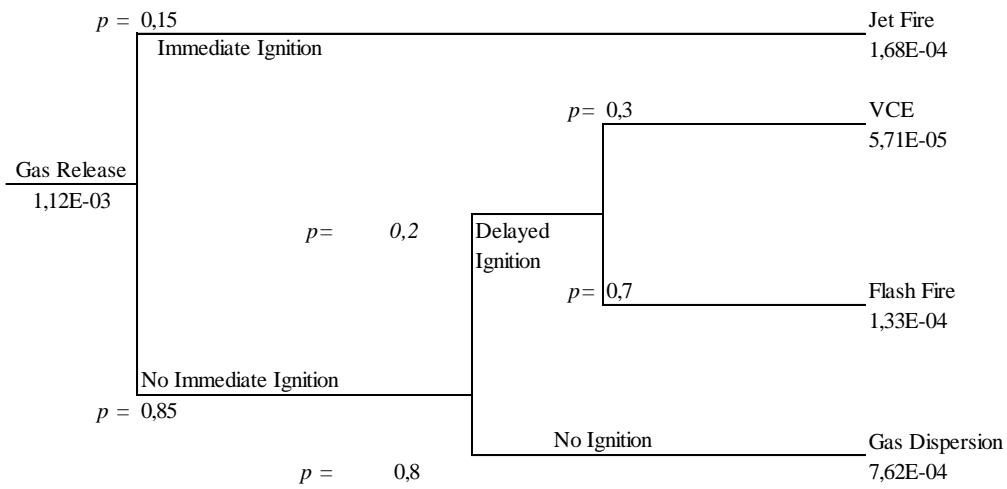
Node 1 Skenario 1 mm



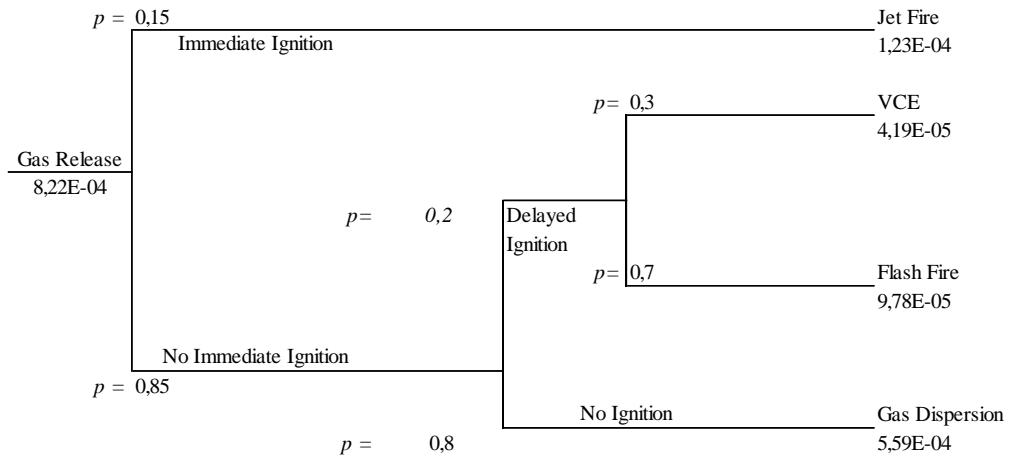
Node 1 Skenario 3 mm



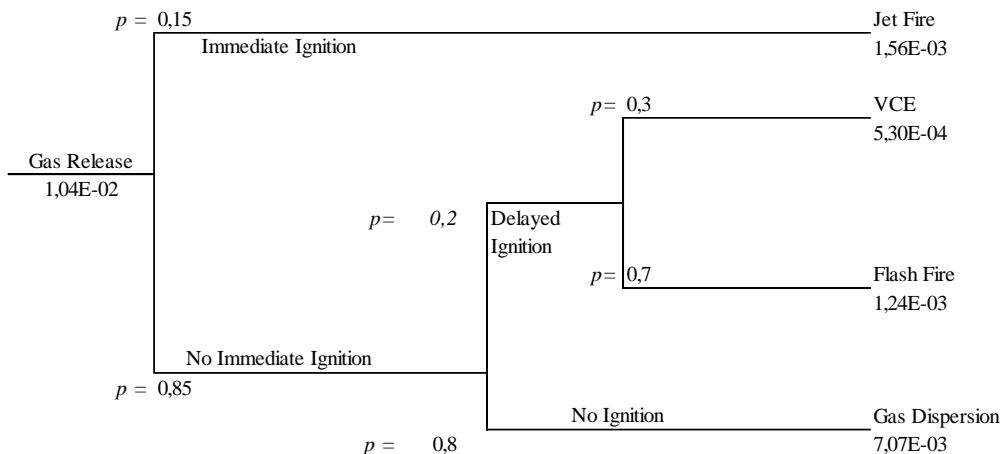
Node 1 Skenario 10 mm



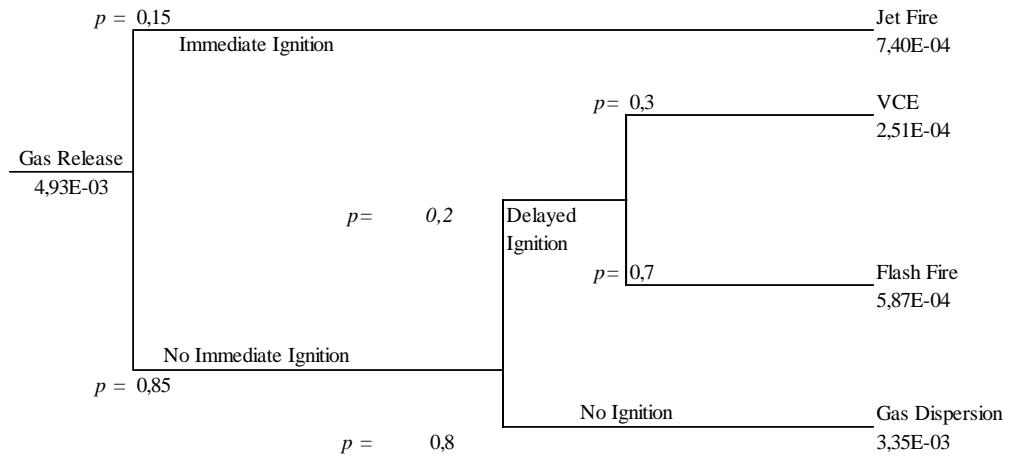
Node 1 Skenario 50 mm



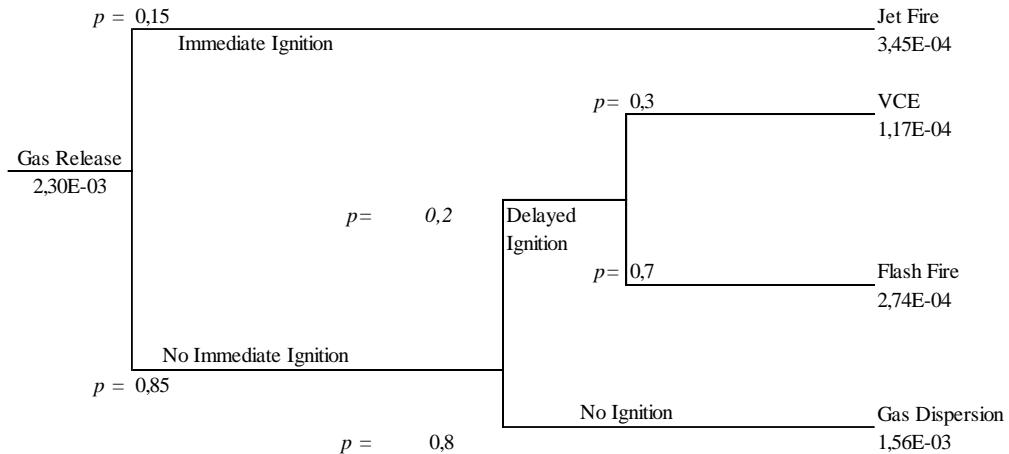
Node 1 Skenario 150 mm



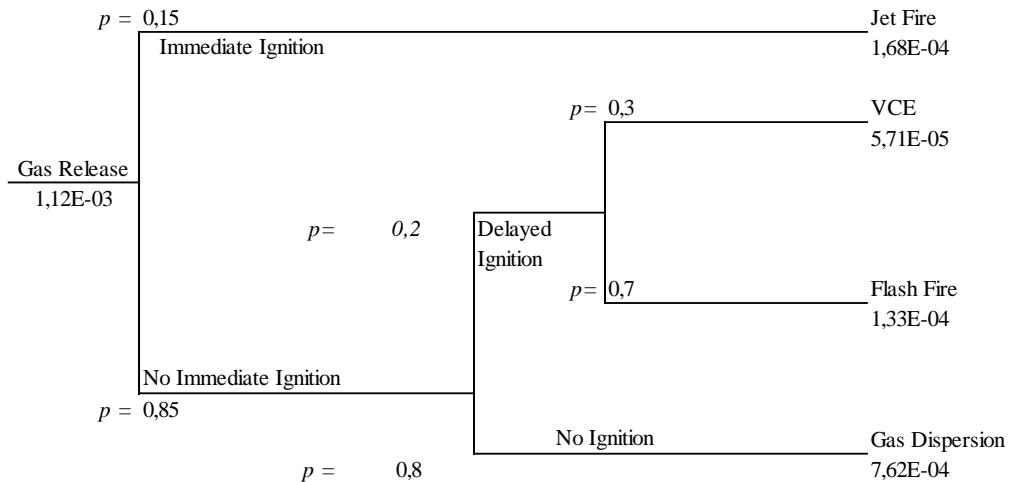
Node 2 Skenario 1 mm



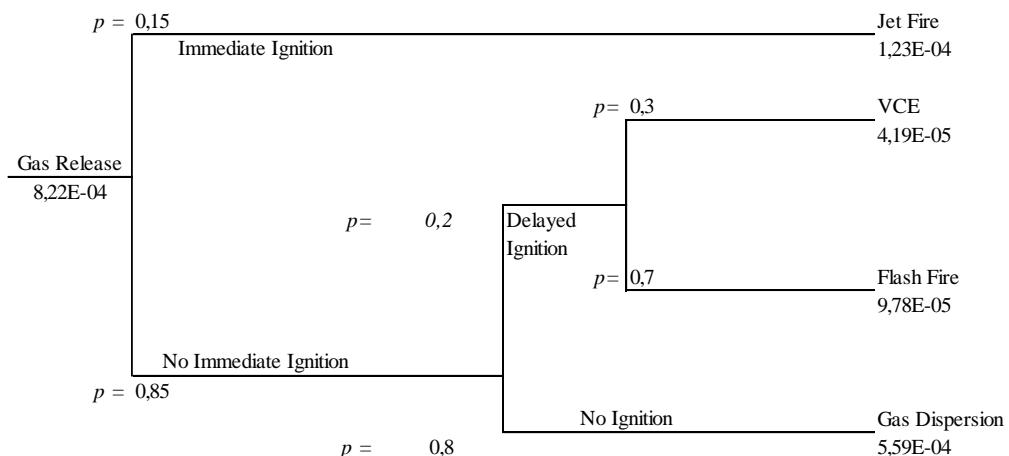
Node 2 Skenario 3 mm



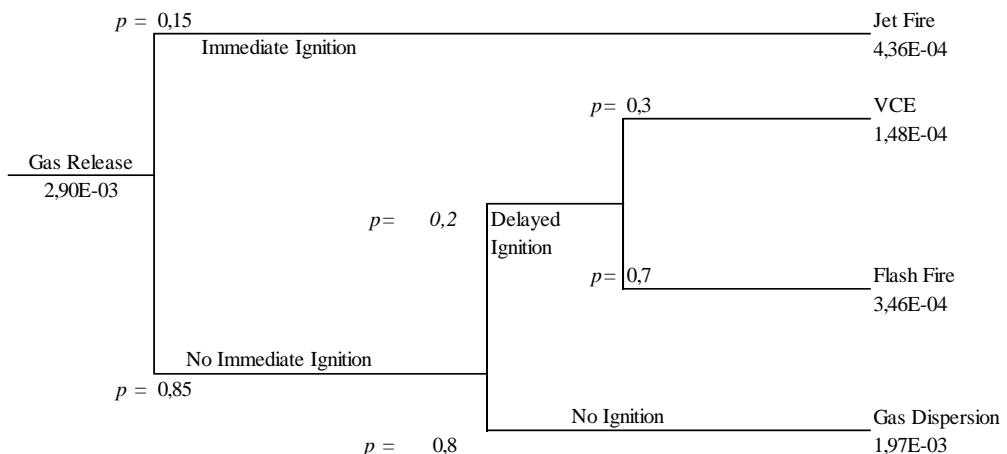
Node 2 Skenario 10 mm



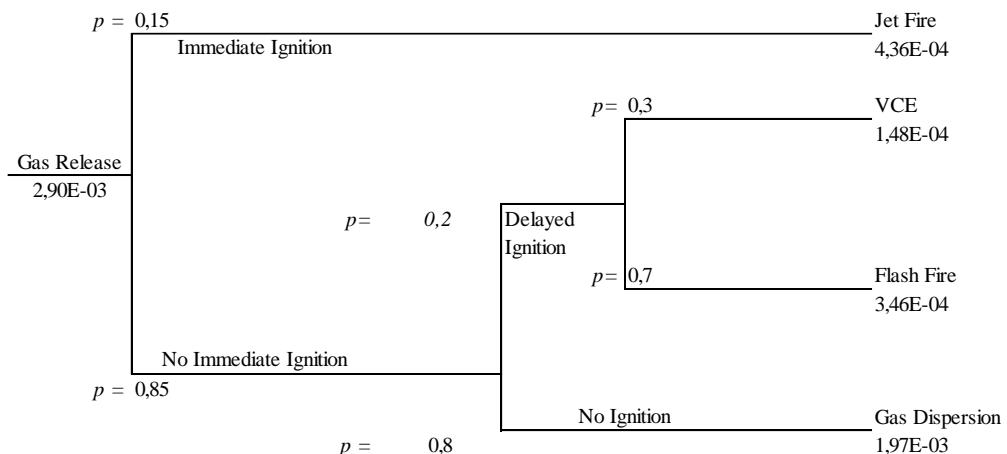
Node 2 Skenario 50 mm



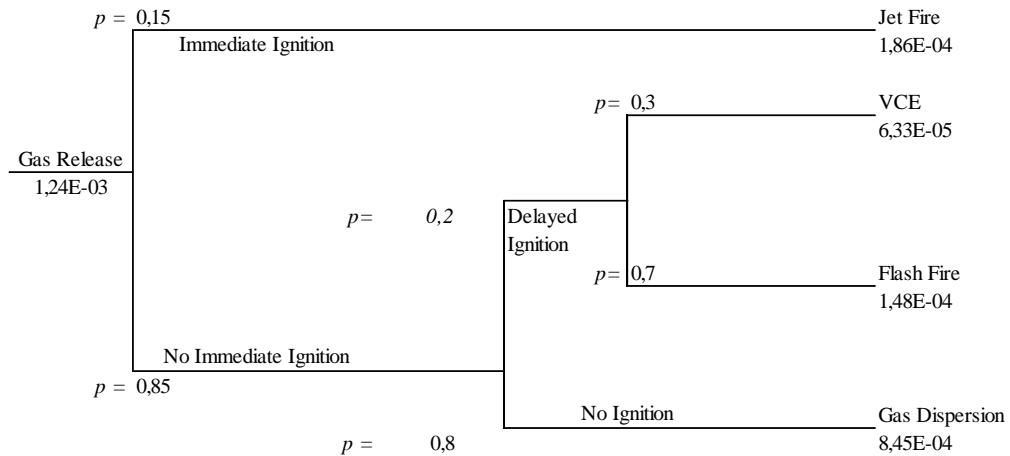
Node 2 Skenario 150 mm



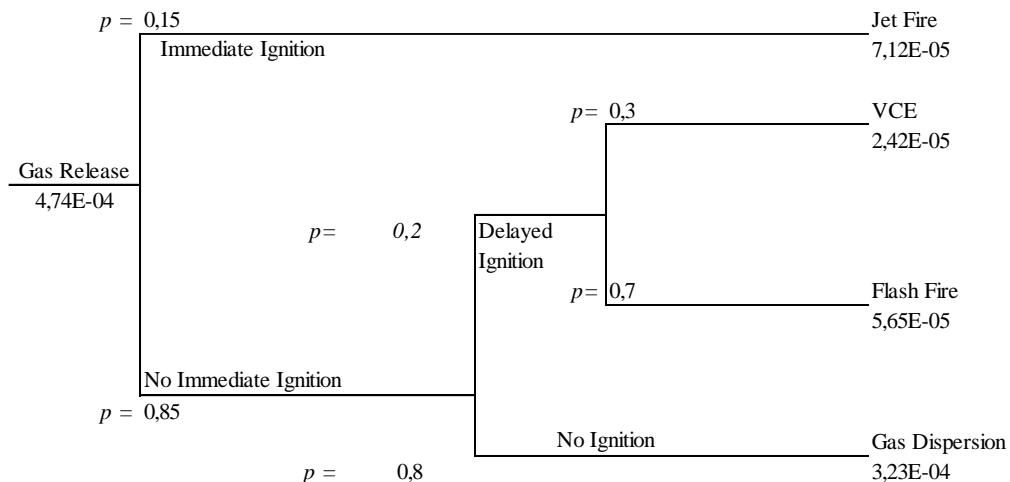
Node 3 Skenario 1 mm



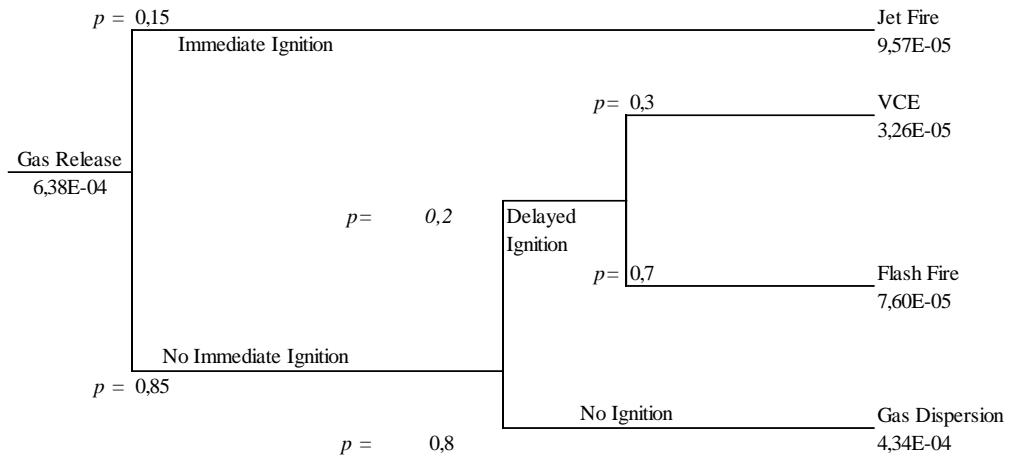
Node 3 Skenario 3 mm



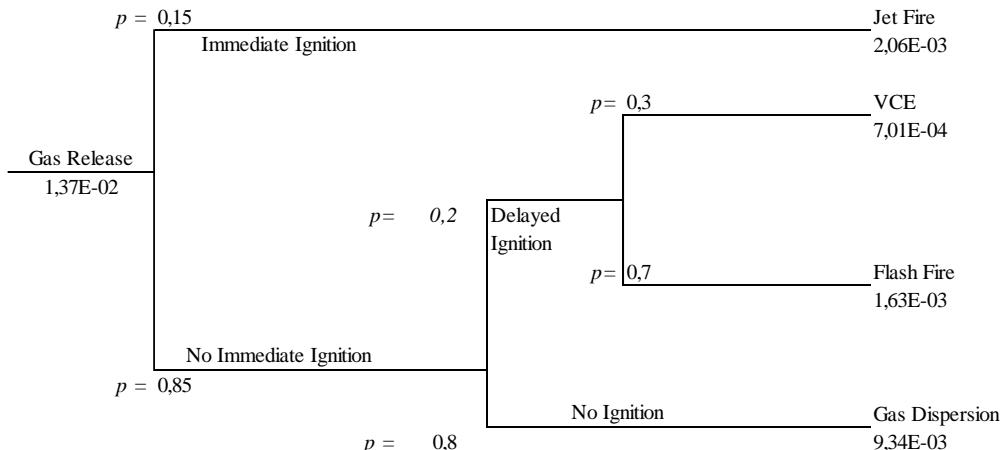
Node 3 Skenario 10 mm



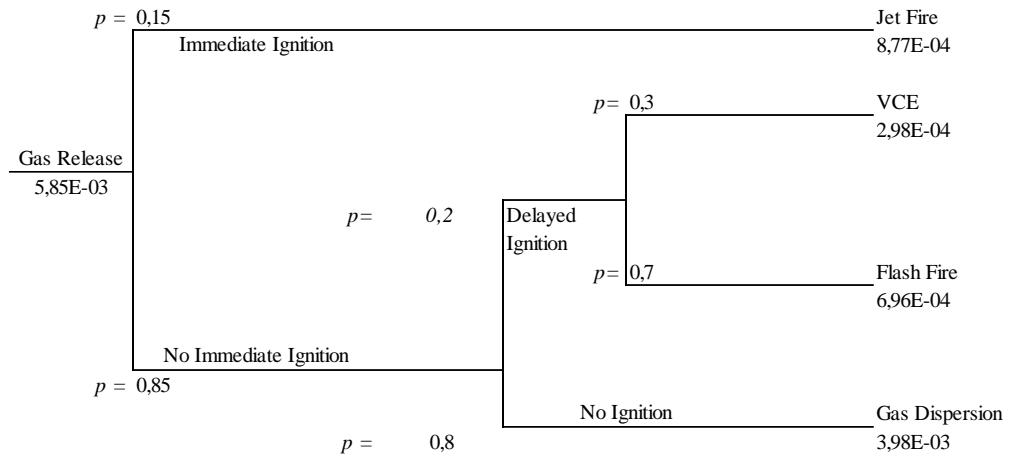
Node 3 Skenario 50 mm



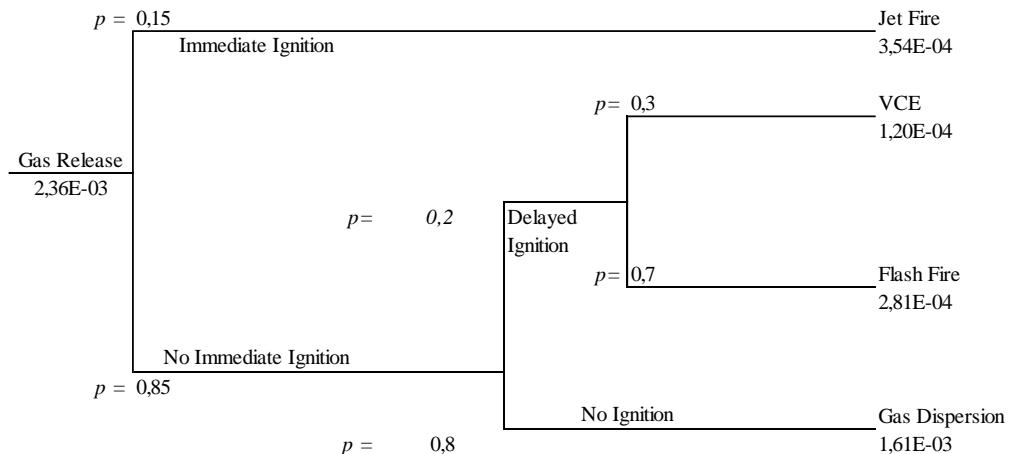
Node 3 Skenario 150 mm



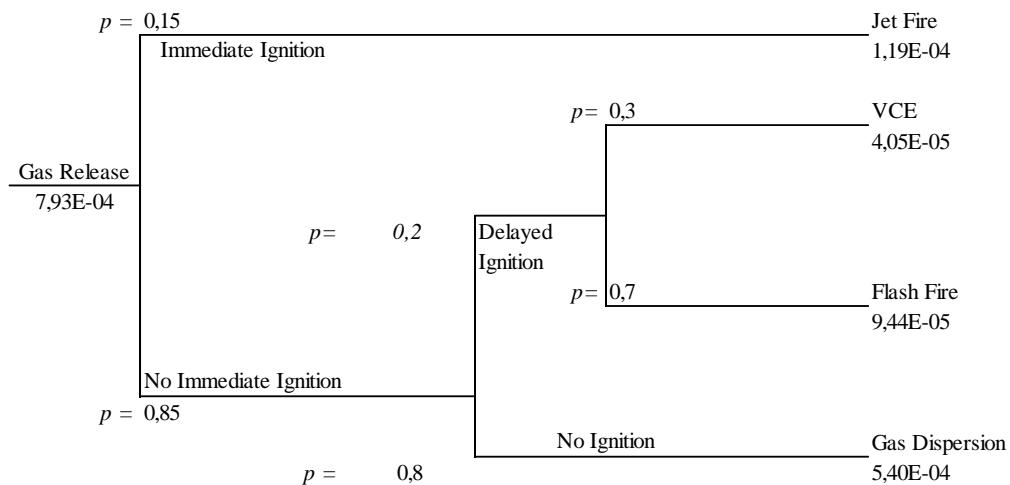
Node 4 Skenario 1 mm



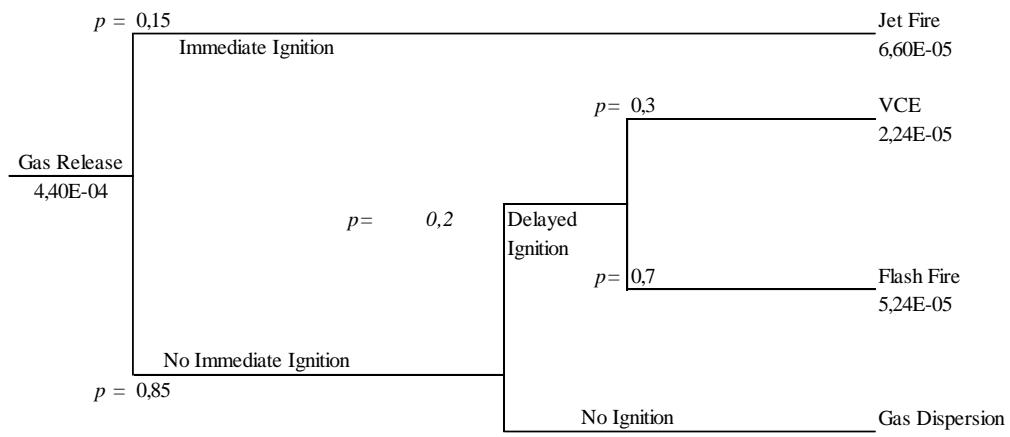
Node 4 Skenario 3 mm



Node 4 Skenario 10 mm

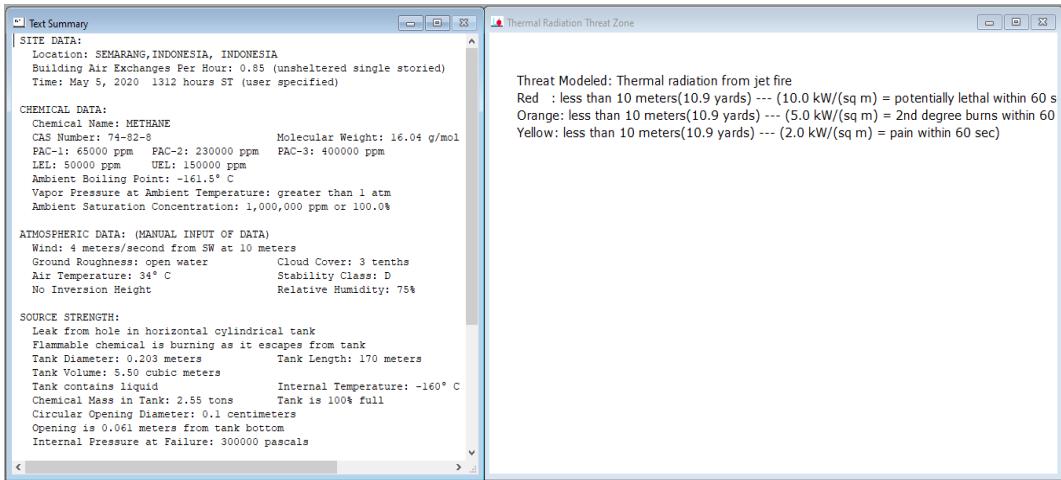


Node 4 Skenario 50 mm

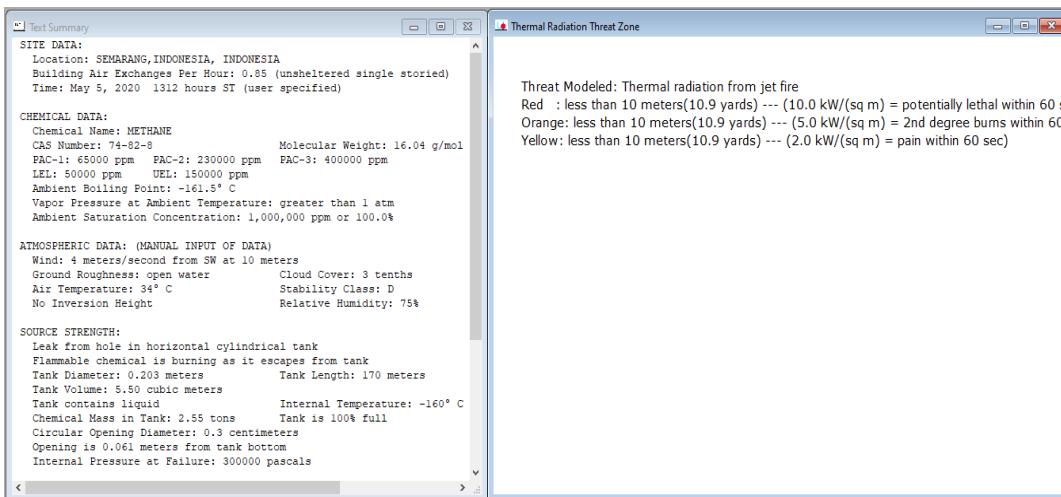


Node 4 Skenario 150 mm

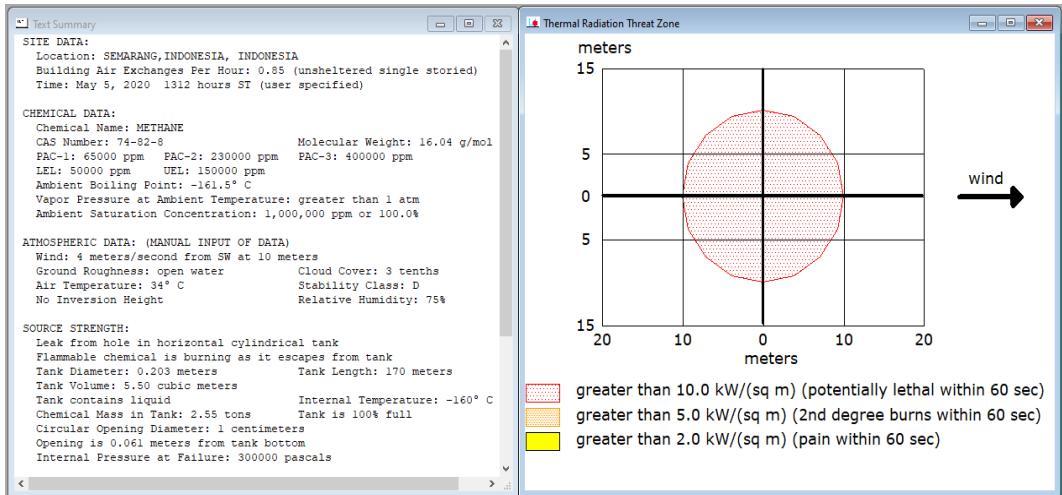
**LAMPIRAN IV : ALOHA FIRE MODELLING**



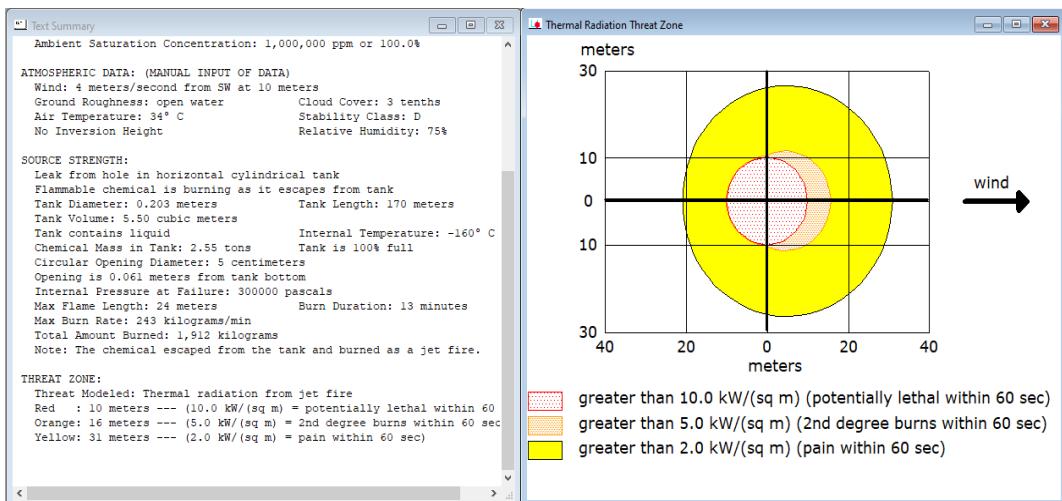
Jet Fire Node 1 Skenario 1mm



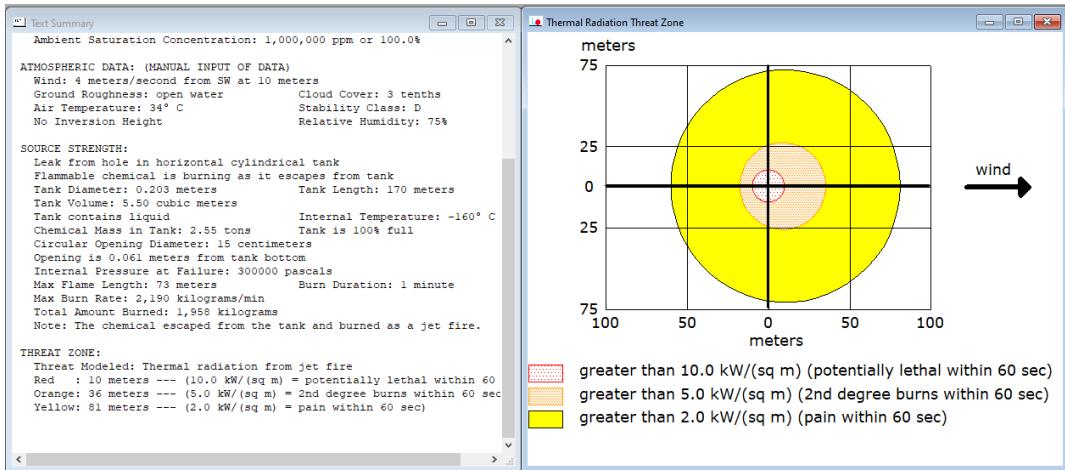
Jet Fire Node 1 Skenario 3mm



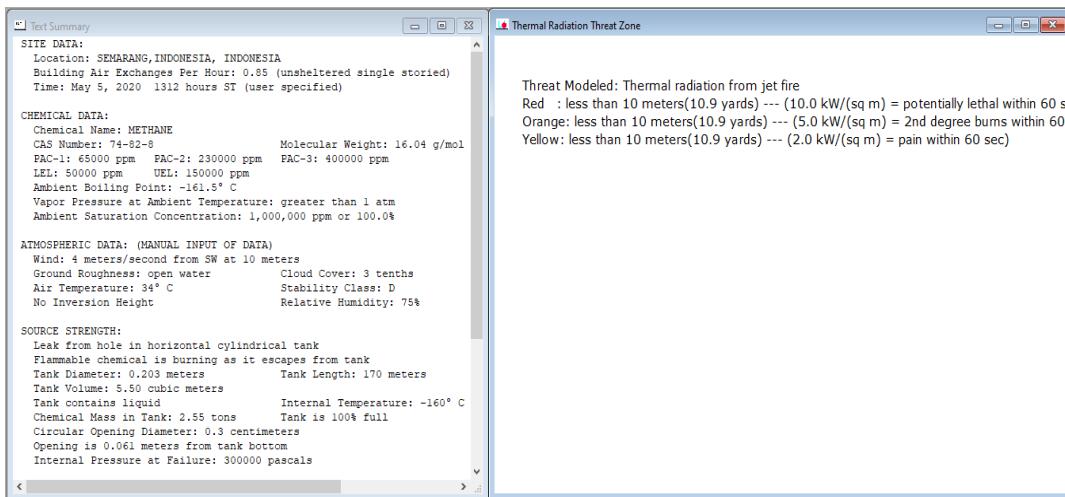
Jet Fire Node 1 Skenario 10mm



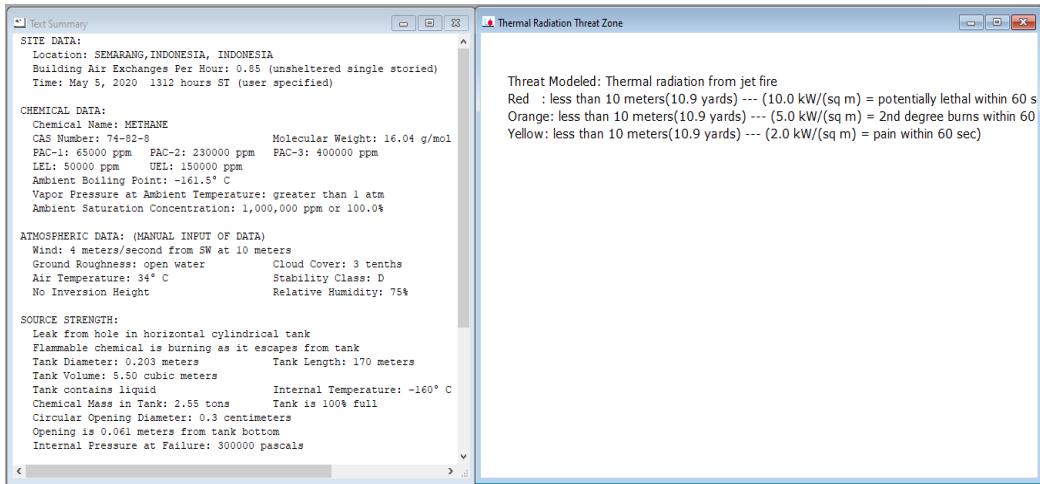
Jet Fire Node 1 Skenario 50mm



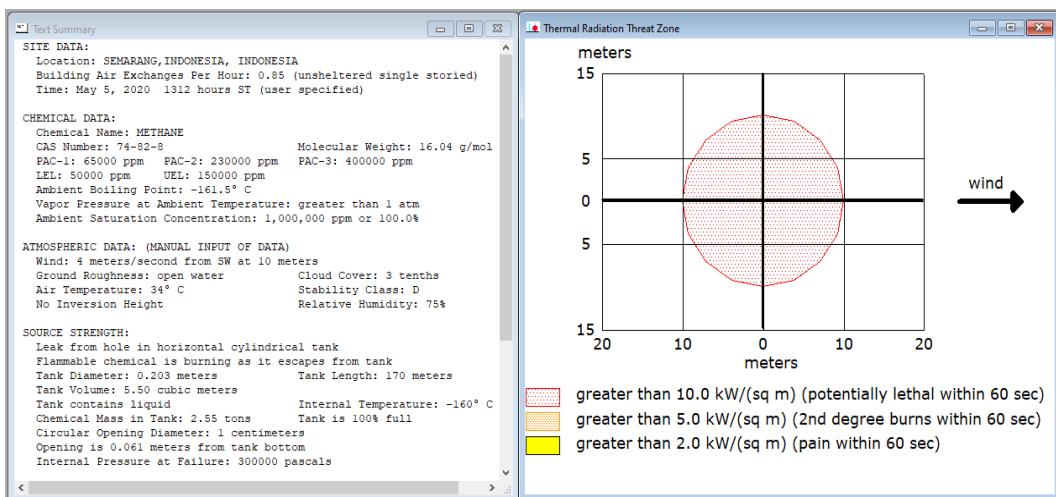
Jet Fire Node 1 Skenario 150mm



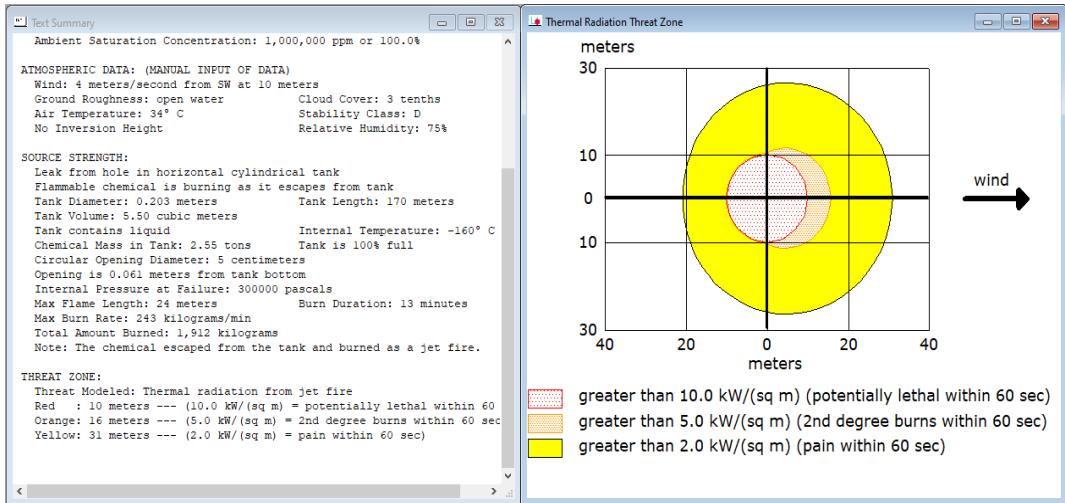
Jet Fire Node 2 Skenario 1mm



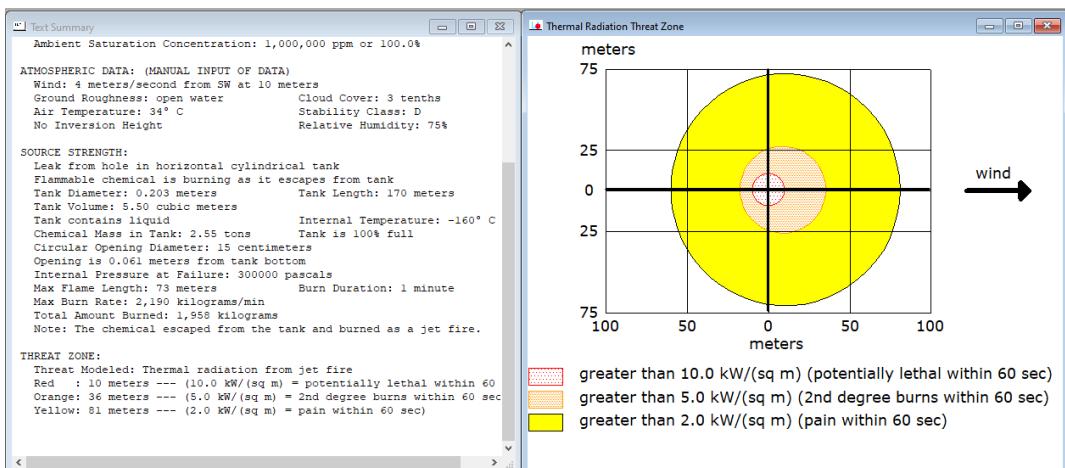
Jet Fire Node 2 Skenario 3mm



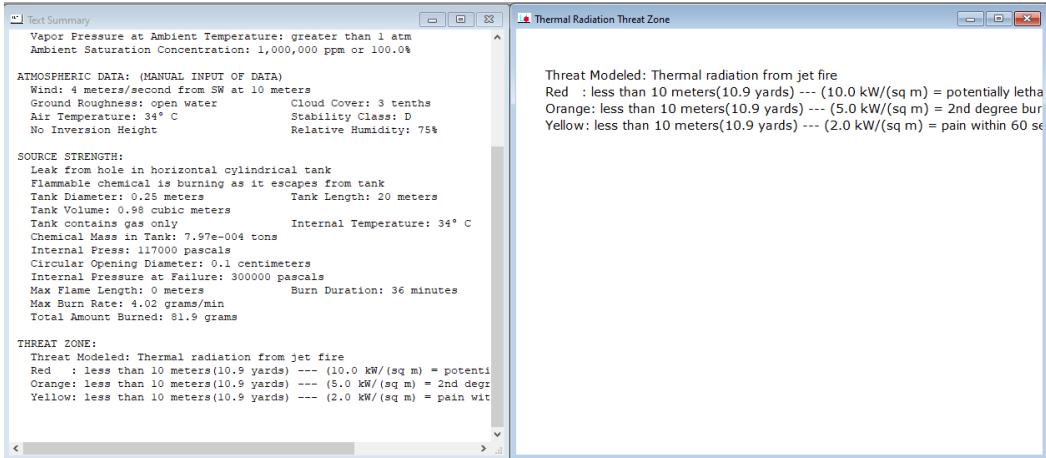
Jet Fire Node 2 Skenario 10mm



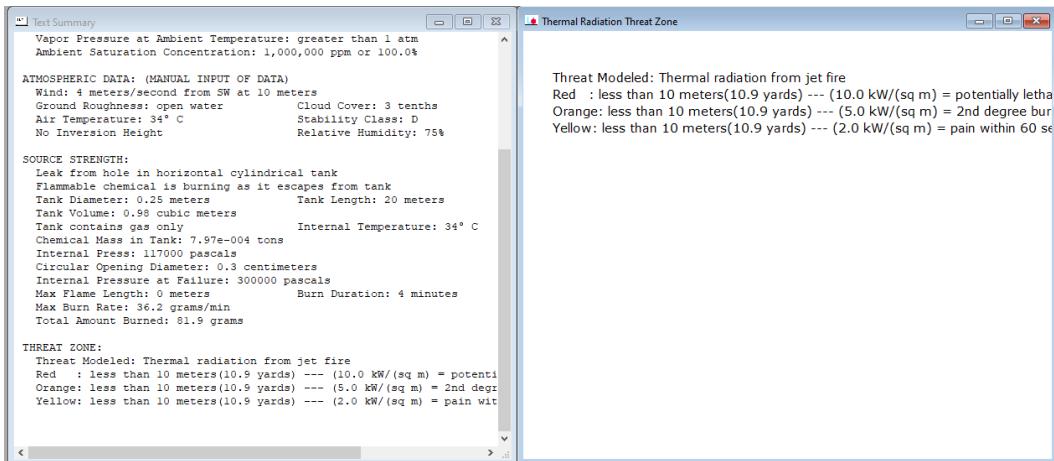
Jet Fire Node 2 Skenario 50mm



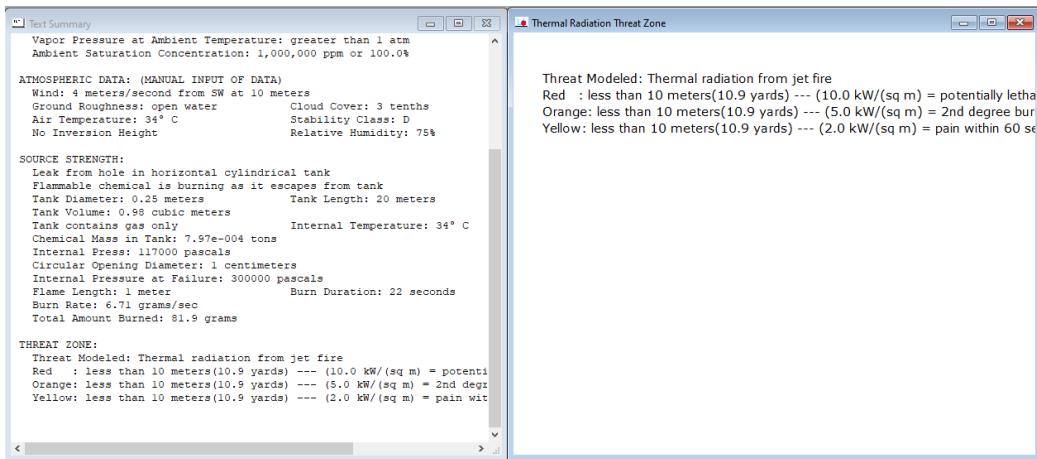
Jet Fire Node 2 Skenario 150mm



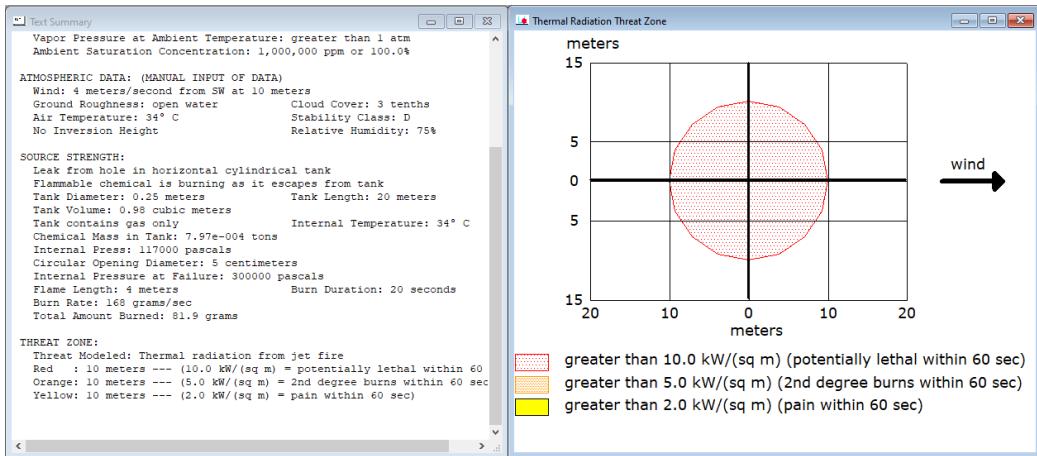
### Jet Fire Node 3 Skenario 1mm



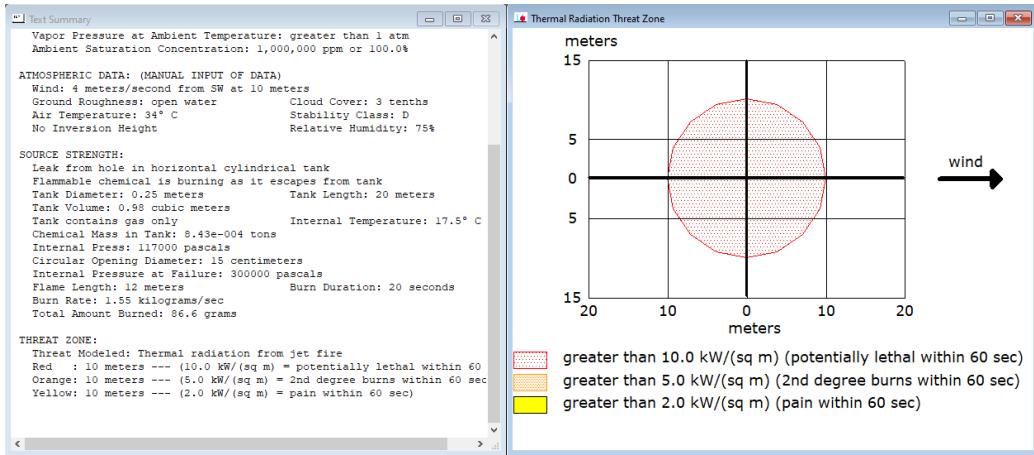
### Jet Fire Node 3 Skenario 3mm



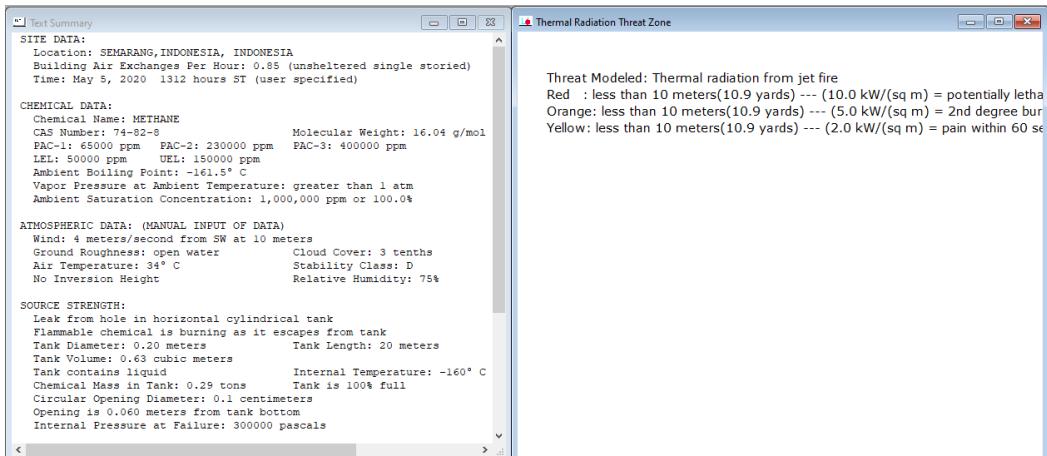
Jet Fire Node 3 Skenario 10mm



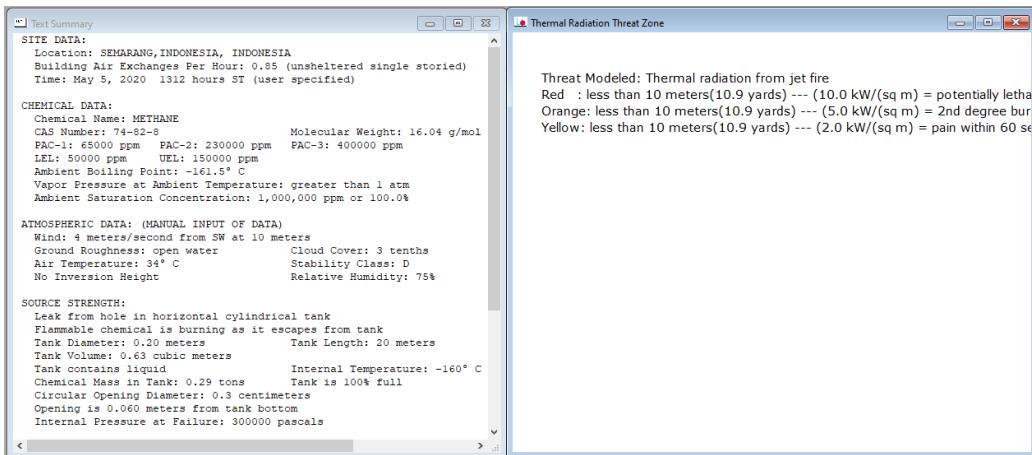
Jet Fire Node 3 Skenario 50mm



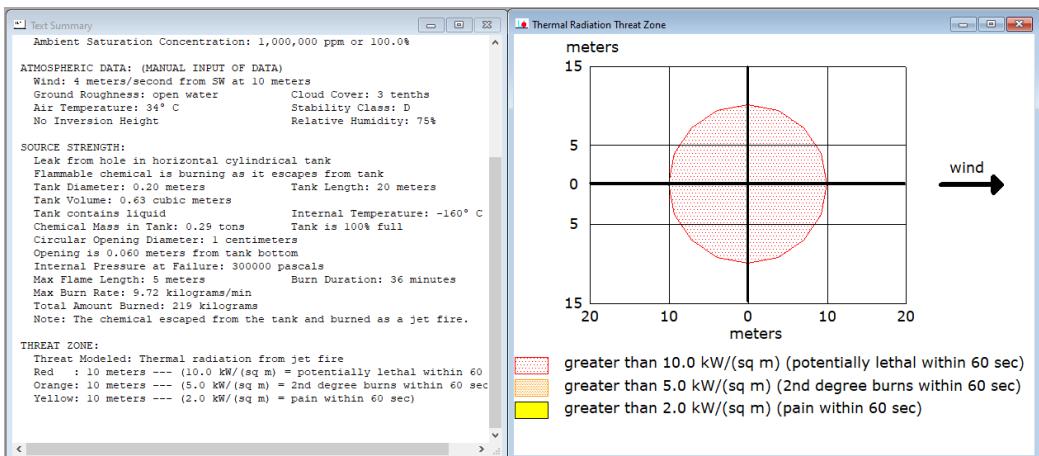
Jet Fire Node 3 Skenario 150mm



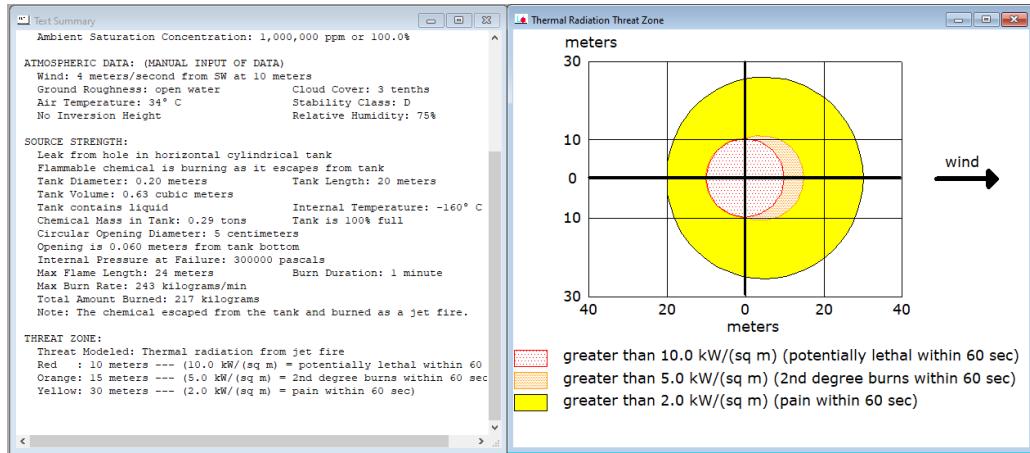
Jet Fire Node 4 Skenario 1mm



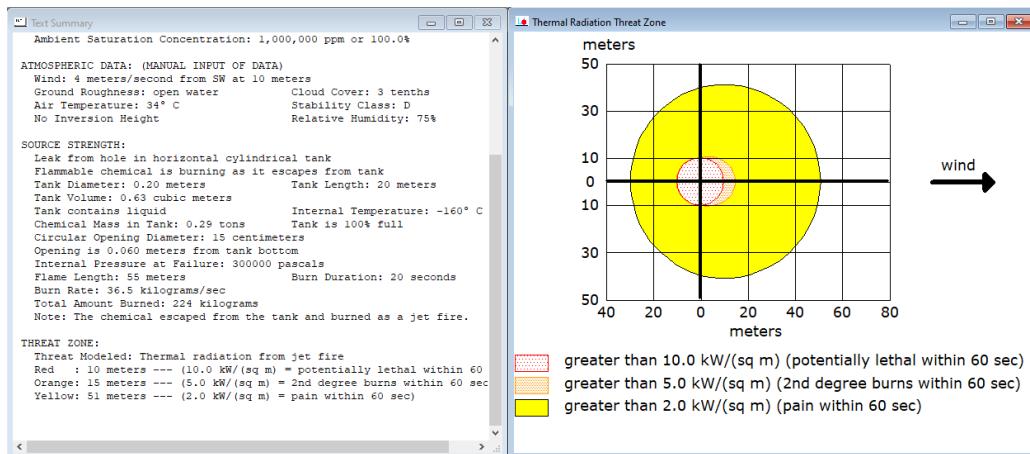
### Jet Fire Node 4 Skenario 3mm



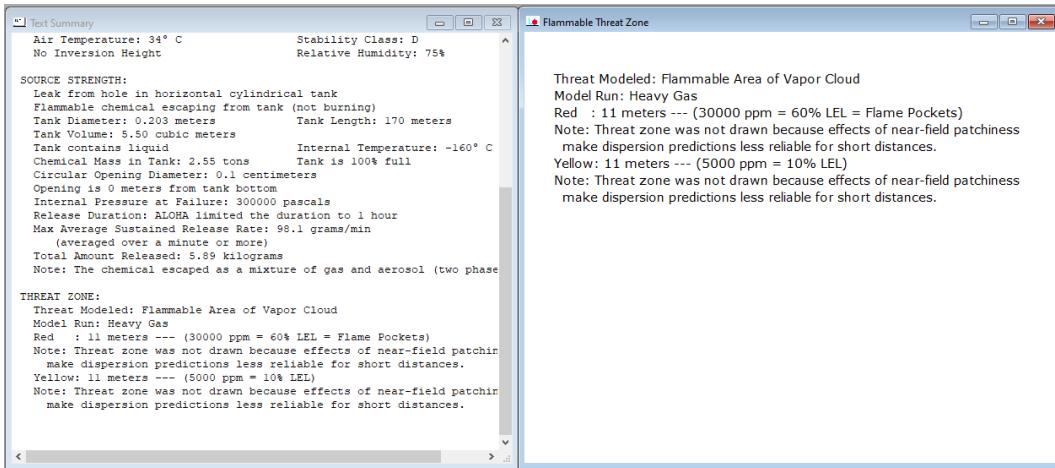
### Jet Fire Node 4 Skenario 10mm



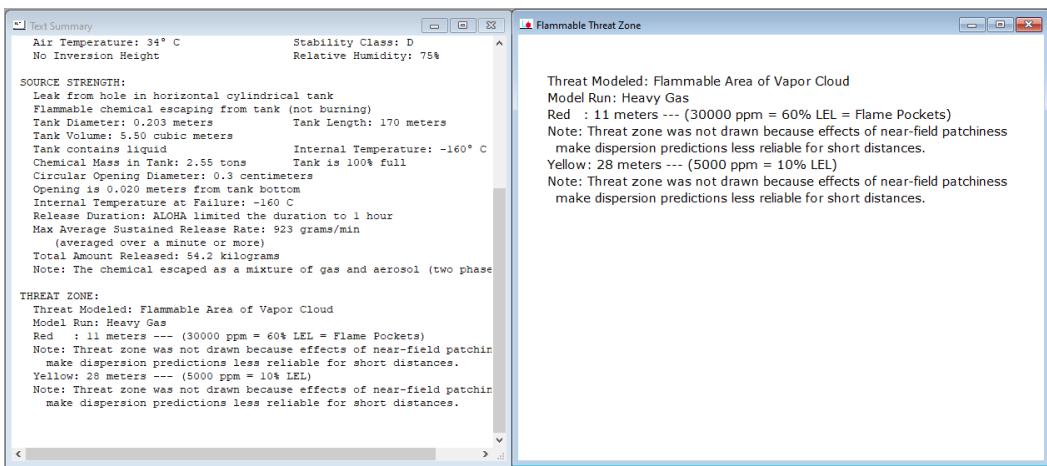
Jet Fire Node 4 Skenario 50mm



