



**TUGAS AKHIR – ME184834**

**PENILAIAN RISIKO *SHIP-TO-SHIP TRANSFER* DARI  
LNG *VESSEL* KE FSU DI DAERAH YANG BERDEKATAN  
DENGAN FASILITAS BONGKAR KAPAL *BULK CARRIER***

Mochammad Tri Antoro

04211640000079

Dosen Pembimbing :

A.A. Bagus Dinariyana D.P., S.T., MES, Ph.D

Prof. Dr. Ketut Buda Artana, S.T., M.Sc.

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

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



**TUGAS AKHIR – ME184834**

**PENILAIAN RISIKO *SHIP-TO-SHIP TRANSFER* DARI  
LNG *VESSEL* KE FSU DI DAERAH YANG BERDEKATAN  
DENGAN FASILITAS BONGKAR KAPAL *BULK CARRIER***

Mochammad Tri Antoro

04211640000079

Dosen Pembimbing :

A.A. Bagus Dinariyana D.P., S.T., MES, Ph.D

Prof. Dr. Ketut Buda Artana, S.T., M.Sc.

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

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



**BACHELOR THESIS – ME184834**

**RISK ASSESSMENT OF SHIP-TO-SHIP TRANSFER FROM  
LNG VESSEL TO FSU IN ADJACENT AREA WITH BULK  
CARRIER SHIP LOADING FACILITY**

Mochammad Tri Antoro

04211640000079

Supervisor :

A.A. Bagus Dinariyana D.P., S.T., MES, Ph.D

Prof. Dr. Ketut Buda Artana, S.T., M.Sc.

**DEPARTMENT OF MARINE ENGINEERING  
FACULTY OF MARINE TECHNOLOGY  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020**

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## LEMBAR PENGESAHAN I

### **PENILAIAN RISIKO *SHIP-TO-SHIP TRANSFER* DARI LNG *VESSEL* KE FSU DI DAERAH YANG BERDEKATAN DENGAN FASILITAS BONGKAR KAPAL *BULK CARRIER***

#### **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 :

**Mochammad Tri Antoro**  
NRP. 0421164000079

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir :

A.A.Bagus Dinariyana Dwi P., ST., MES., Ph.D

Prof. Dr. Ketut Buda Artana, ST., M.Sc.



*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



## LEMBAR PENGESAHAN II

### PENILAIAN RISIKO *SHIP-TO-SHIP TRANSFER* DARI LNG *VESSEL* KE FSU DI DAERAH YANG BERDEKATAN DENGAN FASILITAS BONGKAR *KAPAL BULK CARRIER*

#### 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 :

**Mochammad Tri Antoro**  
NRP. 0421164000079

Disetujui oleh Kepala Departemen Teknik Sistem Perkapalan



Beny Cahyono, S.T., M.T., Ph. D  
NIP. 197903192008011008

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## ABSTRAK

Kebutuhan gas bumi domestik mengalami pertumbuhan seiring dengan pertumbuhan ekonomi, jumlah penduduk dan perubahan pola konsumsi energi dan preferensi konsumen. Permintaan gas bumi sektor industri di wilayah Jawa Timur saat ini mencapai 400 MMSCFD dan akan terus meningkat ditahun yang akan datang, sedangkan pasokan cenderung turun dari 170 MMSCFD pada tahun ini dimana terdapat defisit gas bumi sebesar 233 MMSCFD dan 382 MMSCFD pada tahun 2008 dan 2011, namun untuk wilayah Jawa Timur masih diindikasikan adanya sumber pasok baru dari wilayah Cepu dan dari lapangan Bukit Tua. Dari beberapa kondisi tersebut, yaitu kebutuhan gas bumi domestik yang semakin meningkat namun terjadi penurunan produksi maka dibangunlah sebuah fasilitas yang dapat menunjang produksi gas LNG pada daerah yang memiliki *demand* yang tinggi dan lokasi yang strategis. PT Pelabuhan Indonesia (Pelindo) III siap memulai pembangunan terminal LNG di Terminal Teluk Lamong, sebagai bagian dari ekspansi bisnis layanan terminal pendukung industri minyak dan gas. Tugas akhir ini membahas penilaian risiko terhadap proses *ship-to-ship transfer* LNG dengan kondisi *transfer* LNG dari kapal LNG ke FSU (*Floating Storage Unit*) di lokasi yang berdekatan dengan proses *unloading* oleh *bulk carrier*. Metode yang digunakan untuk *hazard identification* adalah kombinasi antara HAZOP (*Hazard and Operability Study*) dikombinasikan dengan STPA (*System Theoretic Process Analysis*). Perhitungan frekuensi menggunakan metode *Fault Tree Analysis* dan *Event Tree Analysis*. Perhitungan konsekuensi dilakukan dengan dua metode *Dow's Fire Explosion Index* (F&EI) dan *Fire Modelling* menggunakan *software* ALOHA untuk mengetahui bagaimana dampak dari bahaya yang mungkin terjadi. Berdasarkan hasil pemetaan menggunakan *risk matrix* UK- HSE, daerah yang tidak dapat diterima atau *unacceptable* pada kejadian *jet fire*, *flash fire*, *pool fire*, *vapor cloud explosion* dan *gas dispersion* pada node 3 dengan skenario kebocoran 1-3 mm. Untuk pemetaan menggunakan F-N *curve*, kondisi ALARP terjadi pada kejadian *jet fire*, *flash fire*, *pool fire* dan *vapor cloud explosion* pada node 3 dengan skenario 1-3 mm. Mitigasi dilakukan untuk menurunkan besar frekuensi dengan cara penambahan *gas detector*, *pressure alarm* dan *temperature alarm* sampai pada kondisi yang dapat diterima.

**Kata Kunci:** *Dow's Fire Explosion Index*, *ETA*, *Fire Modelling*, *F-N curve*, *FTA*, *LNG*, *Risk Matrix* UK – HSE, *Ship-to-ship transfer* dan *STPA*.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## ABSTRACT

Domestic gas need experience growth in line with economic growth, population and changes in energy consumption patterns and consumer priority. Demand for industrial sector in East Java region currently reaches 400 MMSCFD and will continue to increase in the future, while the supply tends to drop from 170 MMSCFD this year where there is a natural gas deficit of 233 MMSCFD and 382 MMSCFD in 2008 and 2011, but for East Java region still indicated there is a new source of supply from the Cepu region and from Bukit Tua field. From some of these conditions, domestic gas needs are increasing but there is a decline in production, a facility that can support the production of LNG gas in the region that has high demand and the location strategic. PT Pelabuhan Indonesia (Pelindo) III is ready to start the construction of the industrial LNG in Terminal Teluk Lamong, as part of the business expansion of the Terminal Services supporting the oil and gas industry. This final task discusses the risk assessment of the LNG ship-to-ship process with the LNG transfer conditions from the LNG vessel to the FSU (Floating Storage Unit) at a location adjacent to the unloading process by the bulk carrier. The method used for hazard identification is a combination of HAZOP (Hazard and Operability Study) combined with STPA (System Theoretic Process Analysis). Frequency calculations Use the Fault Tree Analysis and Event Tree Analysis methods. The consequences calculations are done with the two methods of Dow's Fire Explosion Index (F&EI) and Fire Modelling uses ALOHA software to know how it impacts the possible dangers. Based on the results of the mapping using the risk matrix UK-HSE, the area is unacceptable or unacceptable on the incidence of jet fire, flash fire, pool fire, vapor cloud explosion and gas dispersion on node 3 with a leak scenario of 1-3 mm. For mapping Using the F-N curve, the ALARP condition occurs in the incidence of jet fire, flash fire, pool fire and vapor cloud explosion on the node 3 with a 1-3 mm scenario. Mitigation is done to lower frequency by adding gas detectors, pressure alarms and temperature of the alarm to acceptable conditions.

**Keywords:** *Dow's Fire Explosion Index, ETA, Fire Modelling, F-N curve, FTA, LNG, Risk Matrix UK – HSE, Ship-to-ship transfer and STPA.*

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat dan segala karuniaNya penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul **“PENILAIAN RISIKO SHIP-TO-SHIP TRANSFER DARI LNG VESSEL KE FSU DI DAERAH YANG BERDEKATAN DENGAN FASILITAS BONGKAR KAPAL BULK CARRIER”**. Harapannya laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat untuk studi riset, ilmu pengetahuan, informasi dan referensi untuk pengembangan dalam penelitian serupa. Penulis mengucapkan terimakasih kepada pihak-pihak yang berperan dalam memberikan kritik, saran, masukan maupun dukungan pada saat pengerjaan tugas akhir. Ucapan terimakasih penulis ditujukan kepada:

1. Tuhan Yang Maha Esa, yang telah memberikan Rahmat dan HidayahNya sehingga saya bisa menyelesaikan tugas akhir ini dengan lancar.
2. Orang tua saya Bapak Suyadi dan Ibu Melik yang selalu memberikan doa terbaiknya untukku, sehingga aku bisa sabar menyelesaikan tugas akhir ini.
3. Bapak A. A. Bagus Dinariyana Dwi P., ST., MES., Ph.D selaku Kepala lab RAMS, Dosen Wali, dan Dosen pembimbing 1, yang selalu memberikan ilmu – ilmu terbaiknya kepada saya. Sehingga, saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan lancar.
4. Prof Dr. Ketut Buda Artana, ST., M.Sc. selaku Dosen pembimbing 2 yang selalu memberikan ilmu – ilmunya kepada saya, sehingga saya bisa menyelesaikan tugas akhir saya dengan lancar dan benar.
5. Kakak tingkat lab RAMS yaitu Mas Hugo, Mas Elfri, Mas Thoriq dan MbK Widhi yang membantu dalam proses menyelesaikan tugas akhir saya.
6. Teman teman BEM ITS Argon yang selalu memberikan semangat belajar dan memberi arti sebuah perjalanan dalam hidup.
7. Teman teman seperjuangan Tugas Akhir LAB RAMS. Mbak Nanda, Christian, Mas Hadyan, Johanna, Mas Ramirez yang selalu semangat dalam mengerjakan tugas akhir bersama.
8. Teman – teman voyage 2016 dan SCI yang selalu memberiku semangat untuk menyelesaikan dunia perkuliahan.

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, 30 Nopember 2019

Penulis

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN I .....	vii
LEMBAR PENGESAHAN II.....	ix
ABSTRAK .....	xi
KATA PENGANTAR.....	xv
DAFTAR ISI.....	xvii
DAFTAR GAMBAR .....	xxi
DAFTAR TABEL .....	xxiii
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	4
1.3 Batasan Masalah.....	4
1.4 Tujuan.....	5
1.5 Manfaat.....	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	7
2.1 PT Terminal Teluk Lamong .....	7
2.2 LNG ( <i>Liquefied Natural Gas</i> ) .....	8
2.3 <i>Ship-to-ship transfer</i> LNG.....	8
2.4 Teori Api .....	8
2.5 Bahaya Kebakaran.....	9
2.5.1 <i>Jet Fire</i> .....	9
2.5.2 <i>Flash Fire</i> .....	9
2.5.3 <i>Pool Fire</i> .....	9
2.5.4 <i>Gas Dispersion</i> .....	9
2.5.5 <i>Vapor Cloud Explosion (VCE)</i> .....	10
2.6 Penilaian Risiko.....	10
2.7 <i>Hazard Identification</i> .....	10
2.7.1 HAZOP ( <i>Hazard and Operability</i> ).....	11
2.7.2 STPA ( <i>System Theoretic Process Analysis</i> ).....	12
2.8 Analisis Frekuensi .....	15

2.8.1 <i>Fault Tree Analysis</i> dan <i>Event Tree Analysis</i> .....	15
2.9 Analisis Konsekuensi .....	17
2.9.1 <i>Dow's Fire and Explosion Index</i> .....	18
2.9.2 <i>Fire Modelling</i> .....	19
2. 10 Mitigasi.....	19
2.10.1 Layer Of Protection Analysis (LOPA) .....	19
<b>BAB III ALUR PENELITIAN</b> .....	<b>23</b>
3.1 Identifikasi dan Perumusan masalah .....	24
3.2 Studi Literatur .....	24
3.3 Pengumpulan Data .....	24
3.4 Hazard identification dengan metode HAZOP dan <i>System Theoretic Process Analysis</i> .....	24
3.5 Perhitungan frekuensi dengan metode <i>Fault Tree Analysis and Event Tree Analysis</i> .....	24
3.6 Perhitungan konsekuensi dengan menggunakan metode <i>Dow's Fire and Explosion Index</i> dan metode <i>Fire Modelling</i> .....	25
3.7 Pemetaan Risiko .....	25
3.8 Mitigasi.....	25
3.9 Kesimpulan.....	25
<b>BAB IV DATA PENELITIAN</b> .....	<b>27</b>
4.1 Penjelasan Umum.....	27
4.2 Deskripsi Sistem.....	27
4.3 <i>Layout Terminal</i> .....	27
4.3 <i>Pipa &amp; Instrumen Diagram</i> .....	27
4.4 Data Kegagalan .....	28
4.5 Matriks Risiko .....	28
4.6 <i>F-N Curve</i> .....	29
4.7 Kondisi Umum & Khusus Unit Proses.....	30
<b>BAB V IDENTIFIKASI BAHAYA</b> .....	<b>39</b>
5.1 Penjelasan Umum.....	39
5.2 Hazard Identification Description .....	39
5.3 Pembagian Unit Proses (Node) .....	39

5.4 <i>Guide Word</i> .....	43
5.5 <i>Deviation</i> .....	44
5.6 Hasil Kerja <i>Hazard and Operability</i> .....	44
5.7 <i>System Theoretic Process Analysis</i> .....	48
<b>BAB VI ANALISIS FREKUENSI</b> .....	<b>51</b>
6.1 Penjelasan Umum.....	51
6.2 Frekuensi Kebocoran Komponen .....	51
6.3 Frekuensi Kebocoran Pipa.....	53
6.4 Frekuensi Kebocoran <i>Indicator &amp; Safeguard</i> .....	54
6.5 Kegagalan fungsi Komponen dan Valve.....	55
6.6 Kegagalan fungsi <i>Indicator &amp; Safeguard</i> .....	57
6.7 Analisis Diagram Pohon Kegagalan (FTA) .....	57
6.8 Analisis Diagram Pohon Kejadian (ETA).....	59
<b>BAB VII ANALISIS KONSEKUENSI DFEI</b> .....	<b>63</b>
7.1 Penjelasan Umum.....	63
7.2 Penilaian Kondisi Bahaya Unit Proses.....	63
7.2.1 Penilaian Penalti <i>Material Factor</i> (MF).....	63
7.2.2 Penilaian Penalti Faktor Kondisi Bahaya Umum (F1) .....	64
7.2.3 Penilaian Penalti Faktor Kondisi Bahaya Khusus (F2) .....	65
7.3 Penilaian Indeks Kebakaran dan Ledakan <i>Dow</i> .....	66
7.4 Pemodelan Daerah Paparan Kebakaran dan Ledakan .....	67
7.5 Perhitungan Dampak Kerugian Kebakaran dan Ledakan.....	68
7.5.1 Perhitungan Dampak Kerugian Produk ( <i>Product Cost</i> ).....	68
7.5.2 Perhitungan Dampak Kerugian Komponen ( <i>Equipment Cost</i> ) .....	69
7.6 Penilaian Faktor Kerusakan ( <i>Damage Factor</i> ).....	71
7.7 Penilaian Faktor Kredit Peralatan Keamanan ( <i>Credit Factors</i> ) .....	73
7.8 Perhitungan <i>Maximum Probable Property Damage</i> (MPPD).....	76
7.9 Perhitungan <i>Most Probable Days Outage</i> (MPDO).....	77
7.10 Representasi Risiko <i>Risk Matrix</i> UK- HSE.....	78
7.10.1 Deskripsi Matriks .....	78
7.10.2 Deskripsi Tingkat Frekuensi.....	79

7.10.3 Deskripsi Tingkat Konsekuensi.....	79
7.10.4 Deskripsi Tingkat Risiko.....	80
7.10.5 Penilaian Risiko.....	80
<b>BAB VIII ANALISIS KONSEKUENSI FIRE MODELLING .....</b>	<b>83</b>
8.1 Penjelasan Umum.....	83
8.2 Penentuan <i>Receiver</i> .....	83
8.3 <i>Fire Modelling</i> dengan <i>software</i> ALOHA .....	83
8.4 <i>Jet Fire</i> .....	84
8.5 <i>Flash Fire</i> .....	87
8.7 <i>Pool Fire</i> .....	89
8.8 <i>Vapor Cloud Explosion</i> .....	92
8.8 Representasi Risiko .....	96
8.8.1 Representasi Risiko <i>Jet Fire</i> .....	96
8.8.2 Representasi Risiko <i>Flash Fire</i> .....	98
8.8.3 Representasi Risiko <i>Pool Fire</i> .....	99
8.8.4 Representasi Risiko <i>Vapor Cloud Explosion</i> .....	101
<b>BAB IX MITIGASI.....</b>	<b>105</b>
9.1 Penjelasan Umum.....	105
9.2 Kejadian Bahaya dan Skenario.....	105
9.3 Rekomendasi Mitigasi.....	105
9.4 Hasil Mitigasi .....	106
<b>BAB X KESIMPULAN DAN SARAN .....</b>	<b>117</b>
10.1 Kesimpulan.....	117
10.2 Saran.....	118
<b>DAFTAR PUSTAKA.....</b>	<b>xxvii</b>
<b>LAMPIRAN .....</b>	<b>xxxix</b>

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Laju Penurunan Produksi Gas Tahun 2008 – 2018 .....	1
Gambar 1. 2 Pemanfaatan Gas Bumi Indonesia .....	2
Gambar 1. 3 Peta Pelabuhan dan Area Industri.....	3
Gambar 2. 1 Peta Pelabuhan Terminal Teluk Lamong .....	7
Gambar 2. 2 Lembar kerja langkah pertama system theoretic process analysis .....	12
Gambar 2. 3 Contoh kontrol struktur sistem .....	13
Gambar 2. 4 Lembar kerja langkah ketiga system theoretic process analysis .....	14
Gambar 2. 5 Contoh struktur kontrol .....	15
Gambar 2. 6 Contoh Diagram Fault Tree Analysis .....	16
Gambar 2. 7 Contoh Diagram Event Tree Analysis .....	17
Gambar 2. 8 Alur Analisis Bahaya Kebakaran dan Ledakan Dow .....	18
Gambar 2. 9 Contoh Hasil Simulasi ALOHA .....	19
Gambar 2. 10 Spreadsheet LOPA (Layer Of Protection Analysis) .....	21
Gambar 3. 1 Flowchart Penelitian.....	23
Gambar 4. 1 F-N Curve UK- HSE .....	29
Gambar 4. 2 Layout PT Terminal Teluk Lamong .....	36
Gambar 4. 3 Pipe and Instrument Diagram .....	37
Gambar 4. 4 P&ID Loading Arms and Crossover .....	38
Gambar 5. 1 Desain Proses.....	40
Gambar 5. 2 P&ID Node .....	43
Gambar 5. 3 Struktur Control .....	48
Gambar 5. 4 Causal Factor Scenario.....	49
Gambar 6. 1 Hasil Pemodelan pada Node 3 Skenario 1-3 mm.....	58
Gambar 6. 2 Hasil Pemodelan pada Node 1 skenario 1-3 mm.....	60
Gambar 7. 1 Material Faktor Ethane.....	63
Gambar 7. 2 Material Faktor Methane.....	64
Gambar 7. 3 Kurva Damage Factor.....	72
Gambar 8. 1 Hasil simulasi ALOHA jet fire skenario 1 kebocoran 10-50 mm .....	85
Gambar 8. 2 Analisis konsekuensi jet fire pada skenario 1 dengan kebocoran 10 – 50 mm .....	85
Gambar 8. 3 Hasil simulasi ALOHA flash fire skenario 1 kebocoran 10-50 mm .....	87
Gambar 8. 4 Analisis konsekuensi flash fire pada skenario 1 dengan kebocoran 10 – 50 mm .....	88
Gambar 8. 5 Hasil simulasi ALOHA pool fire skenario 1 kebocoran 10-50 mm .....	90
Gambar 8. 6 Analisis konsekuensi pool fire pada skenario 1 dengan kebocoran 10 – 50 mm .....	91
Gambar 8. 7 Hasil simulasi ALOHA vapor cloud explosion skenario 1 kebocoran 10-50 mm .....	93

Gambar 8. 8 Analisis konsekuensi vapor cloud explosion pada skenario 1 dengan kebocoran 10 – 50 mm.....	94
Gambar 8. 9 F-N Curve jet fire dengan skenario siang kebocoran > 150 mm.....	97
Gambar 8. 10 F-N Curve flash fire dengan skenario siang kebocoran > 150 mm .....	99
Gambar 8. 11 F-N Curve pool fire dengan skenario siang kebocoran 10-50 mm.....	101
Gambar 8. 12 F-N Curve vapor cloud explosion dengan skenario siang kebocoran 10-50 mm.....	103

## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Simbol Pada Diagram Kegagalan.....	15
Tabel 4. 1 List Kegagalan Valves .....	28
Tabel 4. 2 Tabel Matriks Risiko UK - HSE .....	28
Tabel 4. 3 Tabel Bahaya pada Kondisi Umum Unit Proses .....	30
Tabel 4. 4 Tabel Bahaya pada Kondisi Khusus Unit Proses .....	32
Tabel 5. 1 Proses Sistem.....	40
Tabel 5. 2 Proses Sistem.....	41
Tabel 5. 3 Guide Word HAZOP.....	44
Tabel 5. 4 Deviasi HAZOP .....	44
Tabel 5. 5 Hasil Identifikasi Bahaya .....	45
Tabel 6. 1 Skenario Variabel Kebocoran Komponen.....	51
Tabel 6. 2 Tabel Data Frekuensi Kebocoran Komponen Valve Node 1 .....	52
Tabel 6. 3 Skenario Variabel Kebocoran Pipa .....	53
Tabel 6. 4 Tabel Data Frekuensi Kebocoran Pipa Node 1 .....	54
Tabel 6. 5 Skenario Variabel Kebocoran Indicator & safeguard .....	55
Tabel 6. 6 Tabel Data Frekuensi Kebocoran Instrument and Safeguard Node 1 .....	55
Tabel 6. 7 Data Frekuensi Kegagalan Fungsi Valve Node 1.....	56
Tabel 6. 8 Data Frekuensi Kegagalan Fungsi Kompresor Node 1.....	57
Tabel 6. 9 Data Frekuensi Kegagalan Fungsi Pompa Node 5.....	57
Tabel 6. 10 Data Frekuensi Kegagalan Fungsi Indicator & Safeguard Node 1 .....	57
Tabel 6. 11 Rekapitulasi Analisis FTA .....	59
Tabel 6. 12 Probabilitas Bahaya ETA .....	59
Tabel 6. 13 Rekapitulasi Analisis ETA .....	60
Tabel 7. 1 Tabel Penalti Faktor Indeks Bahaya Material (MF).....	64
Tabel 7. 2 Tabel Penilaian Penalti Kondisi Faktor Bahaya Umum (F1).....	64
Tabel 7. 3 Tabel Penilaian Penalti Kondisi Faktor Bahaya Khusus (F2).....	65
Tabel 7. 4 Tabel Nilai Indeks F&EI.....	66
Tabel 7. 5 Tabel Penilaian Tingkat Bahaya untuk Nilai Indeks Dow .....	66
Tabel 7. 6 Tabel hasil perhitungan radius .....	67
Tabel 7. 7 Tabel hasil perhitungan luas daerah paparan kebakaran dan ledakan .....	67
Tabel 7. 8 Tabel Perhitungan Kerugian pada Produk.....	68
Tabel 7. 9 Perhitungan Kerugian Total Produk tiap Node (TPC) .....	69
Tabel 7. 10 Tabel Perhitungan Equipment Cost pada daerah paparan kebakaran pada node 1 .....	69
Tabel 7. 11 Tabel Hasil Perhitungan OC pada tiap Node .....	71
Tabel 7. 12 Tabel Nilai Indeks Kondisi Bahaya Unit Proses (F3) .....	72
Tabel 7. 13 Tabel Faktor Kerusakan (DF) tiap node.....	73
Tabel 7. 14 Tabel Penilaian Faktor Kredit Peralatan Keamanan (CF).....	74
Tabel 7. 15 Tabel Perhitungan Nilai Kerugian Aktual (RV).....	76

Tabel 7. 16 Tabel Perhitungan Estimasi Kerusakan Properti Aktual .....	77
Tabel 7. 17 Tabel Hasil Perhitungan Menggunakan Rumus .....	77
Tabel 7. 18 Tabel Hasil Perhitungan Estimasi Downtime (MPDO) .....	78
Tabel 7. 19 Tabel Matriks Risiko UK - HSE .....	78
Tabel 7. 20 Tabel Risk Matrix.....	79
Tabel 7. 21 Tabel Deskripsi Tingkat Frekuensi Matriks Risiko.....	79
Tabel 7. 22 Tabel Deskripsi Tingkat Konsekuensi Matriks Risiko.....	80
Tabel 7. 23 Tabel Tingkat Risiko .....	80
Tabel 7. 24 Tabel Deskripsi Tingkat Frekuensi dan Konsekuensi .....	81
Tabel 7. 25 Tabel Penilaian Risiko Kejadian Jet Fire Setiap Node pada Diameter 1-3 mm.....	82
Tabel 8. 1 Receiver dan Worker.....	83
Tabel 8. 2 Nilai Fluks Panas.....	84
Tabel 8. 3 Hasil analisis konsekuensi jet fire skenario siang .....	86
Tabel 8. 4 Hasil analisis konsekuensi jet fire skenario malam .....	86
Tabel 8. 5 Hasil analisis konsekuensi flash fire skenario siang.....	88
Tabel 8. 6 Hasil analisis konsekuensi flash fire skenario malam .....	89
Tabel 8. 7 Nilai Fluks Panas.....	90
Tabel 8. 8 Hasil analisis konsekuensi pool fire skenario siang .....	91
Tabel 8. 9 Hasil analisis konsekuensi pool fire skenario malam.....	92
Tabel 8. 10 Nilai Pressure .....	93
Tabel 8. 11 Hasil analisis konsekuensi vapor cloud explosion skenario siang .....	94
Tabel 8. 12 Hasil analisis konsekuensi vapor cloud explosion skenario malam.....	95
Tabel 8. 13 Rekapitulasi jet fire untuk skenario siang kebocoran > 150 mm .....	96
Tabel 8. 14 Rekapitulasi jet fire untuk skenario siang kebocoran > 150 mm .....	96
Tabel 8. 15 Rekapitulasi flash fire untuk skenario siang kebocoran > 150 mm.....	98
Tabel 8. 16 Rekapitulasi flash fire untuk skenario siang kebocoran > 150 mm.....	98
Tabel 8. 17 Rekapitulasi pool fire untuk skenario siang kebocoran 10-50 mm .....	100
Tabel 8. 18 Rekapitulasi pool fire untuk skenario siang kebocoran 10-50 mm .....	100
Tabel 8. 19 Rekapitulasi vapor cloud explosion untuk skenario siang kebocoran 10-50 mm.....	102
Tabel 8. 20 Rekapitulasi vapor cloud explosion untuk skenario siang kebocoran 10-50 mm .....	102
Tabel 9. 1 Kejadian Bahaya dan Skenario untuk Rencana Mitigasi.....	105
Tabel 9. 2 Tabel Mitigasi pada Kejadian Jet Fire di Node 3 Skenario 1 – 3 mm.....	107
Tabel 9. 3 Tabel Mitigasi pada Kejadian <i>Flash Fire</i> di Node 3 Skenario 1 – 3 mm...	108
Tabel 9. 4 Tabel Mitigasi pada Kejadian Pool Fire di Node 3 Skenario 1 – 3 mm.....	109
Tabel 9. 5 Tabel Mitigasi pada Kejadian Vapor Cloud Explosion di Node 3 Skenario 1 – 3 mm.....	110
Tabel 9. 6 Tabel Mitigasi pada Kejadian Gas Dispersion di Node 3 Skenario 1 – 3 mm .....	111



Tabel 9. 7 Tabel Mitigasi pada Kejadian Jet Fire pada Node 4 skenario 10 – 50 mm.	111
Tabel 9. 8 Tabel Mitigasi pada Kejadian Flash Fire pada Node 4 skenario 10 – 50 mm .....	113
Tabel 9. 9 Tabel Mitigasi pada Kejadian Pool Fire pada Node 4 skenario 10 – 50 m.	114
Tabel 9. 10 Tabel Mitigasi pada Kejadian Vapor Cloud Explosion pada Node 4 skenario 10 – 50 mm .....	115

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

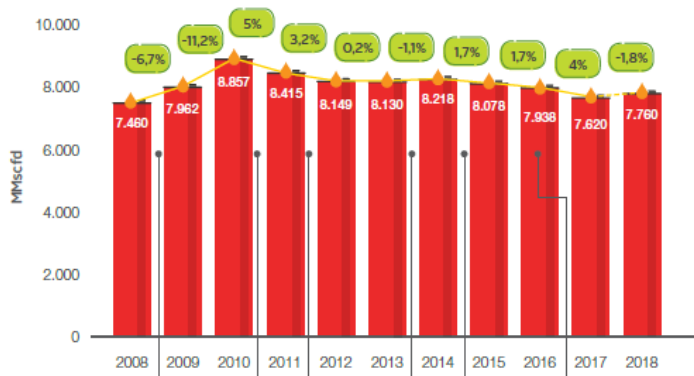
# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Pada laporan neraca gas bumi Indonesia oleh Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral tahun 2017 gas bumi merupakan energi primer ketiga yang paling banyak digunakan di dalam negeri setelah minyak bumi dan batubara. Untuk itu gas bumi memegang peranan penting dalam kebijakan bauran energi di Indonesia. Pemerintah secara agresif terus mendorong pemanfaatan gas bumi domestik, diantaranya melalui pembangunan infrastruktur gas bumi untuk menstimulasi industri dalam negeri dan menjaga lingkungan hidup yang lebih bersih.