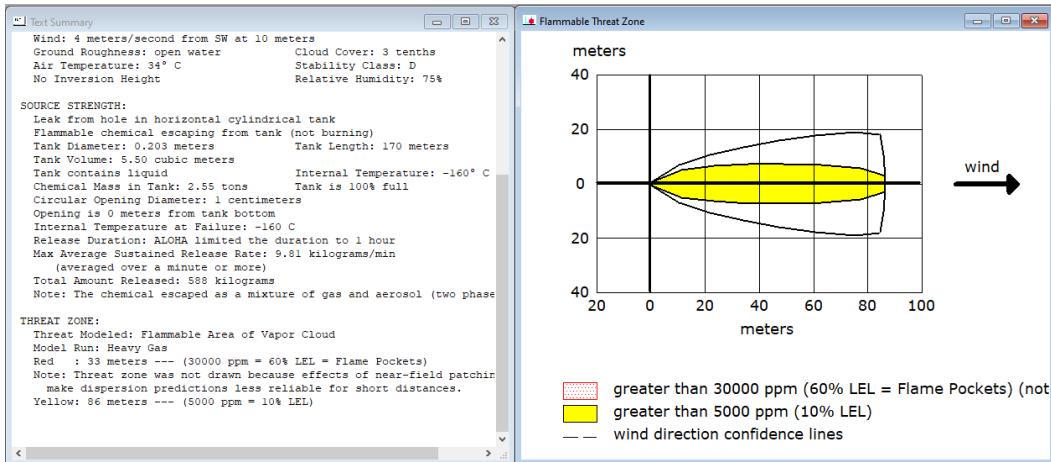
Jet Fire Node 4 Skenario 150mm



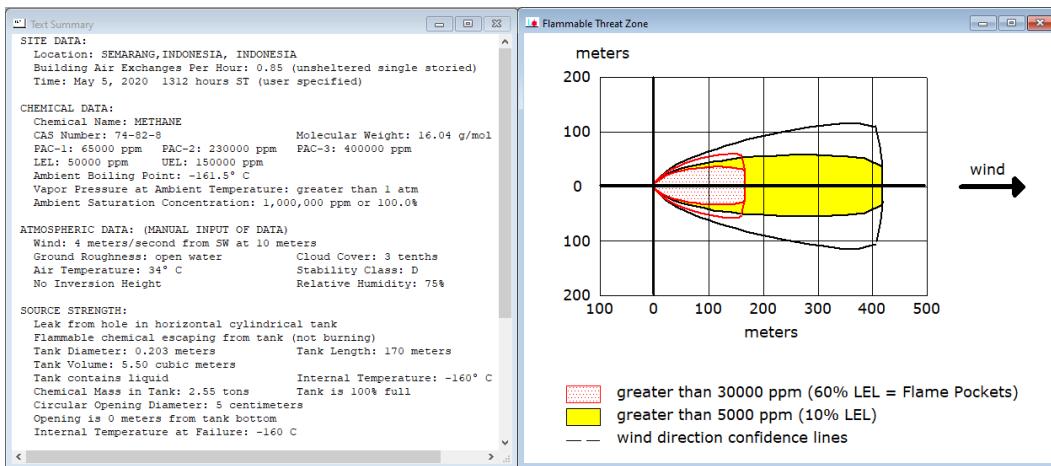
Flash Fire Node 1 Szenario 1mm



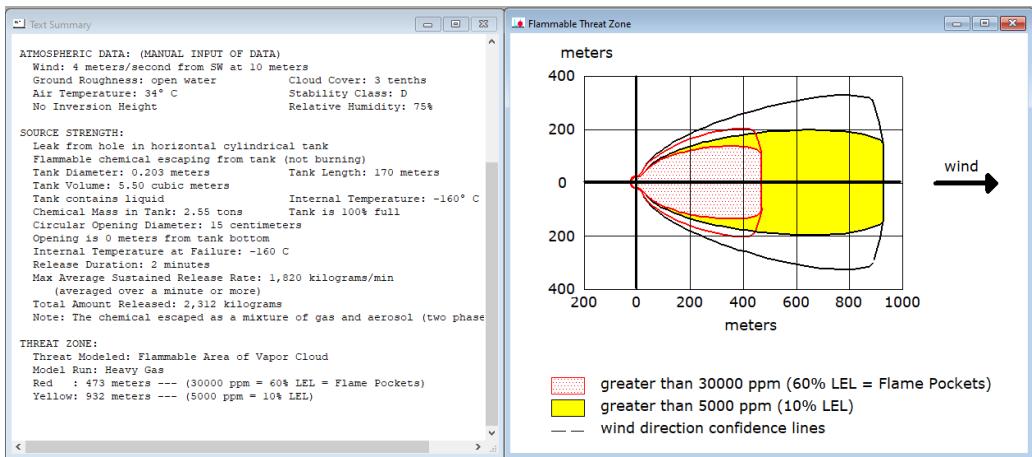
Flash Fire Node 1 Szenario 3mm



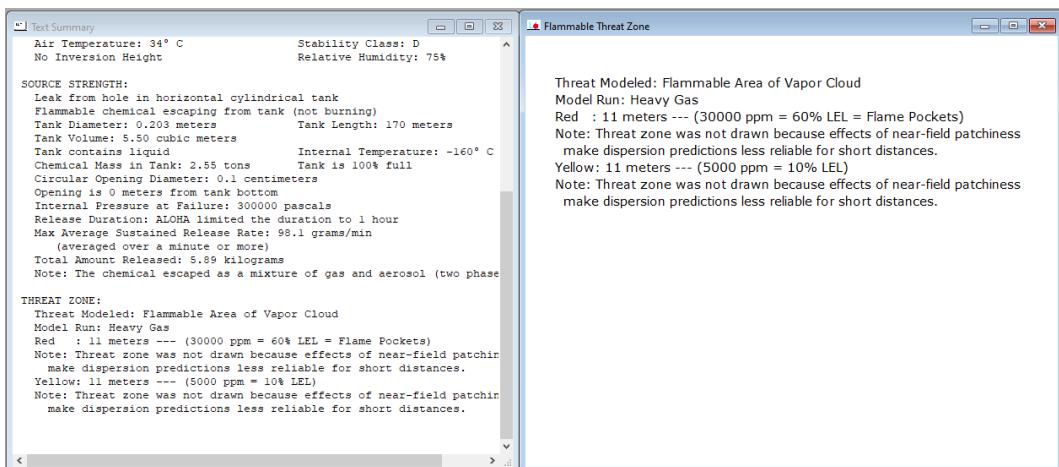
Flash Fire Node 1 Skenario 10mm



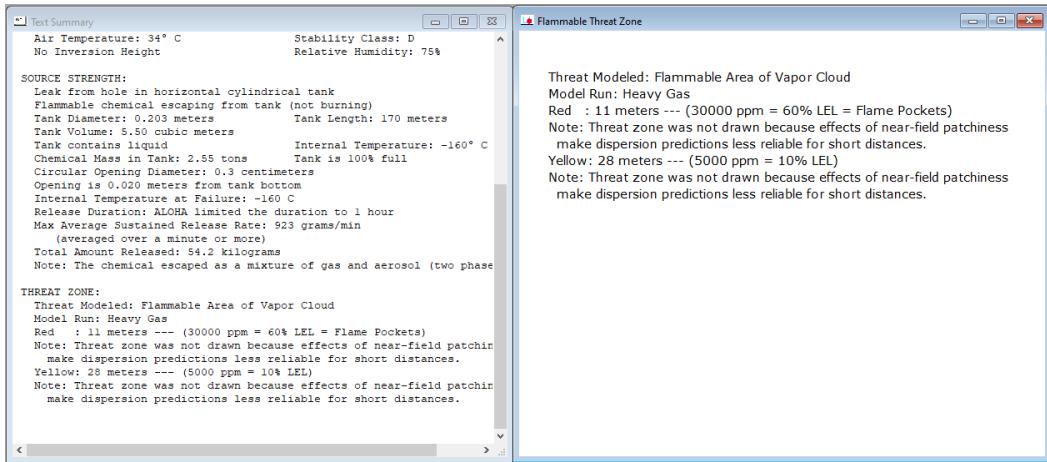
Flash Fire Node 1 Skenario 50mm



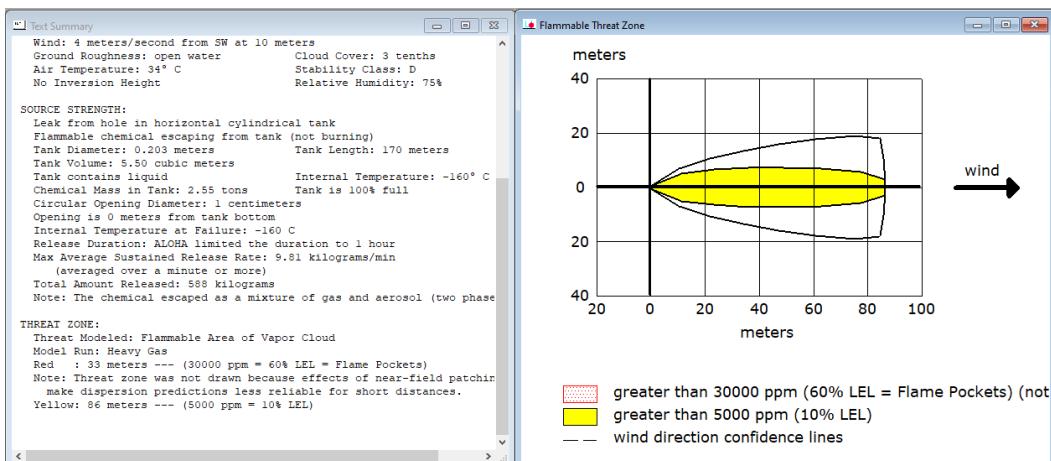
Flash Fire Node 1 Skenario 150mm



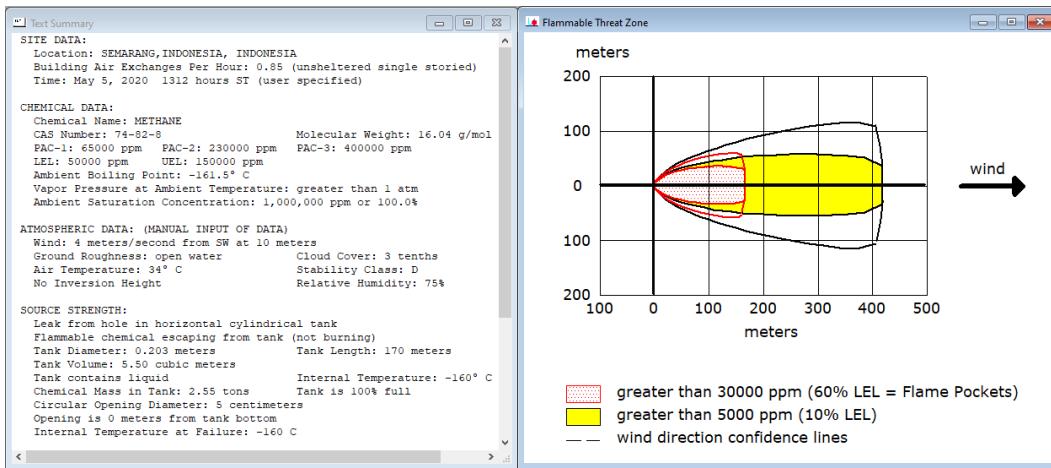
Flash Fire Node 2 Skenario 1mm



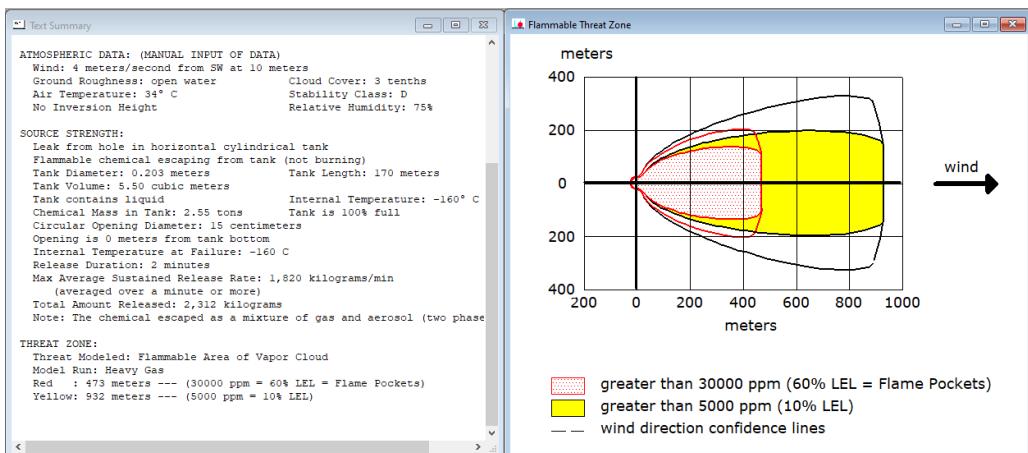
Flash Fire Node 2 Skenario 3mm



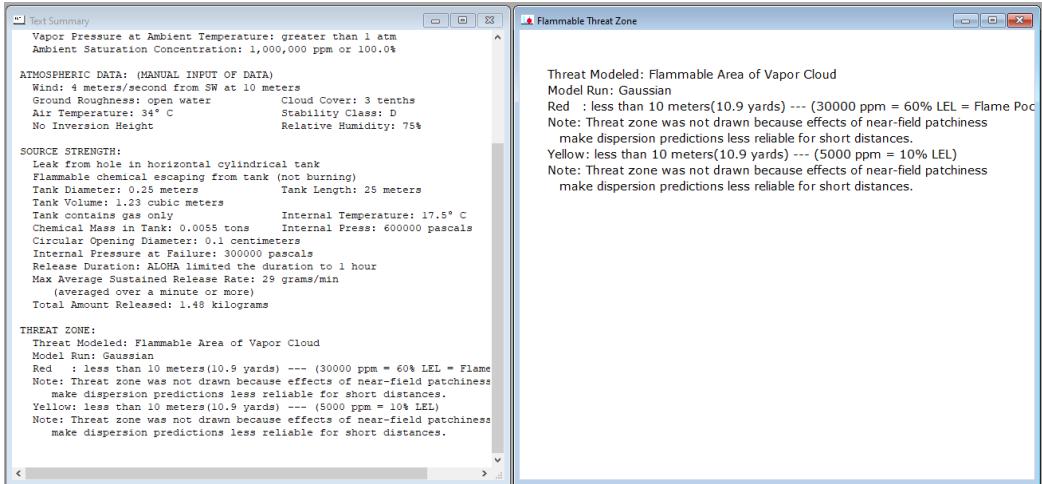
Flash Fire Node 2 Skenario 10mm



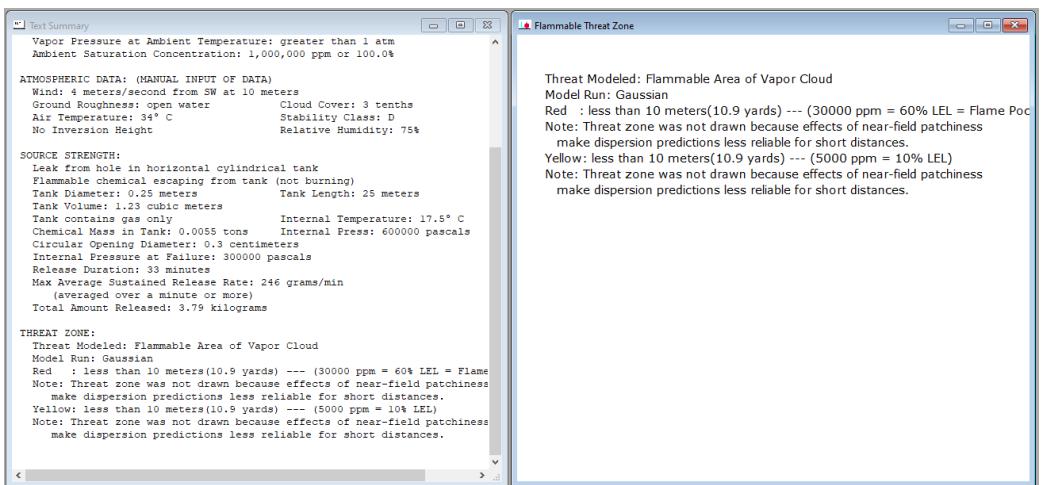
### Flash Fire Node 2 Skenario 50mm



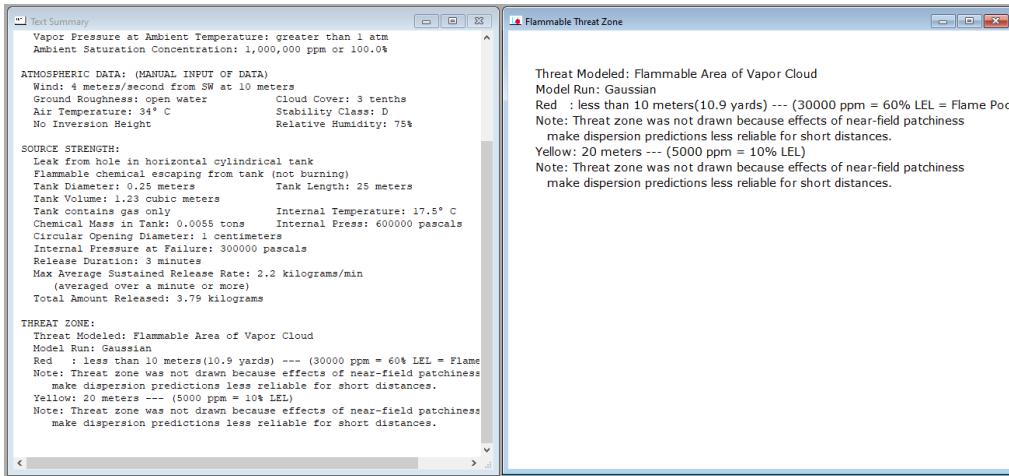
### Flash Fire Node 2 Skenario 150mm



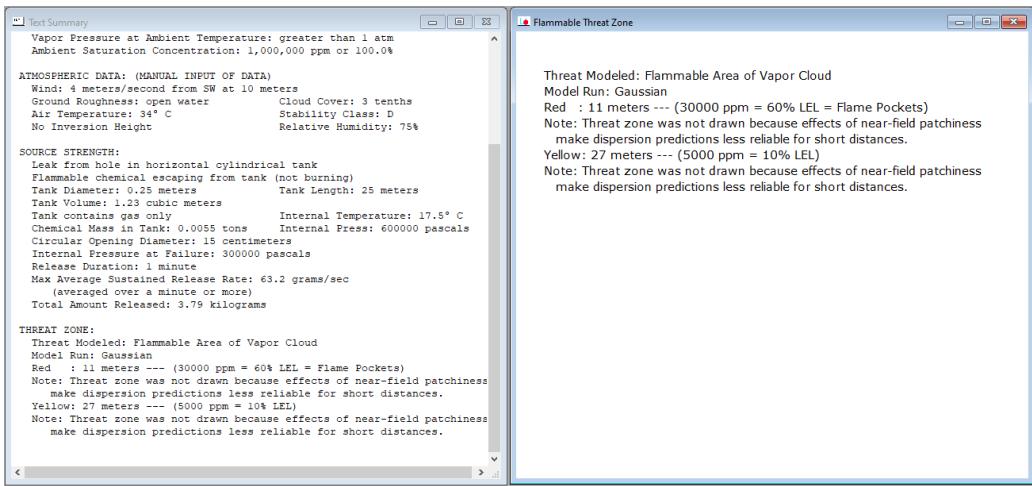
### Flash Fire Node 3 Skenario 1mm



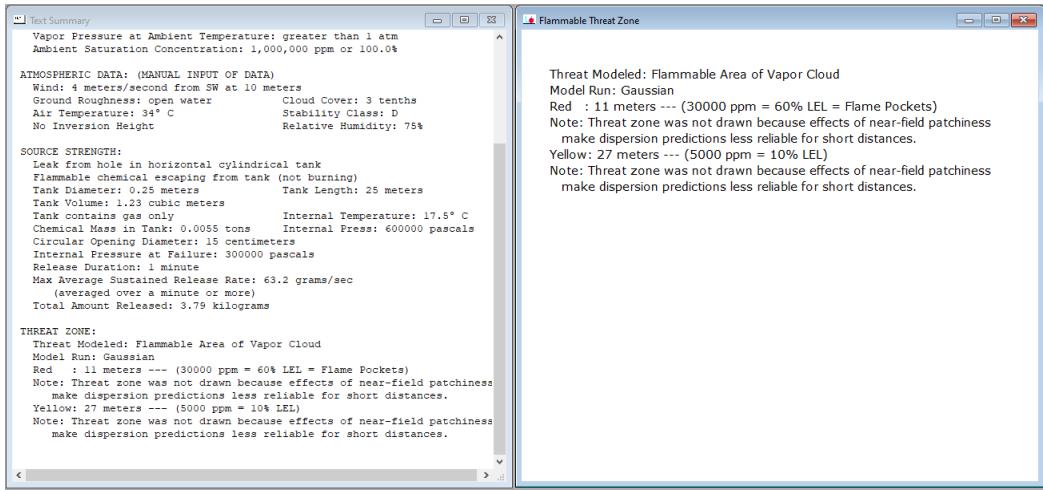
### Flash Fire Node 3 Skenario 3mm



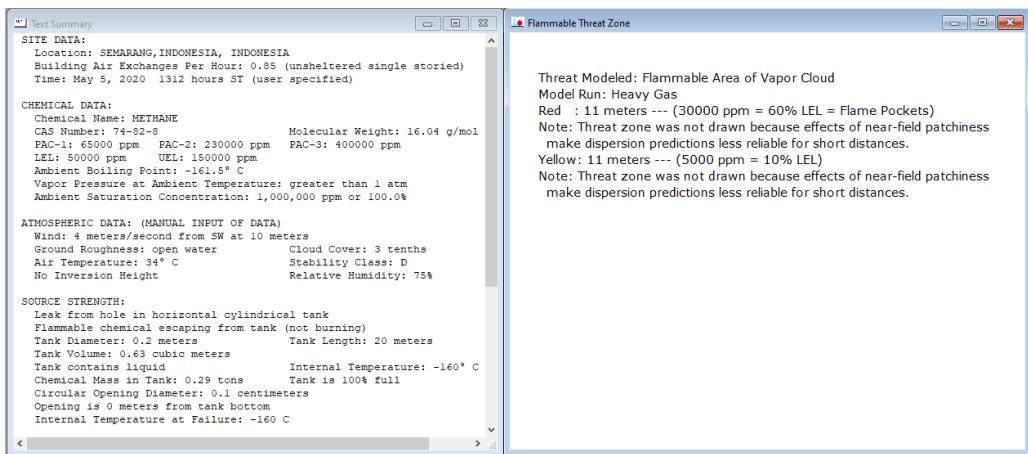
### Flash Fire Node 3 Skenario 10mm



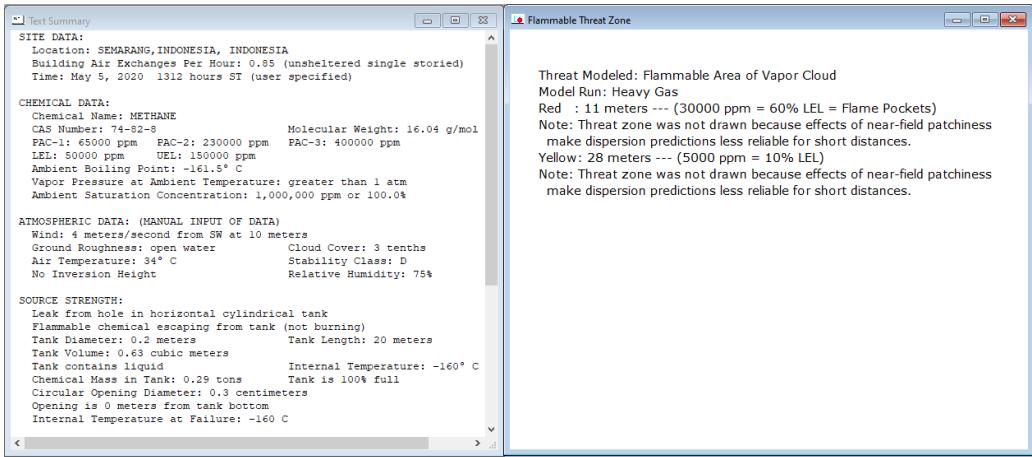
### Flash Fire Node 3 Skenario 50mm



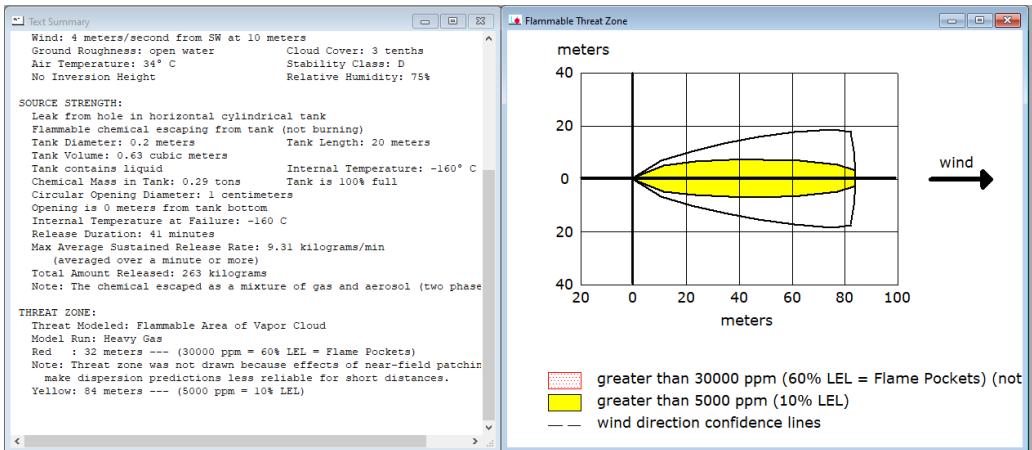
Flash Fire Node 3 Skenario 150mm



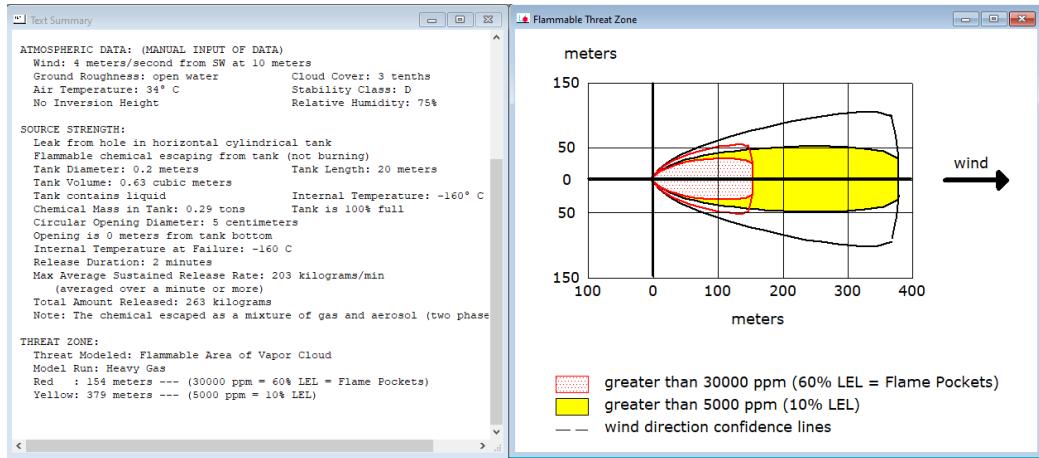
Flash Fire Node 4 Skenario 1mm



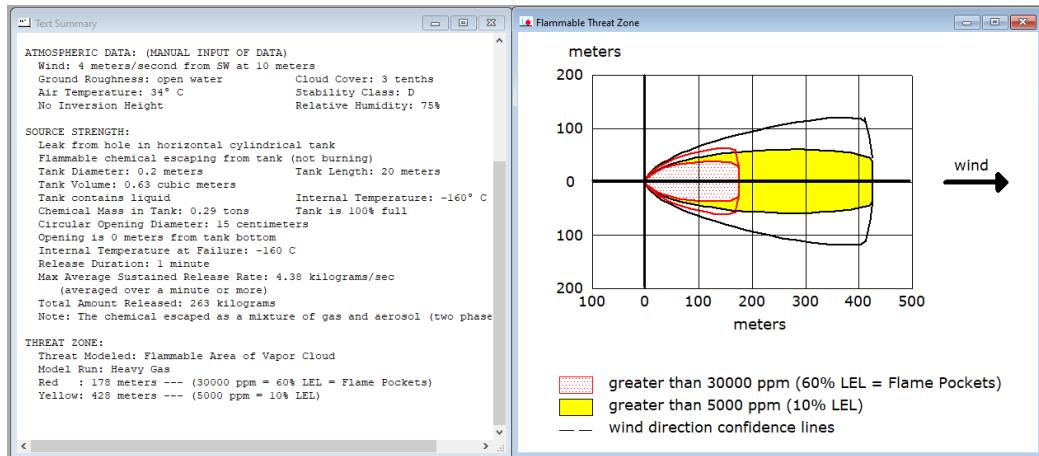
### Flash Fire Node 4 Skenario 3mm



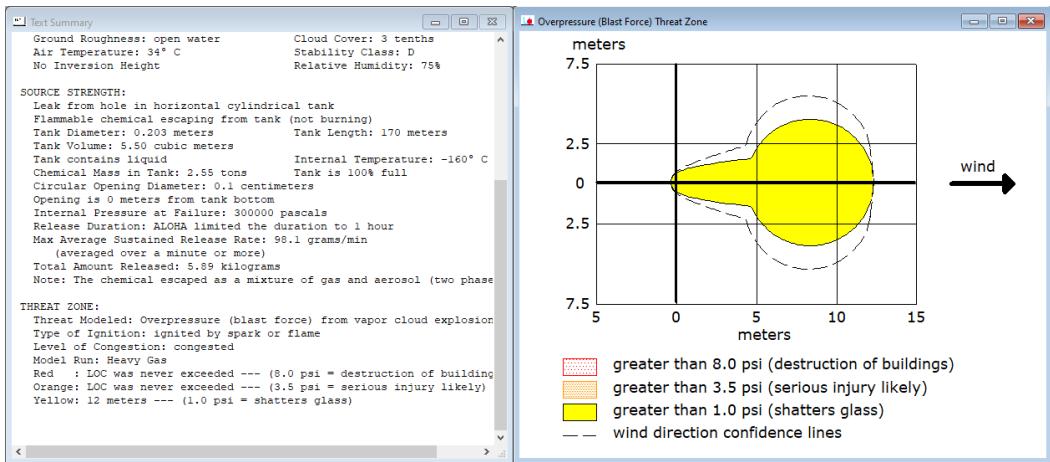
### Flash Fire Node 4 Skenario 10mm



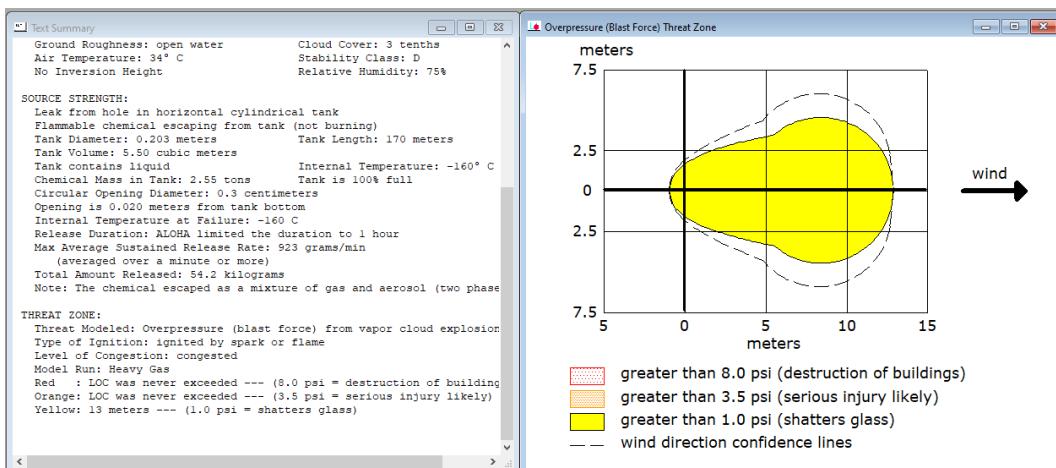
Flash Fire Node 4 Skenario 50mm



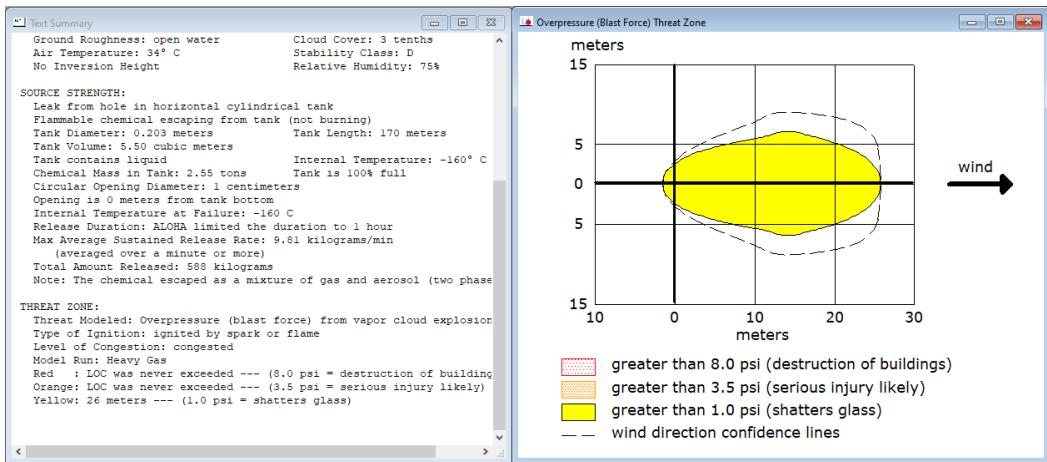
Flash Fire Node 4 Skenario 150mm



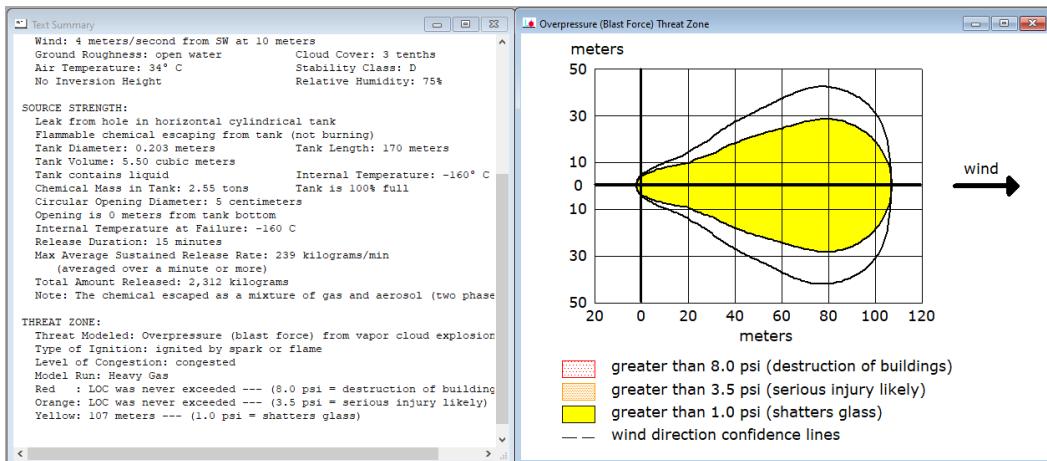
VCE Node 1 Skenario 1mm



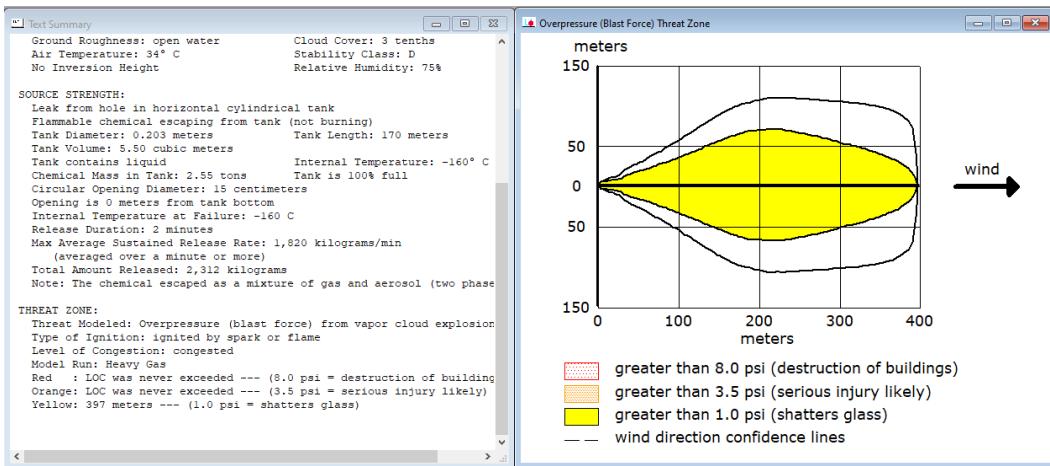
VCE Node 1 Skenario 3mm



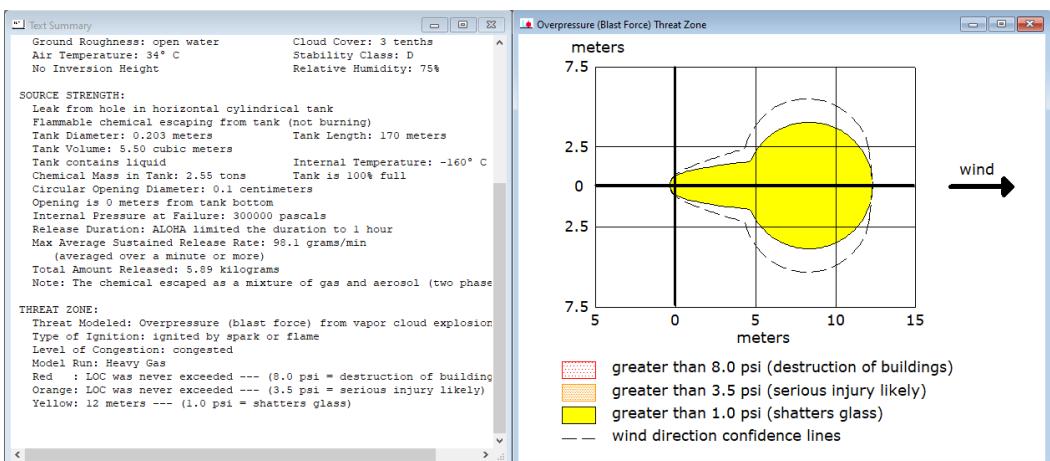
VCE Node 1 Skenario 10mm



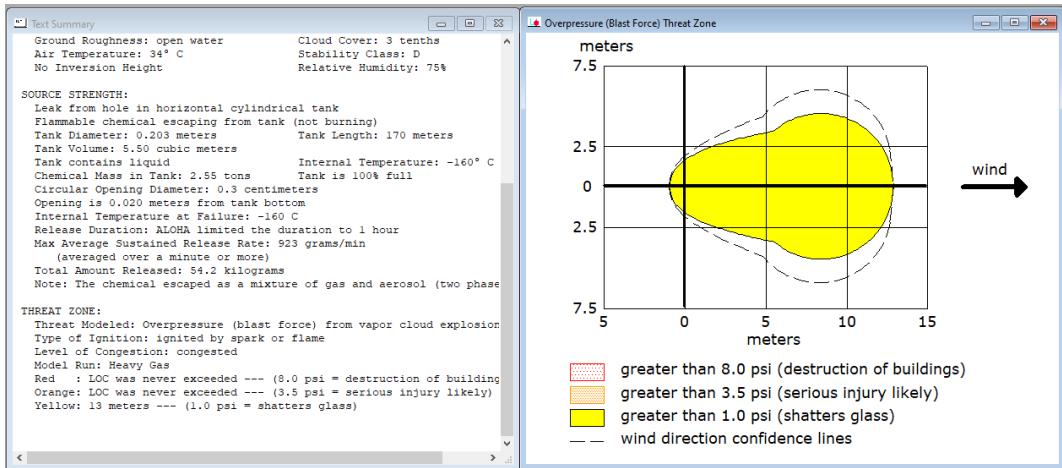
VCE Node 1 Skenario 50mm



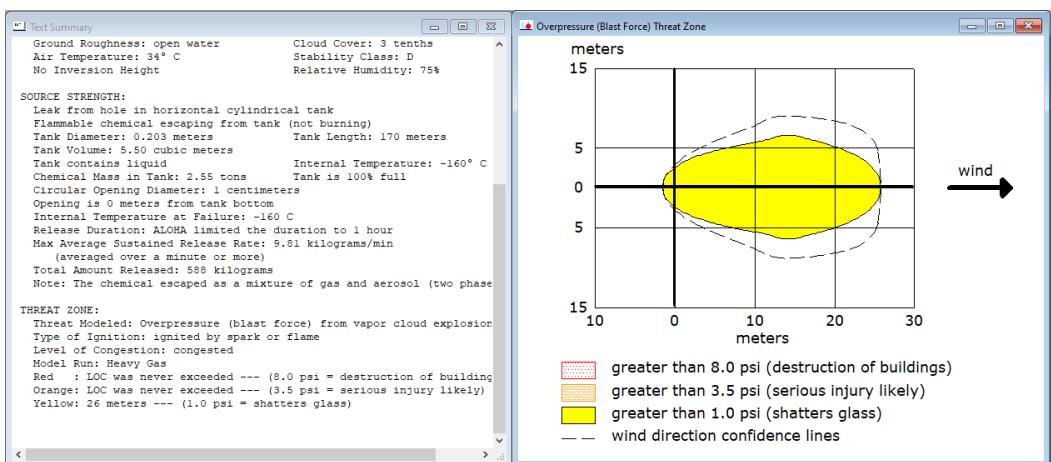
VCE Node 1 Skenario 150mm



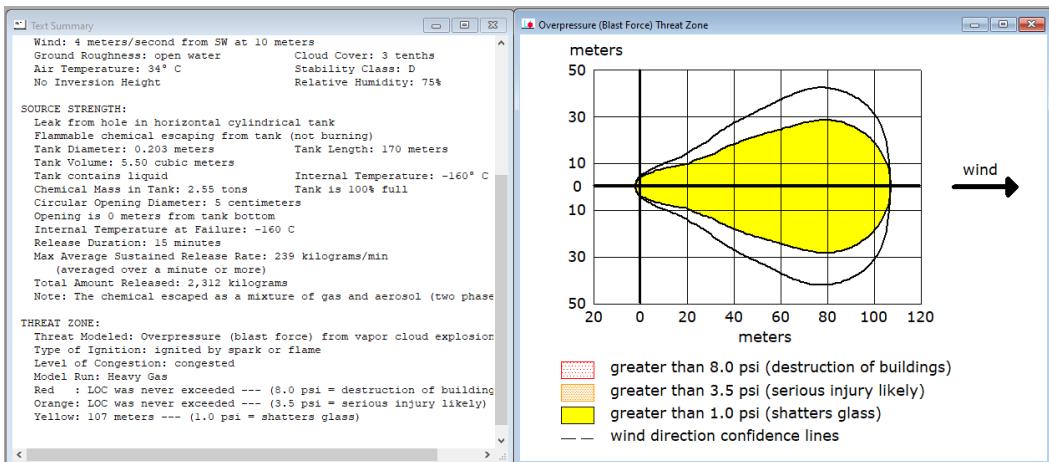
VCE Node 2 Skenario 1mm



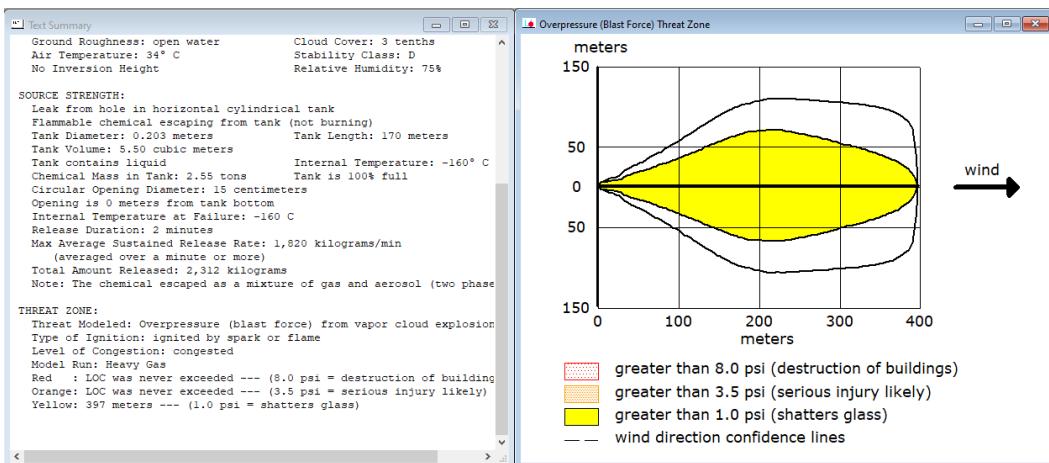
VCE Node 2 Skenario 3mm



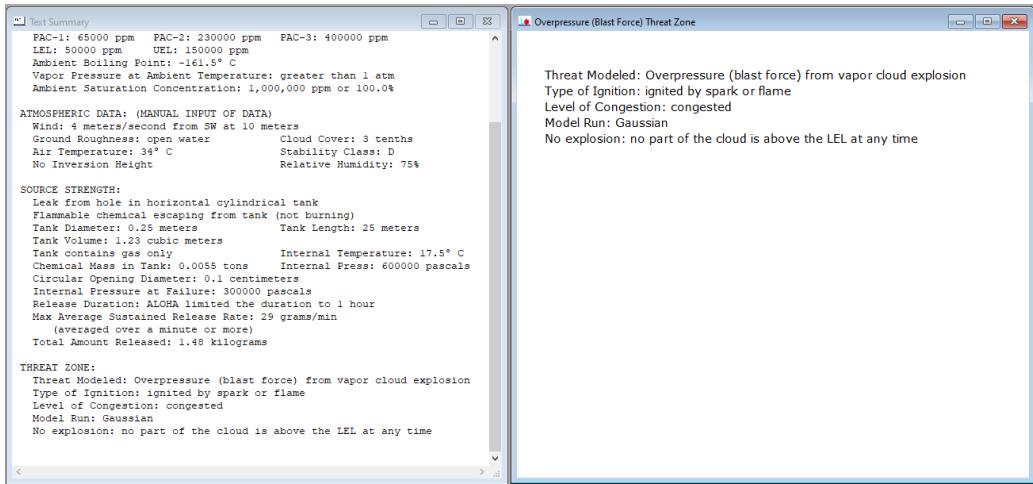
VCE Node 2 Skenario 10mm



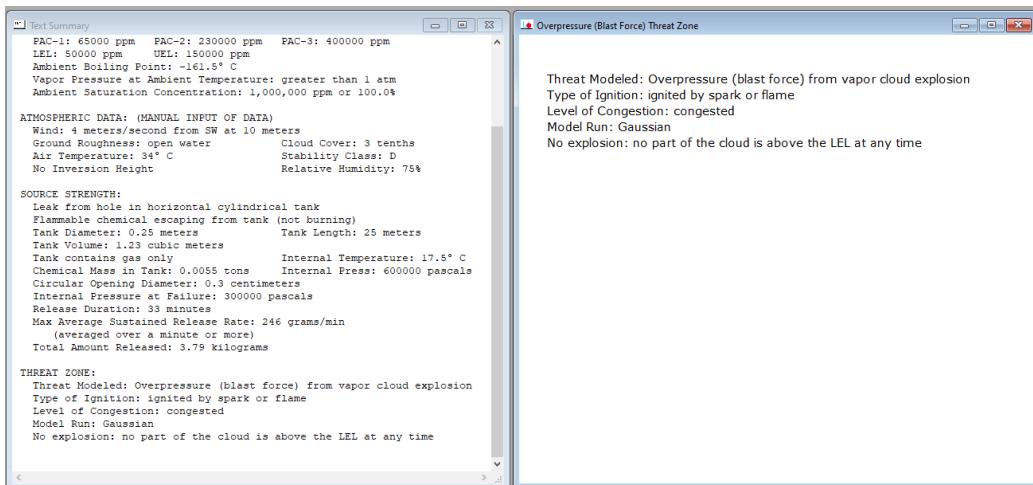
VCE Node 2 Skenario 50mm



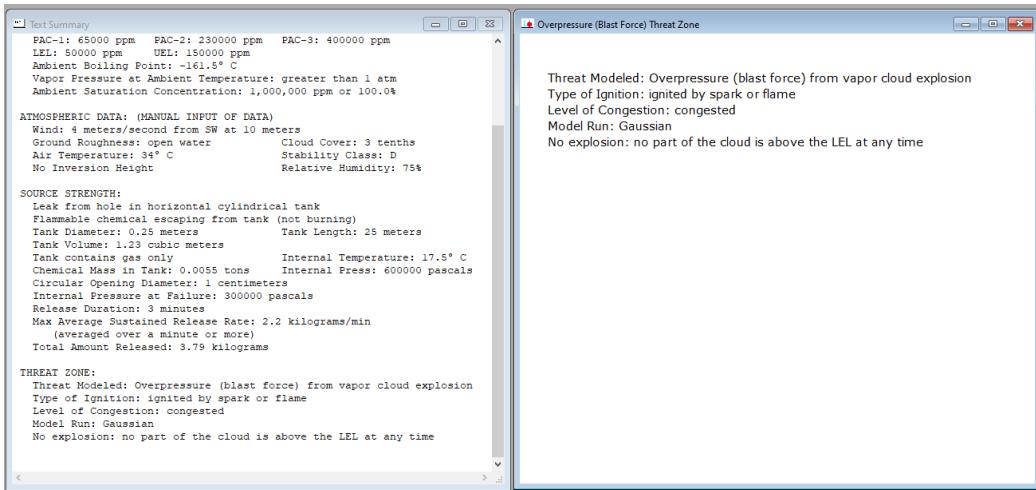
VCE Node 2 Skenario 150mm



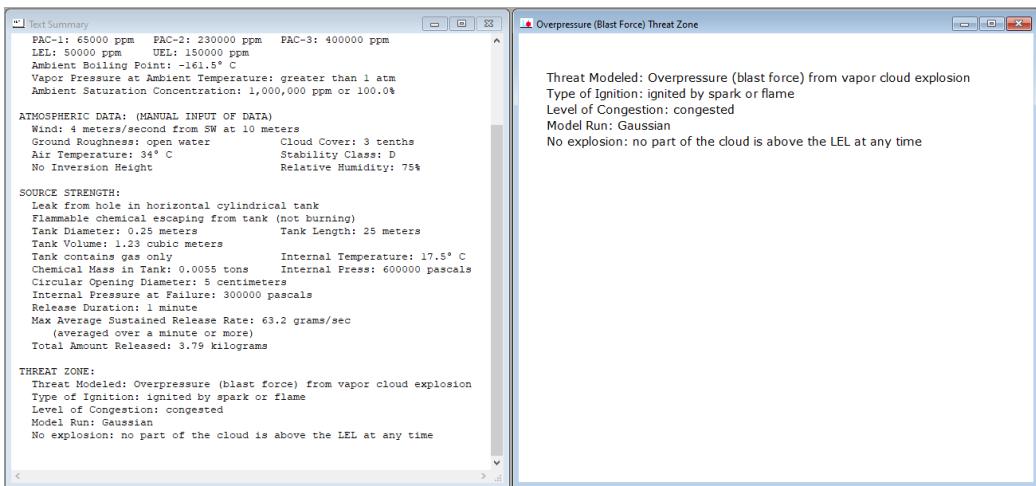
### VCE Node 3 Skenario 1mm



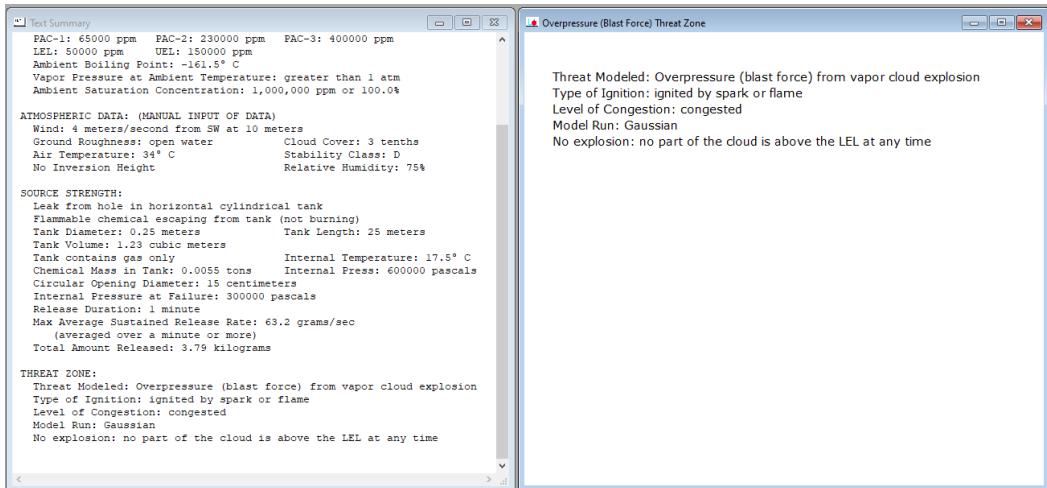
### VCE Node 3 Skenario 3mm



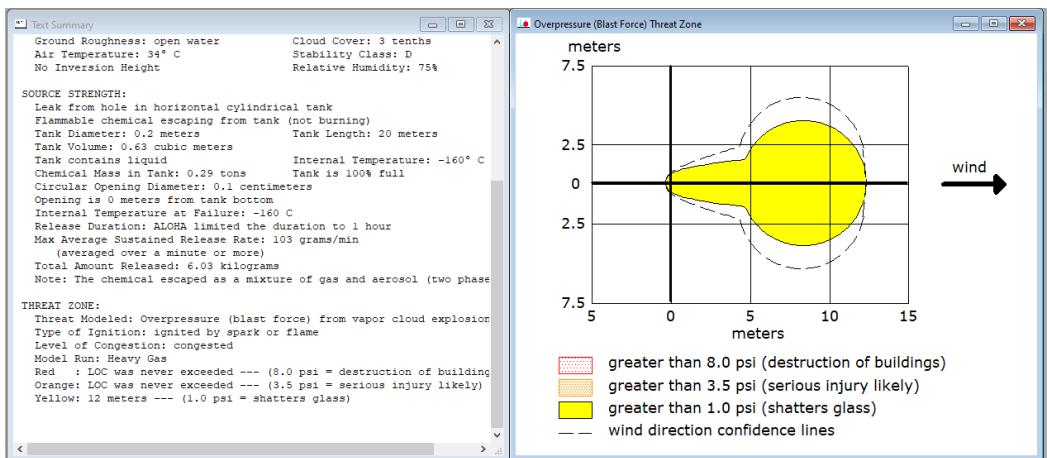
### VCE Node 3 Skenario 10mm



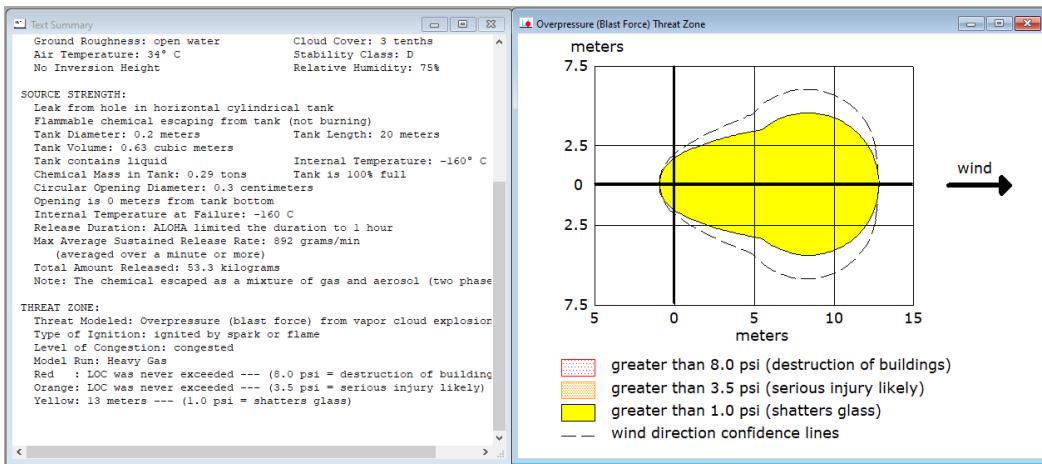
### VCE Node 3 Skenario 50mm



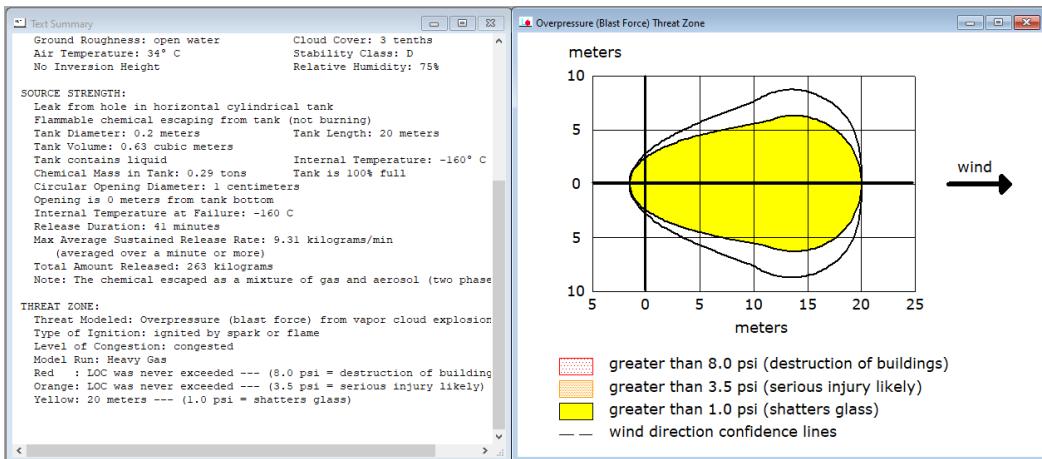
## VCE Node 3 Skenario 150mm



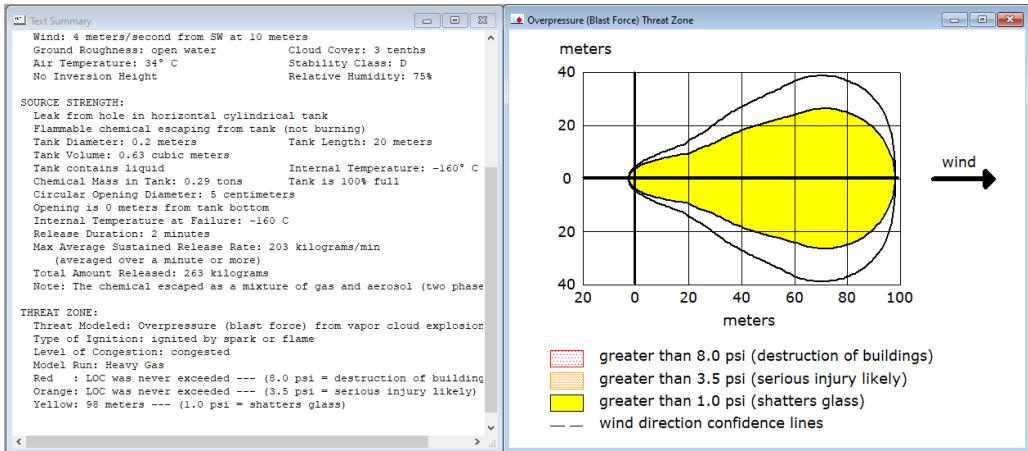
## VCE Node 4 Skenario 1mm



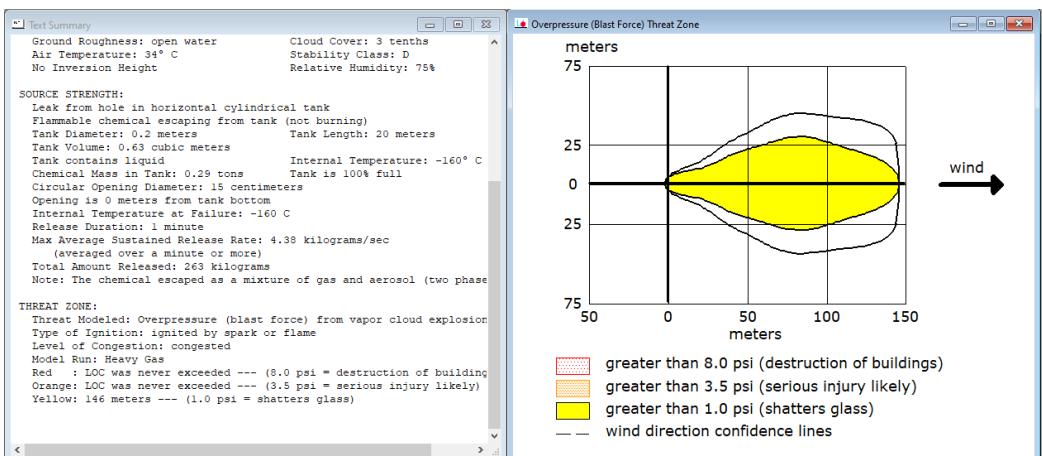