Kebutuhan gas bumi domestik terus mengalami pertumbuhan seiring dengan pertumbuhan ekonomi, jumlah penduduk dan perubahan pola konsumsi energi dan preferensi konsumen. Dalam rangka pemenuhan kebutuhan tersebut pemerintah terus berupaya meningkatkan pasokan gas bumi domestik melalui peningkatan eksplorasi dan optimalisasi produk dari lapangan eksisting dan tidak memperpanjang kontrak – kontrak ekspor gas bumi jangka panjang yang berakhir (ESDM, 2017).

Pencapaian produksi migas tahun 2018 merupakan hasil dari upaya menahan laju penurunan produksi alami sebesar 3–5% per-tahun melalui kegiatan pengeboran pengembangan, terjadinya penurunan produksi migas pada tahun 2016 sampai 2018 dikarenakan kegiatan pengeboran, kerja ulang dan perawatan sumur yang tidak sesuai target (ESDM, 2017).



Gambar 1. 1 Laju Penurunan Produksi Gas Tahun 2008 – 2018

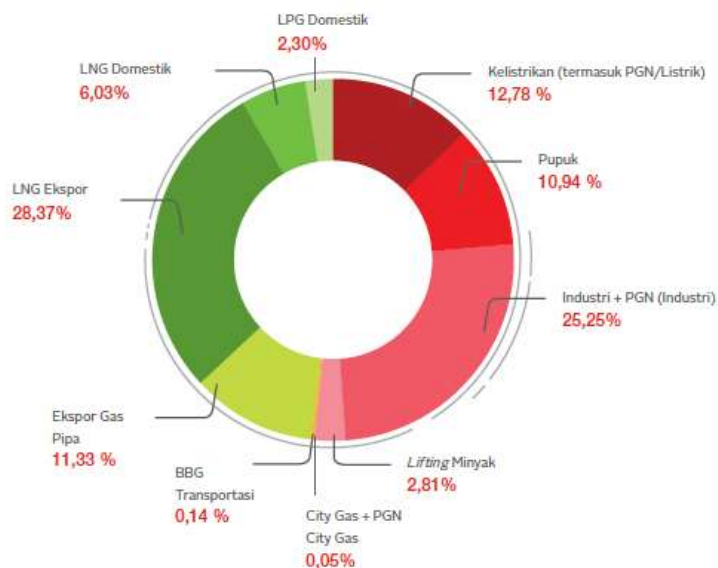
Sumber : (Laporan Tahunan SKK Migas, 2018)

Gambar 1.1 menjelaskan laporan SKK Migas tentang laju penurunan produksi gas yang menyebabkan rendahnya kontribusi produksi dari kegiatan

pengeboran pengembangan dalam upaya menahan laju penurunan produksi alamiah.

Permintaan gas bumi sektor industri di wilayah Jawa Timur saat ini mencapai 400 MMSCFD dan akan terus meningkat ditahun yang akan datang, sedangkan pasokan cenderung turun dari 170 MMSCFD pada tahun ini, dimana terdapat defisit gas bumi sebesar 233 MMSCFD dan 382 MMSCFD pada tahun 2008 dan 2011, namun untuk wilayah Jawa Timur masih diindikasikan adanya sumber pasok baru dari wilayah Cepu dan dari lapangan Bukit Tua. Jawa Timur juga mengalami defisit sebesar 30 MMSCFD.

Salah satu proses gas yang masih dikembangkan dan sudah banyak digunakan adalah LNG. Indonesia masuk sebagai 5 negara terbesar eksportir LNG pada tahun 2017. Asia pasifik memiliki 94 % dari cadangan gas dunia. Indonesia memiliki 1,53%. Direktur Jenderal Minyak dan Gas Bumi Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral Djoko Siswanto mengatakan bahwa Indonesia masih memiliki cadangan gas alam cair / LNG sebesar 135,55 (TSCF) di seluruh Indonesia. Pasokan LNG saat ini diprioritaskan untuk memenuhi kebutuhan LNG domestik, sesuai dengan peraturan menteri ESDM Nomor 06 tahun 2016, kedepannya pasokan LNG untuk pembeli domestik terus meningkat seiring dengan beroperasinya pembangkit – pembangkit listrik PLN pada proyek 35GW (CNBC, 2019).



Gambar 1. 2 Pemanfaatan Gas Bumi Indonesia

Sumber : (Laporan Tahunan SKK Migas, 2018)

Gambar 1.2 Menjelaskan persentase pemanfaatan gas bumi yang ada di Indonesia. Dalam diagram menunjukkan bahwa LNG merupakan gas yang paling besar pemanfaatannya dibandingkan dengan gas lainnya.

Dari beberapa kondisi tersebut, yaitu kebutuhan gas bumi domestik yang semakin meningkat namun terjadi penurunan produksi maka dibangunlah sebuah fasilitas yang dapat menunjang produksi gas LNG pada daerah yang memiliki *demand* yang tinggi dan lokasi yang strategis. PT Pelabuhan Indonesia (Pelindo) III siap memulai pembangunan terminal LNG di Terminal Teluk Lamong, Pelabuhan Tanjung Perak, Surabaya, sebagai bagian dari ekspansi bisnis layanan terminal pendukung industri minyak dan gas (Ekonomi Bisnis, 2019).

Pada proses operasi LNG di Terminal Teluk Lamong terdapat di area yang berdekatan dengan proses bongkar kapal *bulk carrier*. Berdasarkan penelitian – penelitian yang sudah ada, bahwa proses pasok LNG memiliki sistem yang tidak sederhana. Mulai dari distribusi sampai dengan proses regasifikasi. Salah satu proses yang sangat penting adalah *ship-to-ship transfer*.

Pada layanan bongkar curah kering, PT Terminal Teluk Lamong juga menyiapkan peralatan bongkar yang berkapasitas besar, didukung dengan *conveyor belt* sepanjang 1,2 km dari dermaga ke gudang dan silo. Setelah melakukan uji coba secara lengkap pada Maret 2017, fasilitas curah kering Terminal Teluk Lamong telah siap melayani kapal-kapal curah berukuran “raksasa”. Pada dermaga curah kering, Terminal Teluk Lamong menyediakan dua unit GSU (*Grab Ship Unloader*) dengan kapasitas 2000 ton/jam, per unit. Artinya, secara kapasitas, Terminal Teluk Lamong mampu membongkar 24.000 ton/hari. Kapasitas yang sangat besar dibandingkan dengan kondisi terminal yang ada di Indonesia sebelumnya. Bahkan, Terminal Teluk Lamong berpotensi menjadi terminal curah kering dengan kapasitas terbesar se-Asia Tenggara (Pelindo III, 2017).



Gambar 1. 3 Peta Pelabuhan dan Area Industri

Sumber : (Laporan Pelabuhan Indonesia III, 2018)

Gambar 1.3 Merupakan *layout* pelabuhan Teluk Lamong. Proses *ship-to-ship transfer* LNG pada Terminal Teluk Lamong memiliki risiko yang besar yang dapat berdampak pada proses bongkar kapal *bulk carrier* di sekitar area operasi.

Untuk itu dalam penelitian ini akan dilakukan penilaian risiko terhadap proses *Ship-to-ship transfer* LNG ke *Floating Storage Unit* dengan *hazard identification* menggunakan metode *System Theoretic Process Analysis*. Kemudian untuk menghitung frekuensi akan menggunakan metode *Fault Tree Analysis and Event Tree Analysis*, dan juga perhitungan konsekuensi menggunakan metode *Dow's Fire Explosion Index (F&EI)* untuk mengetahui seberapa besar dampak bahaya yang akan terjadi, selain metode tersebut juga dilakukan penilaian dengan menggunakan *fire modelling*. Dalam penilaian risiko ini dilakukan untuk mengetahui risiko bahaya apa saja yang dapat terjadi saat proses untuk meminimalisir risiko yang ada.

## 1.2 Rumusan Masalah

Dari latar belakang diatas didapatkan rumusan masalah supaya bahasan lebih terarah:

1. Bagaimana mengidentifikasi bahaya yang dapat terjadi pada proses *Ship-to-ship transfer* LNG dari kapal LNG menuju *Floating Storage Unit* menggunakan metode HAZOP (*Hazard and Operability*) dan STPA (*Systems Theoretic Process Analysis*)?
2. Bagaimana melakukan analisis frekuensi kejadian dari kegagalan sistem menggunakan metode *Fault Tree Analysis and Event Tree Analysis*?
3. Bagaimana melakukan analisis konsekuensi dampak kebakaran terhadap proses yang terjadi disekitar sistem menggunakan *Dow's Fire Explosion Index (F&EI)* dan metode *Fire Modelling*?
4. Bagaimana mengetahui level risiko menggunakan *Risk Matrix* dengan standar UK – HSE dan *F-N Curve*?
5. Bagaimana mitigasi yang harus dilakukan jika level risiko yang didapat dari representasi bahaya tidak diterima?

## 1.3 Batasan Masalah

Dari masalah yang ada dapat diketahui batasan masalah supaya pembahasan lebih terarah:

1. Analisis dilakukan pada proses *Ship-to-ship transfer* LNG antara kapal LNG dan *Floating Storage Unit*.
2. Analisis konsekuensi yang diteliti adalah potensi kebakaran dan ledakan yang dapat terjadi selama proses *Ship-to-ship transfer* LNG beserta kebocoran *flexible hose* juga proses *unloading* kapal *bulk carrier*.
3. Analisis konsekuensi tidak memperhatikan faktor manusia atau *human error*.

#### **1.4 Tujuan**

Dari rumusan masalah diatas dapat diketahui tujuan sebagai berikut:

1. Mengidentifikasi bahaya yang dapat terjadi pada proses *Ship-to-ship transfer* LNG dari Kapal LNG menuju *Floating Storage Unit* menggunakan metode HAZOP (*Hazard and Operability*) dan STPA (*Systems Theoretic Process Analysis*).
2. Melakukan analisis frekuensi kejadian dari kegagalan sistem menggunakan metode *Fault Tree Analysis and Event Tree Analysis*.
3. Melakukan analisis konsekuensi dampak kebakaran terhadap proses yang terjadi disekitar sistem menggunakan *Dow's Fire Explosion Index (F&EI)* dan metode *Fire Modelling*.
4. Merepresentasikan risiko dengan memetakan hasil analisis frekuensi & konsekuensi kedalam *F-N curve* yang mengacu pada standar UK – HSE.
5. Melakukan mitigasi menggunakan metode *Layers of Protection Analysis* jika *hazard* berada pada level risiko yang tidak dapat diterima.

#### **1.5 Manfaat**

Dari tujuan diatas didapatkan manfaat seperti berikut:

1. Mengetahui risiko bahaya yang dapat terjadi pada saat proses *Ship-to-ship transfer* LNG dari Kapal LNG menuju *Floating Storage Unit* yang dapat berdampak pada proses *loading and unloading bulk carrier*.
2. Mengetahui metode penilaian risiko yang *compatible* untuk proses *Ship-to-ship transfer* LNG.
3. Mengetahui cara mitigasi yang tepat ketika risiko melebihi level toleransi.

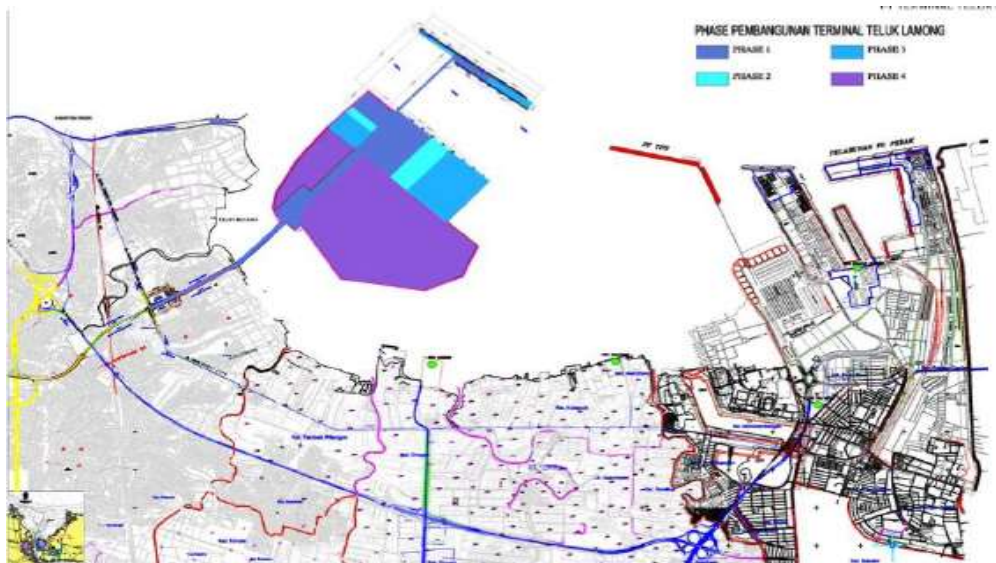
*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 PT Terminal Teluk Lamong

Indonesia merupakan negara kepulauan yang mana terbentang luas perairan laut di seluruh Indonesia. Salah satu bisnis yang sedang berkembang saat ini adalah Pelabuhan. Sudah banyak berdiri pelabuhan di Indonesia yang dapat menunjang dan memanfaatkan potensi laut Indonesia. Salah satu pelabuhan yang sedang berkembang saat ini di Indonesia adalah Terminal Teluk Lamong.



Gambar 2. 1 Peta Pelabuhan Terminal Teluk Lamong

Sumber : (Laporan Pelabuhan Indonesia III, 2018)

Gambar 2.1 menjelaskan tentang peta pelabuhan dan letak industri Terminal Teluk Lamong. Teluk Lamong sendiri memiliki pengembangan perusahaan. Ada lima fase pengembangan perusahaan yaitu:

1. Tahap pengembangan awal pada 2013 hingga 2014, yang merupakan tahap awal pendirian perusahaan.
2. Mengembangkan fase pemimpin industri pada 2015 hingga 2016, yang merupakan fase pengembangan untuk menjadi perusahaan yang efisien dan ramah lingkungan.
3. Fase pemimpin industri yang muncul pada 2017 hingga 2021, yang merupakan fase di mana Terminal Teluk Lamong terus mengembangkan bisnisnya.

4. Fase pemimpin industri pada tahun 2022 hingga 2026, di mana Perusahaan terus mengembangkan fase ketiga untuk mencapai target menjadi terminal terkemuka di industri pelabuhan.
5. Fase terakhir dari fase pengembangan Perusahaan adalah formulir 2027 hingga 2030, di mana Terminal Teluk Lamong menjadi terminal kelas dunia yang menjadi tolok ukur untuk terminal lain di dunia.

Tidak dapat dihindari untuk mengatakan bahwa pengoperasian Terminal Teluk Lamong telah membawa banyak kemajuan bagi Jawa Timur dan bangsa. Prestasi perusahaan cenderung positif setelah upaya memprioritaskan layanan yang sesuai dengan kebutuhan konsumen secara konsisten dilakukan untuk bersaing dipasar global. Saat ini, Terminal Teluk Lamong menjadi penggerak utama bagi perekonomian regional dan nasional yang menyediakan layanan terpadu untuk distribusi barang yang lebih cepat dan lebih aman ke dan dari bagian timur Indonesia. Ini juga akan memperkuat posisi Indonesia sebagai poros maritim dunia.

Salah satu aktivitas yang ada di Teluk Lamong adalah rantai pasok LNG. Rantai pasok LNG adalah salah satu kegiatan yang cukup penting bagi Teluk Lamong. Proses yang harus disoroti adalah saat *ship-to-ship transfer* LNG dari kapal LNG menuju FSU (*Floating Storage Unit*), karena terdapat aktivitas lain yang berada di tempat yang sama, yaitu *unloadig bulk carrier*.

## **2.2 LNG (*Liquefied Natural Gas*)**

Menurut Teuku Riefky dalam tesisnya menyebutkan *Liquefied Natural Gas* merupakan gas alam yang telah mengalami proses penghilangan pengotor yang kemudian dicairkan sampai suhu mencapai  $-160^{\circ}\text{C}$  dan memiliki volume yang lebih kecil 600 kali lipat dibandingkan pada saat dalam bentuk gas. LNG ini bersifat tidak berbau, tidak berwarna, dan tidak korosif.

## **2.3 *Ship-to-ship transfer* LNG**

Peraturan Pemerintah Republik Indonesia No. 82 Tahun 1999 Tentang Angkutan di Perairan, Pasal 44 ayat (1) menyebutkan tentang pengertian *Ship-to-ship transfer*. *Ship-to-ship Transfer* adalah kegiatan pemindahan langsung muatan gas, cair, ataupun padat dari suatu kapal ke kapal lainnya. Kegiatan jasa pelayanan alih muat dari kapal ke kapal adalah bagian dari kegiatan bongkar muat barang atau pemindahan suatu barang yang dilakukan dari suatu kapal ke kapal lain.

Metode tradisional dan canggih telah digunakan untuk mengidentifikasi potensi bahaya atau untuk mengatasi kemungkinan skenario kecelakaan sehingga merupakan langkah pertama untuk melakukan analisis risiko dengan penyebab tujuan untuk mengurangi probabilitas kecelakaan (Stavrou and Ventikos, 2014)

## **2.4 Teori Api**

Menurut NFPA (*National Fire Protection Association*) api adalah hasil dari proses oksidasi yang merupakan penggabungan oksigen dan zat lain yang terjadi dengan sangat cepat sehingga cahaya panas dan suara dilepaskan pada saat yang bersamaan dengan temperatur dan tekanan tertentu. Dalam penjelasan terdahulu, untuk mendeskripsikan api digunakan istilah segitiga api yang terdiri dari bahan

bakar, oksigen dan panas namun pada masa ini telah ditambahkan komponen keempat yakni reaksi berantai tanpa hambatan. Teori segitiga api ditambahkan satu komponen yakni reaksi kimia tanpa berantai (energi reaksi eksotermis yang cukup untuk menghasilkan nyala api) yang membentuk *tetrahedron api*. Dalam pencegahan dan pemadaman api, harus dilakukan pemusnahan terhadap keempat komponen ini sehingga manajemen risiko yang dilakukan dapat berfokus pada pemicu terjadinya api. Pada penelitian yang dilakukan pada tugas akhir ini akan menganalisis indeks bahaya dari kebakaran dan ledakan juga melakukan sebuah pemodelan dengan *software*.

## **2.5 Bahaya Kebakaran**

Berbagai macam jenis bahaya kebakaran dan ledakan yang dapat terjadi di industri hidrokarbon diantaranya adalah sebagai berikut:

### **2.5.1 Jet Fire**

Kejadian kebakaran *jet fire* sering terjadi pada industri hidrokarbon yang menangani minyak dan gas yang terjadi akibat kejadian kebocoran gas ditambahkan dengan penyalaan api secara langsung. *Jet fire* cenderung terjadi pada suatu tempat yang terbatas namun bersifat destruktif pada benda-benda disekitarnya. Pada umumnya kebakaran jet fire memiliki laju perpindahan panas diatas  $200 \text{ kW/m}^2$  pada benda-benda disekitar terjadinya *jet fire* (Nolan, 2011).

### **2.5.2 Flash Fire**

Kejadian kebakaran *flash fire* adalah kejadian dimana pada saat terjadi kebocoran gas tidak terjadi penyalaan api langsung sehingga uap yang bersifat mudah terbakar terlebih dahulu tersebar oleh udara sekitar dan ventilasi alami. Kejadian flash fire pada umumnya tidak menyebabkan korban jiwa secara ataupun kefatalan langsung namun dapat menyebabkan kerusakan struktur dan dapat mengindikasikan kejadian *jet fire* jika tidak ada penanganan secara langsung. *Flash fire* direpresentasikan dengan tingkat LEL (*Lower Explosive Limit*) suatu daerah yang mengalami kebocoran gas (Nolan, 2011).

### **2.5.3 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  $30\text{-}50 \text{ kW/m}^2$ .

### **2.5.4 Gas Dispersion**

*Gas Dispersion* dapat disebabkan oleh kebocoran gas pada pipa atau komponen lainnya. Kecelakaan kerja ini mungkin terjadi jika kondisi gas yang mengalir dalam kondisi tekanan tinggi. Kerusakan yang ditimbulkan dari *gas dispersion* umumnya berdampak pada kesehatan manusia karena kandungan oksigen yang ada terkontaminasi dengan kebocoran gas yang terjadi.

### **2.5.5 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. Gelombang ledakan tergantung dari aspek ledakan dapat berupa besarnya ledakan dan tekanan pada tempat kejadian ledakan yang kecepatan apinya dapat mencapai 40-400 m/s yang dideskripsikan dengan representasi trapesium atau segitiga dibelakang tempat kejadian ledakan. Tekanan berlebih yang terjadi pada kejadian ledakan VCE pada umumnya ditentukan dengan massa gas di udara dan massa TNT dan tingkat tekanan VCE untuk memprediksi tekanan berlebih. Pada kejadian terdahulu, VCE yang terjadi pada umumnya terjadi dengan tingkat tekanan hingga 2.0 bar dan pada keadaan minimum 0.2 bar. Pada kejadian VCE yang di teliti pada umumnya melibatkan 100 kg gas mudah terbakar yang terpapar di udara.

### **2.6 Penilaian Risiko**

Penilaian risiko merupakan suatu aktivitas yang dilaksanakan untuk memperkirakan suatu risiko dari situasi yang bisa didefinisikan dengan jelas ataupun potensi dari suatu ancaman atau bahaya baik secara kuantitatif atau kualitatif. Penilaian risiko juga bisa diartikan sebagai suatu proses pemeriksaan keamanan dengan suatu struktur tertentu, pembuatan suatu rekomendasi khusus, dan rekomendasi pengambilan keputusan dalam suatu proyek dengan menggunakan analisis risiko, perkiraan risiko, dan informasi lain yang memiliki potensi untuk mempengaruhi keputusan. Secara sistematis, risiko dapat dirumuskan sebagai hasil perkalian dari frekuensi dan konsekuensi.

$$\text{Risk} = \text{event likelihood} \times \text{event consequence}$$

Langkah awal melakukan penilaian risiko adalah dengan mengidentifikasi bahaya apa yang berpotensi untuk terjadi, serta dampak dari bahaya tersebut (konsekuensi). Suatu bahaya dapat berdampak terhadap beberapa aspek seperti lingkungan, ekonomi, sosial dan lain-lain. Selanjutnya adalah menghitung berapa banyak kejadian tersebut dapat terjadi per satuan waktu (frekuensi). Penilaian risiko dilakukan dengan tujuan untuk menilai apakah suatu risiko dapat diterima atau tidak, dan jika tidak dapat dilakukan mitigasi untuk mengurangi tingkat risiko tersebut.

### **2.7 Hazard Identification**

Bahaya diartikan sebagai potensi dari rangkaian sebuah kejadian untuk muncul dan menimbulkan kerusakan atau kerugian. Jika salah satu bagian dari rantai kejadian hilang, maka suatu kejadian tidak akan terjadi.

Hazard atau bahaya adalah keadaan, situasi dan kejadian yang memiliki kemungkinan potensial untuk melukai manusia atau kondisi ketidakseimbangan fisik atau mental yang diketahui asal usulnya dari dan atau bertambah lebih buruk dikarenakan pekerjaan-pekerjaan ataupun keadaan yang ada kaitannya dengan beberapa pekerjaan (Fitria, 2018).

Identifikasi bahaya bermula dari menganalisis fungsi suatu sistem beserta proses dari sebuah sistem tersebut lalu mengidentifikasi potensi bahaya yang dapat terjadi pada sebuah sistem dan sebuah proses tersebut yang dapat menimbulkan sebuah risiko ataupun kerugian. Proses mengidentifikasi bahaya dapat dilakukan dengan berbagai metode seperti Hazid, Hazop, Fmea, What If Analysis dan lainnya. Metode yang digunakan untuk menganalisis bahaya pada tugas akhir ini adalah HAZOP dan *System Theoretic Process Analysis (STPA)*.

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

Hazard and operability study (HAZOPS) digunakan untuk mengidentifikasi permasalahan dan operasional proses yang dapat mempengaruhi efisiensi produk dan keselamatan. HAZOP merupakan metode identifikasi yang berlangsung. HAZOP mempelajari tahapan untuk mengidentifikasi penyimpangan yang dapat terjadi dari kondisi normal. Berikut adalah istilah terminologi yang sering ditemukan pada pelaksanaan HAZOP (BS IEC 61882, 2001) :

- a. *Deviation* (Penyimpangan). Adalah kata kunci kombinasi yang sedang diterapkan. (merupakan gabungan dari guide words dan parameters).
- b. *Cause* (Penyebab). Adalah penyebab yang kemungkinan besar akan mengakibatkan terjadinya penyimpangan.
- c. *Consequence* (Akibat/konsekuensi). Adalah suatu akibat dari suatu kejadian yang biasanya diekspresikan sebagai kerugian dari suatu kejadian atau resiko. Dalam menentukan consequence tidak boleh melakukan batasan karena hal tersebut bias merugikan pelaksanaan penelitian.
- d. *Safeguard* (Usaha Perlindungan). Adanya perlengkapan pencegahan yang mencegah penyebab atau usaha perlindungan terhadap konsekuensi kerugian akan di dokumentasikan pada kolom ini. Safeguards juga memberikan informasi pada operator tentang penyimpangan yang terjadi dan juga untuk memperkecil akibat.
- e. *Action* (Tindakan yang Dilakukan). Apabila suatu penyebab dipercaya akan mengakibatkan konsekuensi negatif, harus diputuskan tindakan apa yang harus dilakukan. Tindakan dibagi menjadi dua kelompok, yaitu tindakan yang mengurangi atau menghilangkan penyebab dan tindakan yang menghilangkan akibat (konsekuensi). Sedangkan apa yang terlebih dahulu diputuskan, hal ini tidak selalu memungkinkan, terutama ketika berhadapan dengan kerusakan peralatan. Namun, pertama selalu diusahakan untuk menyingkirkan penyebabnya, dan hanya dibagian mana perlu mengurangi konsekuensi.
- f. *Node* (Titik Studi). Merupakan pemisahan suatu unit proses menjadi beberapa bagian agar studi dapat dilakukan lebih terorganisir. Titik studi bertujuan untuk membantu dalam menguraikan dan mempelajari suatu bagian proses.
- g. *Severity*, Merupakan tingkat keparahan yang diperkirakan dapat terjadi.
- h. *Likelihood* adalah kemungkinan terjadinya konsekuensi dengan sistem pengaman yang ada.

- i. *Risk* merupakan kombinasi kemungkinan *likelihood* dan *severity*.

### 2.7.2 STPA (*System Theoretic Process Analysis*)

Teknik analisis bahaya saat ini dimulai dari desain yang lengkap dan mengasumsikan bahwa kecelakaan disebabkan oleh kegagalan komponen. Karena penyebab utama kecelakaan dalam sistem lama adalah kegagalan komponen, teknik analisis bahaya dan teknik desain keselamatan berfokus pada pengidentifikasian komponen penting dan mencegah kegagalannya (meningkatkan integritas komponen) atau memberikan redundansi untuk mengurangi dampak kegagalan.

Ada beberapa keterbatasan dari pendekatan ini. Salah satu masalah utama adalah bahwa teknik analisis bahaya yang paling umum seperti FTA atau FMECA, bekerja pada desain yang ada. Oleh karena itu, banyak upaya membuktikan bahwa desain yang ada lebih aman daripada desain bangunan yang baru. Tetapi desain sistem menjadi sangat kompleks sehingga menunggu sampai desain cukup matang untuk melakukan analisis keselamatan. Satu-satunya pendekatan desain aman yang praktis dan hemat biaya dalam sistem ini adalah merancang keselamatan sejak awal. Dalam desain yang mengacu pada keselamatan dibutuhkan informasi untuk menganalisis secara keseluruhan. Diperlukan pendekatan baru untuk analisis bahaya, yang harus bisa menganalisis model kualitas yang luas. Keuntungan penting dari teknik ini adalah dapat digunakan untuk mendorong keputusan desain paling awal dan kemudian dilanjutkan secara paralel dengan memastikan keputusan desain dan penyempurnaan desain (Sultana, 2019).

#### A. Meninjau bahaya dari sistem dan tingkat kendala keamanan sistem

Tahap awal adalah mengidentifikasi kecelakaan atau kejadian kerugian yang tidak dapat diterima, seperti kehilangan kendaraan, korban jiwa, atau kehilangan misi atau peralatan, dan kemudian mendefinisikan keadaan berbahaya dalam sistem yang akan memungkinkan kecelakaan ini terjadi. Bahaya tersebut kemudian diterjemahkan ke dalam batasan keselamatan pada status dan perilaku sistem sehingga akan mencegah terjadinya kondisi berbahaya. Meskipun langkah pertama STPA serupa dengan yang dilakukan dalam teknik analisis bahaya lainnya, langkah-langkah selanjutnya menyediakan kerangka kerja yang ketat untuk melakukan apa yang tidak dilakukan oleh metode lama.

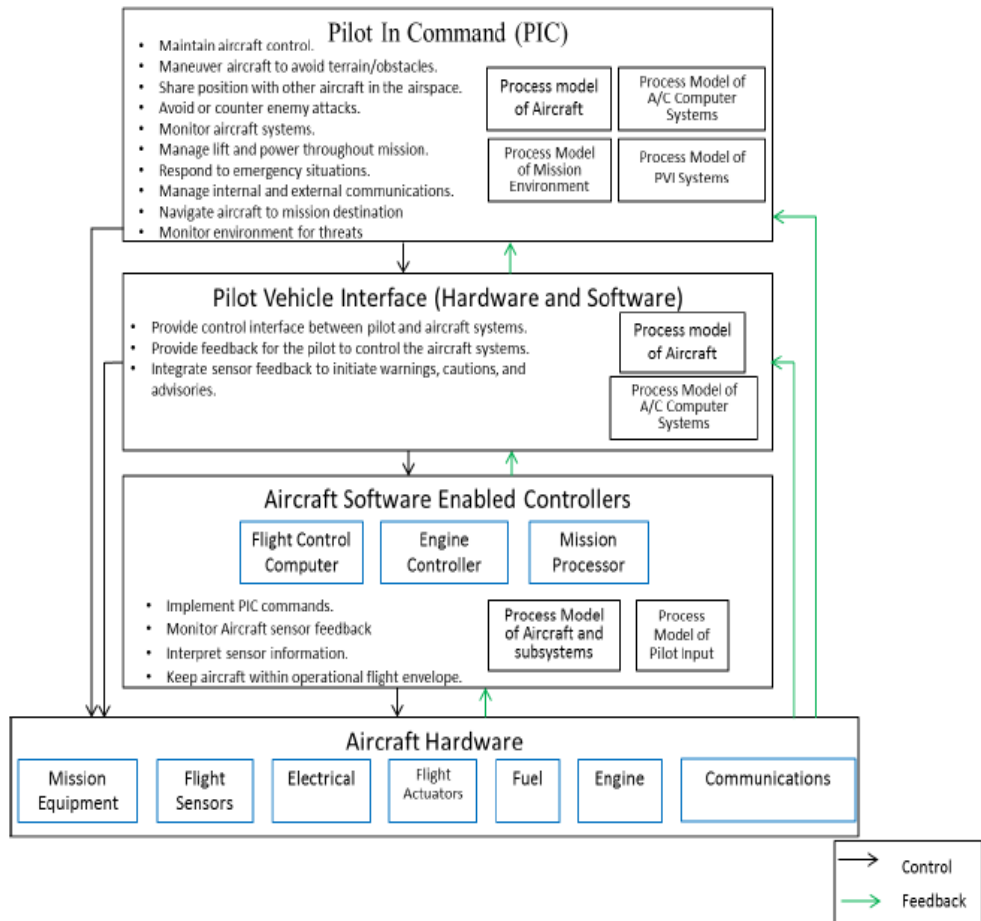
<b>Hazard Description</b>	<b>Causal Factor</b>	<b>Safety Constraint</b>

Gambar 2. 2 Lembar kerja langkah pertama *system theoretic process analysis*

Sumber : (Sandia National Laboratories, 2016)

B. Menentukan struktur kontrol keselamatan

Setelah bahaya yang akan dinilai telah ditinjau, analisis mengembangkan diagram struktur kontrol keselamatan sistem. Gambar dibawah menunjukkan diagram struktur kontrol *design military system*. Setiap node dalam grafik adalah komponen manusia atau mesin dalam sistem sosio-teknis. Garis penghubung menunjukkan tindakan kontrol yang digunakan untuk menegakkan batasan keselamatan pada sistem dan umpan balik yang memberikan informasi kepada entitas pengendali.



Gambar 2. 3 Contoh kontrol struktur sistem  
 Sumber : (Song, 2012)

### C. Mengidentifikasi tindakan kontrol yang berpotensi tidak dapat diterima

Setelah struktur kontrol sistem ditetapkan, langkah selanjutnya adalah menentukan bagaimana sistem yang dikendalikan dapat masuk ke kondisi berbahaya. Keadaan berbahaya adalah keadaan yang melanggar batasan keselamatan yang ditentukan untuk sistem. STPA memandang berbahaya sebagai akibat dari kontrol yang tidak efektif. Oleh karena itu, penilaian dilanjutkan dengan mengidentifikasi tindakan kontrol yang berpotensi tidak memadai. Kontrol yang tidak memadai jatuh ke dalam empat kategori umum berikut:

1. Tindakan kontrol yang diperlukan untuk menjaga keselamatan tidak disediakan.
2. Tindakan kontrol yang salah atau tidak aman disediakan namun menyebabkan kerugian.
3. Tindakan kontrol yang berpotensi benar atau memadai diberikan terlalu dini, terlambat, atau tidak berurutan.
4. Tindakan kontrol yang benar dihentikan terlalu cepat.

Tindakan kontrol mungkin diperlukan untuk menangani kegagalan komponen, gangguan lingkungan, atau interaksi disfungsional diantara komponen. Tindakan kontrol yang salah atau tidak aman juga dapat menyebabkan perilaku atau interaksi yang tidak berfungsi diantara komponen. Perhatikan bahwa tindakan kontrol yang tidak memadai ini mungkin ada atau tidak ada dalam sistem yang sebenarnya. Ini adalah hipotesis yang harus dikonfirmasi atau ditolak berdasarkan investigasi terhadap perilaku sistem seperti yang telah dirancang dan dibangun. Untuk memastikan penilaian yang lengkap, setiap tindakan kontrol harus diselidiki secara bergantian.

Control Action	Hazardous Control Actions			
	Not providing causes hazard	Providing causes hazard	Wrong timing or order causes hazard	Stopped too soon or applied too long

Gambar 2. 4 Lembar kerja langkah ketiga *system theoretic process analysis*

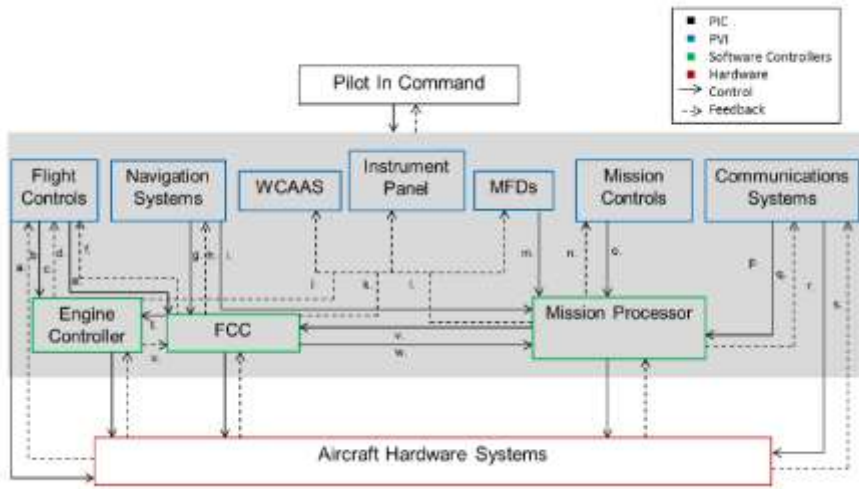
Sumber : (Sandia National Laboratories, 2016)

### D. Menentukan bagaimana tindakan kontrol untuk yang berpotensi tidak dapat diterima supaya bisa mewujudkan sistem dan mengembangkan mitigasi

Langkah penilaian sebelumnya akan menghasilkan serangkaian tindakan kontrol yang berpotensi tidak dapat diterima. Jika ada dalam sistem, tindakan kontrol yang tidak memadai ini akan ada pada sistem dan menimbulkan bahaya.



STPA bekerja pada diagram kontrol fungsional dan dipandu oleh serangkaian kelemahan loop kontrol generik. Karena kecelakaan terjadi karena kontrol yang tidak memadai dan penegakan kendala keselamatan, proses yang mengarah pada kecelakaan dapat dipahami dalam hal kekurangan dalam pengembangan sistem dan struktur kontrol operasi sistem yang ada selama desain, implementasi, produksi, dan operasi. Kelemahan ini dapat diklasifikasikan dan digunakan selama analisis kecelakaan untuk membantu mengidentifikasi semua faktor yang terlibat dalam kecelakaan atau selama analisis bahaya dan kegiatan pencegahan kecelakaan lainnya.



Gambar 2.5 Contoh struktur kontrol

Sumber : (Song, 2012)

Faktor-faktor umum yang sama ini berlaku pada setiap tingkat struktur kontrol keamanan, tetapi interpretasi (aplikasi) dari faktor disetiap tingkat mungkin berbeda. Untuk semua faktor, pada setiap titik dalam lingkaran kontrol di mana manusia atau organisasi terlibat, perlu untuk mengevaluasi konteks di mana keputusan dibuat untuk memahami jenis dan alasan keputusan yang berpotensi tidak aman untuk dibuat dan untuk kontrol desain atau langkah-langkah mitigasi untuknya (Sultana, 2019).

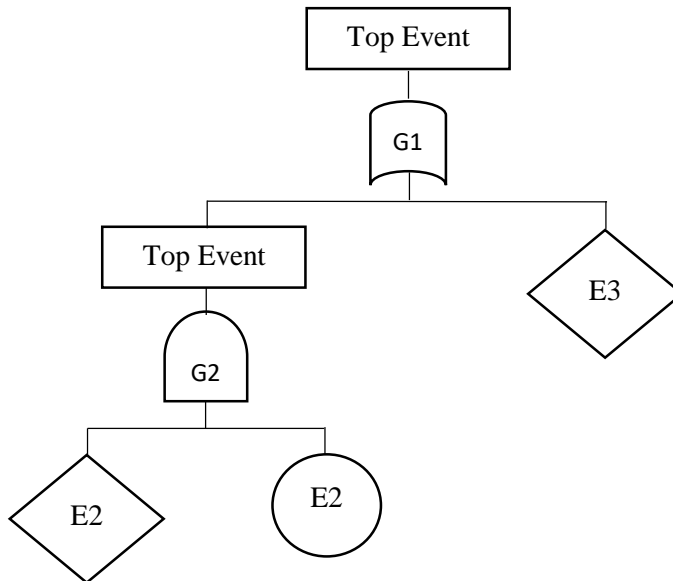
## 2.8 Analisis Frekuensi

Analisis frekuensi merupakan langkah untuk mengetahui seberapa sering risiko bahaya akan terjadi. Banyak sekali metode yang bisa dilakukn untuk menghitung frekuensi, salah satunya adalah metode *Fault Tree Analysis* dan *Event Tree Analysis*.

### 2.8.1 *Fault Tree Analysis* dan *Event Tree Analysis*

Metode kualitatif sekaligus kuantitatif yang digunakan untuk menentukan kemungkinan penyebab kegagalan dari suatu kejadian menggunakan gerbang logika dan pohon kegagalan yang merupakan tampilan dari pemodelan berbagai komplikasi



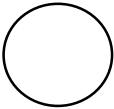
kejadian kegagalan suatu komponen yang dapat mengakibatkan kegagalan suatu sistem adalah metode FTA (*Fault Tree Analysis*). Metode FTA digunakan untuk menganalisis factor-faktor yang berpotensi dapat menjadi penyebab pada suatu peristiwa yang direpresentasikan dengan pohon diagram kegagalan yang menggambarkan kejadian, frekuensi kejadian beserta sistem faktor hubungan yang menghubungkan kejadian satu dengan kejadian yang lain yang digambarkan dengan notasi. Contoh diagram FTA dan beberapa jenis notasi beserta deskripsinya dapat dilihat pada gambar dibawah ini.



Gambar 2. 6 Contoh Diagram *Fault Tree Analysis*

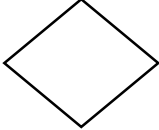
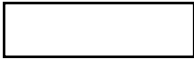
Sumber : (Artana,2013)

Tabel 2. 1 Simbol Pada Diagram Kegagalan

Symbol	Meaning	Description
	Logic gate AND	The output event happens only if all input events happen
	Logic gate OR	The output event occurs if any of the input events happen
	Basic event	Failure of a component that has no identifiable primary cause. It is the highest level of detail in the tree

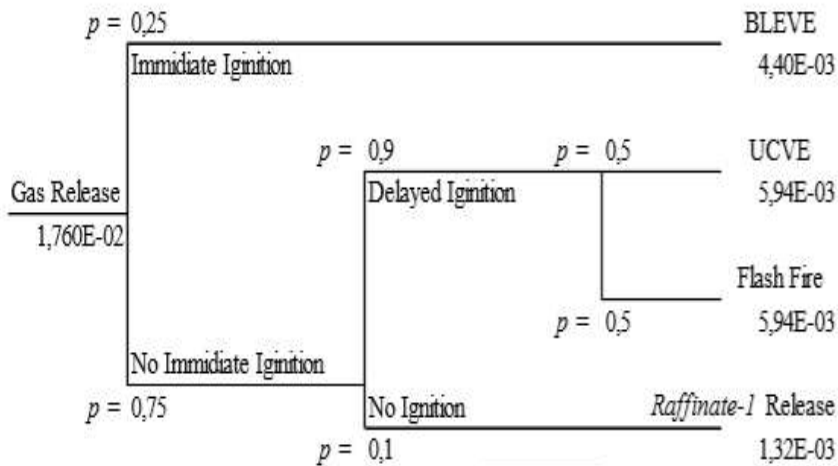
(dilanjutkan pada tabel selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

	Undeveloped event	Failure of a component with a primary cause undeveloped because of lack of information
	Intermediate event	A fault event that occurs because of one or more antecedents causes acting through logic gates

Sumber : (ISO 31.010 :2010)

Pada gambar 2.2 merupakan contoh hasil dari *Fault Tree Analysis* dari sebuah penilaian risiko potensi kebakaran dan ledakan pada *floating storage regasification unit*. Kemudian hasil frekuensi kejadian utama dari FTA dianalisis kembali dengan metode pohon kejadian ETA (*Event Tree Analysis*) yang digunakan untuk menganalisis kemungkinan dari berbagai sistem. Hasil dari analisis ETA adalah serangkaian urutan kemungkinan kegagalan yang dapat menyebabkan konsekuensi bahaya dengan proses menentukan kejadian mula, mengidentifikasi rangkaian komponen yang berpotensi menyebabkan kejadian terjadi (Kusuma, 2018).



Gambar 2. 7 Contoh *Diagram Event Tree Analysis*

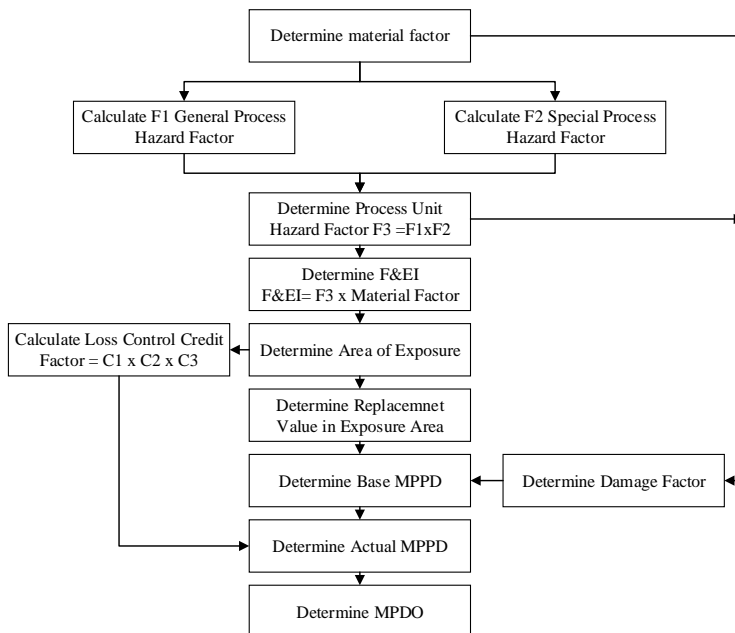
Sumber : (Putu, 2018)

## 2.9 Analisis Konsekuensi

Analisis konsekuensi adalah analisis dampak yang dapat terjadi dikarenakan sebuah potensi bahaya. Pada tugas akhir ini dampak dari konsekuensi tubbukan kapal LNG dengan FSRU. Metode yang digunakan adalah *Dow's Fire and Explosion Index*.

### 2.9.1 Dow's Fire and Explosion Index

Metode *Dow Fire and Explosion Index* (DFEI) adalah metode semi-kuantitatif yang merepresentasikan tingkat konsekuensi dari suatu kejadian berdasarkan sistem bahaya dan sistem material pada suatu unit proses. Adapun alur dari proses dow adalah sebagai berikut. Tingkat sistem bahaya dihitung berdasarkan kondisi unit proses dan penanganan suatu material berbahaya. Metode DFEI diterbitkan oleh AIChE (*American Institute of Chemical Engineers*) dan telah dijadikan acuan pada sistem hidrokarbon untuk mengevaluasi potensial dampak bahaya dan menilai potensi kerugian dari bahaya yang terjadi. Sistem analisis konsekuensi ini pada umumnya dianalisis dengan langkah-langkah objektif dan pengukuran kuantitatif berdasarkan data historis, potensi sistem dari bahan yang diteliti, proses material, kondisi unit proses dan sejauh mana penerapan mitigasi bahaya yang dilakukan. Tujuan dari sistem DFEI ini adalah untuk menghitung indeks tingkat bahaya dan perkiraan kerusakan potensial kebakaran dan ledakan secara realistis. Lalu, mengidentifikasi peralatan yang berkontribusi dalam penyebab dan eskalasi kejadian kebakaran dan ledakan. Setelah itu melakukan perhitungan persebaran area api. Kemudian melakukan perhitungan kerugian yang terjadi akibat kebakaran dan ledakan. Selain itu, dilakukan juga perhitungan factor kerusakan dan menghitung kehilangan kredit kontrol. Setelah itu dilakukan penentuan MPPD atau nilai kerugian maksimum atas hilangnya properti dan MPDO atau nilai yang digunakan untuk merepresentasikan *downtime* yang merupakan *output* dari metode ini. Berikut alur dan metode DFEI (Kusuma, 2018).



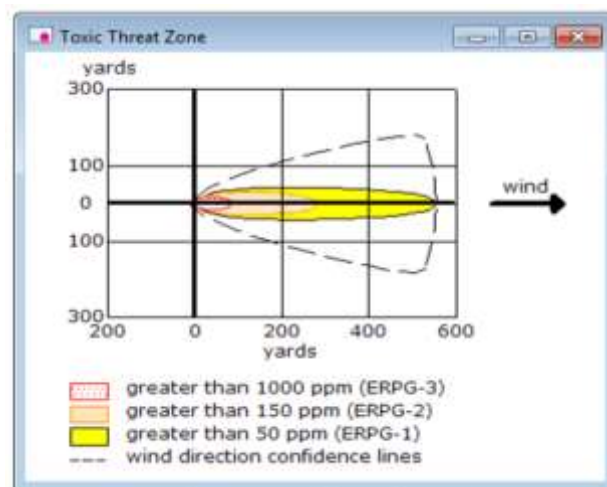
Gambar 2. 8 Alur Analisis Bahaya Kebakaran dan Ledakan Dow

Sumber: (AIChE, 1994)

## 2.9.2 Fire Modelling

*Fire Modelling* adalah sebuah perangkat lunak yang digunakan untuk memodelkan konsekuensi dari potensi bahaya yang mungkin terjadi. Perangkat lunak ini sering digunakan dalam dunia industry seperti perusahaan migas dan perusahaan kimia. Potensi bahaya yang terdampak ke manusia, gedung, lingkungan sekitar dapat disimulasikan dengan baik. Pada penelitian kali ini dilakukan menggunakan *software* dengan nama ALOHA.

ALOHA adalah perangkat lunak yang digunakan untuk membuat rencana dan respon kondisi bahaya dari zat kimia, misalnya metana. Perangkat lunak ini dapat mendeteksi zona ancaman dari bahaya. ALOHA mensimulasikan potensi bahaya dari *toxic vapour*, *bleve*, *pool fire*, dan *vapour cloud expansions*. Berikut contoh tampilan hasil simulasi ALOHA.



Gambar 2. 9 Contoh Hasil Simulasi ALOHA

## 2. 10 Mitigasi

Setelah dilakukan representasi risiko dengan menggunakan *F-N curve* maka didapatkan letak zona dari risiko tersebut. Jika risiko tidak dapat diterima maka perlu dilakukan tindakan mitigasi dengan menggunakan LOPA (*Layer Of Protection Analysis*) dan apabila risiko dapat diterima maka tidak perlu dilakukan mitigasi yang artinya risiko tersebut sangat kecil.

### 2.10.1 Layer Of Protection Analysis (LOPA)

Dari *F-N curve* didapatkan representasi risiko dengan input frekuensi dan konsekuensi. Apabila risiko dalam zona *unacceptable* maka risiko tidak dapat diterima. Apabila risiko tidak dapat diterima maka dilakukan mitigasi dengan menggunakan metode LOPA.

Dengan menggunakan LOPA risiko dapat dimitigasi dan dapat memberikan perlindungan dari risiko yang tidak dapat diterima. Tujuan dari LOPA adalah untuk memastikan bahwa perlindungan untuk megantisipasi risiko yang akan terjadi. Mitigasi dengan menggunakan *Layer Of Protection Analysis* dengan menambah komponen pada sistem yang risikonya tidak dapat diterima agar nilai frekuensi semakin turun yang disebut *Independent Protection Layer (IPL)*. Penambahan komponen diantaranya seperti *safety valve, pressure alarm, temperature alarm, gas detector* dan penambahan komponen lainnya.

Langkah – langkah dalam menggunakan *Layer Of Protection Analysis* sebagai berikut:

1. Identifikasi skenario.

Identifikasi skenario konsekuensinya biasanya diidentifikasi selama peninjauan bahaya kualitatif. Jika pada penelitian ini dilakukan dengan metode *Hazard and Operability*.

2. Memilih skenario yang tidak dapat diterima.

Skenario yang tidak dapat diterima dilakukan dengan metode *System Theoretic Process Analysis* dengan model struktur control.

3. Mengidentifikasi kejadian awal dari skenario.

Mengetahui kemungkinan penyebab yang dapat mengakibatkan skenario bahaya dapat terjadi.

4. Menentukan frekuensi awal.

Analisis frekuensi pada penelitian kali ini dilakukan dengan metode *Fault Tree Analysis* dan *Event Tree Analysis*.

5. Mengidentifikasi IPL komponen apa saja yang harus ditambahkan.

Dari analisis frekuensi dan konsekuensi yang dilakukan, kemudian dilihat level risikonya. Jika dibutuhkan mitigasi, kemudian dilakukan identifikasi kemungkinan alat apa saja yang dapat ditambahkan untuk mengurangi frekuensi.

6. Memperkirakan risiko dari skenario yang telah dibuat ulang.

Kemudian langkah terakhir diidentifikasi apakah hasil dari penambahan peralatan tersebut sudah berada pada level yang dapat diterima.

Berikut contoh *sheet* hasil mitigasi dengan LOPA:

<b>Scenario Number:</b>	<b>Node:</b>	<b>Scenario Title:</b>	
		<b>Risk Level:</b>	
<b>Date:</b>	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>			
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>			
<b>Initiating Event (Frequency)</b>			
<b>Enabling Event</b>			
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>			
<b>Others</b>			
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>			
<b>Total PFD for all IPLs</b>			
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>			
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>			
<b>Notes:</b>			
<b>References:</b>			

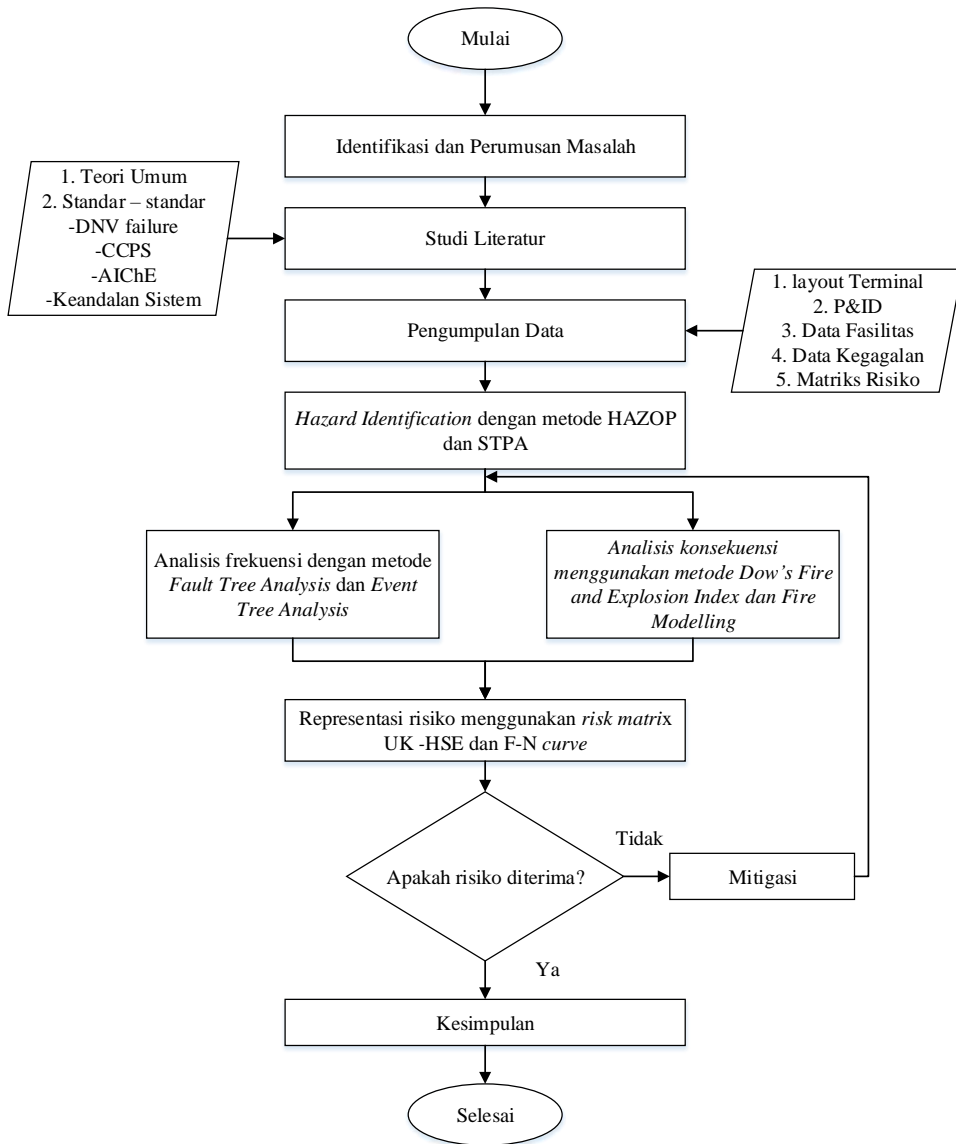
Gambar 2. 10 Spreadsheet LOPA (Layer Of Protection Analysis)

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



### BAB III ALUR PENELITIAN

Untuk memudahkan pengerjaan proposal dan kajian yang dilakukan terarah, maka dalam pembuatan proposal dilakukan proses yang terstruktur sebagai berikut:



Gambar 3. 1 Flowchart Penelitian

### **3.1 Identifikasi dan Perumusan masalah**

Tahap pertama yang dilakukan dalam pengerjaan proposal ini adalah identifikasi dan perumusan masalah. Proses penelitian ini berdasarkan latar belakang masalah, juga berdasarkan masalah dan tujuan penelitian. Dalam proposal ini masalah utama adalah bagaimana mengetahui risiko bahaya yang dapat terjadi pada saat proses *Ship-to-ship transfer* LNG dari kapal LNG ke *Floating Storage Unit* terhadap proses *unloading bulk carrier* di PT Terminal Teluk Lamong. Untuk itu perlu diketahui apa saja bahaya yang dapat terjadi selama proses tersebut.