VCE Node 4 Skenario 3mm



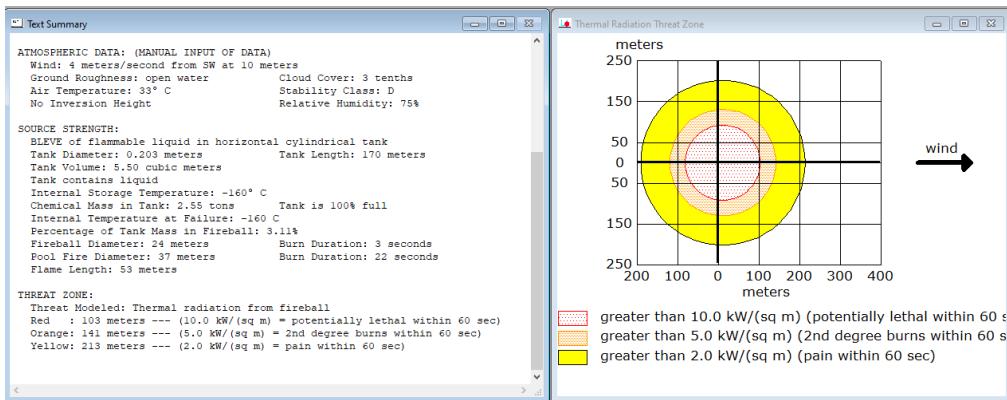
VCE Node 4 Skenario 10mm



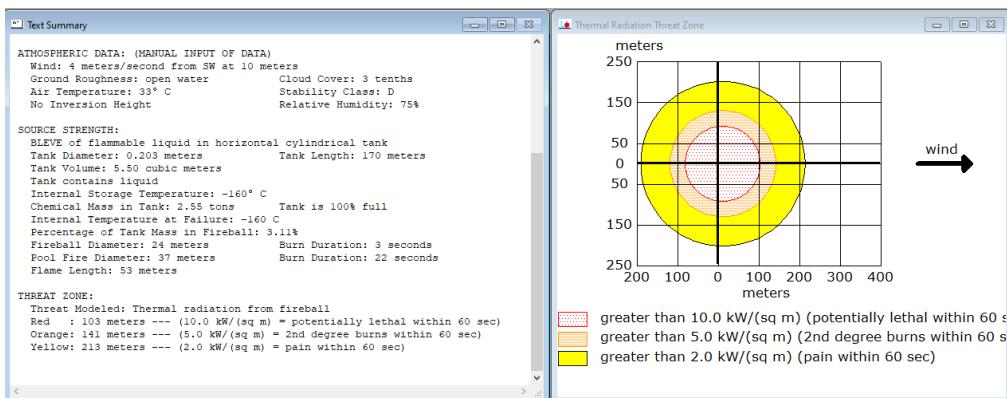
VCE Node 4 Skenario 50mm



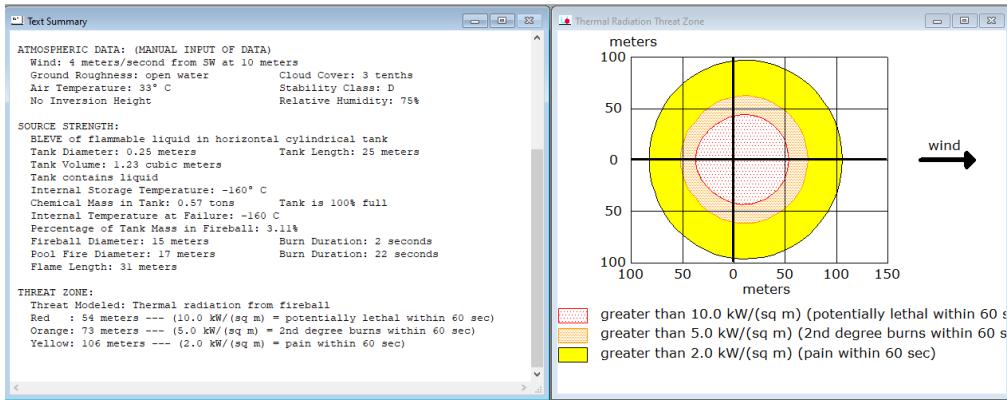
VCE Node 4 Skenario 150mm



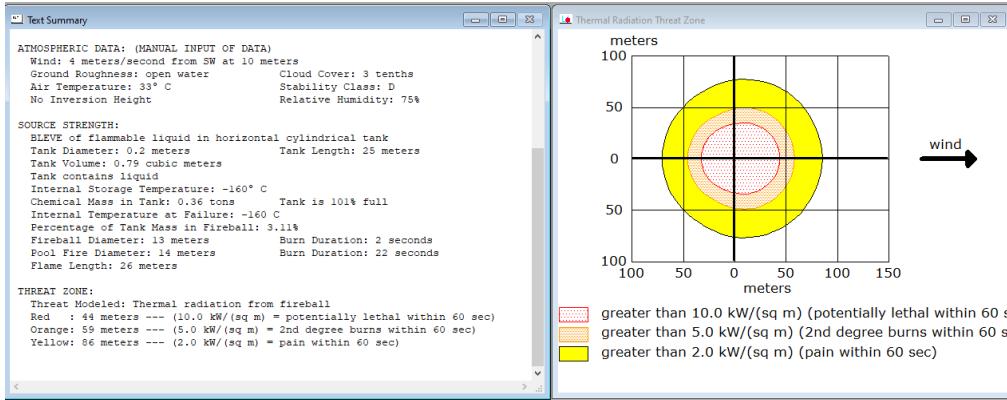
Pool Fire Node 1 Skenario 150mm



Pool Fire Node 2 Skenario 150mm

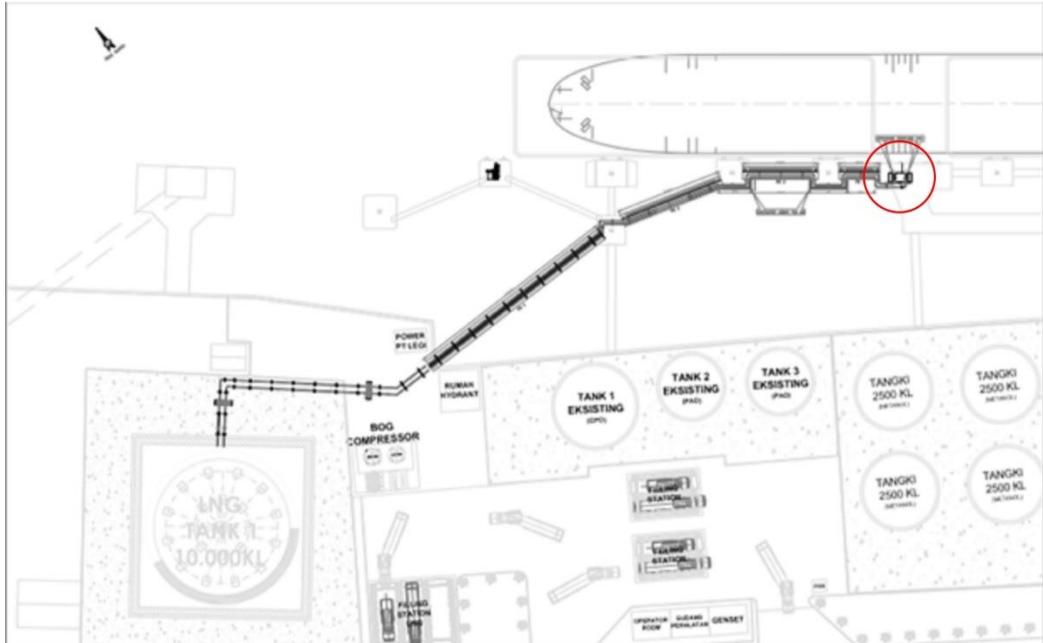


Pool Fire Node 3 Skenario 150mm

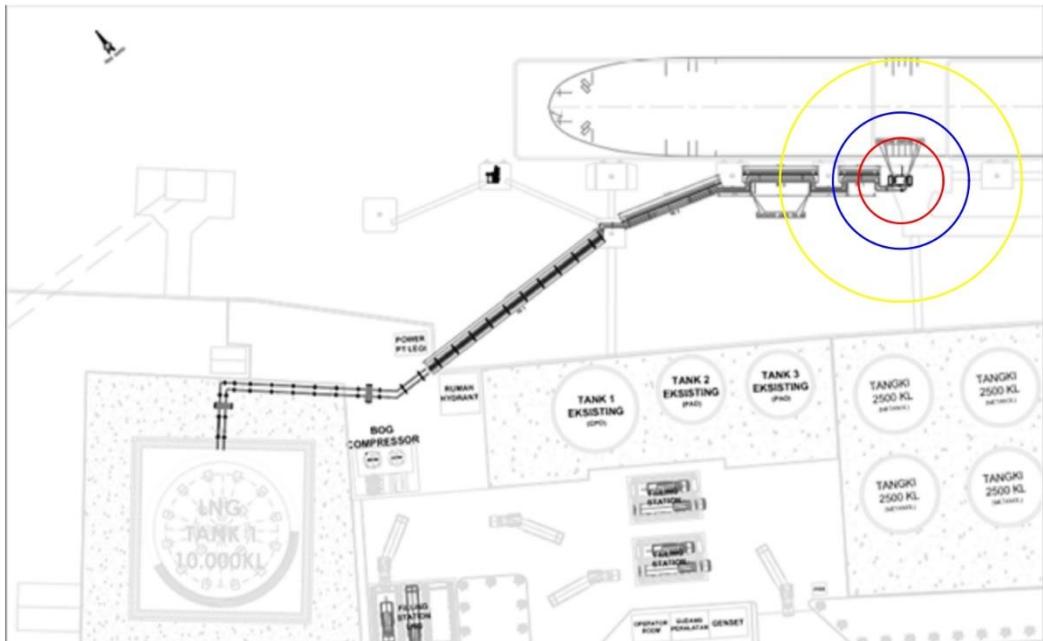


Pool Fire Node 4 Skenario 150mm

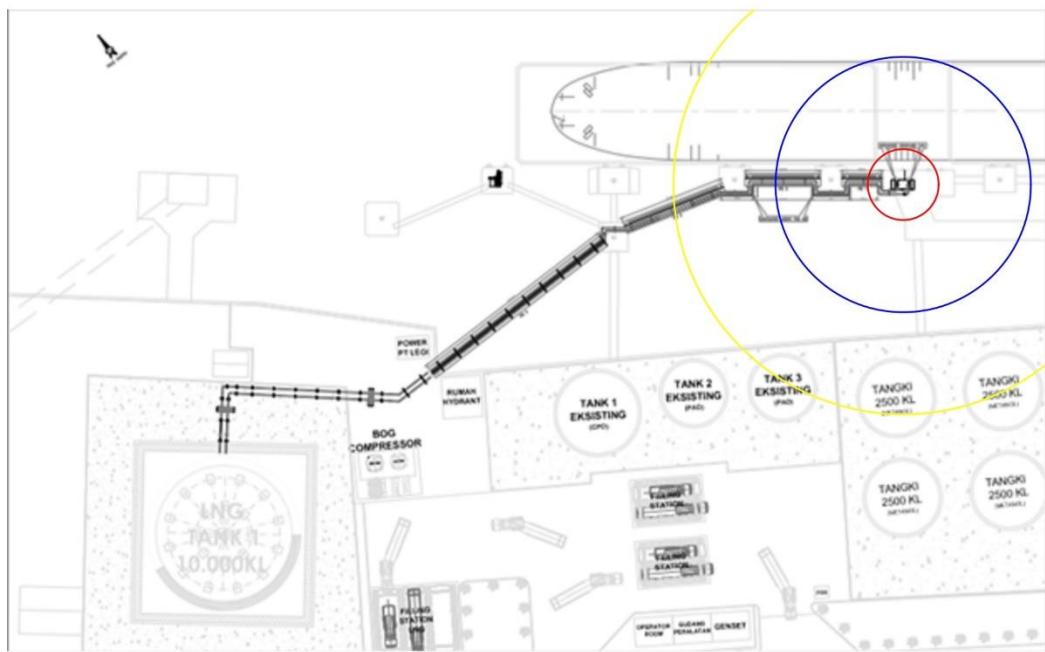
**LAMPIRAN VII : TOP VIEW FIRE MODELLING**



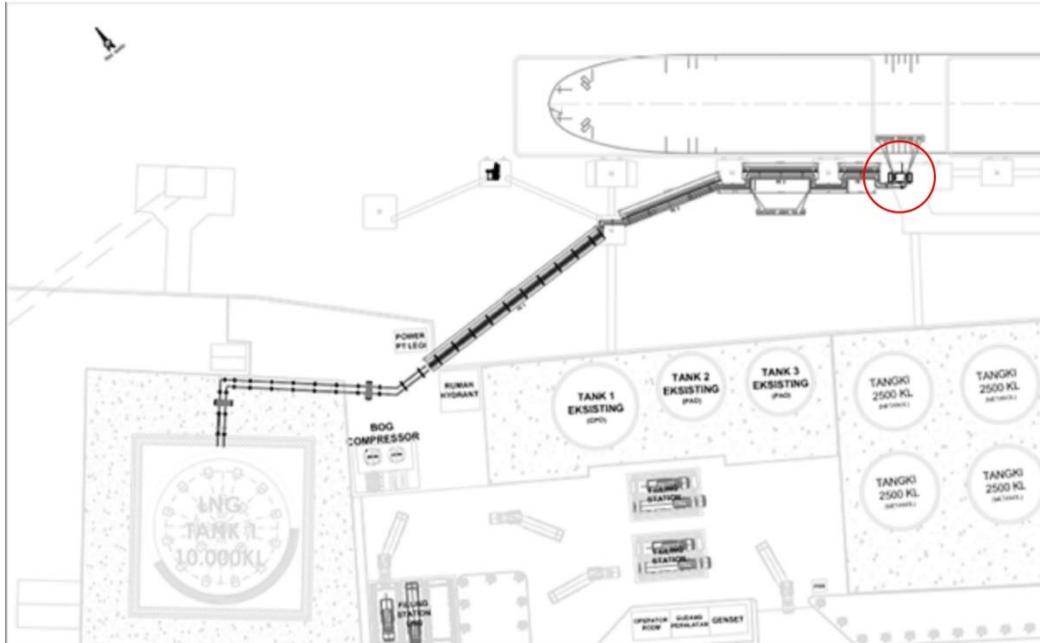
Jet Fire Node 1 Skenario 10mm



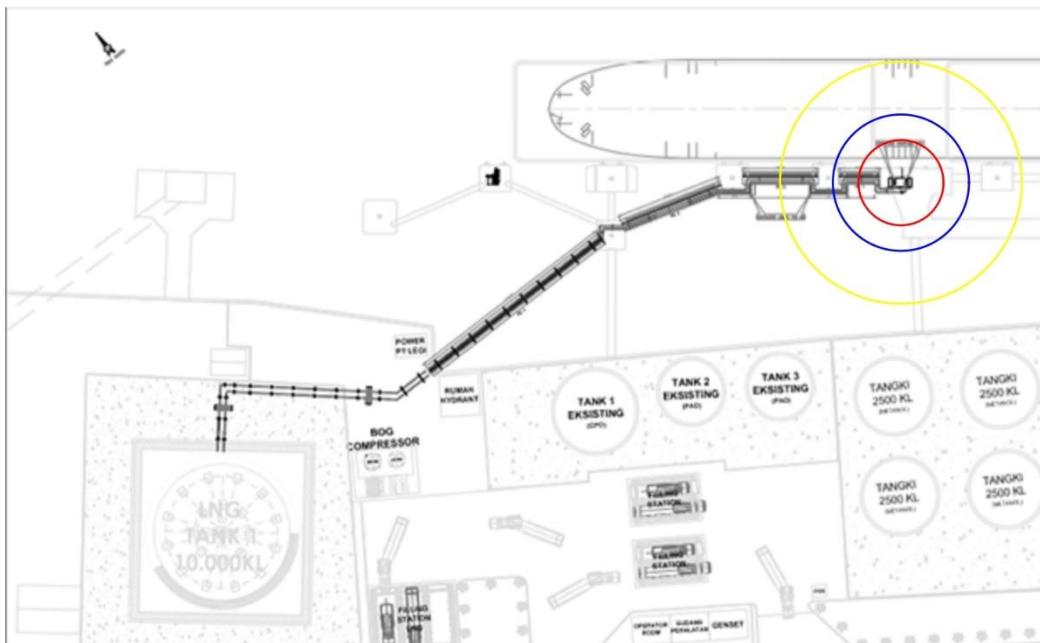
Jet Fire Node 1 Skenario 50mm



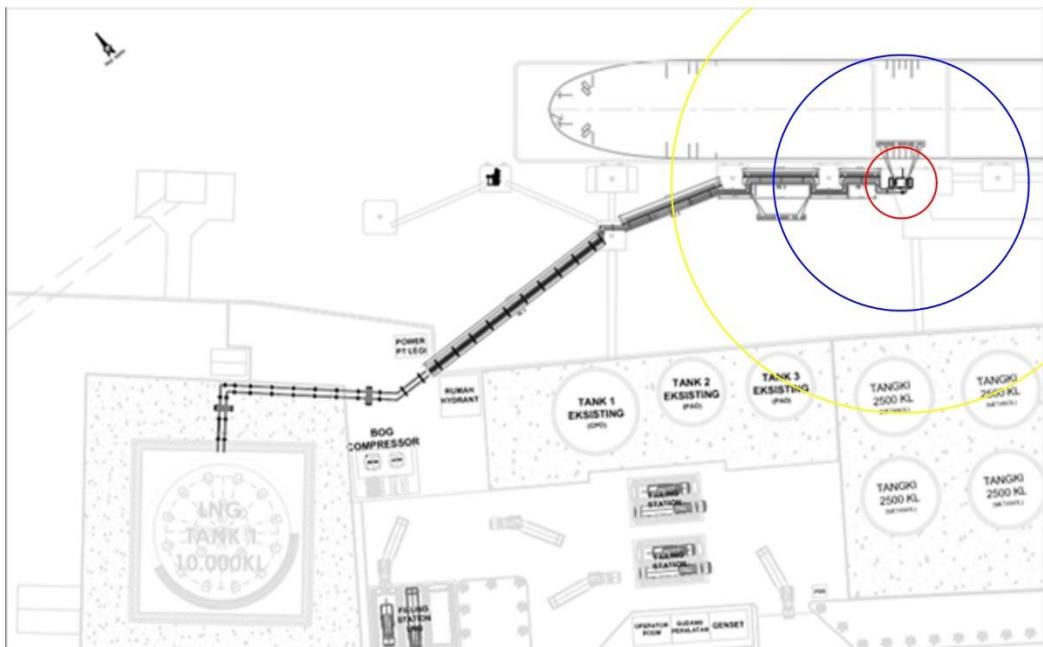
Jet Fire Node 1 Skenario 50mm



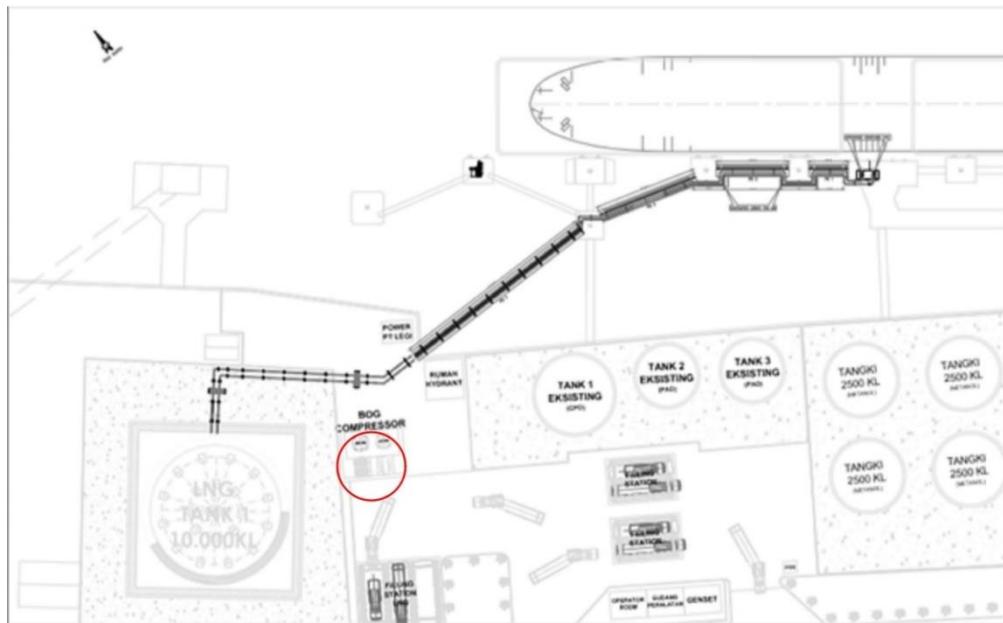
Jet Fire Node 2 Skenario 10mm



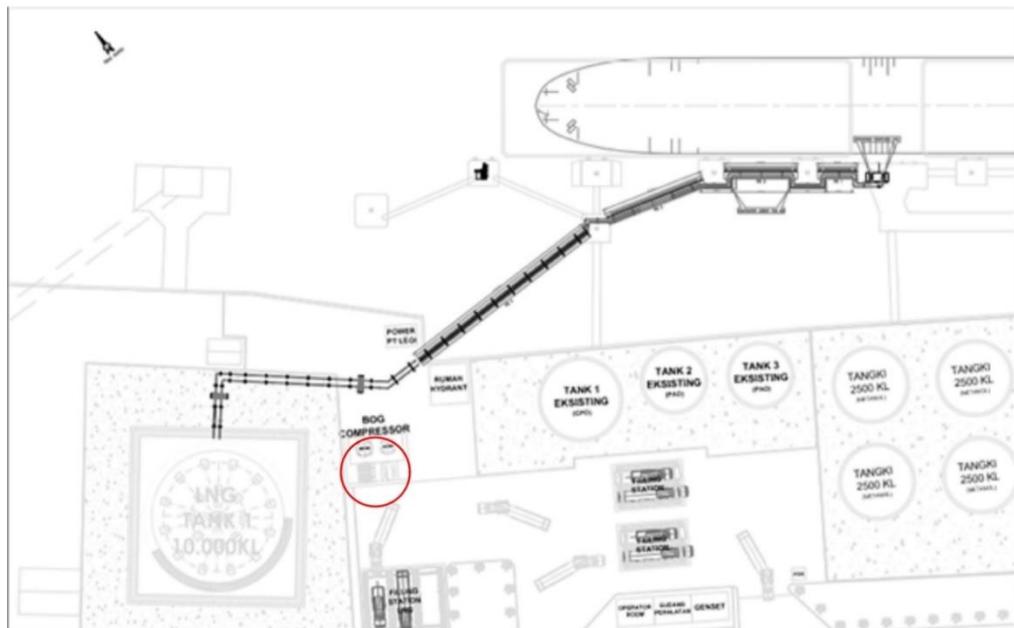
Jet Fire Node 2 Skenario 50mm



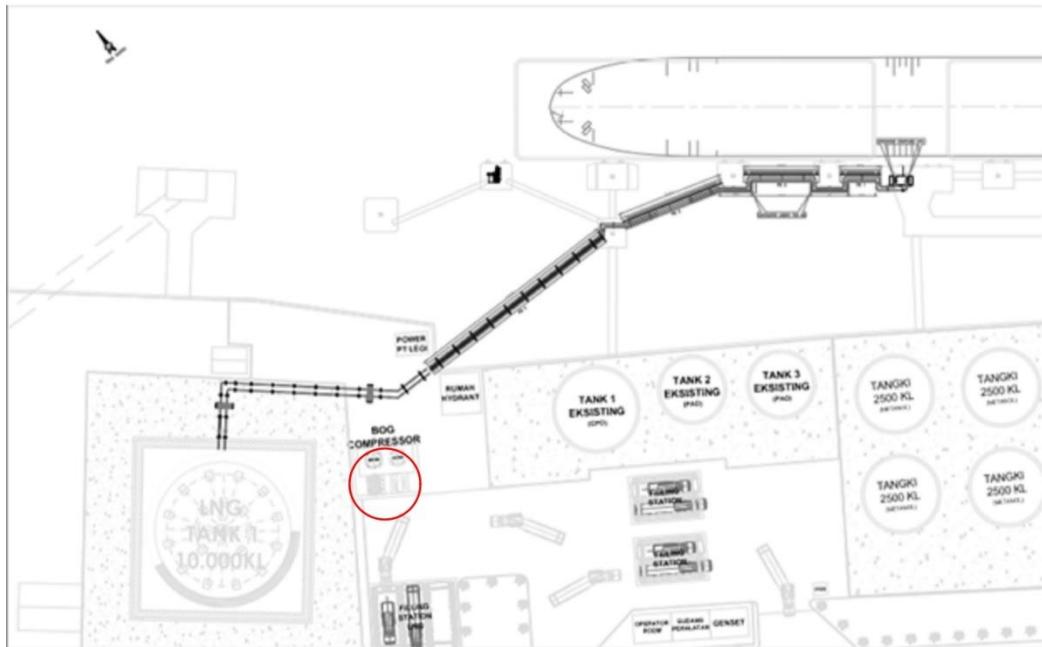
Jet Fire Node 2 Skenario 50mm



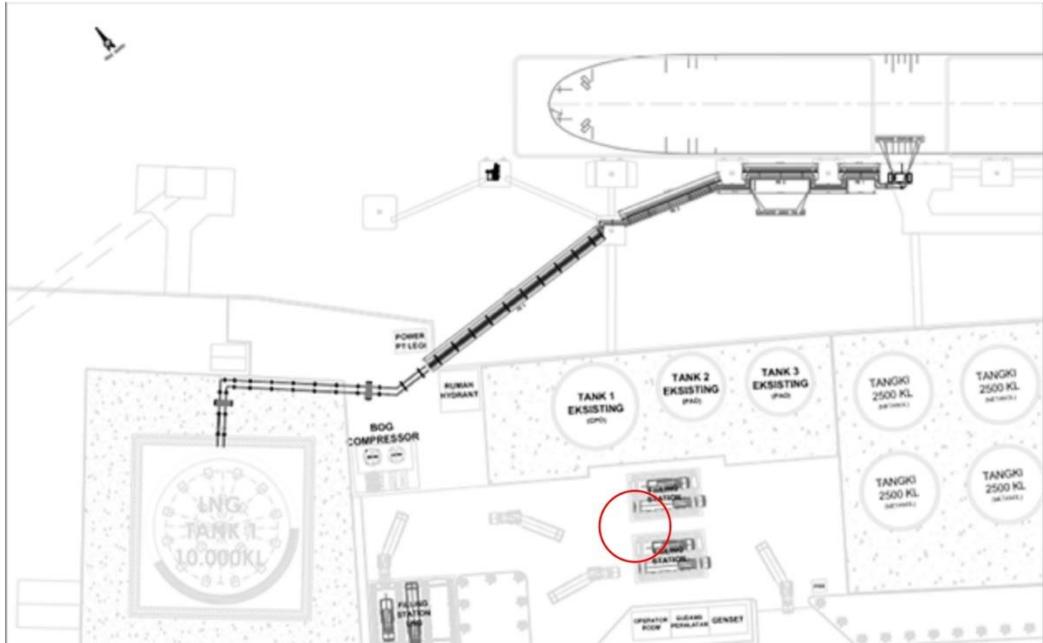
Jet Fire Node 3 Skenario 10mm



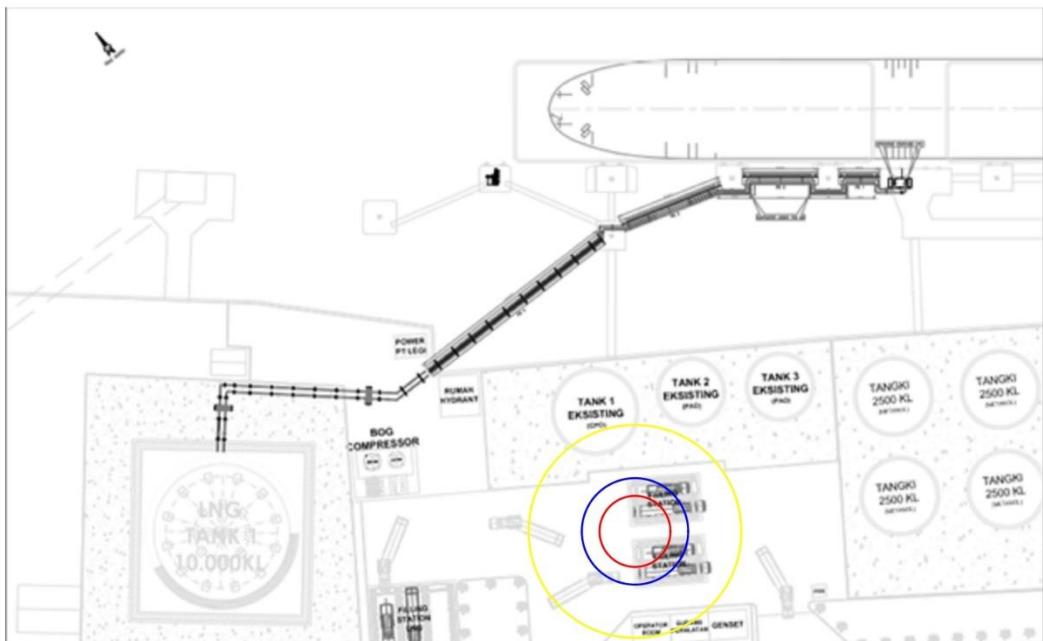
Jet Fire Node 3 Skenario 10mm



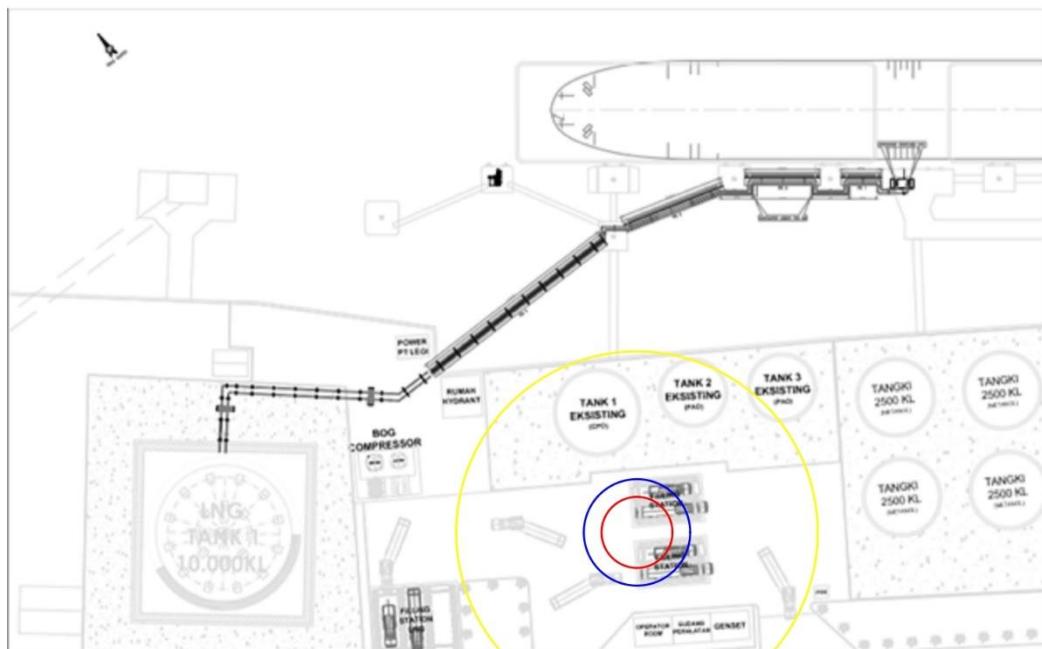
Jet Fire Node 3 Skenario 150mm



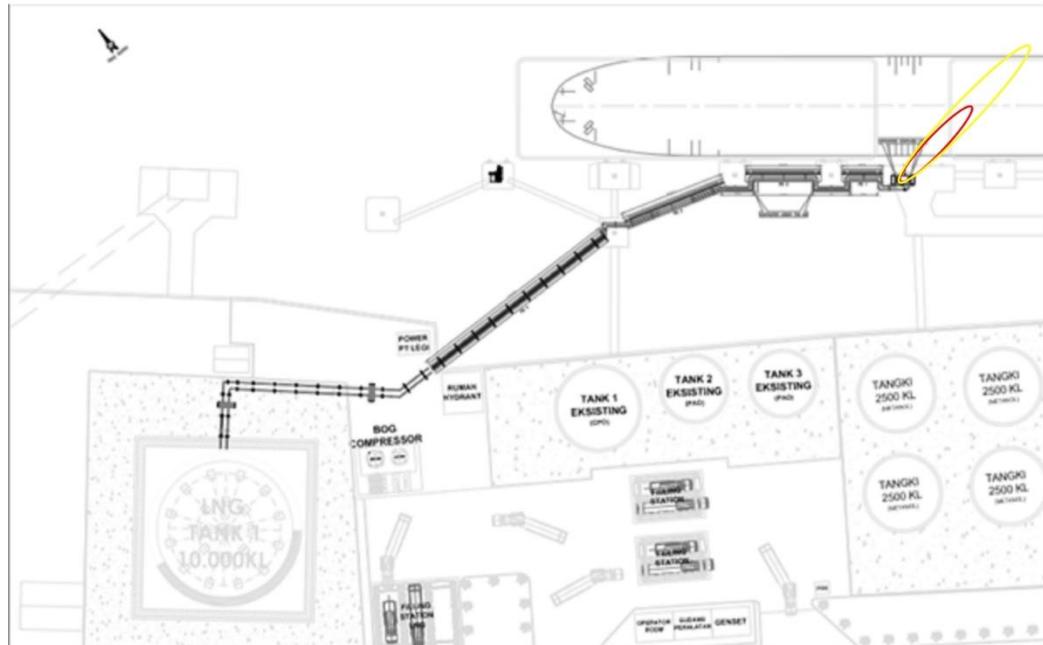
Jet Fire Node 4 Skenario 10mm



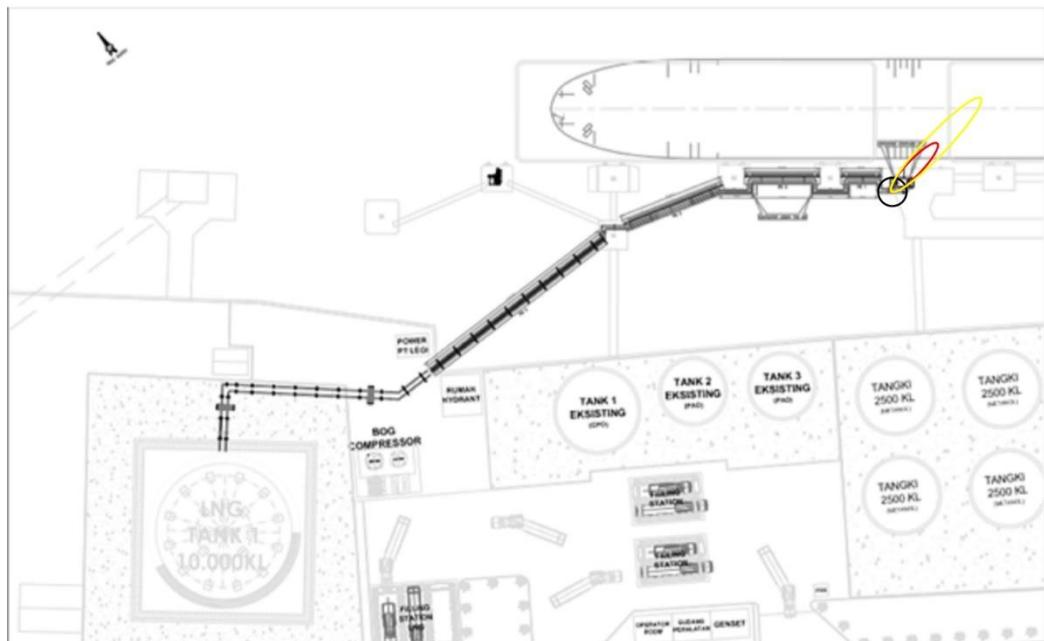
Jet Fire Node 4 Skenario 50mm



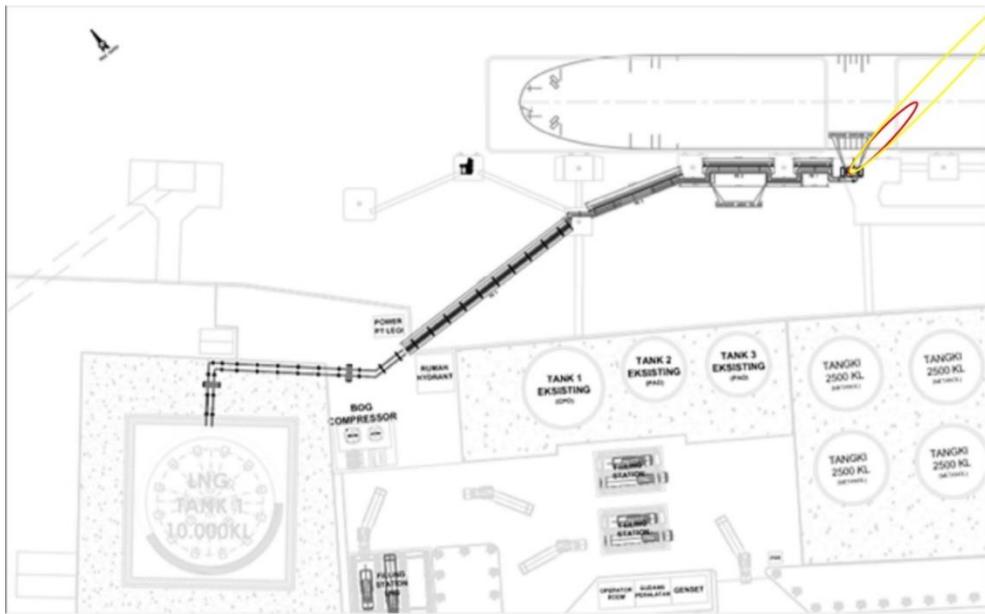
Jet Fire Node 4 Skenario 150mm



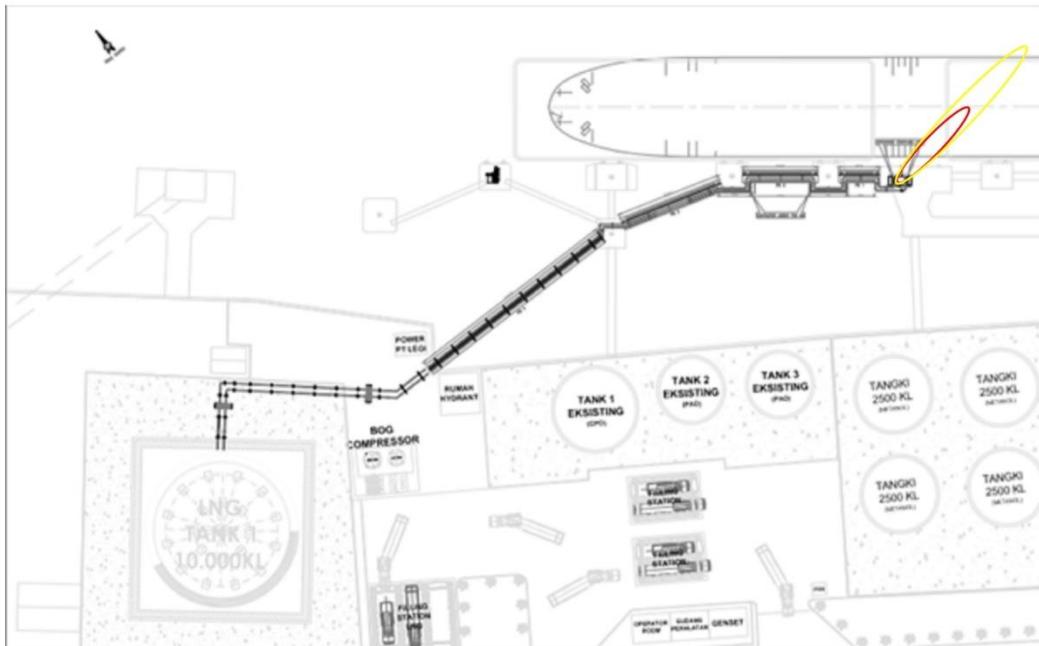
Flash Fire Node 1 Skenario 10mm



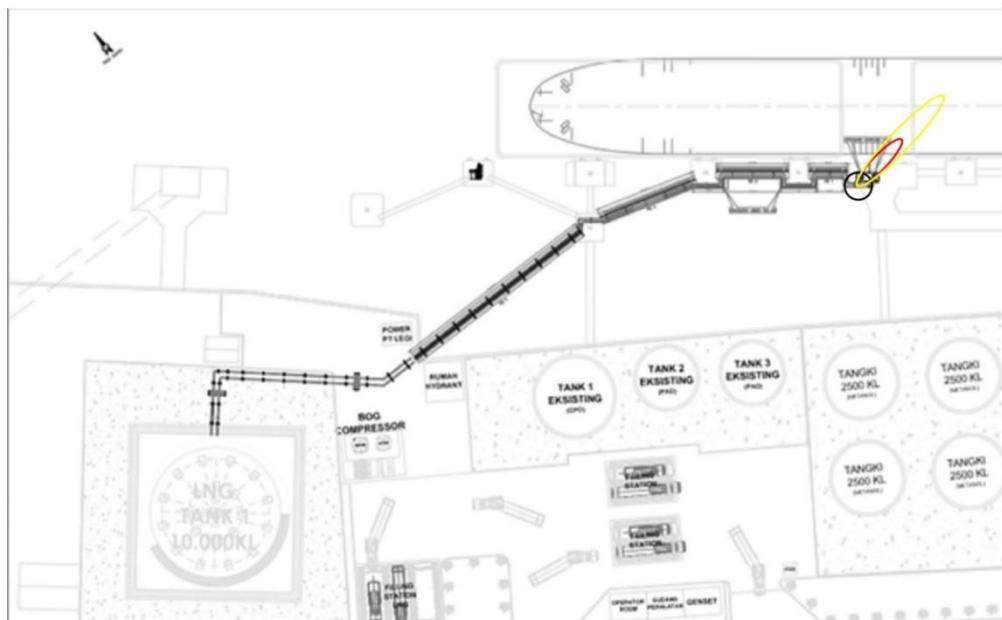
Flash Fire Node 1 Skenario 50mm



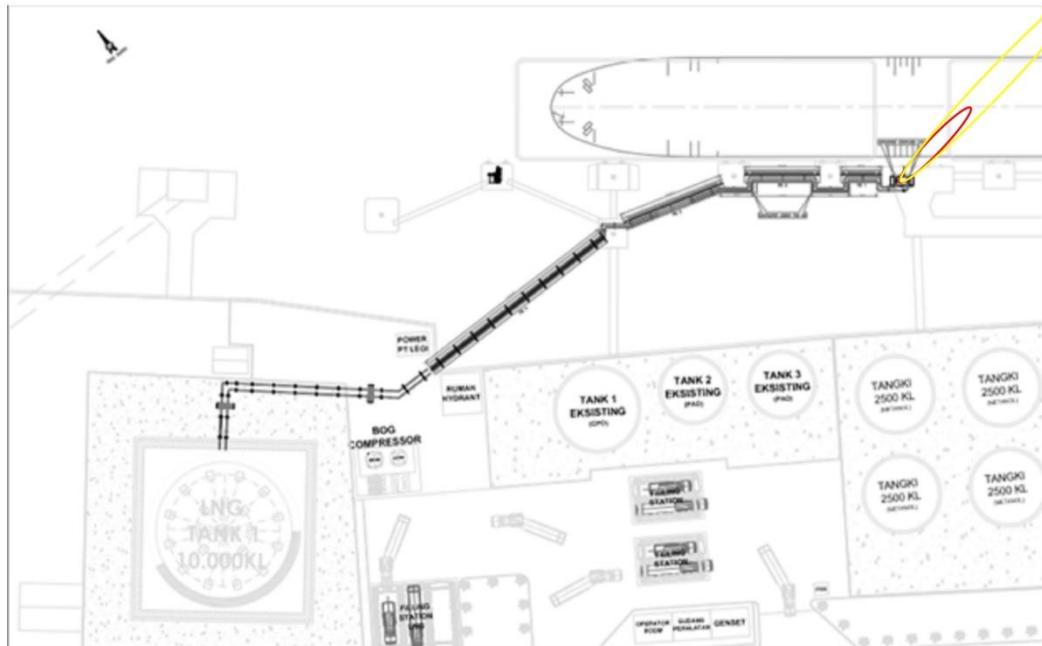
Flash Fire Node 1 Skenario 150mm



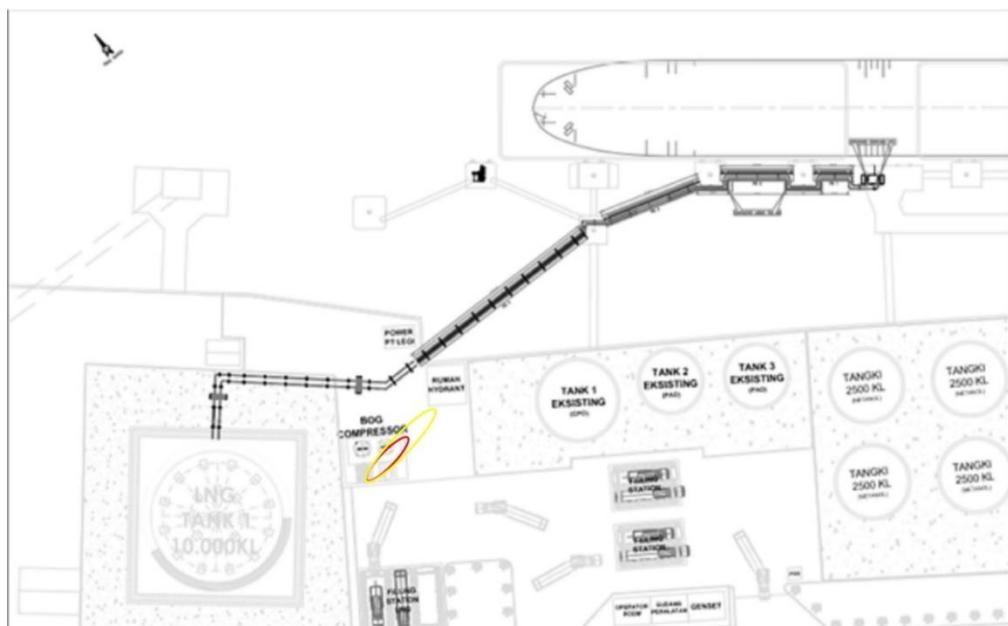
Flash Fire Node 2 Skenario 10mm



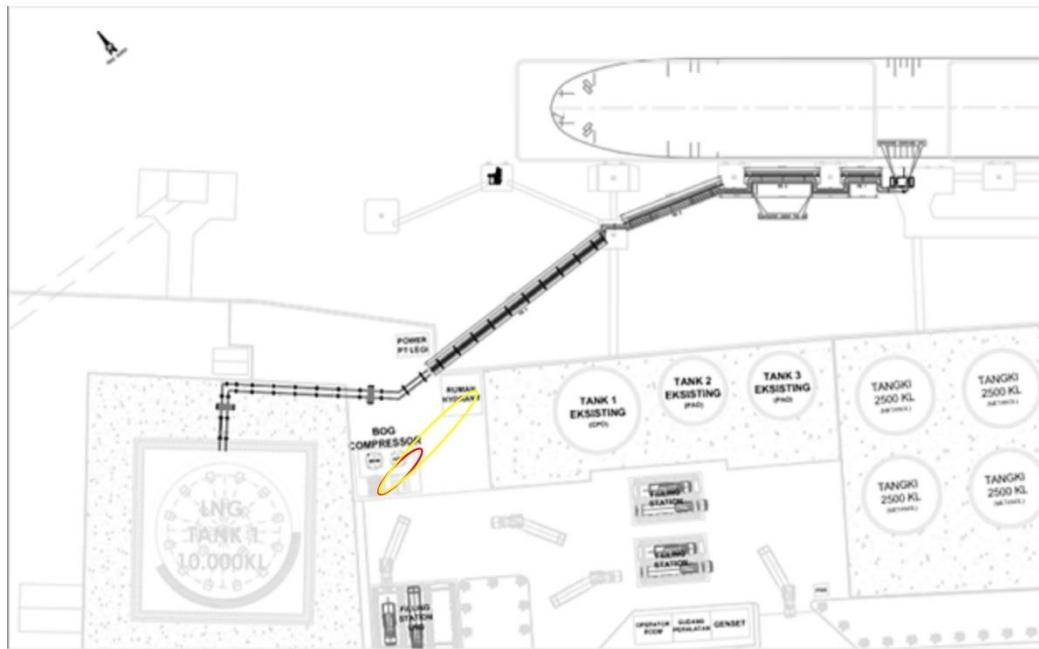
Flash Fire Node 2 Skenario 50mm



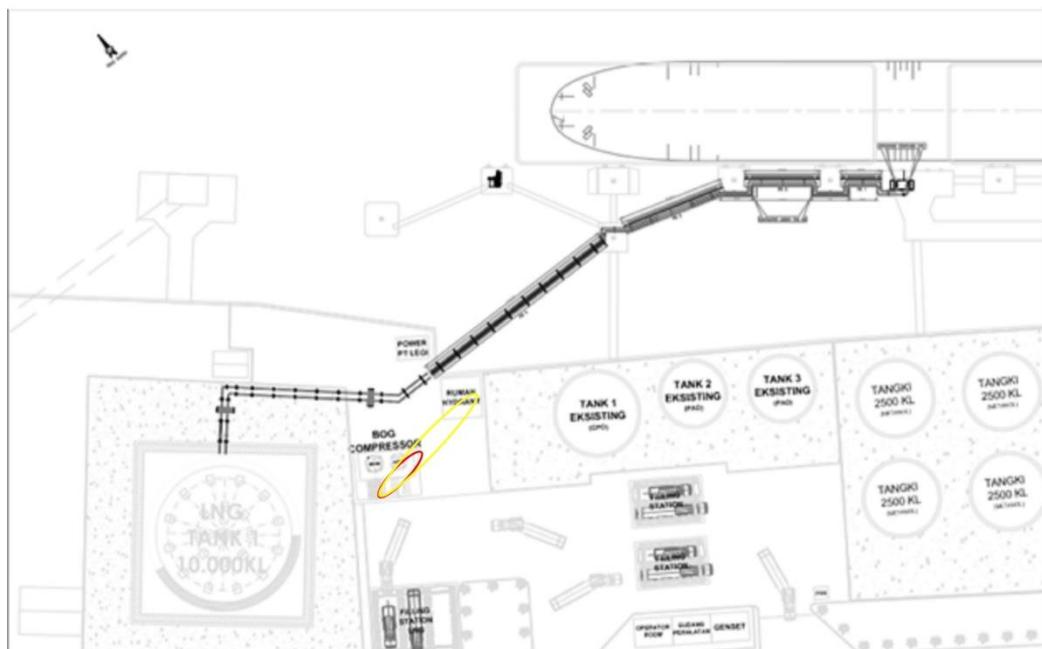
Flash Fire Node 2 Skenario 150mm



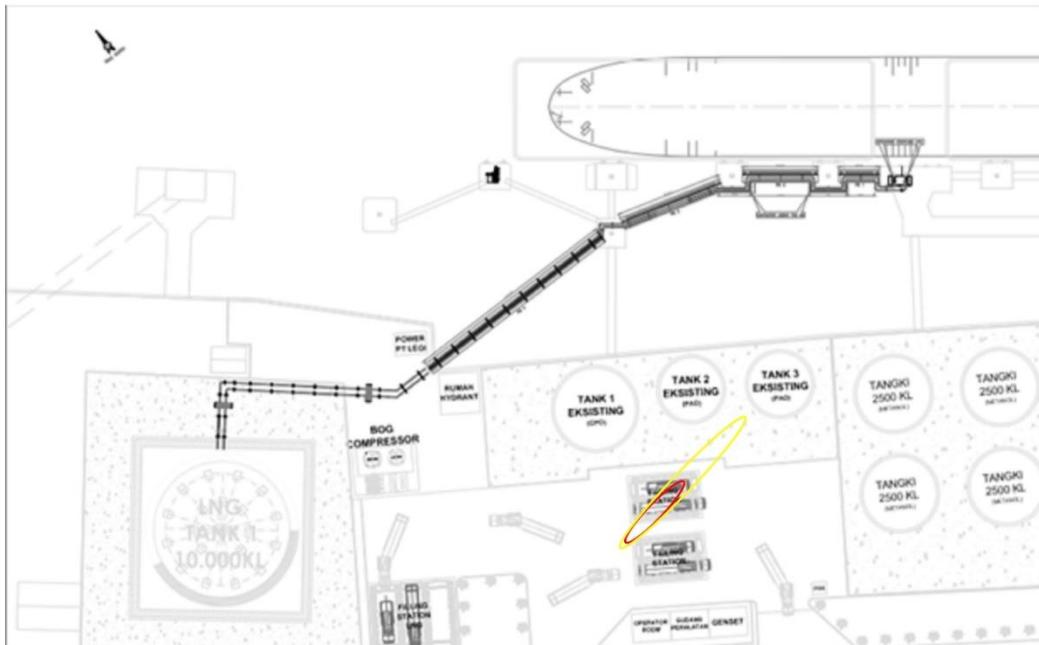
Flash Fire Node 3 Skenario 10mm



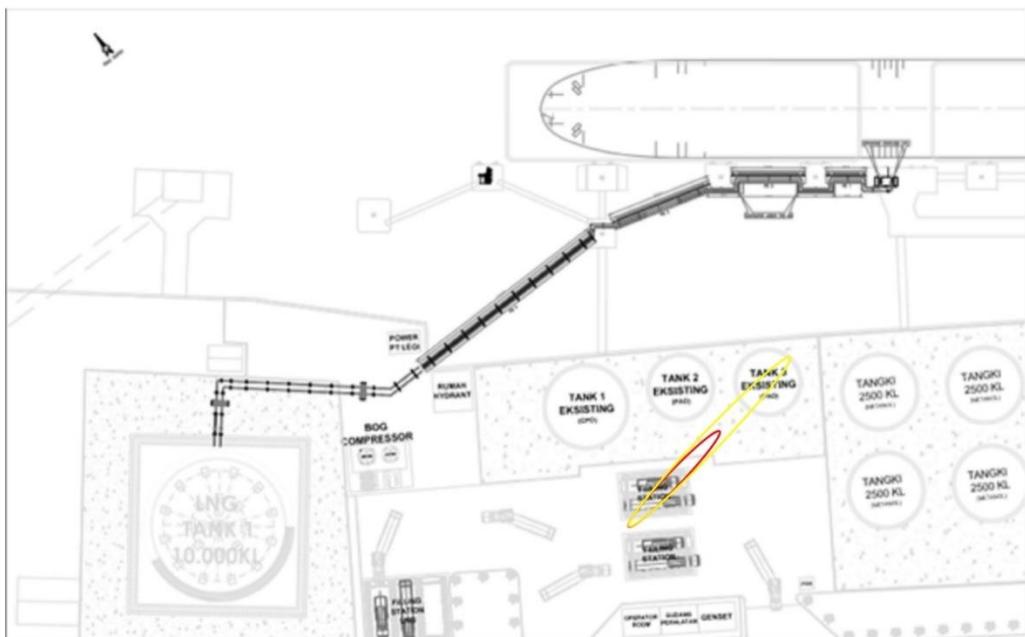
Flash Fire Node 3 Skenario 50mm



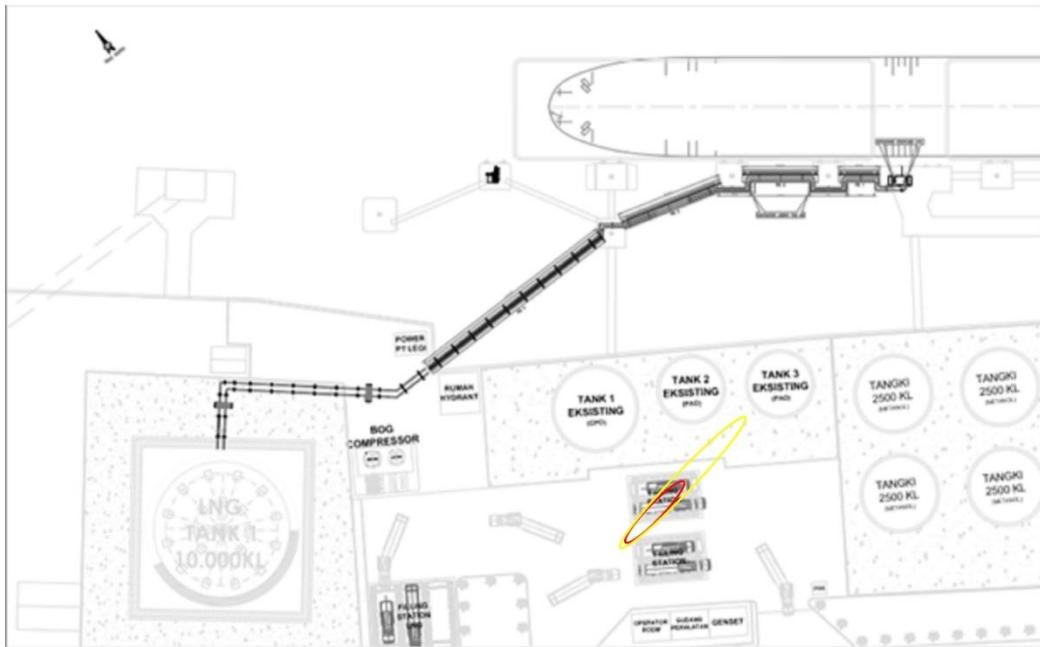
Flash Fire Node 3 Skenario 150mm



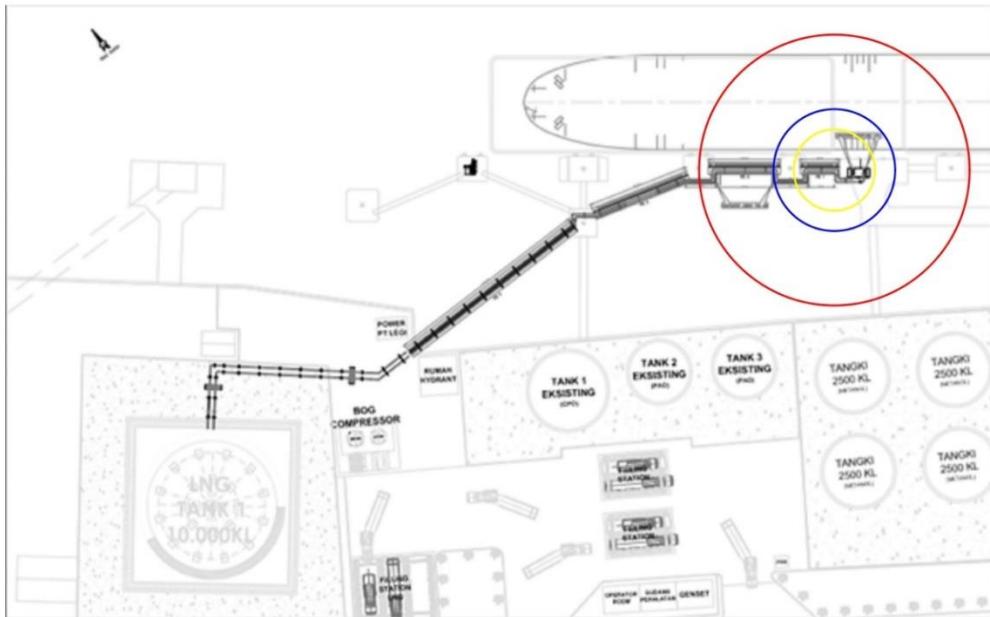
Flash Fire Node 4 Skenario 10mm



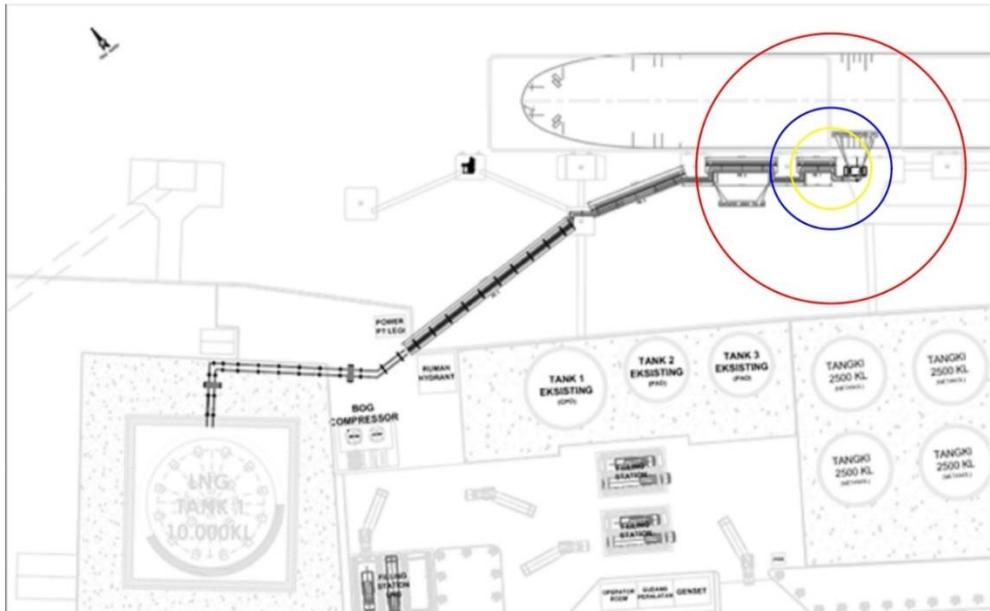
## Flash Fire Node 4 Skenario 50mm



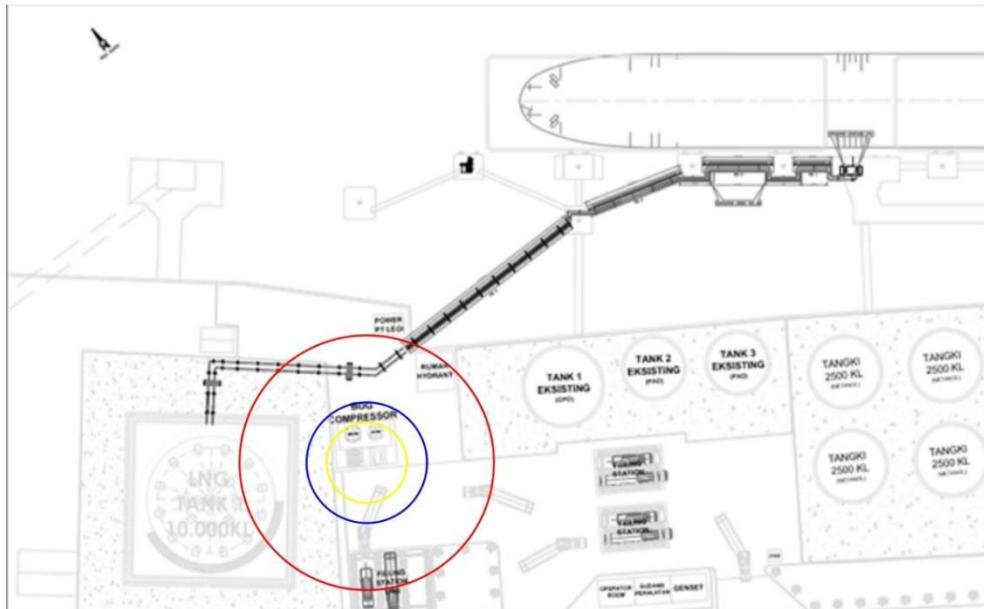
## Flash Fire Node 4 Skenario 150mm



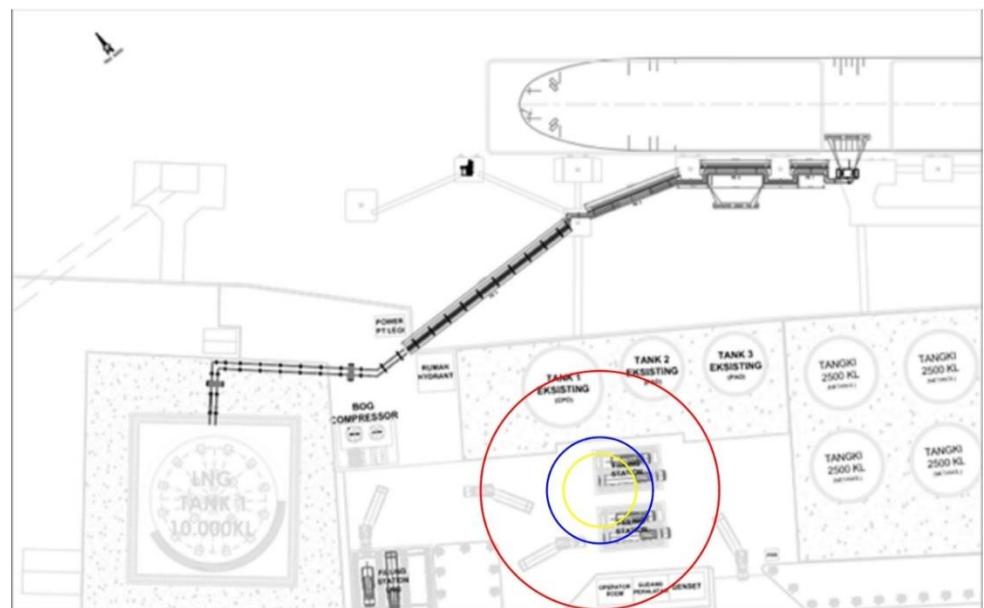
VCE Node 1 Skenario 50mm



VCE Node 2 Skenario 50mm

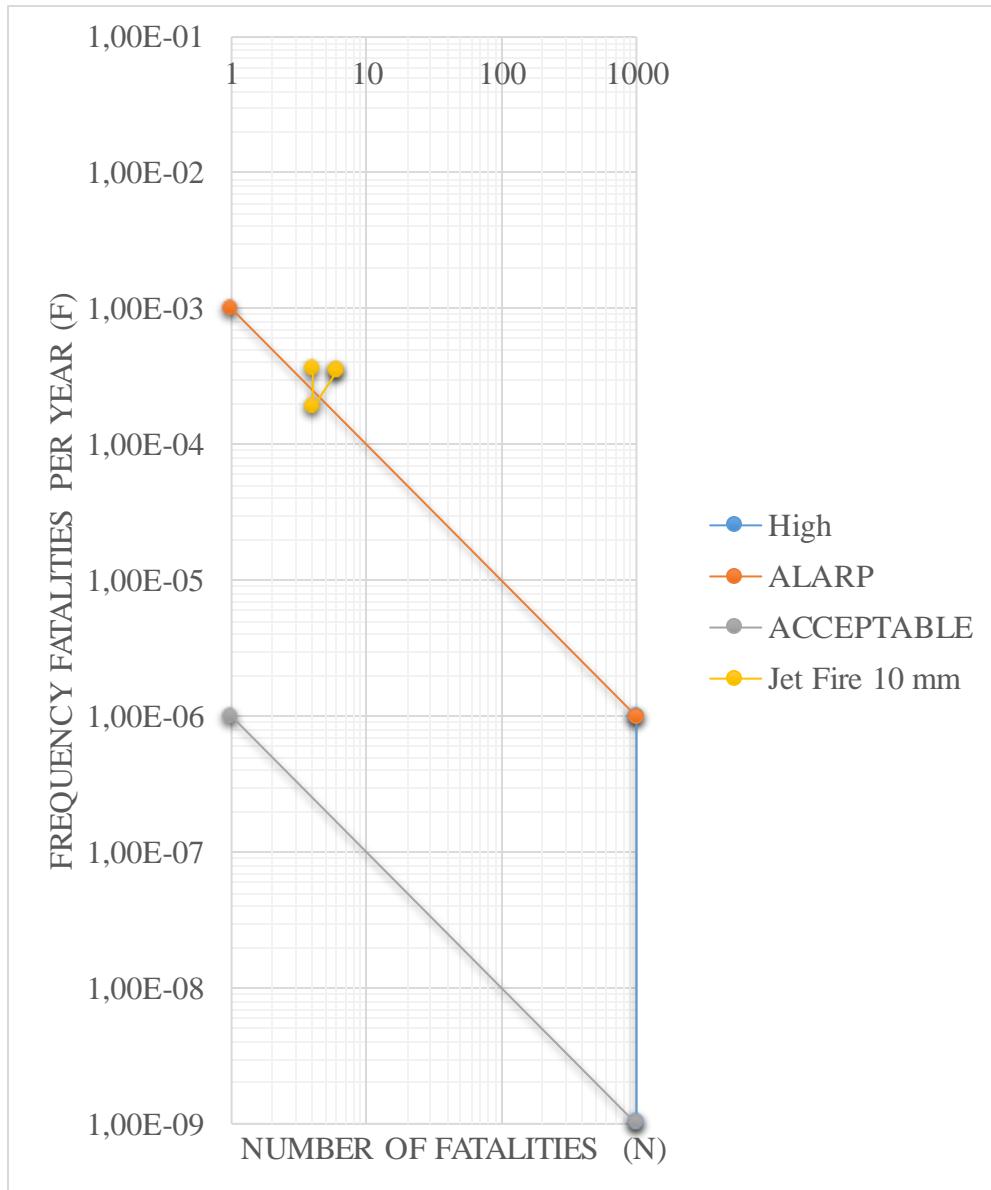


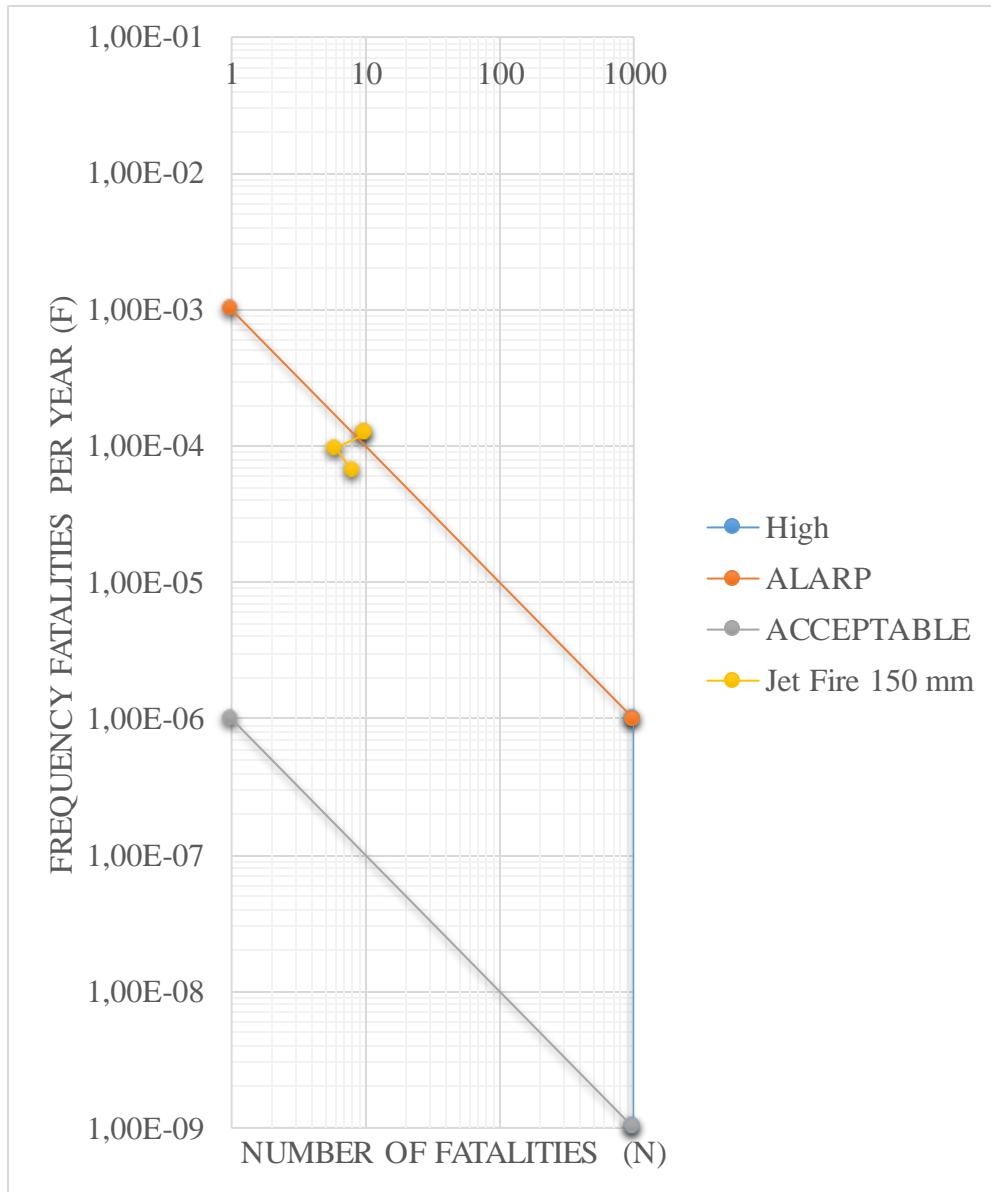
VCE Node 3 Skenario 50mm

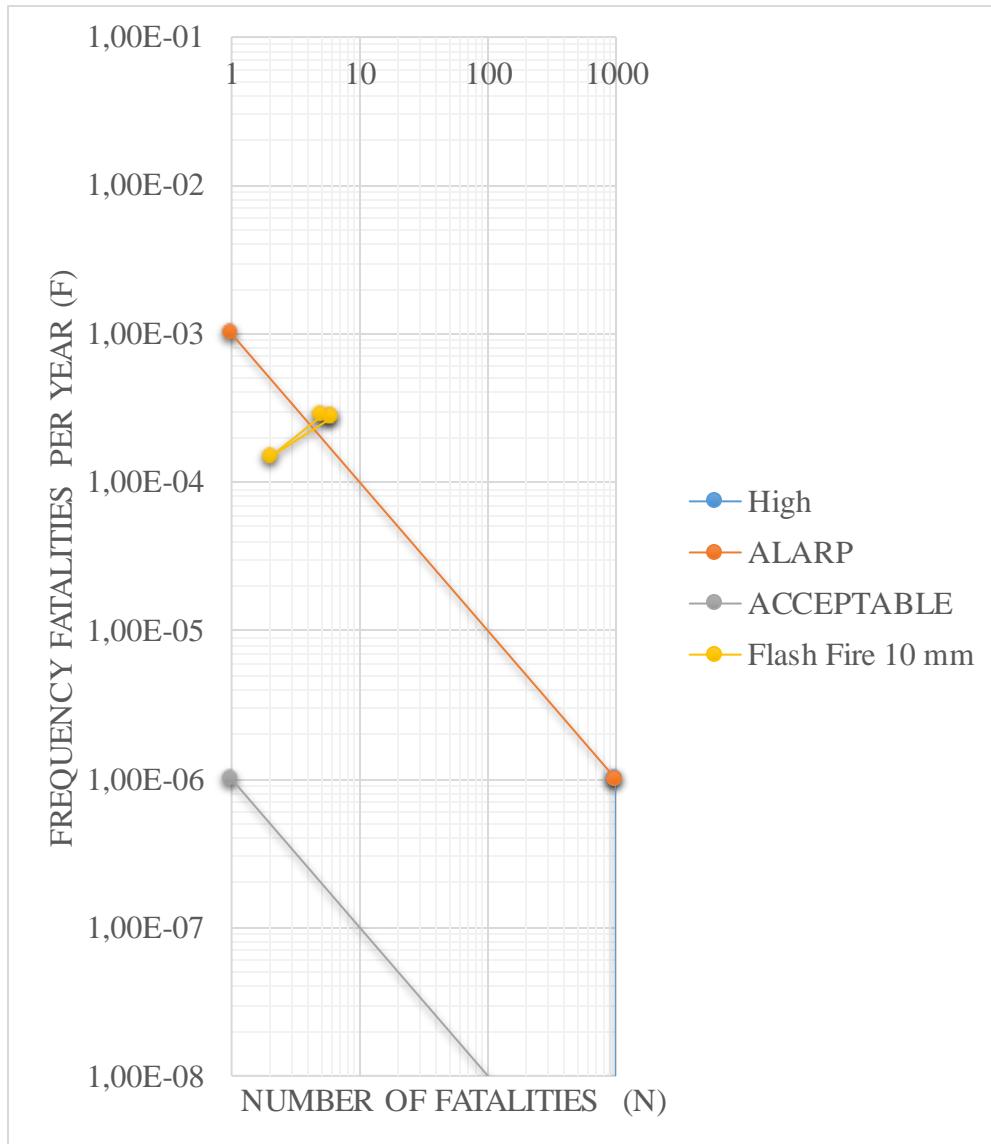


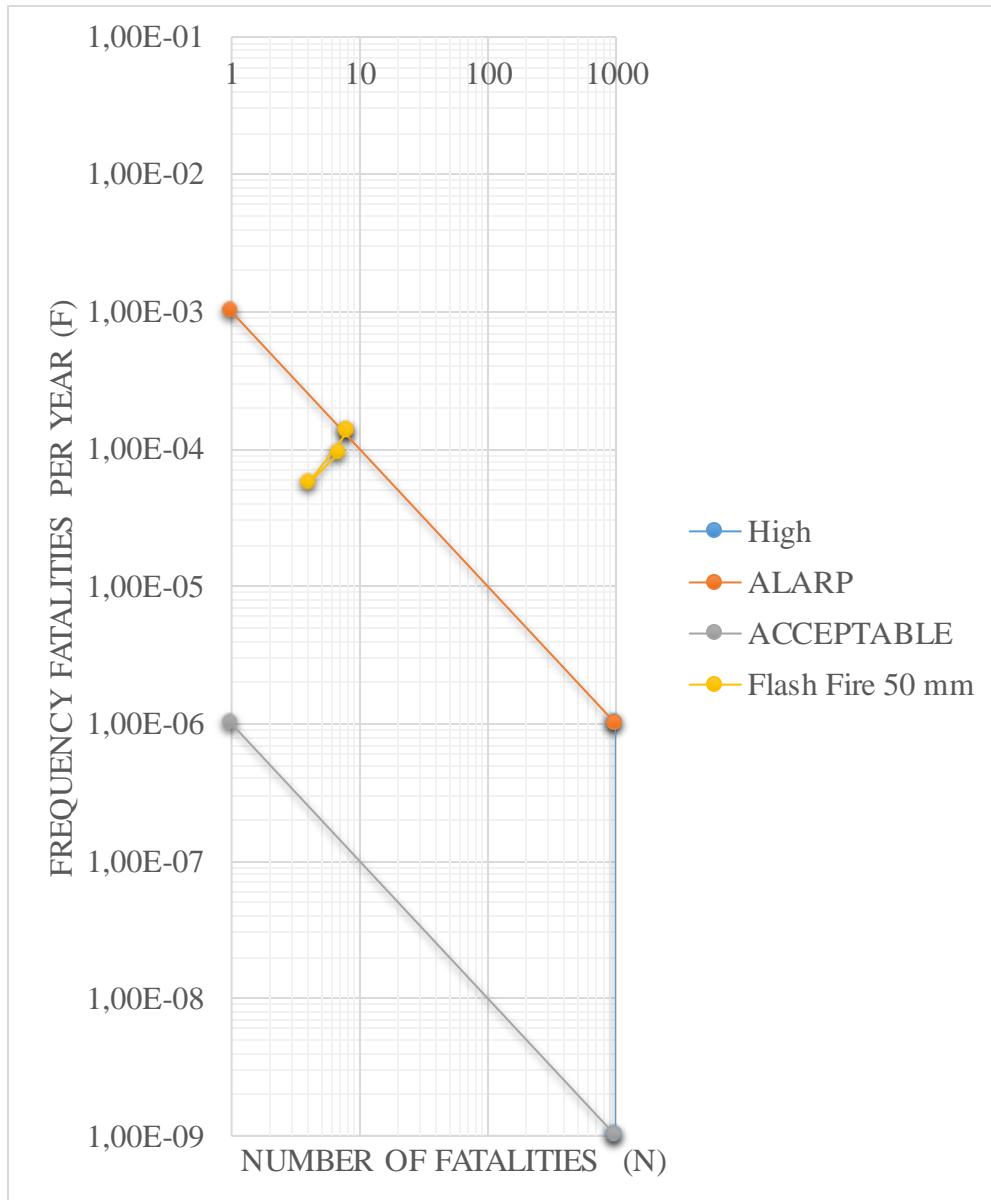
VCE Node 4 Skenario 50mm

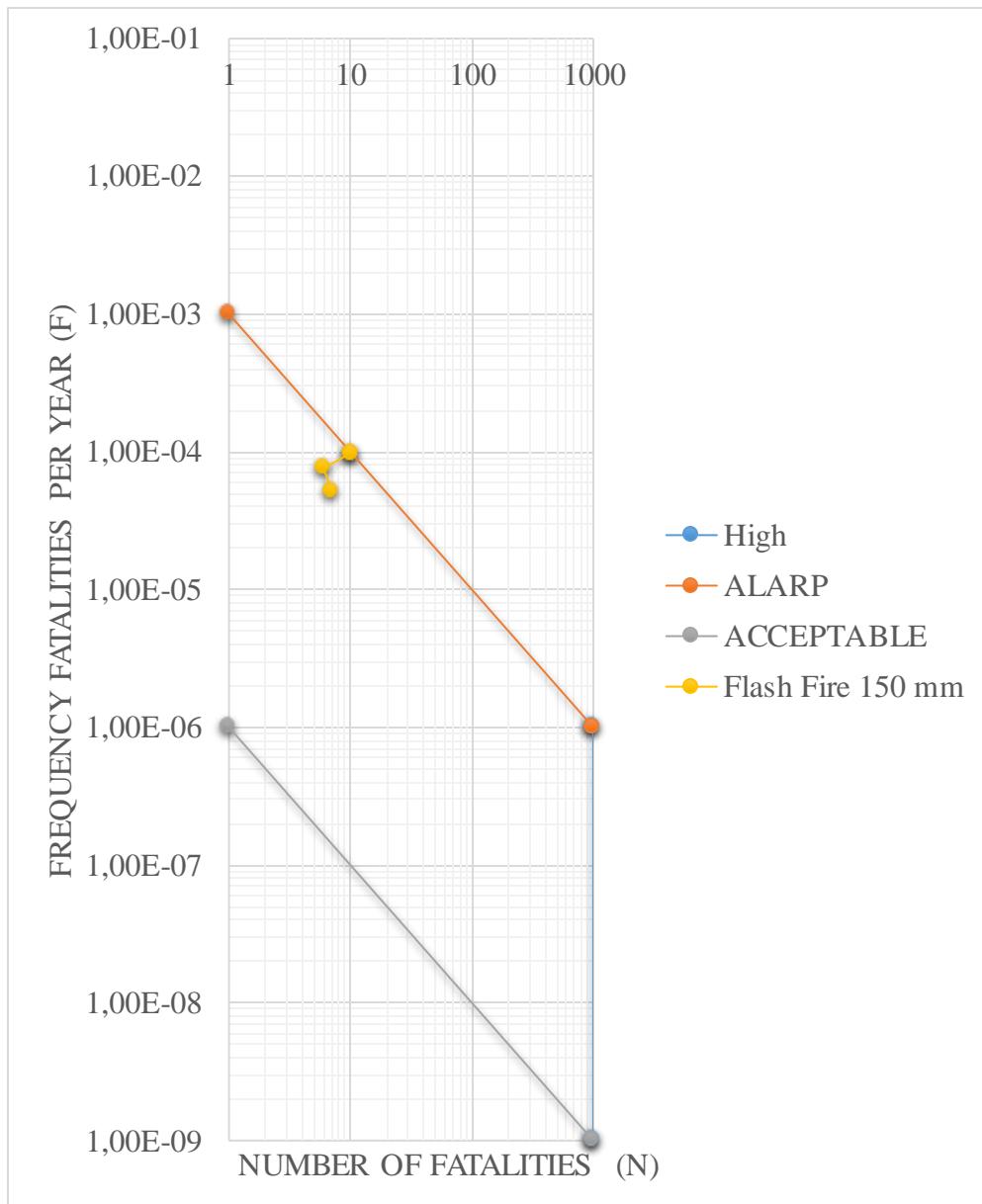
**LAMPIRAN VII : RISK MAPPING f-N CURVE**

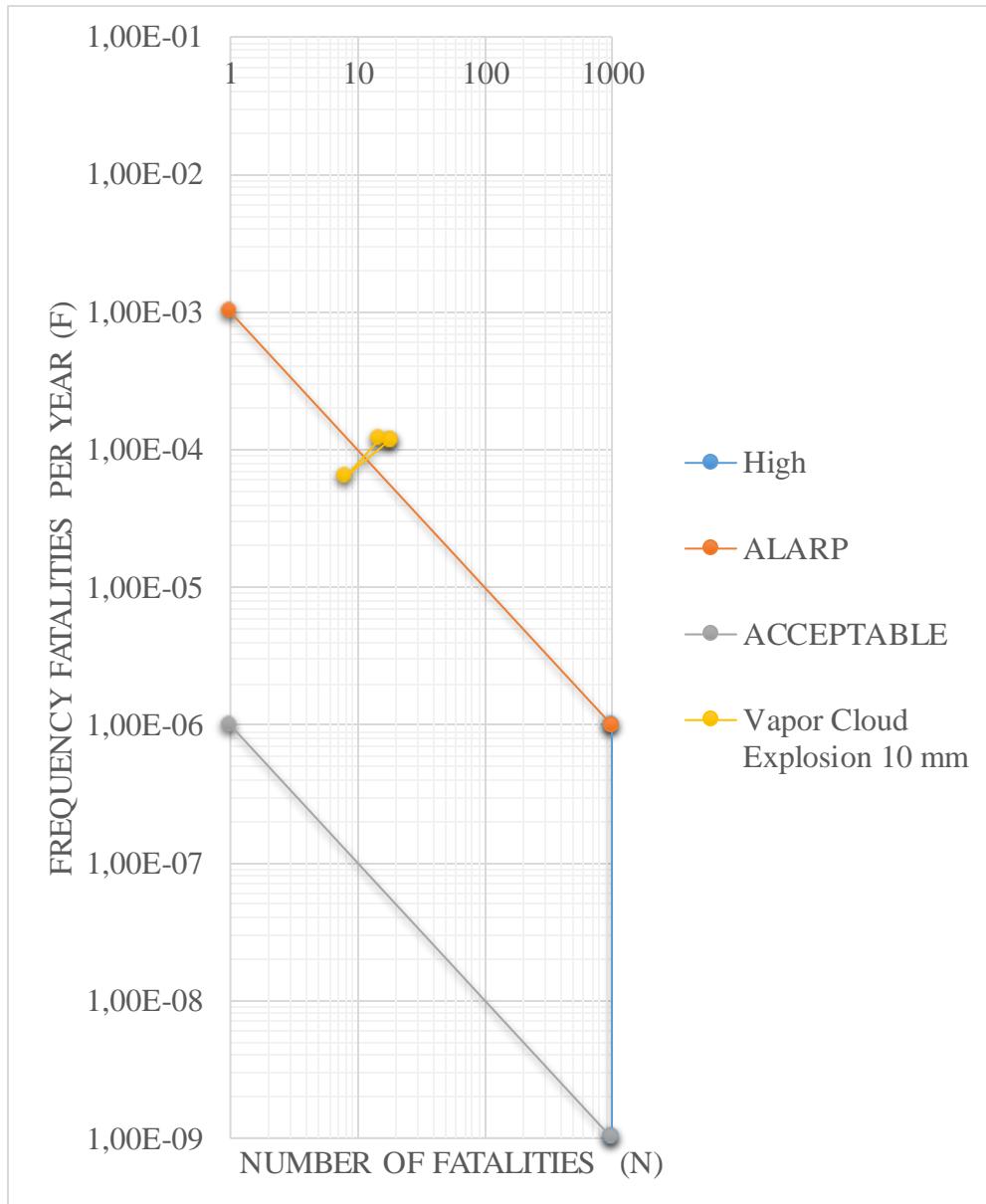


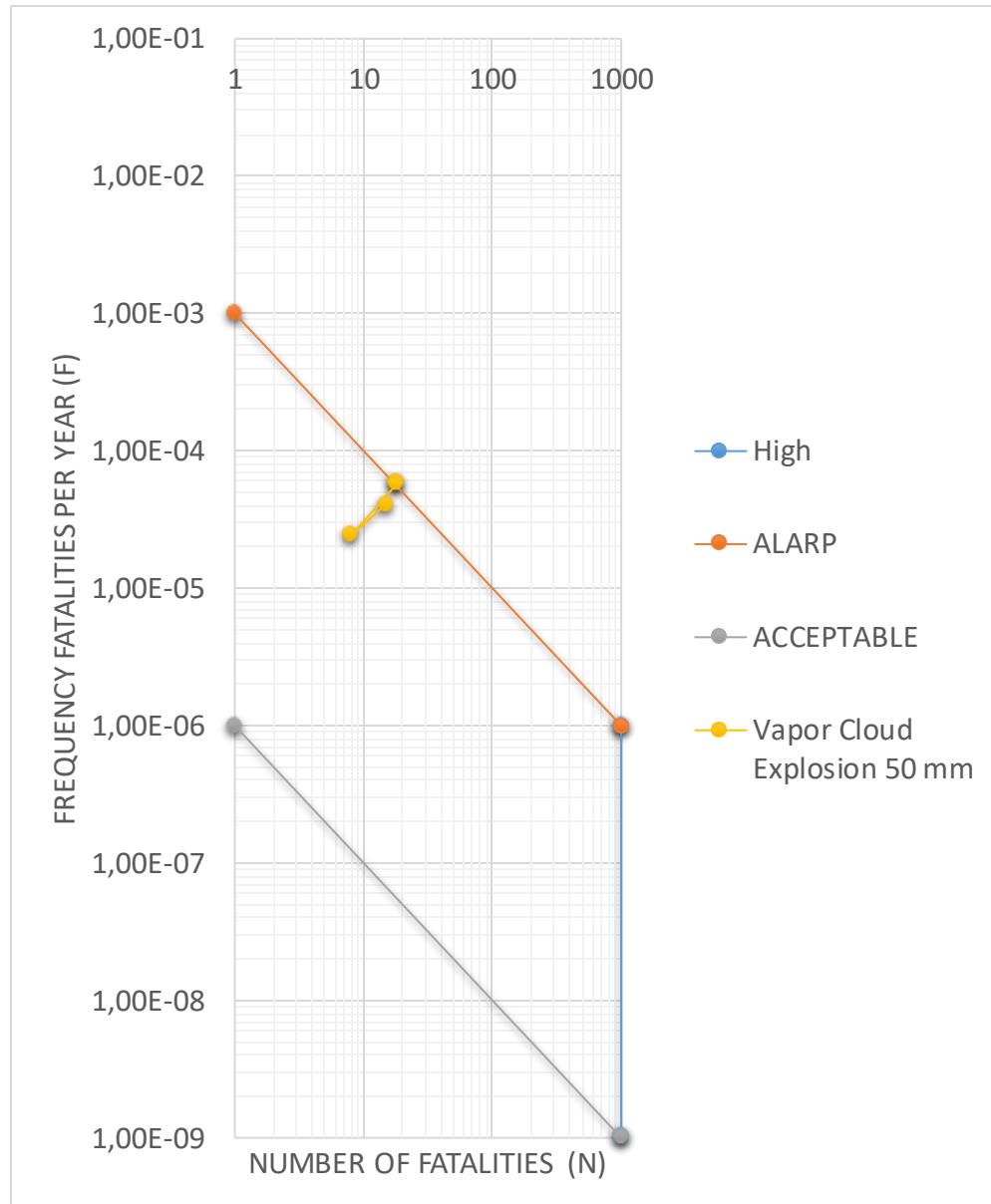


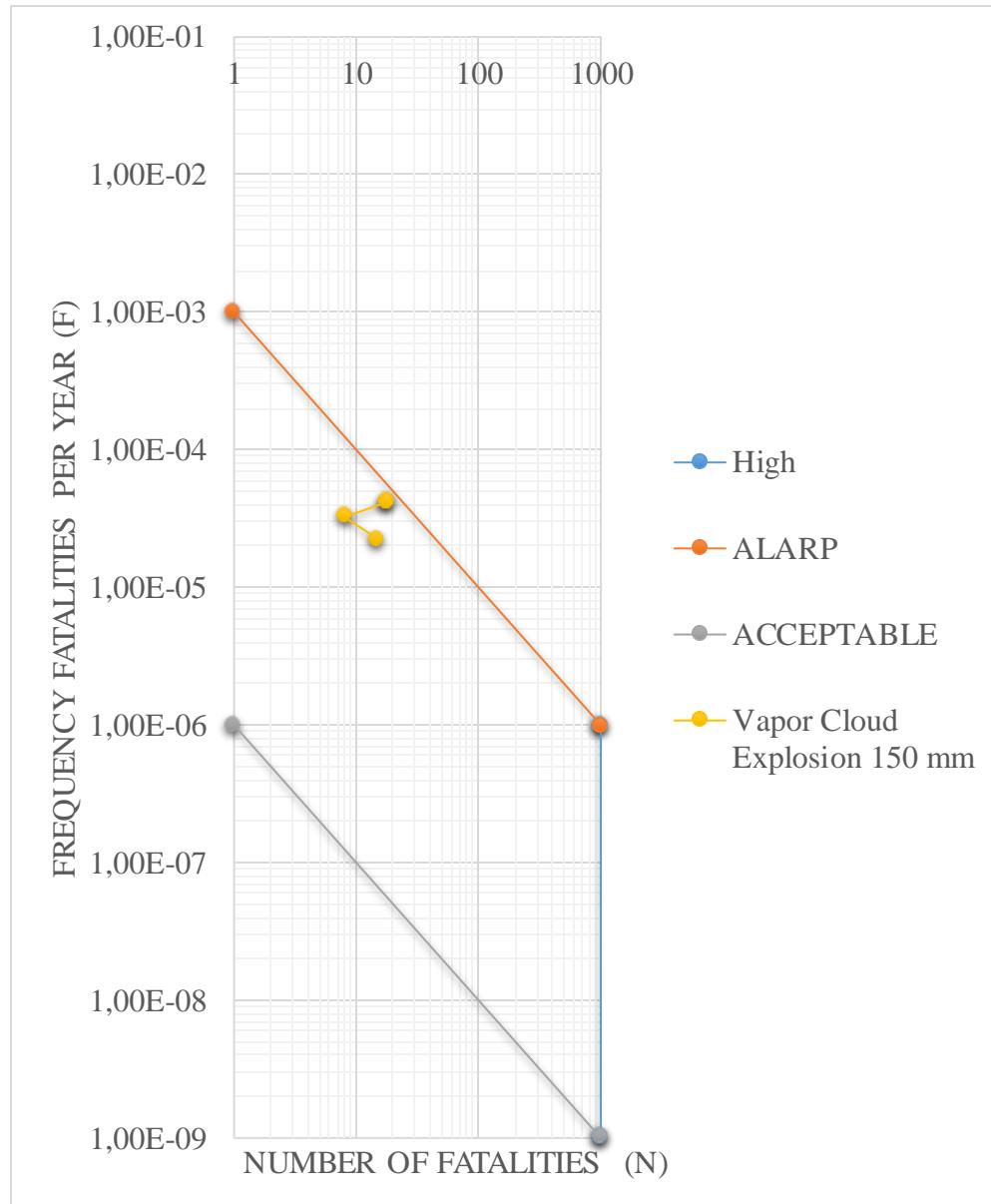












**LAMPIRAN VIII : LOPA WORKSHEET MITIGATION**

<b>Scenario Number:</b> 1	<b>Node:</b> 1	<b>Scenario Title:</b> Gas release for <i>Jet Fire</i> at 10 mm	
	LNG Transfer from LNGC to Storage Tank	<b>Risk Level:</b> UNACCEPTABLE	
<b>Date:</b> 30-6-2020	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category <i>Jet Fire</i> because of gas release incident		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	System leakage and failure		2,30E-03
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	1,50E-01	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			3,45E-04
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Pressure Alarm	4,22E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		4,22E-02	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			1,46E-05
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		YES	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		

<b>Scenario Number:</b> 2	<b>Node:</b> 1	<b>Scenario Title:</b> Gas release for <i>Jet Fire</i> at 50 mm	
	LNG Transfer from LNGC to Storage Tank	<b>Risk Level:</b> UNACCEPTABLE	
<b>Date:</b> 30-6-2020	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency</b> (per Year)
<b>Consequence</b>  (Description)	Fire and explosion event category <i>Jet Fire</i> because of gas release incident		
<b>Risk Tolerance Criteria</b> (Frequency)	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event</b> (Frequency)	Sistem leakage and failure		1,12E-03
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	1,50E-01	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>		1,68E-04	
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Pressure Alarm	4,22E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		4,22E-02	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>		7,09E-06	
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		YES	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		

<b>Scenario Number:</b> 3	<b>Node:</b> 1	<b>Scenario Title:</b> Gas release for <i>Jet Fire at 150 mm</i>	
	LNG Transfer from LNGC to Storage Tank	<b>Risk Level:</b> UNACCEPTABLE	
<b>Date:</b> 30-6-2020	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency</b> (per Year)
<b>Consequence</b>  <b>(Description)</b>	Fire and explosion event category <i>Jet Fire</i> because of gas release incident		
<b>Risk Tolerance</b> <b>Criteria</b> <b>(Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event</b> <b>(Frequency)</b>	Sistem leakage and failure		8,22E-04
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition</b> <b>Probability</b>	Immediate Ignition	1,50E-01	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			1,23E-04