### **3.2 Studi Literatur**

Studi pustaka adalah proses yang dilakukan untuk mencari informasi tentang masalah yang akan dibahas. Informasi bisa berasal dari penelitian yang sudah pernah ada, berita – berita yang telah tervalidasi dan hasil tugas akhir yang telah selesai. Tentunya yang sesuai dengan topik masalah yang akan dibahas dalam proposal ini yaitu tentang penilaian risiko proses *Ship-to-ship transfer* LNG. Beberapa literatur yang saya gunakan adalah DNV *failure frequency*, CCPS, AIChE, dan buku keandalan sistem.

### **3.3 Pengumpulan Data**

Pada tugas akhir ini dibutuhkan beberapa data pendukung yang dapat menunjang proses untuk menyelesaikan tugas akhir. Data yang diperoleh nantinya akan diolah untuk bisa menjadi acuan penilaian risiko dalam masalah yang telah ditentukan. Beberapa data yang dibutuhkan seperti *Layout* terminal, P&ID dari sistem proses *Ship-to-ship transfer* LNG, Data fasilitas dan Kondisi unit, Data kebocoran dan Kegagalan sistem, Matriks risiko Perusahaan, Jumlah dan deskripsi pekerja.

### **3.4 Hazard identification dengan metode HAZOP dan System Theoretic Process Analysis**

Setelah data sudah terkumpul dilakukan *Hazard Identification* atau identifikasi bahaya menggunakan metode HAZOP dan STPA ( *System Theoretic Process Analysis*), dimana sistem ini digunakan untuk mengetahui bahaya apa saja yang mungkin terjadi pada permasalahan yang ada atau kemungkinan penyebab bahaya. Pada metode HAZOP dilakukan penentuan node dan juga deviasi terlebih dahulu, setelah itu dilakukan identifikasi bahaya. Hasil bahaya pada HAZOP, kemudian dilakukan tahap selanjutnya dengan metode STPA yaitu mengidentifikasi tindakan kontrol dan memproses model variabel. Kemudian setelah itu, mengidentifikasi tindakan kontrol yang berpotensi tidak aman. Tahap terakhir adalah mengidentifikasi faktor – faktor penyebab, skenario dan batasan keselamatan komponen.

### **3.5 Perhitungan frekuensi dengan metode Fault Tree Analysis and Event Tree Analysis**

Analisis atau perhitungan selanjutnya adalah menghitung frekuensi. Perhitungan frekuensi dilakukan dengan menggunakan metode *Fault Tree Analysis and Event Tree Analysis*. Metode ini dilakukan untuk menentukan kemungkinana kegagalan dari suatu kejadian berdasarkan kemungkinan penyebab dari identifikasi bahaya sebelumnya. Pada FTA & ETA langkah pertama adalah menentukan frekuensi

kebocoran pipa dan tangki, frekuensi kebocoran peralatan dan frekuensi kegagalan sistem. Kemudian menentukan nilai *probability of ignition*. Dari *Immediate ignition*, *Delayed ignition* dan *No ignition*.

### **3.6 Perhitungan konsekuensi dengan menggunakan metode *Dow's Fire and Explosion Index* dan metode *Fire Modelling***

Setelah mengetahui berapa frekuensi bahaya pada permasalahan yang ada, kemudian dilakukan perhitungan konsekuensi. Perhitungan konsekuensi dilakukan dengan menggunakan metode *Dow's Fire and Explosion Index* Langkah ini untuk mengetahui bagaimana dan seberapa besar dampak yang diberikan oleh bahaya yang mungkin terjadi. Pada metode ini dilakukan penilaian kondisi bahaya unit proses, nilai "*value of exposure*", *Maximum Probability Property Damage*, *Maximum Probability days Outage*. Sedangkan untuk metode *fire modelling* dilakukan untuk mengetahui fatalitis yang dapat diterima.

### **3.7 Pemetaan Risiko**

Analisis frekuensi dan konsekuensi yang telah dilakukan perlu digabungkan atau dilakukan pemetaan. Untuk itu representasi penggabungan dilakukan dengan dua metode pula, yaitu *Risk Matrix* dengan metode UK – HSE dan *F-N curve*.

### **3.8 Mitigasi**

Setelah dilakukan pemetaan risiko akan diketahui apakah risiko tersebut *acceptable* atau *unacceptable*. Ketika risiko *unacceptable* maka harus dilakukan mitigasi yang sesuai. Mitigasi yang dilakukan menggunakan *Layer of Protection Analysis* (LOPA) apabila risiko tidak dapat diterima maka diberikan *Independent Protection Layer* (IPL) dengan penambahan komponen keselamatan.

### **3.9 Kesimpulan**

Hasil yang diharapkan adalah, dapat menentukan bahaya apa saja yang mungkin terjadi dan bagaimana cara mengatasi juga mencegah bagaimana bahaya tersebut tidak akan terjadi. Dalam kasus ini permasalahan tentang proses *Ship-to-ship transfer* LNG oleh kapal LNG menuju *Floating Storage Unit*.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## **BAB IV DATA PENELITIAN**

### **4.1 Penjelasan Umum**

Pada penulisan tugas akhir ini, dibutuhkan beberapa data pendukung untuk melakukan penilaian risiko proses *ship-to-ship transfer* LNG di daerah yang berdekatan dengan proses bongkar kapal *bulk carrier* di PT Terminal Teluk Lamong. Data – data yang dibutuhkan seperti *layout* terminal, P&ID, beberapa data kegagalan, matriks risiko perusahaan, data harga *equipment* dan jumlah pekerja. Data – data yang dibutuhkan akan dijelaskan selanjutnya.

### **4.2 Deskripsi Sistem**

Fasilitas yang akan dibangun di Terminal Teluk Lamong adalah fasilitas bongkar LNG. Fasilitas ini dibangun berdekatan dengan fasilitas yang sudah ada yaitu *unloading bulk carrier*. Pada penelitian kali ini diperkirakan waktu untuk proses setiap fasilitas yang ada. Untuk *unloading bulk carrier* diestimasikan dalam satu bulan dilakukan 8 kali *unloading*. Namun, untuk proses *transfer* LNG dilakukan sekitar 3 kali dalam satu bulan. Untuk *connection pipe* LNG diestimasikan dilakukan selama dua jam, dan *disconnecting* selama dua jam.

### **4.3 Layout Terminal**

Studi kasus pada penelitian kali ini dilakukan di PT Terminal Teluk Lamong. Salah satu data yang diperlukan adalah *Layout* terminal yang menjadi objek penelitian. Berikut *Layout* dari proyek *ship-to-ship transfer* LNG yang ada pada PT Terminal Teluk Lamong. *Layout* dapat dilihat pada halaman terakhir bab ini.

PT Terminal Teluk Lamong juga memiliki fasilitas lainnya, yaitu *unloading bulk carrier*. Terminal Teluk Lamong dibangun pada akhir tahun 2010 dan selesai pada tahun 2014 (Tahap I). Sejak diresmikan Presiden RI Joko Widodo tahun 2015 lalu, Terminal Teluk Lamong melayani jasa bongkar muat petikemas dan bongkar curah kering. Petikemas yang dilayani meliputi pasar internasional dan domestik. Sedangkan untuk curah kering, Terminal Teluk Lamong hanya melayani komoditi food & feed grain saja. Saat ini, Terminal Teluk Lamong masuk pada pengembangan tahap kedua. Pada tahap kedua, Terminal Teluk Lamong mengembangkan fasilitas layanan curah kering (Grab Ship Unloader – Conveyor – Silo & Flat Storage) dan perluasan lapangan penumpukan petikemas.

### **4.3 Pipa & Instrumen Diagram**

Data Pipa dan Instrumen Diagram juga dibutuhkan dalam pengerjaan tugas akhir ini. Pada penelitian kali ini saya menggunakan dua macam P&ID. Pertama saya gunakan P& ID LNG Terminal Jatim LNG dan FSU, kemudian saya juga menggunakan P&ID yang saya adopsi dari penelitian sebelumnya tentang penilaian risiko potensi kebakaran dan ledakan pada FSU.

*Pipe and Instrument Diagram* yang saya gunakan sejumlah dua karena pada P&ID yang pertama belum menjelaskan *equipment* yang rinci pada node proses *ship-to-ship transfer LNG*. Berikut P&ID yang saya adopsi dari penelitian sebelumnya.

Pada P&ID tersebut ada tiga *flexible hose* yang berfungsi untuk transfer LNG dari LNG *vessel* ke FSU dan juga BOG dari FSU ke LNG *vessel*. Sehingga batas pembahasan pada penelitian kali ini hanya pada proses yang terjadi saat *ship-to-ship transfer LNG* dan saat FSU tidak menerima *transfer LNG* atau dalam keadaan diam. P&ID dapat dilihat pada halaman terakhir bab ini.

#### 4.4 Data Kegagalan

Untuk mengetahui risiko yang dapat terjadi, diperlukan juga data kegagalan dari setiap *equipment* yang ada. Pada penelitian kali ini saya menggunakan referensi OREDA sebagai penentu bahaya apa saja yang dapat terjadi pada proses *ship-to-ship transfer LNG*.

Tabel 4. 1 *List Kegagalan Valves*

AIR	Abnormal instrument reading	INL	Internal Leakage
DOP	Delayed Operation	LOO	Low output
ELP	External Leakage - Process medium	SER	Minor in-service problems
ELU	External Leakage – Utility medium	OTH	Other
FTC	Fail to close on demand	PLU	Plugged /Choked
FTO	Fail to open on demand	SPO	Spurious operation
FTR	Fail to regulate	STD	Structural deficiency
HIO	High Output	LCP	Valve Leakage in closed position

Sumber : (OREDA,2002)

List diatas merupakan beberapa kemungkinan kejadian yang dapat terjadi dari *equipment* yang ada pada sistem. Datas adalah *list* untuk kegagalan yang terjadi pada valves.

#### 4.5 Matriks Risiko

Tabel 4. 2 Tabel Matriks Risiko UK - HSE

RISK = HAZARD X LIKELIHOOD	HAZARD LOW (1)	HAZARD MEDIUM (2)	HAZARD HIGH (3)
LIKELIHOOD HIGH (3)	3 MEDIUM	6 HIGH	9 HIGH
LIKELIHOOD MEDIUM (2)	2 LOW	4 MEDIUM	6 HIGH
LIKELIHOOD LOW (1)	1 LOW	2 LOW	3 MEDIUM

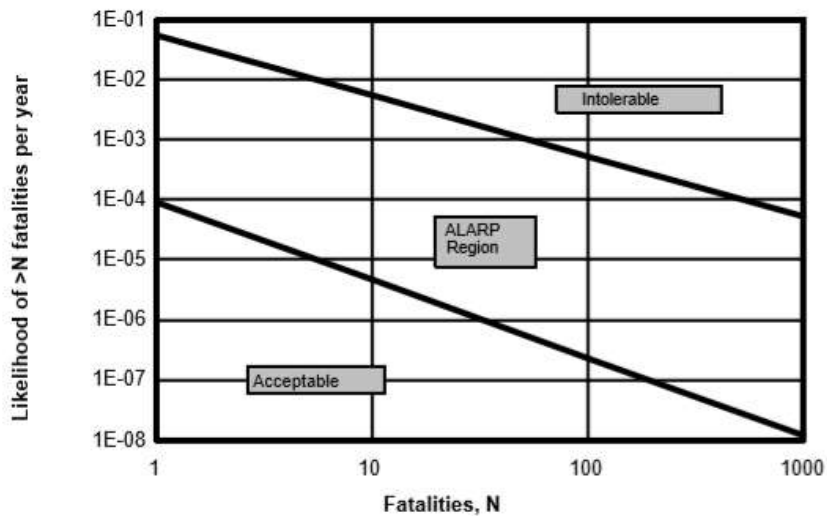
Sumber : (Nerc Health & Safety Procedure Number 12)

Representasi tingkat risiko nantinya dinilai dari tingkat frekuensi dan konsekuensi. Nilai risiko ditentukan berdasarkan hasil penelitian ke matriks risiko dengan metode UK – HSE. Penilaian risiko ditentukan berdasarkan nilai risiko beserta deskripsinya yang bersumber dari *Policies and Procedures Risk Assessment* sebagai berikut:

1-2	Low Risks (Acceptable)
3-4	Medium Risk (Monitor and review control measures)
6-9	High Risk (Stop Activity or process)

#### 4.6 F-N Curve

F-N *curve* merupakan kurva representasi hasil dari hubungan antara F yang merupakan nilai dari frekuensi yang didapatkan dari hasil analisis frekuensi sebelumnya dengan N yang merupakan nilai konsekuensi yang harus ditanggung akibat dari bahaya yang dihasilkan. Kombinasi dari nilai F dan nilai N diplotkan sesuai dengan standar yang digunakan dalam penelitian ini yaitu standar UK HSE. Hasilnya akan berupa tingkat risiko dari suatu kejadian.



Gambar 4. 1 F-N Curve UK- HSE

Sumber: (*Risk Criteria*)

Dalam menggunakan pemetaan risiko standar f-N curve ada beberapa hal yang harus diketahui terkait tingkat risiko pada f-N curve.

1. *Acceptable*

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.

2. ALARP

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

3. *Intolerable/Unacceptable*

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

**4.7 Kondisi Umum & Khusus Unit Proses**

Kondisi umum dan khusus unit proses diperlukan untuk analisis konsekuensi. Penalti umum pada unit proses tersedia pada tabel berikut.

Tabel 4. 3 Tabel Bahaya pada Kondisi Umum Unit Proses

No	Jenis Bahaya	Deskripsi	Penalti
1	Reaksi Kimia Eksotermis	<b>Reaksi Ringan</b> , reaksi ini meliputi <u>Hydrogenasi, Hydrolysis, Isomerisasi, Sulfonasi, Neutralisasi</u>	0,30
		<b>Reaksi Sedang</b> , reaksi ini meliputi <u>Alkylasi, Esterifikasi, Reaksi Tambahan, Oksidasi, Polymerisasi</u>	0,50
		<b>Reaksi Kritis</b> , reaksi ini meliputi reaksi berbahaya jika kehilangan kontrol dan berpotensi menyebabkan kebakaran dan ledakan. Reaksi ini meliputi <u>Halogenisasi</u>	1,00
		<b>Reaksi Sensitif</b> , reaksi ini meliputi <u>Nitrasi</u>	1,25

(dilanjutkan halaman selanjutnya)



(lanjutan halaman sebelumnya)

2	<b>Reaksi Kimia Endotermis</b>	Proses endotermik yang terjadi pada reaktor	0,20
		Proses endotermik dimana input energi terjadi oleh pembakaran bahan bakar padat, cair atau gas. Proses ini meliputi <u>Kalsinasi, Elektrolisis dan Pyrolisis</u>	0,40
3	<b>Pemindahan Bahan Kimia</b>	Operasi loading dan unloading yang melibatkan Bahan Kimia Mudah Terbakar Kelas I atau LPG.	0,50
		Masuknya udara kedalam sistem, pada saat penambahan bahan pada bahan kimia menggunakan reactor batch atau mixer batch	0,50
4	<b>Penyimpanan dan Perlakuan Bahan Kimia</b>	Penyimpanan <b>cairan atau gas mudah terbakar kategori NF = 3 atau 4.</b>	0,85
		Penyimpanan <b>padatan mudah terbakar kategori NF = 3</b>	0,65
		Penyimpanan <b>padatan mudah terbakar kategori NF = 2</b>	0,40
		Penyimpanan <b>cairan mudah terbakar dengan kategori <math>37,8\text{ }^{\circ}\text{C} &gt; \text{FP} &lt; 60\text{ }^{\circ}\text{C}</math></b>	0,25
		Penyimpanan bahan kimia pada tempat penyimpanan yang tidak disediakan <u>Sprinkler</u>	0,20
5	<b>Keadaan Unit Proses (Terbuka/ Tertutup)</b>	Terdapat kolektor debu atau filter pada area tertutup.	0,50
		Unit proses yang menyimpan bahan kimia mudah terbakar diatas titik nyala bahan kimia tersebut pada tempat tertutup.	0,30
		Unit proses yang menyimpan bahan kimia mudah terbakar diatas titik nyala bahan kimia tersebut pada tempat tertutup dan memiliki <u>kuantitas 3785 liter.</u>	0,45
		Unit proses yang menyimpan LPG atau bahan kimia mudah terbakar diatas titik didih bahan kimia tersebut pada tempat tertutup.	0,60
		Unit proses yang menyimpan LPG atau bahan kimia mudah terbakar diatas titik didih bahan	0,95

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

		kimia tersebut pada tempat tertutup dan memiliki <u>kuantitas 3785 liter.</u>	
		Unit proses terdapat sistem ventilasi yang cocok untuk sistem yang terpasang diatas maka penalty dikurang 50%	
6	Aksesibilitas	Kondisi akses yang tidak memadai untuk daerah dengan luas 925 m <sup>2</sup>	0,35
		Kondisi akses yang tidak memadai untuk daerah dengan luas 2312 m <sup>2</sup>	0,35
		<b>Dinding/Tembok pembatas</b> , yang didesain untuk mencegah kebocoran berpindah ke tempat lain	0,50
		<b>Umum</b> , yang didesain berupa lapangan datar disekitar unit proses	0,50
7	<b>Perlengkapan Kebocoran dan Drainase</b>	Dinding/Tembok pembatas, yang didesain mengarahkan kebocoran bahan kimia ke suatu parit dengan ketentuan: 1.Kemiringan parit adalah 2% permukaan tanah 2.Jarak parit ke peralatan – peralatan unit proses 15m Parit yang dibuat harus dapat menampung 100% + 10% cairan pada tangki penyimpanan	0,00

Sumber : (Dow's Fire and Explosion Index Guide, 7<sup>th</sup> Edition)

Kondisi khusus pada unit proses juga merupakan salah satu faktor penting yang perlu ditinjau karena berperan dalam reaksi membesarnya kejadian kebakaran dan ledakan. Faktor kondisi khusus unit proses berupa bahan kimia beracun, keadaan tekanan dan temperature unit proses, ledakan debu, peralatan pada daerah potensi bahaya, kuantitas bahan kimia, korosi dan erosi, kebocoran (*joints* dan *packing*), penggunaan peralatan pemantik atau pembakar, sistem pertukaran minyak panas dan peralatan pompa atau kompressor. Tabel bahaya pada kondisi khusus unit proses beserta nilai penalti tersedia pada tabel berikut.

Tabel 4. 4 Tabel Bahaya pada Kondisi Khusus Unit Proses

No	Jenis Bahaya	Deskripsi	Penalti
1	<b>Bahan Kimia Beracun</b>	Indeks NH dapat dilihat pada tabel <u>NFPA 704</u>	0,2 x NH
2	<b>Tekanan Sub – Atmosfir</b>	Tekanan absolut pada unit proses pada kondisi dibawah tekanan sub – atmosfer yakni <u>9,6 psi atau 0,6 bar.</u>	0,50

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

3	Peralatan atau Operasi pada Daerah <i>Flammable</i>	Tangki Penyimpanan (Cairan atau gas dengan indeks NF = 3 dan 4) dimana terdapat kemungkinan udara masuk pada saat pemompaan atau pendinginan tangki.	0,50
		Tangki Penyimpanan (Cairan atau gas dengan indeks NF = 3 dan 4) dimana terdapat ventilasi terbuka atau sistem gas non – inert	0,50
		Tangki Penyimpanan (Cairan atau gas dengan indeks NF = 3 dan 4) <u>dimana terdapat sistem uap tertutup atau sistem gas inert</u>	0,00
4	Ledakan Debu	Peralatan Proses, yang berada pada daerah <i>flammable</i> dimana terdapat kemungkinan kegagalan peralatan	0,30
		Kegiatan pada unit proses yang dapat menimbulkan debu seperti pencampuran bahan kimia, <i>mixing</i> , <i>grinding</i> dan <i>packing</i> .	
		175 Micron ++	0,25
		150 – 175 Micron	0,50
		100 – 150 Micron	0,75
		75 – 100 Micron	1,25
	< 75 Micron	2,00	
5	Relief Pressure	Untuk tekanan operasi pada sistem unit proses pada unit proses, tekanan diatas 1000 psig dapat dilihat pada tabel 4 dan dibawah 1000 psig dapat dilihat pada gambar 2 dow's fire and explosion index guide. Penalti dapat ditentukan sebagai P.	
		Penanganan cairan kental seperti tar, bitumen, minyak pelumas berat dan aspal.	P x 0,7
		Penanganan compressed gas atau cairan mudah terbakar yang ditekan dengan gas diatas 15 psig.	P x 1,2
		Penanganan liquefied gas	P x 1,5
6	Temperatur Rendah	Sistem pada unit proses, menggunakan <i>carbon steel</i> dan beroperasi pada suhu < 10 °C	0,30
		Sistem pada unit proses, menggunakan material selain <i>carbon steel</i> dan beroperasi pada suhu < 10 °C	0,20
7	Kuantitas Cairan atau	Kuantitas cairan pada unit proses dapat dihitung dari perkalian perkiraan maksimum volume yang tumpah	

(dijalankan halaman selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

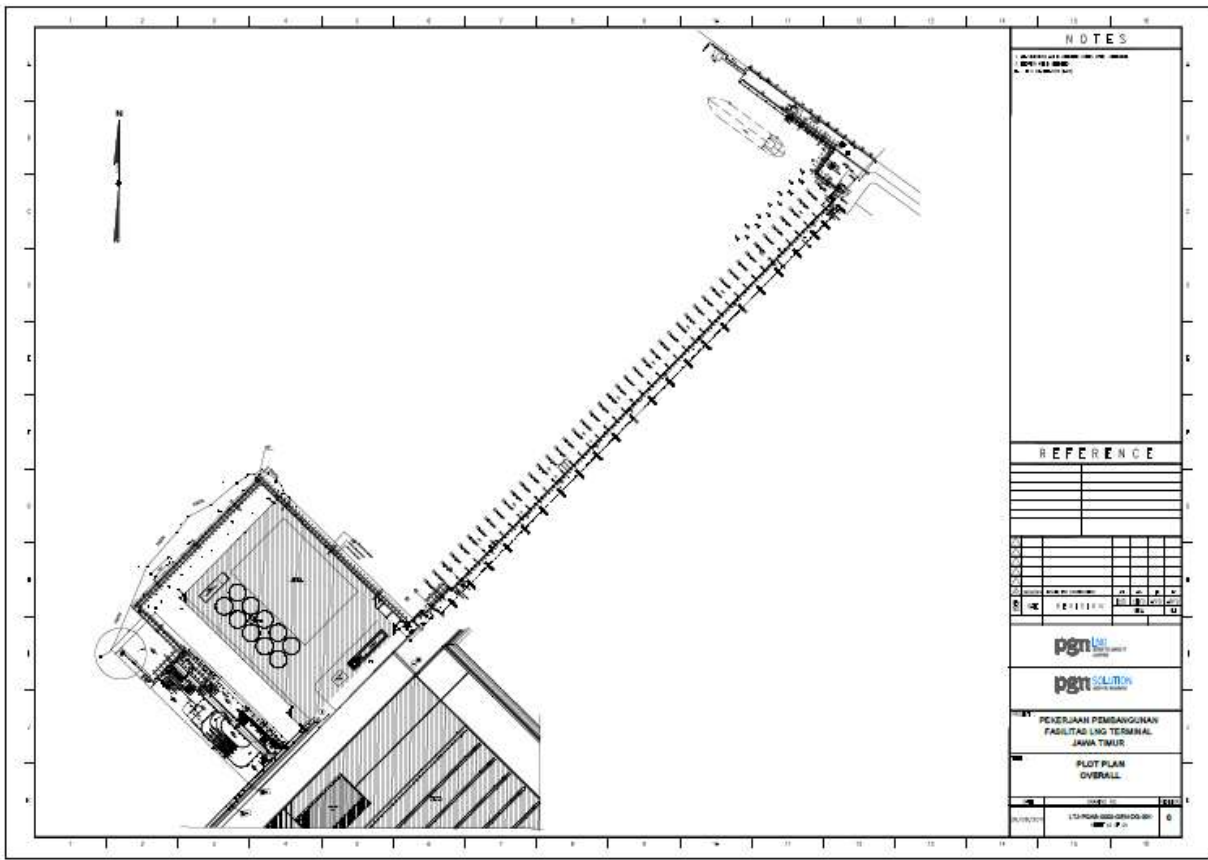
	<b>Gas pada Unit Proses</b>	(liter) dan faktor Hc (heat combustion) kemudian di plotkan pada gambar 3 <i>dow's fire and explosion index guide</i> .	
8	<b>Kuantitas Cairan atau Gas pada Tangki</b>	Kuantitas cairan pada tangki dapat dihitung dari perkalian perkiraan maksimum volume yang tumpah (liter) dan faktor Hc (heat combustion) kemudian di plotkan pada gambar 3 <i>dow's fire and explosion index guide</i> .	
9	<b>Korosi dan Erosi</b>	Untuk laju korosi sebesar 0.127mm/tahun	0,10
		Untuk laju korosi sebesar 0.254mm/tahun	0,20
		Untuk laju korosi lebih dari 0.254mm/tahun	0,50
		Potensi stress – corrosion cracking yang berkembang pada unit proses	0,75
		Terdapat lining atau proteksi terhadap korosi	0,20
10	<b>Kebocoran (Joint dan Packing)</b>	Terdapat kemungkinan kebocoran kecil pada pompa dan gland seal.	0,10
		Terdapat kemungkinan kebocoran sedang pada pompa, compressor dan flange.	0,30
		Unit proses yang terdapat thermal atau pressure cycling untuk pendinginan atau pemanasan material.	0,30
		Jika sistem unit proses melewati alam atau larutan berair yang abrasive.	0,40
11	<b>Peralatan Pemantik/ Pembakar</b>	Peralatan pemantik atau pembakar disekitar unit proses nilai penalty dapat ditentukan berdasarkan kurva pada gambar 6 <i>dow's fire and explosion index guide</i> dengan parameter jarak unit proses ke peralatan pemantik atau pembakar.	
12	<b>Sistem Pertukaran Panas (Minyak Panas)</b>	Sistem pertukaran panas dengan menggunakan minyak panas terpisah dengan unit proses yang dinilai	0,00
		Sistem pertukaran panas dengan menggunakan fluida yang tidak mudah terbakar atau fluida mudah terbakar yang di operasikan dibawah titik nyala.	0,00
		Sistem pertukaran panas dengan menggunakan minyak panas berada pada unit proses yang dievaluasi dengan :	
		Jumlah minyak 18,9 liter	0,15
		Dioperasikan diatas titik didih	0,25

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

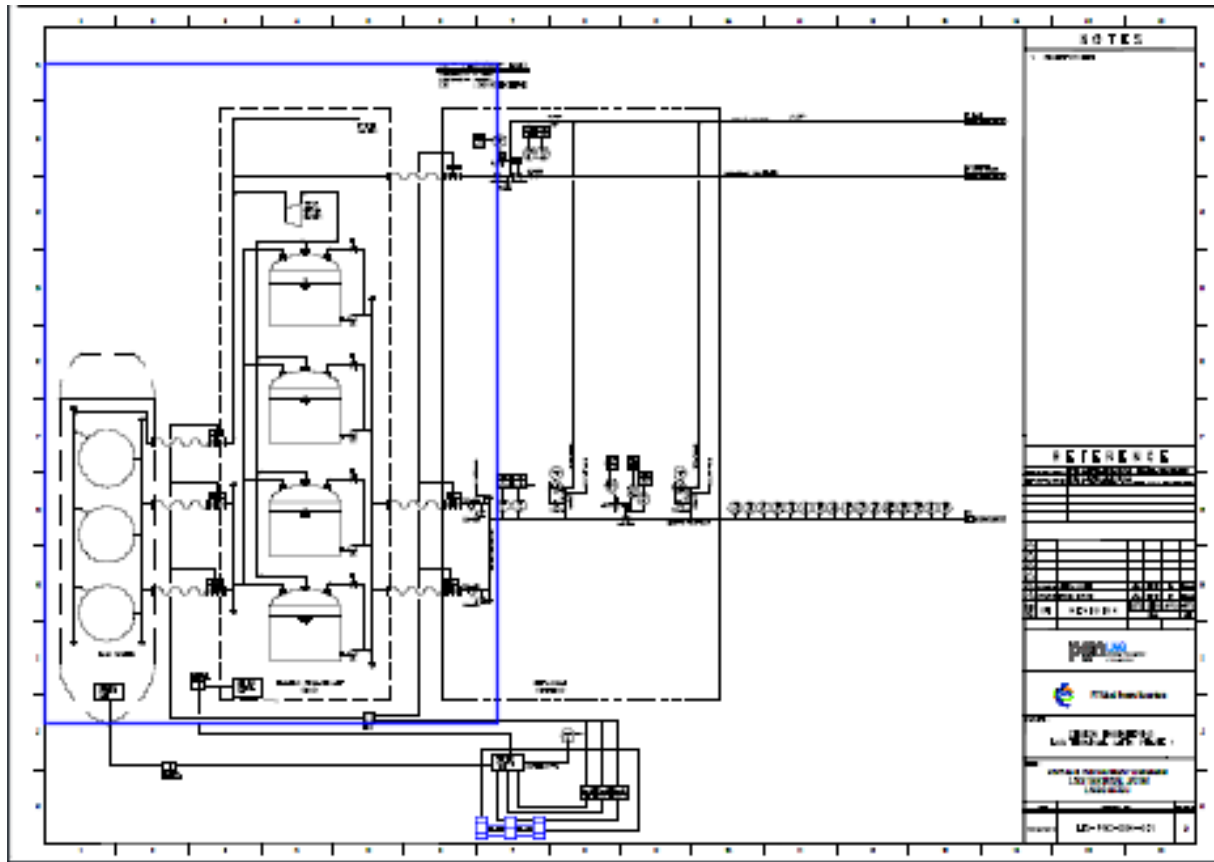
		Jumlah minyak 18,9 – 37,9 liter Dioperasikan diatas titik didih	0,30 0,45
		Jumlah minyak 37,9 – 94,6 liter Dioperasikan diatas titik didih	0,50 0,75
		Jumlah minyak > 94,6 liter Dioperasikan diatas titik didih	0,75 1,15
13	<b>Peralatan Berputar</b>	Terdapat Compressor diatas 600 HP	0,50
		Terdapat Pompa diatas 75 HP	0,50
		Terdapat Agitator dan Pompa Sirkulasi	0,50

Sumber : (*Dow's Fire and Explosion Index Guide, 7<sup>th</sup> Edition*)



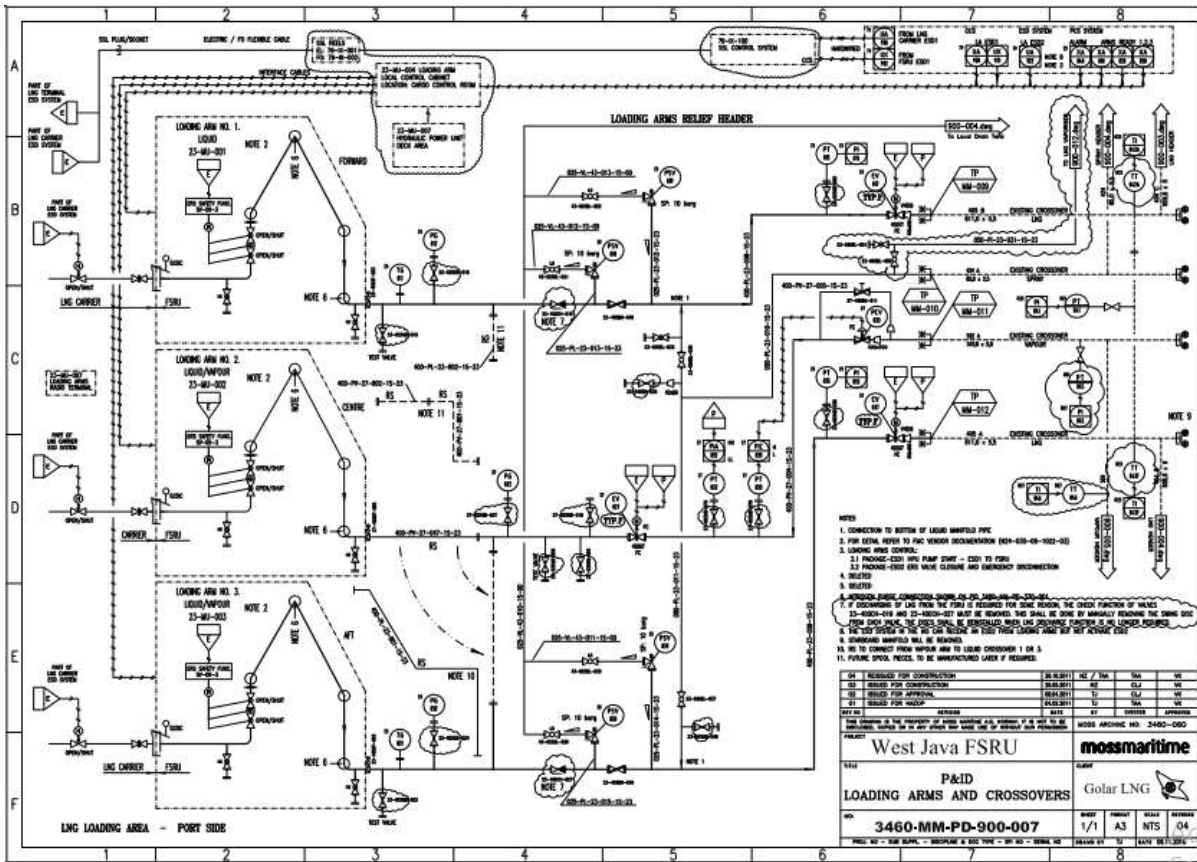
Gambar 4. 2 *Layout* PT Terminal Teluk Lamong

(Sumber: Arsip Pribadi)



Gambar 4. 3 *Pipe and Instrument Diagram*

Sumber: (Arsip Pribadi)



Gambar 4. 4 P&ID Loading Arms and Crossover

Sumber : (Arsip Pribadi)



## **BAB V IDENTIFIKASI BAHAYA**

### **5.1 Penjelasan Umum**

Pada penelitian ini perlu dilakukan terlebih dahulu identifikasi bahaya. Metode yang digunakan untuk mengidentifikasi bahaya adalah kombinasi *Hazard and Operability Study* dan *System Theoretic Process Analysis*, dimana akan memberikan gambaran bahaya yang akan muncul pada sistem. Pada tahap ini dilakukan peninjauan bahaya dari sistem, menentukan struktur kontrol keselamatan, mengidentifikasi bahaya yang berpotensi tidak diterima, kemudian menentukan bagaimana tindakan kontrol untuk struktur yang tidak dapat diterima. Pada proses pertama metode yang digunakan adalah HAZOP atau *Hazard and Operability Study*. Sebelumnya ditentukan desain tentang proses apa saja yang terjadi untuk gambaran apa saja node yang bisa digunakan untuk identifikasi bahaya. Kemudian dilakukan penentuan *guide word* sampai *action required*. Kemudian untuk metode *System Theoretic Process Analysis* digunakan sebagai pelengkap dengan menentukan struktur control dan tindakan control yang dapat diterima.

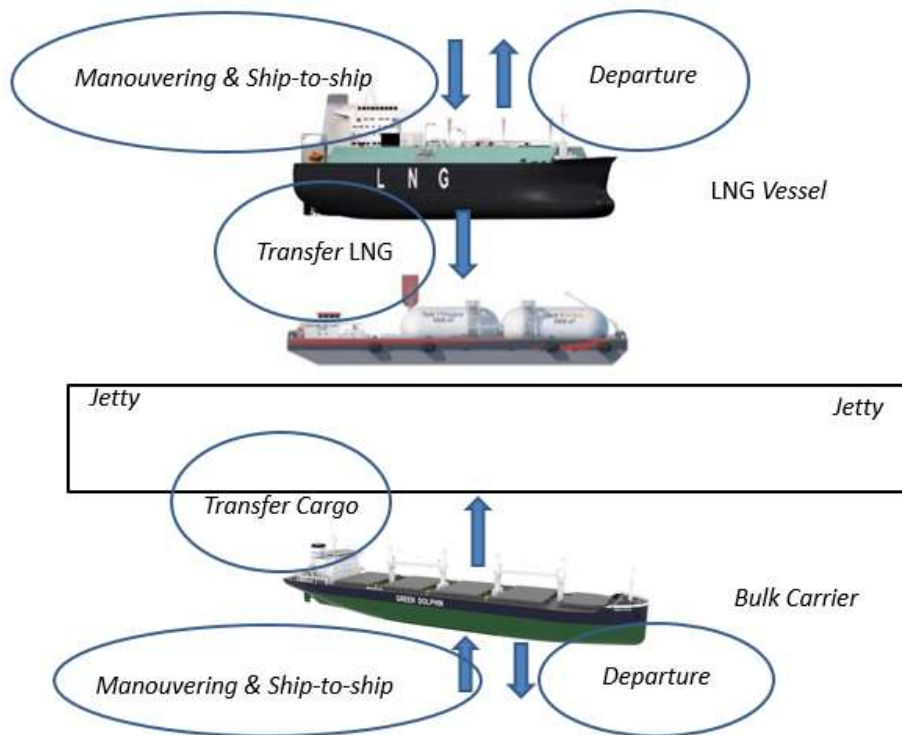
### **5.2 Hazard Identification Description**

Identifikasi bahaya diperlukan untuk mengetahui seberapa besar potensi bahaya atau kecelakaan yang dapat terjadi. Pada penelitian ini, identifikasi bahaya dilakukan dengan kombinasi dua metode, yaitu *System Theoretic Process Analysis* dan HAZOP, *System Theoretic Process Analysis* digunakan untuk memberikan hasil control dalam sebuah struktur yang mungkin dilakukan. HAZOP pada penelitian kali ini berperan sebagai penentu identifikasi bahaya.

### **5.3 Pembagian Unit Proses (Node)**

Pada proses identifikasi bahaya dilakukan pembagian menjadi sebuah node. Pembagian sebuah node ditentukan berdasarkan besarnya sistem, fungsi sistem, tingkat kompleks sistem dan keparahan bahaya pada sistem tersebut (BS IEC 61882, 2001). Pada penelitian kali ini telah dibagi menjadi beberapa node. Node yang dibagi berdasarkan fungsi sistem tersebut.

Pada tahap ini sebelumnya dilakukan desain terhadap proses yang terjadi. Desain proses yang dibuat adalah proses *ship-to-ship transfer* LNG dan *unloading bulk carrier*. Desain proses yang dibuat seperti dibawah ini.



Gambar 5. 1 Desain Proses

Kemudian setelah itu dilakukan analisis sederhana terhadap desain yang sudah dibuat. Untuk mengetahui dimana saja potensi bahaya dapat terjadi pada suatu proses, sehingga nantinya dapat mempermudah untuk melakukan penentuan node.

Tabel 5. 1 Proses Sistem

CODE	SYSTEM	CODE	SUB-SYSTEM	CODE	PROSES
1	Approaching	1.1	Manouvering	1.1.1	Arrival ship
		1.2	Mooring	1.2.1	Rope Installation
	1.2.2			Quick Release Hook Operation	
	Process Transfer LNG	1.3	Connecting Hose	1.3.1	Hose Connection
				1.3.2	Hose Purging
				1.3.3	Hose Cooling Down
				1.3.4	ESD Testing
	1.4	Cargo Transfer	1.4.1	Process Cargo Transfer	

(dilanjutkan pada tabel selanjutnya)

(lanjutan pada tabel sebelumnya)

		1.5	Disconnecting Hose	1.5.1	Hose Drain	
				1.5.2	Hose Purging	
				1.5.3	Hose Disconnecting	
	Departure	1.6	1.7	Manouvering Mooring	1.6.1	
					1.7.1	Take the rope off
		1.7.2	Quick Release Hook Operation			

Tabel 5. 2 Proses Sistem

CODE	SYSTEM	CODE	SUB-SYSTEM	CODE	NODE
2	Approaching	2.1	Manouvering	2.1.1	Arrival ship
		2.2	Mooring	2.2.1	Rope Installation
				2.2.2	Quick Release Hook Operation
	Proses Transfer Cargo	2.3	Grab Bucket Operation	2.3.1	Starting Grab Bucket
				2.3.2	Operation Grab Bucket
				2.3.3	Shutdown Grab Bucket
		2.4	Conveyor Operation	2.4.1	Starting Conveyor
				2.4.2	Operation Conveyor
				2.4.3	Shutdown Conveyor
	Departure	2.5	Manouvering	2.5.1	Departure Ship
		2.6	Mooring	2.6.1	Take the rope off
				2.6.2	Quick Release Hook Operation

Dari tabel diatas didapatkan beberapa node, yang nantinya digunakan untuk menentukan bahaya yang dapat terjadi dalam satu proses tersebut. Berikut Node yang didapat:

1. Node 1 : Proses *connecting hose* saat *conveyor* bekerja

Pada sistem ini ketika dilakukan *connecting hose* pada saat *conveyor bulk carrier* beroperasi meliputi pipa yang ada pada *loading arm* dan juga motor yang digunakan untuk menghidupkan *conveyor*. Pada proses ini terdapat beberapa langkah, seperti *hose connection*, *hose purging*, *hose cooling down*, dan *ESD testing*. Komponen yang berpengaruh dalam proses ini sehingga menimbulkan bahaya adalah motor listrik yang digunakan untuk menyalakan *conveyor*.

2. Node 2: Proses *connecting hose* saat *crane* bekerja

Seperti node 1, pada sistem ini ketika dilakukan *connecting hose* pada saat *crane* bekerja. *Equipment* yang beroperasi meliputi pipa yang ada pada *loading arm* dan juga motor yang digunakan untuk menghidupkan *crane*. Pada proses ini terdapat beberapa langkah, seperti *hose connection*, *hose purging*, *hose cooling down*, dan *ESD testing*. Komponen yang berpengaruh dalam proses ini sehingga menimbulkan bahaya adalah motor listrik yang digunakan untuk menyalakan *crane*.

3. Node 3: Proses transfer LNG saat *conveyor* bekerja

Pada node ini ada beberapa proses yang terjadi. Proses yang terjadi pada transfer LNG melewati beberapa *valve* dan pengaturan *equipment*, seperti *pressure gauge*, *temperature gauge*, dll. Pada proses ini dilihat dengan mempertimbangkan proses operasi *conveyor* yang digunakan untuk *unloading bulk carrier*.

4. Node 4: Proses transfer LNG saat *crane* bekerja

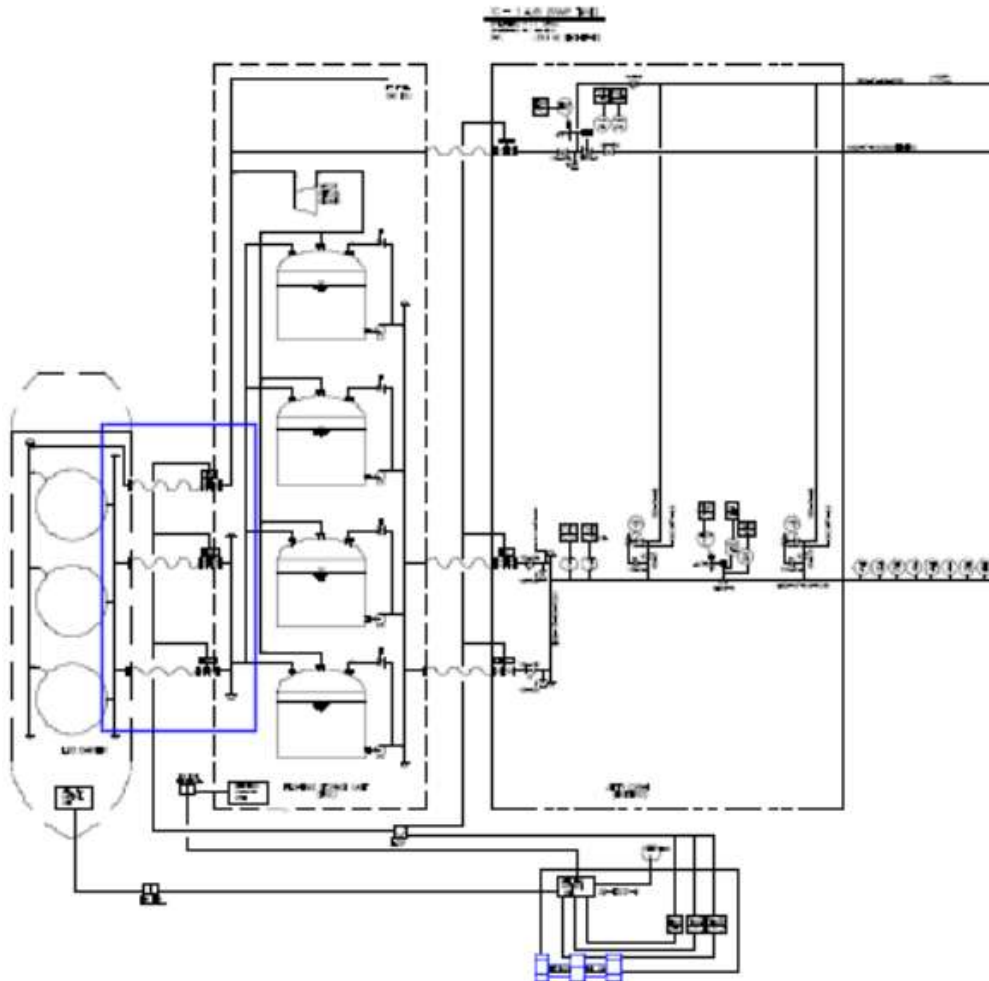
Seperti Node 3, pada node ini ada beberapa proses yang terjadi. Proses yang terjadi pada transfer LNG melewati beberapa *valve* dan pengaturan *equipment*, seperti *pressure gauge*, *temperature gauge*, dll. Perbedaannya adalah pada proses ini mempertimbangkan proses operasi *crane* yang digunakan untuk *unloading bulk carrier*.

5. Node 5: Proses *disconnecting hose* saat *conveyor* bekerja

Proses yang terjadi pada node ini adalah *disconnecting hose*. Beberapa langkah – langkahnya seperti *hose drain*, *hose purging*, dan *hose disconnecting*. Proses yang berpengaruh dalam penentuan bahaya adalah kerja *conveyor* yang beroperasi untuk *bulk carrier*.

6. Node 6: Proses *disconnecting hose* saat *crane* bekerja

Seperti node 5, proses yang terjadi pada node ini adalah *disconnecting hose*. Beberapa langkah – langkahnya seperti *hose drain*, *hose purging*, dan *hose disconnecting*. Namun, proses yang berpengaruh dalam penentuan bahaya adalah kerja *crane* yang beroperasi untuk *bulk carrier*. Berikut gambar P&ID dari semua node yang ada.



Gambar 5. 2 P&ID Node

#### 5.4 Guide Word

*Guide word* merupakan sebuah kata kunci dimana mengandung pernyataan 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 5.3

Tabel 5. 3 *Guide Word* HAZOP

<b>KATA PANDUAN</b>	<b>DESKRIPSI</b>
NO OR NOT	Negasi penuh dari sebuah sistem 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
OTHER THAN	Penggantian penuh

Sumber : (HAZOP BS IEC 61881, 2001)

### 5.5 *Deviation*

*Deviation* merupakan hasil kombinasi dari *guide word* dan parameter pada sistem yang sedang diidentifikasi. Parameter sendiri merupakan tolak pengukuran pada sistem yang mengacu pada *guide word* . 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 tabel 5.4.

Tabel 5. 4 Deviasi HAZOP

	<b>Flow</b>	<b>Temperature</b>	<b>Pressure</b>	<b>Level</b>
<b>More</b>	High Flow	High Temperature	High Pressure	High Level
<b>Less</b>	Low Flow	Low Temperature	Low Pressure	Low Level
<b>No</b>	No Flow	-	-	No Level
<b>Reverse</b>	Back Flow	-	-	-
<b>Part Of</b>	Wrong Concertation	-	-	-
<b>As Well As</b>	Contaminants	-	-	-
<b>Other</b>	Wrong Material	-	-	-

Sumber : (HAZOP BS IEC 61882, 2001)

### 5.6 Hasil Kerja *Hazard and Operability*

Pada tahap ini hasil identifikasi bahaya direpresentasikan pada sebuah lembar kerja. Hasil seluruh identifikasi dapat dilihat pada lampiran II. Berikut salah satu hasil *hazard identification*.

Study Title		NODE 1			
Drawing No		LT-JPRC-004-001			
Team Composition					
Part Considered		LNGC & FSU			
Design Intent		Fluid : LNG		Destination Tank : FSU	Sheet of 1 of 1
		Source : LNG Shuttle		Temperature: -160 C	Pressure :
No.	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequence	Action Required
1	NO	NO FLOW	Valve tertutup	Tidak terdapat supply gas N2 untuk membersihkan atau purging	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
2			Pipa retak	Kebocoran sistem yang menyebabkan pipa tidak bersih. Ketika masih terdapat oksigen akan menimbulkan kebakaran	Monitor kondisi pipa secara berkala
3		NO PRESSURE	Kompresor rusak	Tidak terdapat transfer N2 yang dapat mengganggu purging	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
4	MORE	MORE TEMPERATURE	Panas dari luar	Menghambat proses cooling down yang dapat menyebabkan retak pada pipa	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa

*(dilanjutkan pada tabel selanjutnya)*

(lanjutan halaman sebelumnya)

5			Panas Motor Listrik	Menyebabkan kebakaran dan ledakan ketika terjadi kebocoran	Menjaga suhu motor listrik dan memperhatikan waktu operasi motor
6		MORE PRESSURE	Valve tertutup	Tekanan yang terlalu tinggi menyebabkan kebocoran yang memicu kebakaran dan ledakan	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
7	LESS	LESS FLOW	Test valve terbuka	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Control flowrate, Check valve functionality
8			Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
9			Valve tertutup	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mentransfer informasi ke pressure indicator	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
10			Valve open	Aliran LNG vapour yang rendah untuk proses cooling down dan gas release yang menyebabkan kebakaran	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
11			Pipa retak	Sistem bocor yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Monitor kondisi pipa secara berkala
12	AS WELL AS	AS WELL AS CORROSION	Kondisi lingkungan dan umur pipa	Kebocoran pipa dan gas release	Cek dan perawatan peralatan secara berkala

(dilanjutkan pada tabel selanjutnya)



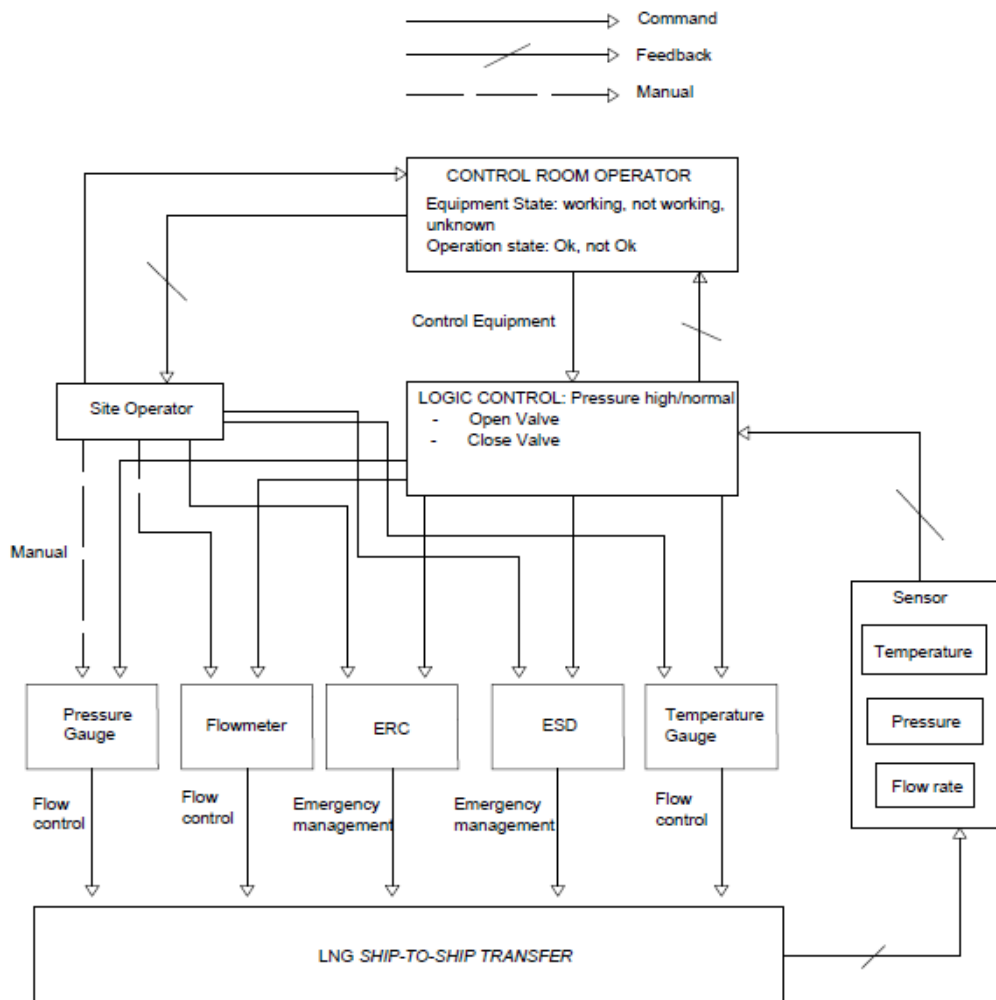
(lanjutan halaman sebelumnya)

13	REVERSE	-	-	-	-
14	OTHER THAN	OTHER THAN DESTINATION	Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
15		WRONG MATERIAL	Motor Listrik Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
16		WRONG MATERIAL	<i>Conveyor</i> Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan

## 5.7 System Theoretic Process Analysis

### 1. Struktur Kontrol

Pada tahap ini, dilakukan penggambaran struktur kontrol dari sistem LNG. Struktur kontrol ini dibuat berdasarkan parameter – parameter dalam sistem yang memerlukan tindakan pengontrol untuk menjaga sistem beroperasi dengan aman. Pada penelitian kali ini telah dilakukan *design* kontrol sistem atau *structur control* yang dapat menunjukkan model proses untuk setiap bahaya dan kecelakaan sistem tingkat tinggi. Pada struktur kontrol ini terdapat 5 komponen yang dapat digunakan untuk mengantisipasi bahaya. Diantaranya ada *Pressure gauge*, *ERC*, *ESD*, *Flowmeter*, dan *Temperature gauge*. Pada struktur kontrol tersebut ada sensor yang dapat mengirimkan sinyanya ke *control operator* sehingga oleh *control operator* dapat diteruskan ke *site operator* untuk dilakukan secara manual.