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Pressure Alarm	4,22E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		4,22E-02	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			5,20E-06
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		YES	
<b>Action Required</b> to Meet Risk  <b>Tolerance</b> <b>Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		

<b>Scenario Number:</b> <b>4</b>	<b>Node: 1</b>	<b>Scenario Title: Gas release for Flash Fire at 10 mm</b>	
	<b>LNG Transfer from LNGC to Storage Tank</b>	<b>Risk Level: UNACCEPTABLE</b>	
<b>Date: 30-6-2020</b>	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	<b>Fire and explosion event category <i>Flash Fire</i> because of gas release incident</b>		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	<b>Tolerable risk of a hazard event</b>		<b>1,00E-04</b>
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	<b>Sistem leakage and failure</b>		<b>2,30E-03</b>
<b>Enabling Event</b>	<b>N/A</b>	<b>N/A</b>	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	<b>Delayed Ignition</b>	<b>1,19E-01</b>	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			<b>2,74E-04</b>
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	<b>Temperature Alarm</b>	<b>5,22E-02</b>	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		<b>5,22E-02</b>	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			<b>1,43E-05</b>
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		<b>YES</b>	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	<b>Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm</b>		

<b>Scenario Number:</b> 5	<b>Node:</b> 1	<b>Scenario Title:</b> Gas release for <i>Flash Fire</i> at 50 mm			
	LNG Transfer from LNGC to Storage Tank	<b>Risk Level:</b> UNACCEPTABLE			
<b>Date:</b> 30-6-2020	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>		
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category <i>Flash Fire</i> because of gas release incident				
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04		
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	Sistem leakage and failure		1,12E-03		
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A			
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>					
<b>Ignition Probability</b>	Delayed Ignition	1,19E-01			
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>		1,33E-04			
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>					
<b>IPL &amp; PFD</b>	Temperature Alarm	5,22E-02			
<b>Total PFD for all IPLs</b>		5,22E-02			
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>		6,96E-06			
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		YES			
<b>Action Required to Meet Risk</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm				
<b>Tolerance Criteria:</b>					