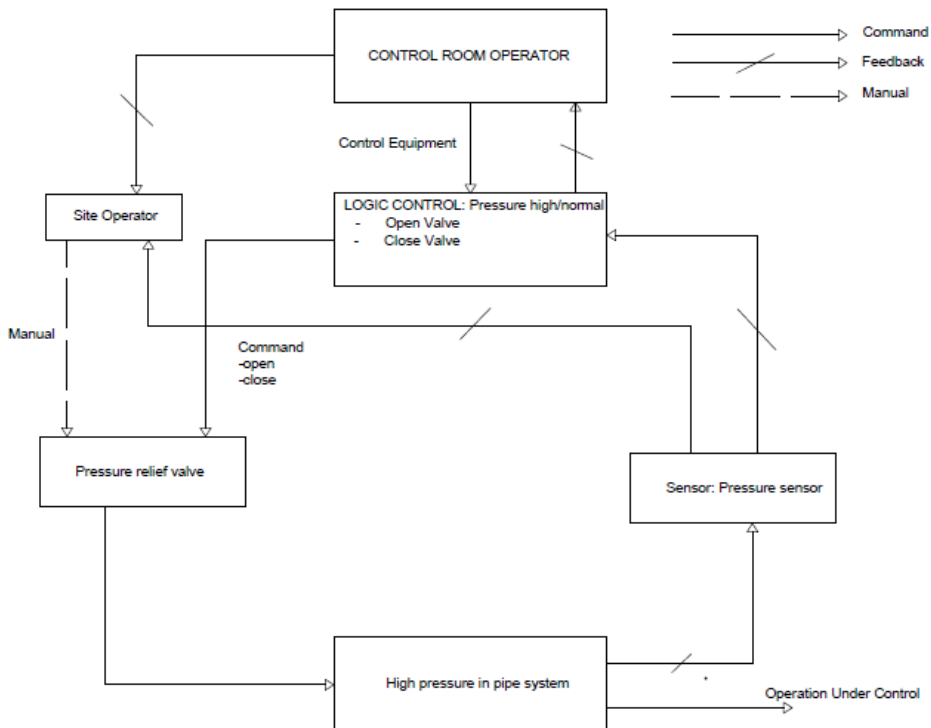
Gambar 5. 3 *Structur Control*

## 2. Unsafe Control

Dari struktur kontrol yang telah dibuat, kemudian diidentifikasi kontrol mana saja yang dapat menyebabkan bahaya atau *unsafe control*. Menurut penelitian yang telah dilakukan oleh Sandia National Laboratory, komponen yang ada adalah *Control actions*, *Control action not provided causes hazard*, *Control action provided when not required causes hazard*, *Control action provided too early causes hazard*. Berikut lembar kerja *unsafe control* dapat dilihat pada lampiran II.

## 3. Causal Factor Scenarios

Pada proses ini dilakukan pembuatan skenario kontrol dari *control action* yang berpotensi bahaya. Berikut salah satu hasil skenario dari *control action* membuka *pressure relief valve* yang dapat berpotensi bahaya.



Gambar 5. 4 *Causal Factor Scenario*

Pada gambar 5.4 menunjukkan salah satu *causal factor scenario* yang artinya pada saat terjadi *high pressure* kontrol yang bisa dilakukan adalah dengan membuka *pressure relief valve* secara otomatis. Ketika *command* berhasil maka operasi dibawah kontrol. Namun ketika gagal, akan ada sensor yang mengirimkan sinyal, sehingga dapat dilakukan penanganan secara manual.

## BAB VI ANALISIS FREKUENSI

### 6.1 Penjelasan Umum

Analisis frekuensi merupakan tahapan untuk mencari atau menentukan probabilitas kegagalan. Analisis frekuensi dilakukan dengan beberapa proses seperti menganalisis peluang kegagalan suatu komponen yang menyebabkan terjadinya kegagalan sistem. Kegagalan sistem yang terjadi dapat menimbulkan bahaya. Analisis frekuensi ini menggunakan pendekatan *bottom-up* karena analisis dilakukan dari peluang kegagalan komponen sistem yang dapat menimbulkan bahaya. Analisis menggunakan metode *fault tree analysis* (FTA) dan *event tree analysis* (ETA).

### 6.2 Frekuensi Kebocoran Komponen

Frekuensi kebocoran komponen yang ada pada sistem *ship-to-ship transfer* LNG di Terminal Teluk Lamong perlu diketahui seberapa sering kemungkinan terjadi kebocoran. Komponen – komponen dilihat berdasarkan P&ID yang telah dibagi menjadi 2 node berdasarkan fungsi sistem. Frekuensi kebocoran komponen didapatkan dari perhitungan menggunakan rumus yang ada pada *Process Equipment Failure Frequencies*. Rumus frekuensi sebagai berikut:

$$F(d) = C(1 + aD^n) d^m + Frup$$

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
- $Frup$  : 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*. Hasil perhitungan frekuensi kebocoran dapat dilihat pada Tabel 6.2 berikut.

Tabel 6. 2 Tabel Data Frekuensi Kebocoran Komponen Valve Node 1

Node 1 : Proses connecting LNG dari LNG vessel menuju FSU								
No.	Equipment	Code	Size	Leak Frequecny/Hole Diameter				
				1 - 3 mm	3 - 10 mm	10 - 50 mm	50 - 150 mm	> 150 mm
1	Gate Valve	-	254 mm	0.13E-03	5.81E-05	2.74E-05	6.47E-06	9.74E-07
2	Ball Valve	-	19,05 mm	4.01E-05	1.84E-05	8.69E-06	2.05E-06	3.09E-07
3	Ball Valve	-	254 mm	0.13E-03	5.81E-05	2.74E-05	6.47E-06	9.74E-07
4	Ball Valve	-	254 mm	0.13E-03	5.81E-05	2.74E-05	6.47E-06	9.74E-07
5	Ball Valve	-	19,05 mm	4.01E-05	1.84E-05	8.69E-06	2.05E-06	3.09E-07
6	Test Globe Valve	23-025GB-015	19,05 mm	4.01E-05	1.84E-05	8.69E-06	2.05E-06	3.09E-07
7	Globe Valve	23-025GB-016	19,05 mm	4.01E-05	1.84E-05	8.69E-06	2.05E-06	3.09E-07
8	Check Valve	23-400CH-019	254 mm	0.13E-03	5.81E-05	2.74E-05	6.47E-06	9.74E-07
9	Butterfly Valve	23-400BU-048	254 mm	0.13E-03	5.81E-05	2.74E-05	6.47E-06	9.74E-07
10	Ball Valve	23-025BL-038	19,05 mm	4.01E-05	1.84E-05	8.69E-06	2.05E-06	3.09E-07
11	Ball Valve	23-080BL-036	101,6 mm	5.35E-05	2.46E-05	1.16E-05	2.74E-06	4.12E-07
12	Globe Valve	23-040GB-039	50,8 mm	4.31E-05	1.98E-05	9.34E-06	2.20E-06	3.32E-07

(dilanjutkan pada tabel selanjutnya)

(lanjutan pada tabel sebelumnya)

13	Globe Valve	23-025GB-020	19,05 mm	4.01E-05	1.84E-05	8.69E-06	2.05E-06	3.09E-07
<b>TOTAL</b>				<b>0.97E-03</b>	<b>4.46E-04</b>	<b>2.10E-04</b>	<b>4.96E-05</b>	<b>7.47E-06</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.

$$F(d) = C(1 + aD^n) d^m + Frup$$

Dimana :

- $F$  : frequency of leaks (per metre year) exceeding
- $Frup$  : additional rupture frequency (per metre year)
- $D$  : valve diameter (mm) size  $d$
- $C, m$  : constants representing hole size distribution
- $a, n$  : constants representing equipment size dependency
- $d$  : 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*. Skenario tersebut dapat dilihat di Tabel 6.3.

Tabel 6. 3 Skenario Variabel Kebocoran Pipa

SCENARIO	$C$	$a$	$n$	$m$	$Frup$
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-08	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. Hasil perhitungan frekuensi kebocoran dapat dilihat pada Tabel 6.4 berikut.

Tabel 6. 4 Tabel Data Frekuensi Kebocoran Pipa Node 1

<b>Node 1 : Proses connecting LNG dari LNG vessel menuju FSU</b>									
No	Equip ment	Code	Size	Length (m)	Leak Frequecny/Hole Diameter				
					1 - 3 mm	3 - 10 mm	10 - 50 mm	50 - 150 mm	> 150 mm
1	Pipe Line	400- PL- 23- 008- 1S- 23	254 mm	30	0.77 E-03	0.36 E-03	1.75 E-04	4.26 E-05	6.51 E-06
2	Pipe Line	080- PL- 23- 008- 1S- 23	101,6 mm	8	0.33 E-03	0.15 E-03	7.41 E-05	1.80 E-05	2.75 E-06
<b>TOTAL</b>					<b>0.11 E-02</b>	<b>0.52 E-03</b>	<b>2.49 E-04</b>	<b>6.06 E-05</b>	<b>9.262 E-06</b>

#### 6.4 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.

$$F(d) = Cd^m + Frup$$

Dimana :

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

$C, m$  : constants representing hole size distribution

$Frup$  : additional rupture frequency (per instrument connection year)

$D$  : instrument connection 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, full leaks* ataupun *zero pressure*. Skenario tersebut dapat dilihat di Tabel 6.5.



Tabel 6. 5 Skenario Variabel Kebocoran *Indicator & safeguard*

SCENARIO	<i>C</i>	<i>m</i>	<i>Frup</i>
Total leaks	6.1E-04	-0.80	0.0E+00
Full leaks	2.3E-04	-0.88	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. Hasil perhitungan frekuensi kebocoran dapat dilihat pada Tabel 6.6 berikut.

Tabel 6. 6 Tabel Data Frekuensi Kebocoran *Instrument and Safeguard Node 1*

Node 1 : Proses connecting LNG dari LNG vessel menuju FSU								
No	Equipment	Code	Size	Leak Frequecny/Hole Diameter				
				1 - 3 mm	3 - 10 mm	10 - 50 mm	50 - 150 mm	> 150 mm
1	Temperature Gauge	23-TG-011	19,05 mm	0.36E-03	1.57E-04	7.00E-05	1.56E-05	2.28E-06
2	Pressure Gauge	23-PG-012	19,05 mm	0.36E-03	1.57E-04	7.00E-05	1.56E-05	2.28E-06
3	Pressure Indicator	23-PI-015	19,05 mm	0.36E-03	1.57E-04	7.00E-05	1.56E-05	2.28E-06
4	Temperature Indicator	23-TI-042A	19,05 mm	0.36E-03	1.57E-04	7.00E-05	1.56E-05	2.28E-06
TOTAL				0.14E-02	6.26E-04	2.80E-04	6.24E-05	9.11E-06

## 6.5 Kegagalan fungsi Komponen dan Valve

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

berfungsinya sebuah sistem dengan baik. Oleh karena itu diperlukan juga analisis kegagalan fungsi komponen. Dalam menentukan kegagalan fungsi komponen pada suatu sistem digunakan referensi OREDA dan *Center of Chemical Process Safety Generic Failure Data Base*. Berikut daftar kegagalan fungsi komponen pada setiap node.

Tabel 6. 7 Data Frekuensi Kegagalan Fungsi Valve Node 1

<b>Node 1 Valve Failure Frequency</b>				
<b>No.</b>	<b>Equipment</b>	<b>Code</b>	<b>Failure Mode</b>	<b>Failure/year</b>
1	Gate Valve	-	Fail to open on demand	4.35E-10
2	Ball Valve	-	Fail to close on demand	6.5411E-10
3	Ball Valve	-	Spurious Operation	8.90411E-11
4	Ball Valve	-	Spurious Operation	8.90411E-11
5	Ball Valve	-	Fail to close on demand	6.5411E-10
6	Test Globe Valve	23-025GB-015	Fail to close on demand	5.91324E-10
7	Globe Valve	23-025GB-016	Abnormal instrument reading	1.65525E-10
8	Check Valve	23-400CH-019	All modes	3.08219E-11
9	Butterfly Valve	23-400BU-048	All modes	2.85388E-10
10	Ball Valve	23-025BL-038	Fail to close on demand	6.5411E-10
11	Ball Valve	23-080BL-036	Spurious Operation	8.90411E-11
12	Globe Valve	23-040GB-039	Fail to close on demand	2.8653E-10
13	Globe Valve	23-025GB-020	Abnormal instrument reading	1.44977E-10
<b>TOTAL</b>				<b>4.17E-09</b>

Tabel 6. 8 Data Frekuensi Kegagalan Fungsi Kompresor Node 1

<b>Node 1 Compressor Failure Frequency</b>				
<b>No.</b>	<b>Equipment</b>	<b>Code</b>	<b>Failure Mode</b>	<b>Failure/year</b>
1	Compressor	-	Fail to start	3.65E-11

Tabel 6. 9 Data Frekuensi Kegagalan Fungsi Pompa Node 5

<b>Node 5 Pump Failure Frequency</b>				
<b>No.</b>	<b>Equipment</b>	<b>Code</b>	<b>Failure Mode</b>	<b>Failure/year</b>
1	Pump	-	Fail to operate	2.88E-10

### 6.6 Kegagalan fungsi *Indicator & Safeguard*

Kemudian analisis terhadap kegagalan fungsi *Indicator & Safeguard* juga perlu dilakukan. Karena kegagalan fungsi tersebut dapat menimbulkan kebakaran dan ledakan. Pada analisis kali ini juga menggunakan referensi OREDA dan *Center of Chemical Process Safety Generic Failure Data Base*. Berikut daftar kegagalan fungsi *Indicator & Safeguard* pada setiap node.

Tabel 6. 10 Data Frekuensi Kegagalan Fungsi *Indicator & Safeguard* Node 1

<b>Node 1 Safeguards / Indicator Failure Frequency</b>				
<b>No.</b>	<b>Equipment</b>	<b>Code</b>	<b>Failure Mode</b>	<b>Failure/year</b>
1	Temperature Gauge	23-TG-011	Catastrophic	2.83E-08
2	Pressure Gauge	23-PG-012	Fail to operate	2.10E-10
3	Pressure Transmitter	23-PT-015	Catastrophic	1.35E-08
4	Pressure Indicator	23-PI-015	Fail to operate	2.10E-10
5	Temperature Transmitter	23-TT-042A	Catastrophic	1.11E-08
6	Temperature Indicator	23-TI-042A	Catastrophic	2.83E-08
<b>TOTAL</b>				<b>8.16E-08</b>

### 6.7 Analisis Diagram Pohon Kegagalan (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.

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

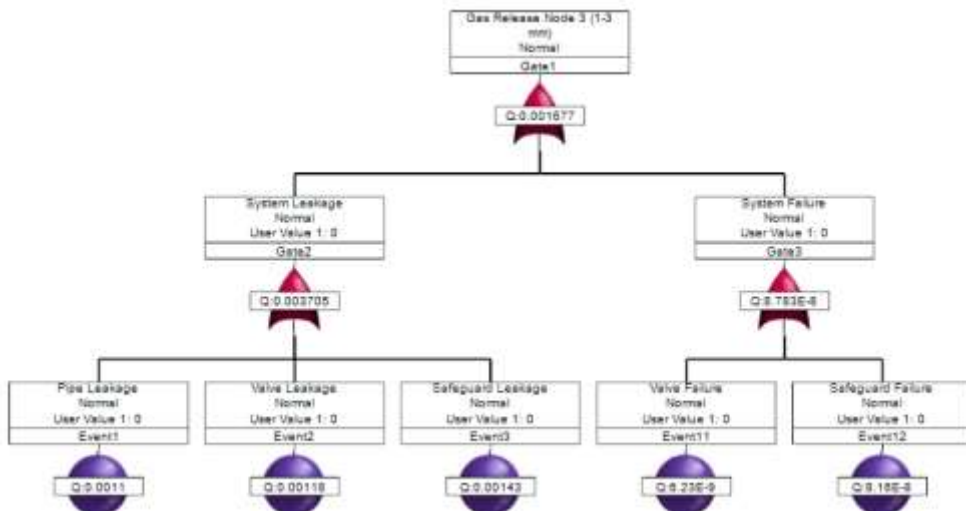
b. Gerbang Logika OR

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.

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

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. Selanjutnya dilakukan pemodelan sesuai notasi yang disediakan. Analisis FTA dapat dilihat pada gambar 6.1 yang merupakan contoh pemodelan FTA pada node 1 menggunakan skenario 1.



Gambar 6. 1 Hasil Pemodelan pada Node 3 Skenario 1-3 mm

Analisis FTA pada penelitian kali ini menggunakan 5 skenario kebocoran pada setiap nodenya. Tabel 6.14 merupakan rekapitulasi dari analisis FTA pada setiap node.

Tabel 6. 11 Rekapitulasi Analisis FTA

Node	Bore Scenario				
	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150mm
1	3.49E-03	1.59E-03	7.40E-04	1.73E-04	2.59E-05
2	3.49E-03	1.59E-03	7.40E-04	1.73E-04	2.59E-05
3	3.70E-03	1.68E-03	7.81E-04	1.82E-04	2.73E-05
4	3.70E-03	1.68E-03	7.81E-04	1.82E-04	2.73E-05
5	3.49E-03	1.59E-03	7.40E-04	1.73E-04	2.59E-05
6	3.49E-03	1.59E-03	7.40E-04	1.73E-04	2.59E-05

### 6.8 Analisis Diagram Pohon Kejadian (ETA)

Metode *event tree analysis* digunakan untuk mengetahui peluang kejadian bahaya suatu sistem. ETA digunakan untuk mengekskalasi *top event* yang sudah didapatkan pada analisis FTA yaitu kejadian *gas release*. ETA digunakan untuk menghitung pemodelan dari kejadian yang menyebabkan kebakaran dan ledakan. Skenario yang digunakan sebagai konsekuensi akhir pada kebakaran dan ledakan pada penelitian ini adalah *jet fire, flash fire, pool fire, vapor cloud explosion and gas dispersion*.

Untuk mengetahui frekuensi terjadinya penyalan 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 Probabilitas Bahaya ETA

HAZARD FIRE PROBABILITY				
No.	Hazard	Ignition	Probability	Description
1	Jet Fire	Immediate Ignition	0,25	Api yang dihasilkan dari penyalan gas yang mudah terbakar dari kebocoran peralatan proses
2	Flash Fire	Delayed Ignition	0,33	Api yang menyebar dengan cepat tanpa menghasilkan tekanan yang merusak
3	Pool Fire	Delayed Ignition	0,33	Api yang dihasilkan dari genangan gas yang tersulut oleh api

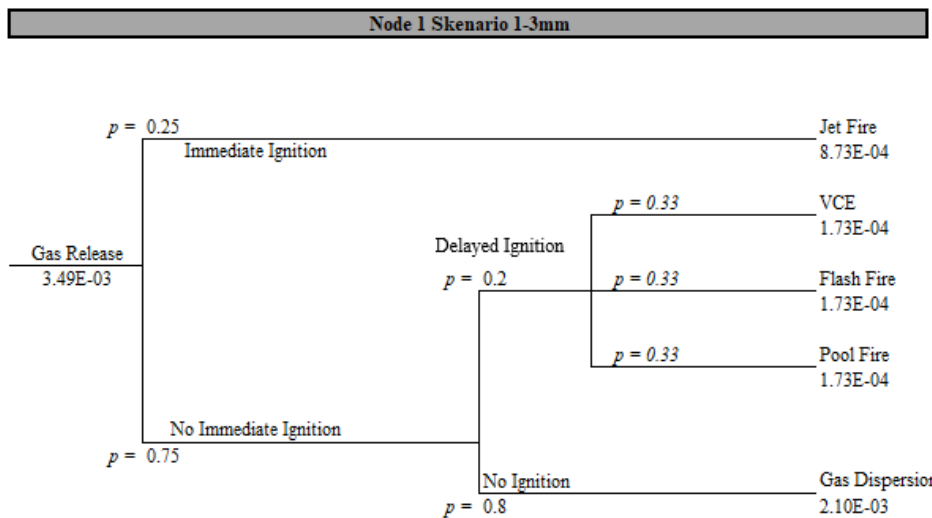
(dilanjutkan pada tabel selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

4	Vapor cloud Explosion	Delayed Ignition	0,33	Api yang dihasilkan dari campuran gas dan udara dengan tekanan yang berlebih
5	Gas Release	No Ignition	0,8	Kebocoran gas yang tersebar dan tumpah pada sistem proses

Sumber : (Center of Chemical Process Safety, 2001)

Analisis ETA dilakukan dengan menggunakan lima skenario *hole diameter* kebocoran. Salah satu contoh hasil pemodelan ETA pada penelitian ini dapat dilihat pada gambar 6.2 di halaman selanjutnya.



Gambar 6. 2 Hasil Pemodelan pada Node 1 skenario 1-3 mm

Berdasarkan hasil analisis ETA yang sudah dilakukan pada setiap node dengan tiga jenis bahaya dan lima skenario maka dapat dilakukan rekapitulasi analisis pada tabel berikut.

Tabel 6. 13 Rekapitulasi Analisis ETA

Node	FREQUENCY OF EVENT / HOLE DIAMETER				
	Jet Fire				
	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1	8.73E-04	3.97E-04	1.85E-04	4.32E-05	6.48E-06
2	8.73E-04	3.97E-04	1.85E-04	4.32E-05	6.48E-06
3	9.25E-04	4.20E-04	1.95E-04	4.55E-05	6.83E-06
4	9.25E-04	4.20E-04	1.95E-04	4.55E-05	6.83E-06
5	8.73E-04	3.97E-04	1.85E-04	4.32E-05	6.48E-06
6	8.73E-04	3.97E-04	1.85E-04	4.32E-05	6.48E-06

(dilanjutkan pada tabel selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

Vapor Cloud Explosion					
	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
2	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
3	1.83E-04	8.31E-05	3.87E-05	9.02E-06	1.35E-06
4	1.83E-04	8.31E-05	3.87E-05	9.02E-06	1.35E-06
5	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
6	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
Flash Fire					
	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
2	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
3	1.83E-04	8.31E-05	3.87E-05	9.02E-06	1.35E-06
4	1.83E-04	8.31E-05	3.87E-05	9.02E-06	1.35E-06
5	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
6	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
Pool Fire					
	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
2	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
3	1.83E-04	8.31E-05	3.87E-05	9.02E-06	1.35E-06
4	1.83E-04	8.31E-05	3.87E-05	9.02E-06	1.35E-06
5	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
6	1.73E-04	7.86E-05	3.66E-05	8.55E-06	1.28E-06
Gas Dispersion					
	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1	2.10E-03	9.52E-04	4.44E-04	1.04E-04	1.56E-05
2	2.10E-03	9.52E-04	4.44E-04	1.04E-04	1.56E-05
3	2.22E-03	1.01E-03	4.69E-04	1.09E-04	1.64E-05
4	2.22E-03	1.01E-03	4.69E-04	1.09E-04	1.64E-05
5	2.10E-03	9.52E-04	4.44E-04	1.04E-04	1.56E-05
6	2.10E-03	9.52E-04	4.44E-04	1.04E-04	1.56E-05

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*



## BAB VII ANALISIS KONSEKUENSI DFEI

### 7.1 Penjelasan Umum

Proses yang juga penting dalam penilaian risiko adalah analisis konsekuensi terhadap bahaya. Analisis yang dilakukan adalah pemodelan pengaruh dan dampak kebakaran juga ledakan. Metode yang digunakan adalah *dow's fire and explosion index* yang dipublikasikan oleh AIChE. Metode ini melakukan pemodelan berdasarkan skenario terburuk (*worst case scenario*). Kondisi bahaya yang dinilai adalah kondisi bahaya yang bisa mengeskalisasi kejadian kebakaran dan ledakan untuk menentukan konsekuensi. Tujuannya adalah untuk mengetahui peralatan mana saja yang berkontribusi besar dalam menciptakan kebakaran.

Kondisi bahaya yang dinilai oleh metode ini diantaranya adalah faktor material, bahaya umum dan bahaya khusus pada unit proses untuk menentukan indeks *dow*. Indeks *dow* kemudian digunakan sebagai masukan perhitungan untuk melakukan pemodelan radius dan luas paparan kebakaran dan ledakan. Hasil dari pemodelan digunakan untuk menghitung kerugian akibat kejadian kebakaran dan ledakan. Kemudian perhitungan tersebut digunakan untuk menentukan *output* dari metode *dow*, berupa estimasi waktu *downtime* perusahaan (MPDO).

### 7.2 Penilaian Kondisi Bahaya Unit Proses

Dalam penentuan konsekuensi menggunakan metode *dow's fire and explosion index* sebelumnya dilakukan penilaian bahaya material, faktor kondisi bahaya umum dan faktor kondisi bahaya khusus.

#### 7.2.1 Penilaian Penalti *Material Factor* (MF)

Penilaian faktor indeks bahaya material dapat dilakukan dengan melakukan penyesuaian dari data tingkat bahaya produk yang tertera pada tabel faktor indeks bahaya material pada buku petunjuk metode *dow*, dengan nilai sebagai berikut.

DURSBAN*	14	19.8	1	2	1	81-110	-
Epichlorohydrin	24	7.2	3	3	2	88	241
Ethane	21	20.4	1	4	0	Gas	-128
Ethanolamine	10	9.5	2	2	0	185	339
Ethyl Acetate	16	10.1	1	3	0	24	171

Gambar 7. 1 Material Faktor *Ethane*

Sumber: (Dow's Fire and Explosion Index Guide, 7th Edition)

Magnesium	14	10.6	0	1	1	-	2025
Maleic Anhydride	14	5.9	3	1	1	215	395
Methacrylic Acid	24	9.3	3	2	2	171	325
Methane	21	21.5	1	4	0	Gas	-258
Methyl Acetate	10	8.5	1	3	0	14	140

Gambar 7. 2 Material Faktor *Methane*

Sumber: (Dow's Fire and Explosion Index Guide, 7th Edition)

Berdasarkan tabel yang telah disebutkan pada *American Institute of Chemical Engineers (AIChE)-Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide (1994)*, disebutkan bahwa material factor dari etana dan metana adalah 21. Jika dibandingkan dengan pernyataan mengenai nilai Nr, maka untuk sifat LNG memiliki nilai 1. Sehingga, hasil dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 7. 1 Tabel Penalti Faktor Indeks Bahaya Material (MF)

Liquid & Gasses Flammability	Material Factor Penalty (MF)						
	NFPA Rating	Nr					
		0	1	2	3	4	
Non-combustible	Nf	0	1	14	24	29	40
F.P > 200°F		1	4	14	24	29	40
100°F < F.P < 200°F		2	10	14	24	29	40
73°F < F.P > 100°F or FP < 73°F and BP ≥ 100°F		3	16	16	24	29	40
FP < 73°F and BP < 100°F		4	21	21	24	29	40

Sumber: Dow's Fire and Explosion Index Guide (7th Edition)

Dari hasil tabel diatas dapat disimpulkan MF atau *material factor penalty* adalah sebesar 21.

### 7.2.2 Penilaian Penalti Faktor Kondisi Bahaya Umum (F1)

Kondisi bahaya umum adalah faktor utama dalam menentukan besarnya kerugian yang nantinya akan dialami oleh perusahaan. Kondisi bahaya umum ini akan menghasilkan pinalti pada unit proses. Penilaian penalti faktor kondisi bahaya umum dilakukan dengan parameter kondisi bahaya yang telah ditentukan dow. Penilaian yang dilakukan tersedia pada tabel sebagai berikut.

Tabel 7. 2 Tabel Penilaian Penalti Kondisi Faktor Bahaya Umum (F1)

Kondisi Bahaya	Penalti Node					
	1	2	3	4	5	6
Reaksi Kimia Eksotermis	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5

(lanjutan pada tabel sebelumnya)

Pemindahan Bahan Kimia <i>-Loading and unloading operation involving class 1 flammable</i>	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
Kedaaan Unit Proses (Terbuka/Tertutup)	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6
Perlengkapan Kebocoran dan drainase	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
<b>NILAI PENALTI (F1)</b> <i>Dow's Fire and Explosion Index</i>	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1

### 7.2.3 Penilaian Penalti Faktor Kondisi Bahaya Khusus (F2)

Kondisi bahaya khusus adalah faktor yang paling berpengaruh pada kemungkinan terjadinya kerugian yang terdiri atas kondisi pada unit proses yang merupakan penyebab utama pada kasus kebakaran dan ledakan berdasarkan dow's fire and explosion index hazard classification guide. Penilaian yang dilakukan tersedia pada tabel sebagai berikut.

Tabel 7. 3 Tabel Penilaian Penalti Kondisi Faktor Bahaya Khusus (F2)

Kondisi Bahaya	Penalti Node					
	1	2	3	4	5	6
Tekanan Sub- atmosfer	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
Peralatan / Operasi pada daerah <i>flammable</i>	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5
Ledakan Debu	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25	0,25
Terdapat proteksi terhadap korosi	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
Kebocoran ( <i>joint and packing</i> )	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3
Peralatan Berputar (Pompa, Kompresor) -Terdapat Pompa diatas 75 HP	0,5	0,5	0,0	0,0	0,5	0,5
<b>NILAI PENALTI (F2)</b> <i>Dow's Fire and Explosion Index</i>	2,25	2,25	1,75	1,75	2,25	2,25

### 7.3 Penilaian Indeks Kebakaran dan Ledakan Dow

Setelah melakukan penilaian kondisi bahaya, dilakukan perhitungan indeks kebakaran dan ledakan dow (F&EI). Perhitungan dilakukan dengan rumus sebagai berikut.

$$F \& EI = MF \times (F1 \times F2) \dots \dots \dots (1) \text{ (AIChE, 1994)}$$

Dimana:

F & EI : Indeks kebakaran dan ledakan dow.

MF : Faktor indeks bahaya material.

F1 : Faktor indeks kondisi bahaya umum.

F2 : Faktor indeks kondisi bahaya khusus

Sehingga didapatkan nilai F&EI sebagai berikut.

Tabel 7. 4 Tabel Nilai Indeks F&EI

Indeks Faktor	Penalti Node					
	1	2	3	4	5	6
Indeks Faktor Bahaya Material (MF)	21	21	21	21	21	21
Indeks Faktor Kondisi Bahaya Umum (F1)	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1
Indeks Faktor Kondisi Bahaya Khusus (F2)	2,25	2,25	1,75	1,75	2,25	2,25
Indeks Kebakaran dan Ledakan Dow (F&EI)	99,22 5	99,22 5	77,17 5	77,17 5	99,22 5	99,2 25
Penilaian Tingkat Bahaya (berdasarkan metode <i>dow</i> )	<b>INT</b>	<b>INT</b>	<b>MOD</b>	<b>MOD</b>	<b>INT</b>	<b>INT</b>

Penilaian tingkat bahaya dinilai berdasarkan hasil nilai indeks kebakaran dan ledakan yang telah dihitung sebelumnya. Nilai diatas mengacu pada *American Institute of Chemical Engineers (AIChE)-Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide (1994)*.

Tabel 7. 5 Tabel Penilaian Tingkat Bahaya untuk Nilai Indeks Dow

DEGREE OF HAZARD FOR F&EI			
No	Hazard Degree	Abbreviation	Fire and Explosion Index Range
1	<b>Light</b>	<b>LIG</b>	1 - 60
2	<b>Moderate</b>	<b>MOD</b>	61 - 96
3	<b>Intermediate</b>	<b>INT</b>	97 - 127
4	<b>Heavy</b>	<b>HEA</b>	128 - 158
5	<b>Severe</b>	<b>SEV</b>	159 - up

Sumber: Dow's Fire and Explosion Index Guide (7th Edition)

#### 7.4 Pemodelan Daerah Paparan Kebakaran dan Ledakan

Pada metode *dow* setelah diketahui nilai F&EI maka dilakukan pemodelan daerah persebaran kebakaran dan ledakan atau disebut dengan *area of exposure* (AOE). Tahap ini dilakukan untuk mengetahui komponen unit proses yang terkena dampak oleh kejadian kebakaran dan ledakan. Sebelumnya, ditentukan radius paparan kebakaran dan ledakan yang mungkin terjadi. Dalam menentukan radius dipengaruhi oleh nilai F&EI, berikut rumus yang digunakan.

$$ROE = 0,84 \times (F \& EI) \dots \dots \dots (2) \text{ (AIChE, 1994)}$$

Dimana:

F&EI : Indeks kebakaran dan ledakan.

ROE : Radius paparan kebakaran dan ledakan (ft)

Dari perhitungan menggunakan rumus diatas, didapatkan hasil radius dengan satuan ft dan m sebagai berikut.

Tabel 7. 6 Tabel hasil perhitungan radius

<b>NODE</b>	<b>F&amp;EI</b>	<b>ROE (ft)</b>	<b>ROE (m)</b>
1	99,225	83.349	25.40478
2	99,225	83.349	25.40478
3	77,175	64.827	19.75927
4	77,175	64.827	19.75927
5	99,225	83.349	25.40478
6	99,225	83.349	25.40478

Setelah didapatkan nilai radius, kemudian dilakukan perhitungan luas daerah paparan dan ledakan dengan rumus sebagai berikut.

$$AOE = \pi \times (ROE)^2 \dots \dots \dots (3)$$

Dimana:

AOE : Luas daerah paparan kebakaran dan ledakan ( $m^2$ )

ROE : Radius paparan kebakaran dan ledakan (m)

Dari rumus diatas didapatkan nilai luas persebaran kebakaran dan ledakan sebagai berikut.

Tabel 7. 7 Tabel hasil perhitungan luas daerah paparan kebakaran dan ledakan

<b>NODE</b>	<b>F&amp;EI</b>	<b>ROE (ft)</b>	<b>ROE (m)</b>	<b>AOE (<math>m^2</math>)</b>
1	99,225	83.349	25.40478	21813.76
2	99,225	83.349	25.40478	21813.76
3	77,175	64.827	19.75927	13195.98

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan pada tabel sebelumnya)

4	77,175	64.827	19.75927	13195.98
5	99,225	83.349	25.40478	21813.76
6	99,225	83.349	25.40478	21813.76

Dari perhitungan luas daerah paparan kebakaran dan ledakan, dapat dilakukan pemodelan kejadian. Pemodelan dilakukan pada P&ID *plan* dari PT Terminal Teluk Lamong. Hasil pemodelan dapat dilihat pada lampiran.

## 7.5 Perhitungan Dampak Kerugian Kebakaran dan Ledakan

Pada metode ini dampak kerugian kebakaran dan ledakan biasa disebut dengan *original cost* (OC). Dampak kerugian ini dihitung untuk menentukan estimasi *downtime*. Dampak kerugian yang dihitung adalah dampak kerugian untuk komponen – komponen dan produk. Data yang digunakan merupakan data sekunder sesuai dengan spesifikasi komponen yang tersedia. Dampak kerugian yang dimaksudkan adalah kerugian yang terjadi akibat kehilangan produk akibat kejadian kebakaran. *original cost* merupakan penjumlahan antara *product cost* dan *equipment cost*. Berikut perhitungan keduanya.

### 7.5.1 Perhitungan Dampak Kerugian Produk (*Product Cost*)

Nilai kerugian product dapat ditentukan melalui harga produk LNG yang ada. Harga pasar produk LNG mengacu pada referensi dari *International Gas Union, World LNG Report 2019*. Harga pasar untuk LNG sebesar US\$ 9,78/MMBTU. Sehingga didapatkan nilai kerugian untuk *product cost* (PC) pada tiap node sebagai berikut.

Tabel 7. 8 Tabel Perhitungan Kerugian pada Produk

Node	Unit Proses	Kapasitas di Tangki	Kapasitas di Pipa	<i>Product Cost</i> (PC)
		(MMBTU)	(MMBTU/hour)	
1	Pipa	-	353.1	\$ 3,453.32
2	Pipa	-	353.1	\$ 3,453.32
3	Pipa	-	353.1	\$ 3,453.32
	Tangki	1341.78	-	\$ 13,122.61
4	Pipa	-	353.1	\$ 3,453.32
	Tangki	1341.78	-	\$ 13,122.61
5	Pipa	-	353.1	\$ 3,453.32
6	Pipa	-	353.1	\$ 3,453.32

Kemudian dilakukan perhitungan pada total product cost (TPC) dengan menyesuaikan efek dampak kejadian kebakaran dan ledakan sesuai dengan pemodelan yang telah dibuat. Sehingga didapatkan nilai TPC sebagai berikut.

Tabel 7. 9 Perhitungan Kerugian Total Produk tiap Node (TPC)

<b>Node</b>	<b>Kerugian Pada Unit Proses</b>	<b>Total Product Cost (TPC)</b>
<b>1</b>	<i>Connecting Hose - Conveyor</i>	\$ 3,453.32
<b>2</b>	<i>Connecting Hose - Conveyor</i>	\$ 3,453.32
<b>3</b>	<i>Ship – to – ship transfer - Conveyor</i>	\$ 16,575.93
<b>4</b>	<i>Ship – to – ship transfer - Crane</i>	\$ 16,575.93
<b>5</b>	<i>Disconnecting Hose - Conveyor</i>	\$ 3,453.32
<b>6</b>	<i>Disconnecting Hose - Conveyor</i>	\$ 3,453.32

### 7.5.2 Perhitungan Dampak Kerugian Komponen (*Equipment Cost*)

Dampak kerugian komponen dihitung pada tiap node dalam satuan USD. Harga didapatkan dari Valve Kitazawa dari PT Busur Kilat Perkasa Perhitungan total equipment cost (TEC) pada tiap node dapat dilihat pada lampiran VI. Berikut untuk hasil pada node 1.

Tabel 7. 10 Tabel Perhitungan *Equipment Cost* pada daerah paparan kebakaran pada node 1

<b>Node 1 : <i>Equipment Cost</i> pada Daerah Paparan Kebakaran dan Ledakan</b>					
<b>No.</b>	<b>Equipment</b>	<b>Code</b>	<b>Size</b>	<b>Price (IDR)</b>	<b>Price (USD)</b>
1	Gate Valve	-	254 mm	IDR 52,706,000.00	\$ 3,730.95
2	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
3	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
4	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
5	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
6	Test Globe Valve	23- 025GB- 015	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

7	Globe Valve	23-025GB-016	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
8	Check Valve	23-400CH-019	254 mm	IDR 46,839,000.00	\$ 3,315.64
9	Butterfly Valve	23-400BU-048	254 mm	IDR 7,916,000.00	\$ 560.36
10	Ball Valve	23-025BL-038	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
11	Ball Valve	23-080BL-036	101,6 mm	IDR 19,043,200.00	\$ 1,348.03
12	Globe Valve	23-040GB-039	50,8 mm	IDR 9,833,000.00	\$ 696.06
13	Globe Valve	23-025GB-020	19,05 mm	IDR 3,687,375.00	\$ 261.02
14	Temperature Gauge	23-TG-011	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
15	Pressure Gauge	23-PG-012	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
16	Pressure Transmitter	23-PT-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
17	Pressure Indicator	23-PI-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
18	Temperature Transmitter	23-TT-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
19	Temperature Indicator	23-TI-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00

(dijanjutkan halaman selanjutnya)



(lanjutan halaman sebelumnya)

20	Compressor	-	-	IDR 1,595,000.00	\$ 112.91
21	Conveyor	-	-	IDR 423,801,000.00	\$ 30,000.00
22	Motor Listrik Conveyor	-	-	IDR 112,999,473.30	\$ 7,999.00
<b>Total</b>					<b>\$ 61,372.26</b>

Setelah melakukan perhitungan total product cost (TPC) dan total equipment cost (TEC) kemudian dilakukan perhitungan total original cost (OC) pada setiap node. OC ini didapatkan dari hasil penjumlahan TPC dan TEC yang dinyatakan dalam satuan yang sama yakni USD. OC pada setiap node yang telah ditentukan tersedia pada tabel sebagai berikut.

Tabel 7. 11 Tabel Hasil Perhitungan OC pada tiap Node

NODE	Exposure Area (AOE)	Total Product Cost (TPC)	Total Equipment Cost (TEC)	Original Cost
	( $m^2$ )	(USD)	(USD)	(USD)
1	21813.76	\$ 10,359.95	\$ 61,372.26	\$71,732.21
2	21813.76	\$ 10,359.95	\$ 113,373.26	\$123,733.21
3	13195.98	\$ 23,482.95	\$ 1,065,432.51	\$1,088,915.46
4	13195.98	\$ 23,482.95	\$ 1,117,433.51	\$1,140,916.46
5	21813.76	\$ 10,359.95	\$ 65,172.26	\$75,532.21
6	21813.76	\$ 10,359.95	\$ 117,173.26	\$127,533.21

## 7.6 Penilaian Faktor Kerusakan (*Damage Factor*)

Tahap selanjutnya adalah factor kerusakan atau *damage factor*. Factor kerusakan merupakan representasi dari keseluruhan dampak kebakaran juga ledakan yang dihasilkan dari produk yang mudah terbakar. Penilaian DF ditentukan dengan kurva pada *American Institute of Chemical Engineers (AIChE)-Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide (1994)* yang mengacu pada nilai faktor material (MF) dan faktor kondisi bahaya unit proses (F3). Untuk perhitungan F3 sebagai berikut.

$$F3 = F1 \times F2 \dots \dots \dots (4) \text{ (AIChE, 1994)}$$

Dimana:

F1 : Nilai penalti kondisi bahaya umum.

F2 : Nilai penalti kondisi bahaya khusus.

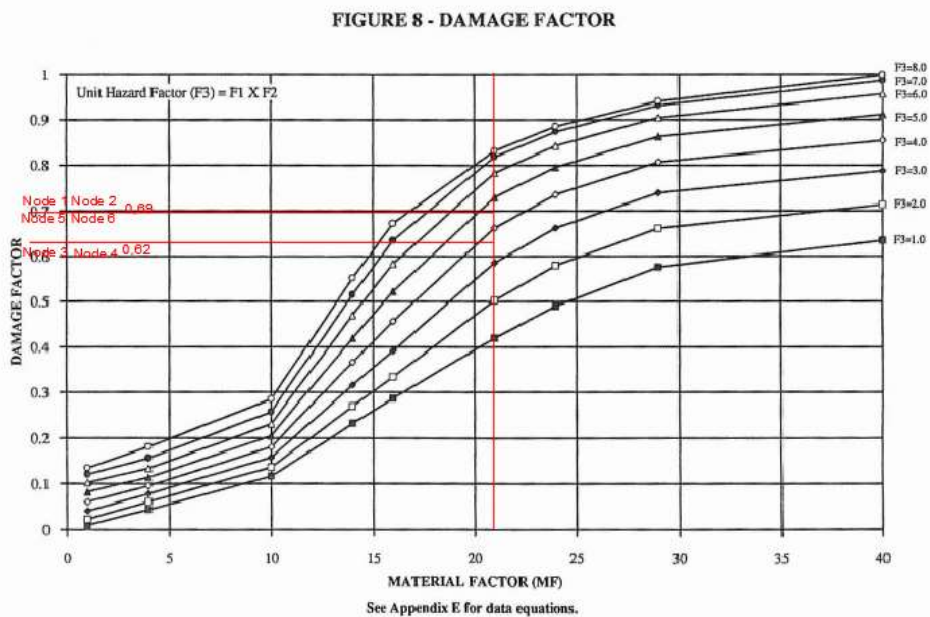
F3 : Nilai penalti kondisi bahaya unit proses

Sehingga dari rumus perhitungan diatas didapatkan nilai F3. Nilai perhitungan F3 tersedia pada tabel sebagai berikut.

Tabel 7. 12 Tabel Nilai Indeks Kondisi Bahaya Unit Proses (F3)

Indeks Faktor			Penalti Node					
			1	2	3	4	5	6
Indeks Faktor Bahaya Material (MF)			21	21	21	21	21	21
Indeks Faktor Kondisi Bahaya Umum (F1)			2,1	2,1	2,1	2,1	2,1	2,1
Indeks Faktor Kondisi Bahaya Khusus (F2)			2,25	2,25	1,75	1,75	2,25	2,25
Indeks factor Kondisi Bahaya Unit Proses (F3)			4,725	4,725	3,675	3,675	4,725	4,725

Kemudian hasil dari perhitungan F3 diatas, direpresentasikan pada kurva yang tersedia pada *American Institute of Chemical Engineers (AIChE)-Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide (1994)*. Kurva *damage factor* berisikan material factor dan F3.



Gambar 7. 3 Kurva *Damage Factor*

Sumber: Dow's Fire and Explosion Index Guide (7th Edition)

Sehingga didapatkan nilai faktor kerusakan (DF) tiap node seperti tersedia pada tabel sebagai berikut.

Tabel 7. 13 Tabel Faktor Kerusakan (DF) tiap node

<b>Node</b>	<b>F3</b>	<b>DF</b>
1	4,725	0,69
2	4,725	0,69
3	3,675	0,62
4	3,675	0,62
5	4,725	0,69
6	4,725	0,69

### **7.7 Penilaian Faktor Kredit Peralatan Keamanan (*Credit Factors*)**

Tahap selanjutnya adalah penilaian factor kredit peralatan keamanan atau *credit factor*. Penilaian ini dinilai berdasarkan parameter dan nilai yang telah ditentukan pada *American Institute of Chemical Engineers (AIChE)-Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide (1994)*. CF ini diharapkan dapat mengurangi nilai evaluasi bahaya pada unit proses. Penilaian CF terdiri dari beberapa bagian, diantaranya peralatan kontrol (C1), peralatan isolasi produk (C2) dan peralatan proteksi kebakaran (C3). Penilaian CF tersedia pada tabel sebagai berikut.

Tabel 7. 14 Tabel Penilaian Faktor Kredit Peralatan Keamanan (CF)

No.	Credit Factors	Parameters	Credit Range	Tick	Credit Value	Description (based on Dow's Fire and Explosion Guide 7th Ch. Control Credit Factors)
1	Control Equipment (C1)	Emergency Power	0,98	✓	<b>0,98</b>	If provided to supply operation equipment during emergency situation.
		Cooling	0,97 - 0,99	✓	<b>0,97</b>	If backup cooling system, designed to provide at least 10 minutes of the cooling requirements.
		Explosion Control	0,84 - 0,98	✓	<b>0,98</b>	If for overpressure relief system provided in the plant such as pressure safety valve, flare or any relief device equipment regarding overpressure.
		Emergency Shutdown	0,96 - 0,99	✓	<b>0,96</b>	If in the plant, emergency stop system provided to stop rotating equipment (52-ESDP-2).
		Computer Control	0,93 - 0,99	✓	<b>0,93</b>	Adequate computer control system is provided
		Inert Gas	0,94 - 0,96	✓	<b>0,94</b>	If in the plant, inert gas system is installed.
		Operating Instruction / Procedures	0,91 - 0,99	✓	<b>0,91</b>	Operators are capable working in any operational conditions (startup, normal, emergency).
		Reactive Chemical Review	0,91 - 0,98	✓	<b>0,98</b>	If MSDS review is provided and published
		Other Process Hazard Analysis	0,91 - 0,98	✓	<b>0,94</b>	Other process hazard analysis have been done by the company
<b>TOTAL C1:</b>					<b>0,655</b>	(The multiplication sum of C1 credit penalty)
2	Hazardous Material Isolation (C2)	Remote Control Valves	0,96 - 0,98	✓	<b>0,98</b>	If in the plant, isolation valve is installed
		Dump / Blowdown	0,96 - 0,98	✓	<b>0,98</b>	Credit is given for a normal venting system that reduces the exposure of surrounding equipment

(dilanjutkan pada tabel selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

						released gases or liquids. A vent tied into a flare system .
		Drainage	0,91 - 0,97	✓	<b>0,97</b>	If in the plant, Drainage system is installed
		Automatic Locks	0,98	✓	<b>0,98</b>	If plant is provided with an interlock system which prevents incorrect material flow.
<b>TOTAL C2:</b>					<b>0,913</b>	(The multiplication sum of C2 credit penalty)
<b>3</b>	<b>Fire Protection (C3)</b>	Leak Detection	0,94 - 0,98	✓	<b>0,98</b>	If gas detectors have been installed in the plant area.
		Structural Steel	0,95 - 0,98	✓	<b>0,98</b>	If in the plant system, all of the equipment (e.g pipes, tanks, pumps) using steel material.
		Fire Water Supply	0,94 - 0,97	✓	<b>0,97</b>	If in the plant, fire water supply is provided in the event of preventing fire hazard.
		Special Systems	0,91	✓	<b>0,91</b>	If in the plant, CO2 system is provided in the event of preventing fire hazard.
		Sprinkler Systems	0,74 - 0,97	✓	<b>0,97</b>	If in the plant, sprinklers system is provided in the event of preventing fire hazard.
		Water Contains	0,97 - 0,98	✓	<b>0,98</b>	If in the plant, water curtains system is provided in the event of preventing fire hazard.
		Foam	0,92 - 0,97	✓	<b>0,97</b>	If in the plant, foam system is provided in the event of preventing fire hazard.
		Hand Extinguishers / Monitor	0,93 - 0,98	✓	<b>0,98</b>	If in the plant, portable fire extinguisher is provided in the event of preventing fire hazard.
		Cable Protection	0,94 - 0,98	✓	<b>0,98</b>	If in the plant, protection to electrical cabel tray is provided in the event of preventing fire hazard.
<b>TOTAL C3:</b>					<b>0,751</b>	(The multiplication sum of C3 credit penalty)
<b>LOSS CONTROL CREDIT FACTORS (C1 x C2 x C3) :</b>					<b>0,449</b>	Credit factor result (CF)

### 7.8 Perhitungan *Maximum Probable Property Damage (MPPD)*

Pada tahap selanjutnya adalah perhitungan estimasi *downtime* atau *most probable day outage (MPDO)* terdiri dari beberapa proses. Untuk mendapatkan nilai MPDO terlebih dahulu dilakukan perhitungan *replacement value (RV)* atau nilai kerugian aktual. Berikut perhitungan nilai kerugian aktual.

$$RV = 0,82 \times OC \times EF \dots\dots\dots(5) \text{ (AIChE, 1994)}$$

Dimana:

- RV : Nilai kerugian aktual (USD)
- OC : Nilai dampak kerugian kebakaran dan ledakan (USD)
- EF : Faktor eskalasi menggunakan indeks Chemical Engineering Plant Cost

Pada rumus perhitungan diatas, berdasarkan buku petunjuk dow nilai 0,82 adalah nilai margin pengurang pada properti yang tidak termasuk dalam nilai kerugian aktual seperti jalanan, jaringan pipa bawah tanah dan properti lain selain PC dan EC. (AIChE, 1994). EF adalah nilai margin penambah untuk memperbaharui biaya akibat perubahan nilai mata uang (inflasi atau deflasi) pada tahun awal ke tahun yang telah ditentukan. Indeks yang dipakai diambil dari *American Institute of Chemical Engineers (AIChE)-Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide (1994)* yaitu pada tahun 1986 dan tahun 2019. Pada tahun 1986 sebesar 318,4. Sedangkan untuk tahun 2019 menggunakan perhitungan rata – rata kenaikan per tahun, sehingga didapat nilai 601,4951.

$$EF = \frac{CEPCI (2019)}{CEPCI (1986)} \dots\dots\dots (6) \text{ (AIChE, 1994)}$$

Dimana:

CEPCI : Indeks pabrik petrokimia.

Setelah menghitung nilai EF, didapatkan nilai RV sebagai berikut.

Tabel 7. 15 Tabel Perhitungan Nilai Kerugian Aktual (RV)

Node	<i>Original Cost (OC)</i>	CEPCI	CEPCI	<i>Escalation factor (EF)</i>	<i>Replacement Value (RV)</i>
	(USD)	(2019)	(1986)		(USD)
1	\$71,732.21	601,4951	318,4	1,889118	\$111,118.69
2	\$123,733.21				\$191,672.22
3	\$1,088,915.46				\$1,686,813.44
4	\$1,140,916.46				\$1,767,366.97
5	\$75,532.21				\$117,005.18
6	\$127,533.21				\$197,558.71

Dari hasil perhitungan diatas kemudian dilakukan perhitungan MPPD. MPPD merupakan nilai konsekuensi yang paling aktual karena perhitungan dipengaruhi oleh *damage factor* dan *credit factor*. DF dan CF adalah nilai faktor untuk memodelkan nilai konsekuensi kerugian paling aktual dari kejadian kebakaran dan ledakan sesuai bahaya produk dan peralatan keamanan pada unit proses. Perhitungan MPPD adalah sebagai berikut.

$$MPPD = (RV \times DF) \times CF \dots\dots\dots(7) \text{ (AIChE, 1994)}$$

Tabel 7. 16 Tabel Perhitungan Estimasi Kerusakan Properti Aktual

Node	Replacement Value (RV)	Damage Factor (DF)	Credit Factor (CF)	Most Probable Property Damage (MPPD)	
	(USD)			(USD)	(\$ MM)
1	\$111,118.69	0,69	0,449	\$ 34,425.68	0.034
2	\$191,672.22	0,69		\$ 59,381.97	0.059
3	\$1,686,813.44	0,62		\$ 469,575.13	0.470
4	\$1,767,366.97	0,62		\$ 491,999.62	0.492
5	\$117,005.18	0,69		\$ 36,249.38	0.036
6	\$197,558.71	0,69		\$ 61,205.67	0.061

### 7.9 Perhitungan *Most Probable Days Outage* (MPDO)

Pada tahap terakhir, nilai MPPD direpresentasikan ke dalam rumus pada *American Institute of Chemical Engineers (AIChE)-Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide (1994)* untuk mengetahui estimasi waktu downtime (MPDO). Untuk kondisi normal rumus yang digunakan adalah sebagai berikut.

$$\log Y = 1.325132 + 0.592471(\log X) \text{ or } \log Y = 1.215132 + 0.592471 * \log X$$

Sehingga didapatkan hasil perhitungan sebagai berikut.

Tabel 7. 17 Tabel Hasil Perhitungan Menggunakan Rumus

X	Log X (-)	0,59247 x LogX	Log Y	Y
0.034	1.468521083	-0.87006	0.455076	2.851516
0.059	1.229147988	-0.72823	0.596897	3.952733
0.470	0.327902142	-0.19427	1.130859	13.51635
0.492	0.308034897	-0.1825	1.14263	13.8877
0.036	1.443697499	-0.85535	0.469783	2.949736
0.061	1.214670165	-0.71966	0.605475	4.031579

Tabel 7. 18 Tabel Hasil Perhitungan Estimasi Downtime (MPDO)

Node	Most Probable Property Damage (MPPD)		Most Probable Days Outage (MPDO)
	(USD)	(\$ MM)	(Days)
1	\$ 34,425.68	0.034	2.851516
2	\$ 59,381.97	0.059	3.952733
3	\$ 469,575.13	0.470	13.51635
4	\$ 491,999.62	0.492	13.8877
5	\$ 36,249.38	0.036	2.949736
6	\$ 61,205.67	0.061	4.031579

### 7.10 Representasi Risiko *Risk Matrix* UK- HSE

Representasi penilaian risiko merupakan hasil dari penelitian tentang penilaian risiko sebuah unit proses. Penilaian risiko pada kali ini direpresentasikan pada *risk matrix* dengan standar UK – HSE. Penilaian risiko dilakukan dengan menggabungkan hasil analisis frekuensi yang dilakukan dengan metode FTA & ETA dan hasil analisis yang menggunakan metode *dow's fire and explosion index*. Hasil representasi ini menunjukkan level risiko pada setiap node yang telah ditentukan.