<b>Scenario Number:</b> 6	<b>Node:</b> 1	<b>Scenario Title:</b> Gas release for VCE at 10 mm	
	LNG Transfer from LNGC to Storage Tank	<b>Risk Level:</b> UNACCEPTABLE	
<b>Date:</b> 30-6-2020	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category VCE because of gas release incident		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	Sistem leakage and failure		2,30E-03
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Delayed Ignition	5,10E-02	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			1,17E-04
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Gas Detector	1,00E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-02	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			1,17E-06
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		YES	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		

<b>Scenario Number:</b> 7	<b>Node:</b> 1	<b>Scenario Title:</b> Gas release for VCE at 50 mm	
	LNG Transfer from LNGC to Storage Tank	<b>Risk Level:</b> UNACCEPTABLE	
<b>Date:</b> 30-6-2020	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category VCE because of gas release incident		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	Sistem leakage and failure		1,12E-03
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Delayed Ignition	5,10E-02	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>		5,71E-05	
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Gas Detector	1,00E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-02	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>		5,71E-07	
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		YES	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		

<b>Scenario Number:</b> 8	<b>Node:</b> 4	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Jet Fire at 10 mm	
	LNG Transfer from Storage Tank to Filling Station	<b>Risk Level:</b> UNACCEPTABLE	
<b>Date:</b> 30-6-2020	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category <i>Jet Fire</i> because of gas release incident		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	Sistem leakage and failure		2,36E-03
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Imidiate Ignition	1,50E-01	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>		3,54E-04	
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Pressure Alarm	4,22E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		4,22E-02	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>		1,50E-05	
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		YES	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		

<b>Scenario Number:</b> 9	<b>Node:</b> 4	<b>Scenario Title:</b> Gas release for <i>Flash Fire</i> at 10 mm	
	LNG Transfer from Storage Tank to Filling Station	<b>Risk Level:</b> UNACCEPTABLE	
<b>Date:</b> 30-6-2020	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category <i>FlashFire</i> because of gas release incident		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	Sistem leakage and failure		2,36E-03
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Delayed Ignition	0,119	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			0,0002811
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Temperature Alarm	5,22E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		0,0522	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			1,467E-05
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		YES	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		

<b>Scenario Number:</b> 10	<b>Node: 4</b>	<b>Scenario Title:</b> Gas release for VCE at 10 mm	
	LNG Transfer from Storage Tank to Filling Station	<b>Risk Level:</b> UNACCEPTABLE	
<b>Date:</b> 30-6-2020	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category VCE because of gas release incident		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	Sistem leakage and failure		2,36E-03
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Delayed Ignition	0,051	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>		0,000120484	
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Gas Detector	1,00E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		0,01	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			1,20484E-06
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		YES	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		

**LAMPIRAN IX : GCAF & NCAF CALCULATION**

Hazard : Jet Fire	Node 1 scenario hole 10 mm	Case 1
Description	Value	Symbol
Risk reduction	3,45E-04	ΔR
Cost US\$		
Pressure Alarm	240	ΔC
GCAF	6,96,E+05	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-1,74E+10	

Hazard : Jet Fire	Node 1 scenario hole 50 mm	Case 2
Description	Value	Symbol
Risk reduction	1,68E-04	ΔR
Cost US\$		
Pressure Alarm	240	ΔC
GCAF	1,43,E+06	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-3,57E+10	

Hazard : Jet Fire	Node 1 scenario hole 150 mm	Case 3
Description	Value	Symbol
Risk reduction	1,23E-04	$\Delta R$
Cost US\$		
Temperature Alarm	190	$\Delta C$
GCAF	1,54,E+06	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-4,87E+10	

Hazard : Flash Fire	Node 1 scenario hole 10 mm	Case 4
Description	Value	Symbol
Risk reduction	2,74E-04	$\Delta R$
Cost US\$		
Temperature Alarm	190	$\Delta C$
GCAF	6,94,E+05	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-2,19E+10	

Hazard : Flash Fire	Node 1 scenario hole 50 mm	Case 5
Description	Value	Symbol
Risk reduction	1,91E-04	$\Delta R$
Cost US\$		
Temperature Alarm	190	$\Delta C$
GCAF	9,95,E+05	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-3,14E+10	

Hazard : VCE	Node 1 scenario hole 10 mm	Case 6
Description	Value	Symbol
Risk reduction	1,17E-04	$\Delta R$
Cost US\$		
Gas Detector	350	$\Delta C$
GCAF	2,98,E+06	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-5,11E+10	

Hazard :VCE	Node 1 scenario hole 50 mm	Case 7
Description	Value	Symbol
Risk reduction	5,71E-05	$\Delta R$
Cost US\$		
Gas Detector	350	$\Delta C$
GCAF	6,13,E+06	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-1,05E+11	

Hazard : Jet Fire	Node 4 scenario hole 10 mm	Case 8
Description	Value	Symbol
Risk reduction	1,20E-04	$\Delta R$
Cost US\$		
Pressure Alarm	240	$\Delta C$
GCAF	1,99,E+06	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-4,98E+10	

Hazard : VCE	Node 4 scenario hole 10 mm	Case 9
Description	Value	Symbol
Risk reduction	1,20E-04	$\Delta R$
Cost US\$		
Gas Detector	350	$\Delta C$
GCAF	2,90,E+06	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-4,98E+10	

Hazard : VCE	Node 4 scenario hole 10 mm	Case 10
Description	Value	Symbol
Risk reduction	1,33E-04	$\Delta R$
Cost US\$		
Temperature	190	$\Delta C$
GCAF	1,43,E+06	Accepted
Compensation of Life Loss per year US\$		
BLL	1,00E+06	
Fatality	6	
NCAF	-4,51E+10	

## BIODATA PENULIS



Penulis bernama Komang Gede Wahyu Budiarta yang lahir di Denpasar tanggal 2 April 1998. Penulis merupakan anak pertama dari dua bersaudara dari pasangan I Ketut Mustiada dan Ni Wayan Budiartini. Selama hidupnya penulis telah menempuh pendidikan formal di TK Sabanasari, SD N 8 Pemecutan Denpasar, SMP N 1 Denpasar dan SMA N 1 Denpasar. Pada tahun 2016 penulis diterima sebagai mahasiswa Departemen Teknik Sistem Perkapalan, FTK-ITS melalui jalur mandiri. Dalam menunjang kegiatan soft skill mahasiswa, penulis menjabat sebagai Kepala Departemen Internal Tim Pembina Kerohanian Hindu (TPKH), Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)

Periode 2018/2019. Dalam kegiatan TPKH ITS penulis aktif dalam kegiatan program kerja dan agenda yang diadakan seperti acara bakti sosial, kaderisasi mahasiswa baru dan kegiatan spiritual serta kegiatan internal lainnya.. Penulis berkesempatan mengikuti kegiatan *character building* pada tahun pertama perkuliahan di HIMASISKAL FTK-ITS Selama di ITS penulis pernah mengikuti kaderisasi dalam bidang pelatihan yaitu Latihan Keterampilan Manajemen Mahasiswa (LKMM), LKMM yang diikuti antara lain LKMM Pra Tingkat Dasar. Memasuki tahun terakhir di perkuliahan penulis juga aktif sebagai anggota Laboratorium Reliability, Availability, Management and Safety (RAMS). Penulis juga diberi kesempatan untuk melaksanakan kerja praktik di PT. PAL Indnonesia (Shipyard) untuk mempelajari langsung kegiatan proses pembuatan kapal dan di PT. Indonesia Power Unit Pembangkit Bali untuk mempelajari proses kerja power plant serta kegiatan maintenance mesin, generator, trafo, dan lain-lain.

**Email : wahyubudiarta23@gmail.com**

**Phone : 087878051661**