#### 7.10.1 Deskripsi Matriks

Matriks risiko yang digunakan merupakan matriks dengan standar UK –HSE. Untuk penelitian kali ini menggunakan matriks dengan bentuk 5x5. Berikut dua referensi tabel yang digunakan.

Tabel 7. 19 Tabel Matriks Risiko UK - HSE

RISK = HAZARD X LIKELIHOOD	HAZARD LOW (1)	HAZARD MEDIUM (2)	HAZARD HIGH (3)
LIKELIHOOD HIGH (3)	3 MEDIUM	6 HIGH	9 HIGH
LIKELIHOOD MEDIUM (2)	2 LOW	4 MEDIUM	6 HIGH
LIKELIHOOD LOW (1)	1 LOW	2 LOW	3 MEDIUM

Sumber : (Nerc Health & Safety Procedure Number 12)



Tabel 7. 20 Tabel Risk Matrix

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High	5	10	15	20	25
Likelihood High	4	8	12	16	20
Likelihood Medium	3	6	9	12	15
Likelihood Low	2	4	6	8	10
Likelihood Very Low	1	2	3	4	5

### 7.10.2 Deskripsi Tingkat Frekuensi

Deskripsi tingkat frekuensi didapatkan dari salah satu jurnal yang membahas tentang *Risk acceptance criteria in Europe*. Sehingga nilai kuantitatif dari deskripsi tingkat frekuensi adalah seperti pada tabel sebagai berikut.

Tabel 7. 21 Tabel Deskripsi Tingkat Frekuensi Matriks Risiko

Likelihood Level	Code	Description	Quantitative Value
Category 1	C1	Negligible level of risk	$10^{-7}$
Category 2	C2	Broadly acceptable level of risk	$10^{-6}$
Category 3	C3	LUP limit of acceptability (Converted from risk of dangereous dos of $3 \times 10^{-7}$ )	$3 \times 10^{-6}$
Category 4	C4	Risk has to be reduced to the level as low as reasonably practicable	$10^{-5}$
Category 5	C5	Intolerable limit for members of the public	$10^{-4}$

Sumber: (Trbojevic, 2010)

### 7.10.3 Deskripsi Tingkat Konsekuensi

Deskripsi tingkat konsekuensi yang ditentukan terdiri dari beberapa penilaian kualitatif dan kuantitatif. Penilaian konsekuensi ini diantaranya melibatkan operator, media, lingkungan dan kerusakan komponen dan sistem. Penilaian yang dinilai

adalah parameter kerusakan komponen dan sistem. Pada penelitian kali ini dilakukan perbandingan dengan matriks risiko yang pernah ada dari beberapa penelitian. Deskripsi kuantitatif nilai tingkat konsekuensi sesuai matriks risiko yang sudah dibandingkan dari penelitian oleh Elfrinsen Gustaf Adwinda, 2019 dan Ngakan Putu Prajna Pratisthita Nata Kusuma, 2018 adalah tersedia pada tabel sebagai berikut.

Tabel 7. 22 Tabel Deskripsi Tingkat Konsekuensi Matriks Risiko

<b>Severity Level</b>	<b>Code</b>	<b>Description</b>	<b>Quantitative Value</b>
Level 1	L1	Minor equipment damage and negligible downtime. ( $\leq 1$ day)	MPDO $\leq 1$ Day
Level 2	L2	Minor system damage and downtime. ( $>1$ day)	MPDO $> 1$ Day
Level 3	L3	Minor system damage and downtime. ( $>5$ day)	MPDO $> 5$ Day
Level 4	L4	Major system damage and downtime. ( $>10$ day)	MPDO $> 10$ Day
Level 5	L5	Extensive facility damage and downtime. ( $>90$ day)	MPDO $> 30$ Day

#### 7.10.4 Deskripsi Tingkat Risiko

Deskripsi tingkat risiko adalah penggabungan nilai frekuensi dan nilai konsekuensi. Nilai tingkat risiko beserta rekomendasi yang ditentukan berdasarkan standar UK – HSE dengan perbandingan yang ditentukan menyesuaikan jumlah matriks. Deskripsi tersedia pada tabel sebagai berikut.

Tabel 7. 23 Tabel Tingkat Risiko

<b>Risk Level</b>	<b>Type of Risk</b>	<b>Code</b>	<b>Description</b>
1-4	Low Risk		Acceptable
6-12	Medium Risk		Monitor and review control measures
15-25	High Risk		Stop activity or process and improve control measures

#### 7.10.5 Penilaian Risiko

Penilaian risiko dilakukan pada setiap node dan scenario kejadian kebakaran dan ledakan. Skenario diplotting berdasarkan frekuensi dan setiap kejadian ledakan

yang mungkin terjadi dengan berbagai variasi kebocoran. Berikut tabel – tabel hasil penilaian risiko yang sudah direpresentasikan pada risk matrix.

Tabel 7. 24 Tabel Deskripsi Tingkat Frekuensi dan Konsekuensi

<b>No.</b>	<b>Node Deskripsi</b>	<b>Node</b>	<b>Event Occur</b>
1	<i>Connecting Hose - Conveyor</i>	1	- JET FIRE - FLASH FIRE - POOL FIRE - VAPOR CLOUD EXPLOSION - GAS DISPERSION
2	<i>Connecting Hose - Conveyor</i>	2	- JET FIRE - FLASH FIRE - POOL FIRE - VAPOR CLOUD EXPLOSION - GAS DISPERSION
3	<i>Ship – to – ship transfer - Conveyor</i>	3	- JET FIRE - FLASH FIRE - POOL FIRE - VAPOR CLOUD EXPLOSION - GAS DISPERSION
4	<i>Ship – to – ship transfer - Crane</i>	4	- JET FIRE - FLASH FIRE - POOL FIRE - VAPOR CLOUD EXPLOSION - GAS DISPERSION
5	<i>Disconnecting Hose - Conveyor</i>	5	- JET FIRE - FLASH FIRE - POOL FIRE - VAPOR CLOUD EXPLOSION - GAS DISPERSION
6	<i>Disconnecting Hose - Conveyor</i>	6	- JET FIRE - FLASH FIRE - POOL FIRE - VAPOR CLOUD EXPLOSION - GAS DISPERSION

### 7.10.5.1 Penilaian Risiko pada Kejadian *Jet Fire*

Tabel dibawah adalah hasil dari penilaian risiko pada kejadian *Jet Fire* pada beberapa skenario kebocoran berdasarkan diameter di setiap node. Mulai dari skenario 1-3 mm sampai skenario > 150 mm. Dari hasil penilaian didapatkan mayoritas hasil *unacceptable* yang artinya perlu dilakukan mitigasi. Hasil dapat dilihat pada lampiran VI. Berikut salah satu hasil *risk matrix* pada skenario *Jet Fire* diameter 1 – 3 mm.

Tabel 7. 25 Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Jet Fire* Setiap Node pada Diameter 1-3 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					34
Likelihood Medium					
Likelihood Low					1256
Likelihood Very Low					

Tabel 7. 26 Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Jet Fire* Setiap Node pada Diameter 1-3 mm

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		JET FIRE					
		1-3 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	0.00087	C5	L2	10	MR	Monitor and review
2	4	0.00087	C5	L2	10	MR	Monitor and review
3	14	0.00092	C5	L4	20	HR	Stop activity
4	14	0.00092	C5	L4	20	HR	Stop activity
5	3	0.00087	C5	L2	10	MR	Monitor and review
6	4	0.00087	C5	L2	10	MR	Monitor and review

## BAB VIII ANALISIS KONSEKUENSI FIRE MODELLING

### 8.1 Penjelasan Umum

Proses selanjutnya adalah analisis konsekuensi menggunakan metode yang berbeda dengan sebelumnya. Metode selanjutnya adalah *fire modelling* parameter yang perlu diperhatikan adalah:

1. Luas area yang terdampak.
2. Jumlah orang yang terdampak.
3. Jumlah kerugian yang dialami.
4. Jenis ledakan yang akan terjadi.

Analisis konsekuensi dimulai dari penentuan *receiver* dan selanjutnya dilakukan pemodelan bahaya dengan menggunakan *software fire modelling*. 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.

### 8.2 Penentuan Receiver

Penentuan *receiver* dilakukan untuk mengetahui letak titik potensi berbahaya. Letak titik potensi berbahaya digunakan untuk melakukan pemodelan konsekuensi menggunakan *fire modelling*. Penentuan titik dapat mengetahui jumlah pekerja pada letak titik tersebut. Sehingga fatalitas dapat diketahui dari dampak bahaya. Untuk penentuan *receiver* dan jumlah pekerja dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 8. 1 *Receiver* dan *Worker*

<b>Receiver</b>	<b>Receiving Locations</b>	<b>Node</b>	<b>Worker</b>
1	LNG Vessel	1,2,5,6	21
2	Loading Arm	3,4	5
3	Floating Storage Unit	1,2,5,6	21
4	Jetty eksisting	3,4	30
5	Jetty LNG	1,2,3,4,5,6	6

### 8.3 Fire Modelling dengan software ALOHA

Seperti yang dijelaskan pada bab II bahwa *fire modelling* merupakan sebuah perangkat lunak yang digunakan untuk memodelkan konsekuensi dari potensi bahaya yang mungkin terjadi. Perangkat lunak ini sering digunakan dalam dunia industri seperti perusahaan migas dan perusahaan kimia. Potensi bahaya yang terdampak ke manusia, gedung, lingkungan sekitar dapat disimulasikan dengan baik.

Skenario pada penelitian kali ini dilakukan dengan berbagai macam variabel yang berbeda. Pertama berdasarkan skenario kebocoran yang telah dilakukan pada saat perhitungan frekuensi. Skenario kebocoran yang digunakan adalah pipa diameter 1 – 3 mm, 3 – 10 mm, 10 – 50 mm, 50 – 150 mm dan > 150 mm pada setiap kemungkinan bahaya yang terjadi. Skenario berikutnya ada dua skenario yaitu pada siang hari, *temperature* 28,78 derajat celcius, kecepatan angin 9 knot yang berasal dari arah Tenggara 135 derajat. Pada malam hari, *temperature* 23,78 derajat celcius, kecepatan angin 3 knot yang berasal dari arah Tenggara 135 derajat.

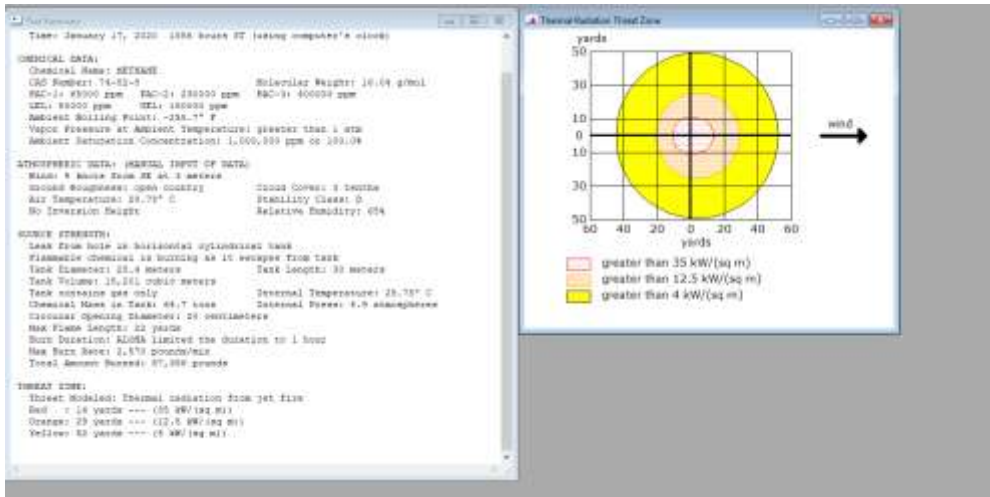
#### 8.4 Jet Fire

*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 dilokasi kebocoran gas tersebut. Pada kejadian bahaya *jet fire* skenario dilakukan dengan kebocoran pipa berdiameter 1 – 3 mm, 3 – 10 mm, 10 – 50 mm, 50 – 150 mm dan > 150 mm dan dengan 2 skenario berdasarkan waktu, kecepatan angin, *temperature* dan arah angin. Untuk level konsentrasi pada radiasi panas yaitu 4 kW/m<sup>2</sup>, 12.5 kW/m<sup>2</sup> dan 35 kW/m<sup>2</sup> yang dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel 8. 2 Nilai Fluks Panas

<i>Radiant Heat</i> [kW/m <sup>2</sup> ]	Effect
4	Impairment of escape routes. Evacuation points and musters area considered impaired
12.5	Extreme pain within 20 seconds, movement to shelter is instinctive; fatality if escape is not possible. 70% fatality for outdoors / offshore
35	Immediate fatality to all personnel local to the fire (escape is not possible) i.e. 100% fatality

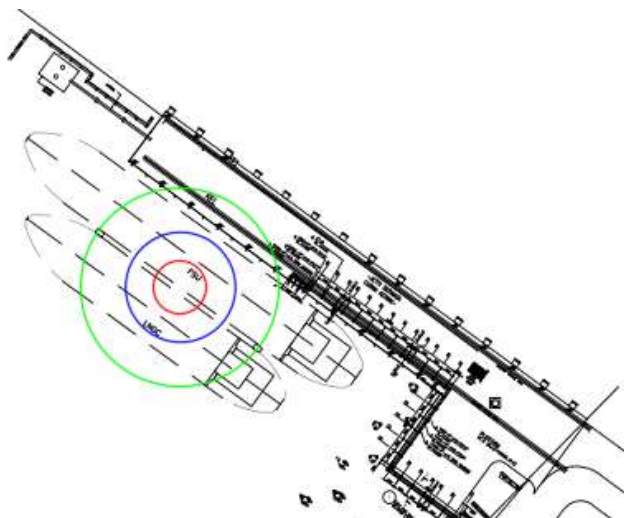
Sumber: (Barry,2002)



Gambar 8. 1 Hasil simulasi ALOHA *jet fire* skenario 1 kebocoran > 150 mm

Pada penelitian kali ini hasil *fire modelling* dikategorikan dalam beberapa warna radiasi panas:

- 35 kW/m<sup>2</sup> = Menyebabkan kematian
- 12.5 kW/m<sup>2</sup> = Dalam 60 detik menyebabkan luka
- 4 kW/m<sup>2</sup> = Dalam 60 detik menyebabkan nyeri



Gambar 8. 2 Analisis konsekuensi *jet fire* pada skenario 1 dengan kebocoran > 150 mm

Berdasarkan Gambar 8.2 semakin tinggi parameter radiasi panas maka semakin kecil atau sempit luas radius panasnya. Berikut adalah hasil rekapitulasi hasil

analisis konsekuensi *jet fire* dengan skenario siang hari, *temperature* 28,78 derajat celcius, kecepatan angin 9 knot yang berasal dari arah Tenggara 135 derajat.

Tabel 8. 3 Hasil analisis konsekuensi *jet fire* skenario siang

Receiving Locations	Node	People	Bore Scenario	Jet Fire		
				35 kW/m <sup>2</sup>	12.5 kW/m <sup>2</sup>	4 kW/m <sup>2</sup>
LNG Vessel	1,2,5,6	25	10-50 mm	10.054	10.054	12.796
			50-150 mm	10.054	21.022	36.56
			>150 mm	12.796	26.506	47.528
Loading Arm	3,4	5	10-50 mm	10.054	10.054	11.882
			50-150 mm	10.054	18.28	31.99
			>150 mm	10.968	23.764	42.044
Floating Storage Unit	1,2,5,6	21	10-50 mm	10.054	10.054	11.882
			50-150 mm	10.054	19.194	33.818
			>150 mm	10.968	24.678	43.872
Jetty LNG	1,2,3,4, 5,6	30	10-50 mm	10.054	10.054	12.796
			50-150 mm	10.054	21.022	36.56
			>150 mm	12.796	27.42	47.528
Jetty eksisting	3,4	6	10-50 mm	10.054	10.054	12.796
			50-150 mm	10.054	21.022	36.56
			>150 mm	12.796	27.42	47.528

Berikut adalah hasil rekapitulasi hasil analisis konsekuensi *jet fire* dengan skenario malam hari, *temperature* 23,78 derajat celcius, kecepatan angin 3 knot yang berasal dari arah Tenggara 135 derajat.

Tabel 8. 4 Hasil analisis konsekuensi *jet fire* skenario malam

Receiving Locations	Node	People	Bore Scenario	Jet Fire		
				35 kW/m <sup>2</sup>	12.5 kW/m <sup>2</sup>	4 kW/m <sup>2</sup>
LNG Vessel	1,2,5,6	25	10-50 mm	10.054	10.054	12.796
			50-150 mm	10.054	19.194	35.646
			>150 mm	10.054	24.678	46.614
			10-50 mm	10.054	10.054	10.968

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

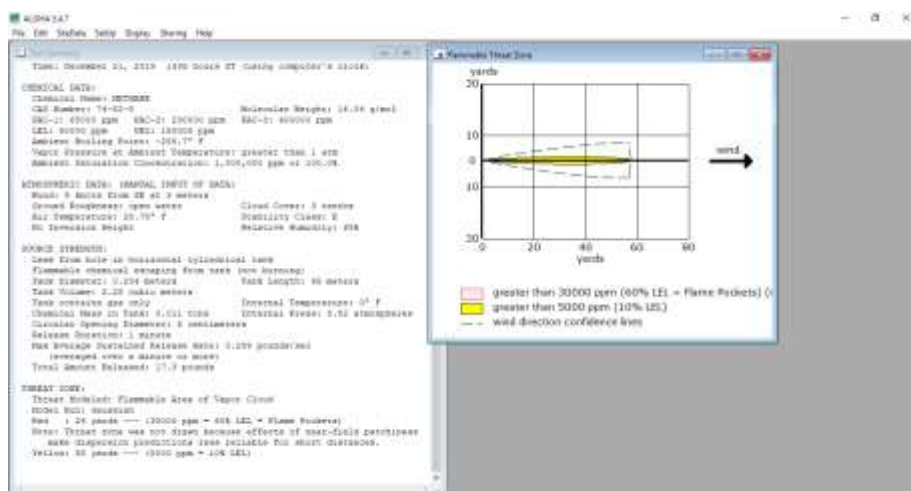


(lanjutan halaman sebelumnya)

Loading Arm	3,4	5	50-150 mm	10.054	16.452	31.076
			>150 mm	10.054	21.936	41.13
Floating Storage Unit	1,2,5,6	21	10-50 mm	10.054	10.054	11.882
			50-150 mm	10.054	17.366	32.904
			>150 mm	10.054	22.85	42.958
Jetty LNG	1,2,3,4,5,6	30	10-50 mm	10.054	10.054	12.796
			50-150 mm	10.054	19.194	35.646
			>150 mm	10.054	25.592	46.614
Jetty eksisting	3,4	6	10-50 mm	10.054	10.054	12.796
			50-150 mm	10.054	19.194	35.646
			>150 mm	10.054	25.592	46.614

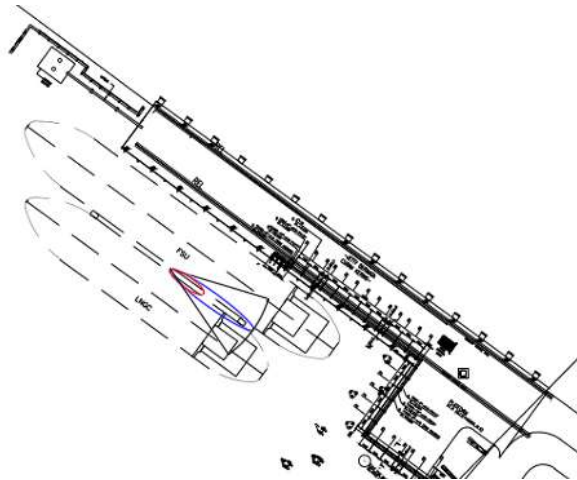
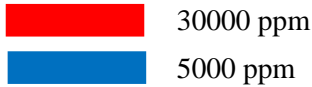
## 8.5 Flash Fire

*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 *flash fire* skenario dilakukan dengan kebocoran pipa berdiameter 1 – 3 mm, 3 – 10 mm, 10 – 50 mm, 50 – 150 mm dan > 150 mm dan dengan 2 skenario berdasarkan waktu, kecepatan angin, *temperature* dan arah angin. Kejadian *flash fire* bergantung pada jumlah ppm LNG yang ada di udara. Level konsentrasi pada radiasi panas yaitu 5000 ppm dengan warna biru dan dengan warna merah 30000 ppm karena kadar 0.5% dan 3%. Berikut contoh hasil analisis persebaran *flash fire*.



Gambar 8. 3 Hasil simulasi ALOHA *flash fire* skenario 1 kebocoran 10-50 mm

Pada penelitian kali ini hasil *fire modelling* dikategorikan dalam beberapa warna *flammable area*:



Gambar 8. 4 Analisis konsekuensi *flash fire* pada skenario 1 dengan kebocoran 10 – 50 mm

Berdasarkan Gambar 8.4 semakin tinggi parameter ppm maka luas radius panasnya akan semakin kecil atau sempit. Berikut adalah hasil rekapitulasi hasil analisis konsekuensi *flash fire* dengan skenario siang hari, *temperature* 28,78 derajat celsius, kecepatan angin 9 knot yang berasal dari arah Tenggara 135 derajat.

Tabel 8. 5 Hasil analisis konsekuensi *flash fire* skenario siang

Receiving Locations	Node	People	Bore Scenario	Flash Fire	
				5000 ppm	30000 ppm
LNG Vessel	1,2,5,6	25	10-50 mm	53.012	21.936
			50-150 mm	53.012	21.936
			>150 mm	53.012	21.936
Loading Arm	3,4	5	10-50 mm	53.012	21.022
			50-150 mm	53.012	21.022
			>150 mm	53.012	21.022
Floating Storage Unit	1,2,5,6	21	10-50 mm	51.184	21.022
			50-150 mm	51.184	21.022
			>150 mm	51.184	21.022
			10-50 mm	52.098	21.022

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

Jetty LNG	1,2,3,4, 5,6	30	50-150 mm	52.098	21.022
			>150 mm	52.098	21.022
Jetty eksisting	3,4	6	10-50 mm	52.098	21.022
			50-150 mm	52.098	21.022
			>150 mm	52.098	21.022

Berikut adalah hasil rekapitulasi hasil analisis konsekuensi *flash fire* dengan skenario malam hari, temperature 23,78 derajat celcius, kecepatan angin 3 knot yang berasal dari arah Tenggara 135 derajat.

Tabel 8. 6 Hasil analisis konsekuensi *flash fire* skenario malam

Receiving Locations	Node	People	Bore Scenario	Flash Fire	
				5000 ppm	30000 ppm
LNG Vessel	1,2,5,6	25	10-50 mm	75.862	31.076
			50-150 mm	75.862	31.076
			>150 mm	75.862	31.076
Loading Arm	3,4	5	10-50 mm	67.636	27.42
			50-150 mm	67.636	27.42
			>150 mm	67.636	27.42
Floating Storage Unit	1,2,5,6	21	10-50 mm	65.808	27.42
			50-150 mm	65.808	27.42
			>150 mm	65.808	27.42
Jetty LNG	1,2,3,4, 5,6	30	10-50 mm	67.636	27.42
			50-150 mm	67.636	27.42
			>150 mm	67.636	27.42
Jetty eksisting	3,4	6	10-50 mm	74.948	30.162
			50-150 mm	74.948	30.162
			>150 mm	74.948	30.162

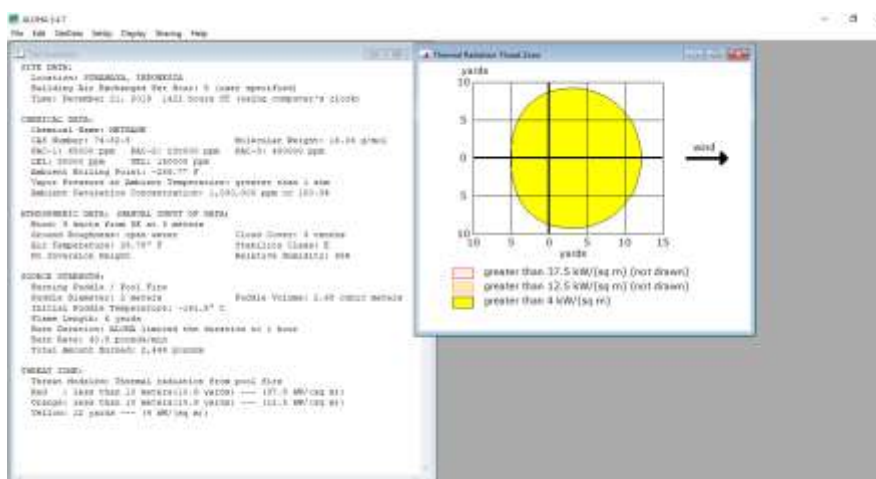
## 8.7 Pool Fire

*Pool 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. *Pool fire* terjadi dengan durasi yang sangat singkat, dengan LNG yang bercampur dengan udara yang kemudian tersulut oleh api. Pada kejadian bahaya *pool fire* skenario dilakukan dengan kebocoran pipa berdiameter 1 – 3 mm, 3 – 10 mm, 10 – 50 mm, 50 – 150 mm dan > 150 mm dan dengan 2 skenario berdasarkan waktu, kecepatan angin, *temperature* dan arah angin. Untuk level konsentrasi pada radiasi panas yaitu  $4 \text{ kW/m}^2$ ,  $12.5 \text{ kW/m}^2$  dan  $37.5 \text{ kW/m}^2$  yang dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel 8. 7 Nilai Fluks Panas

<i>Radiant Heat</i> [kW/m <sup>2</sup> ]	Effect
4	Impairment of escape routes. Evacuation points and musters area considered impaired
12.5	Extreme pain within 20 seconds, movement to shelter is instinctive; fatality if escape is not possible. 70% fatality for outdoors / offshore
37.5	Immediate fatality to all personnel local to the fire (escape is not possible) i.e. 100% fatality

Sumber: (Barry,2002)

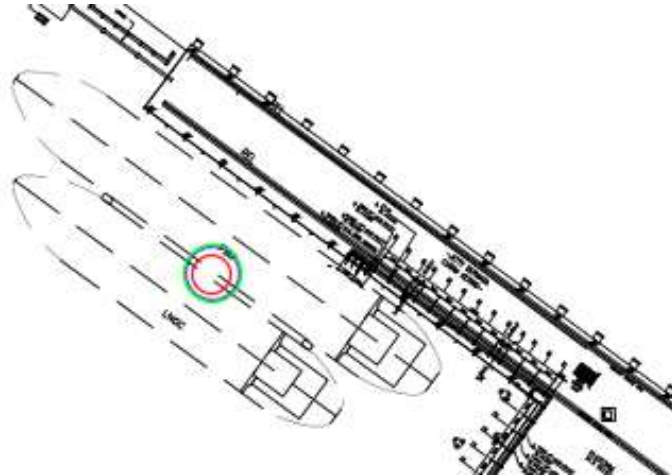


Gambar 8. 5 Hasil simulasi ALOHA *pool fire* skenario 1 kebocoran 10-50 mm

Pada penelitian kali ini hasil *fire modelling* dikategorikan dalam beberapa warna radiasi panas. Radius warna hijau dengan radiasi panas 37.5 kW/m<sup>2</sup>. Radius warna biru dengan radiasi panas 12.5 kW/m<sup>2</sup>. Radius warna merah dengan radiasi panas 4 kW/m<sup>2</sup>. Berikut salah satu contoh hasil *fire modelling pool fire*.

Pada penelitian kali ini hasil *fire modelling* dikategorikan dalam beberapa warna radiasi panas:

- 37.5 kW/m<sup>2</sup> = Menyebabkan kematian
- 12.5 kW/m<sup>2</sup> = Dalam 60 detik menyebabkan luka
- 4 kW/m<sup>2</sup> = Dalam 60 detik menyebabkan nyeri



Gambar 8. 6 Analisis konsekuensi *pool fire* pada skenario 1 dengan kebocoran 10 – 50 mm

Berdasarkan Gambar 8.6 semakin tinggi parameter radiasi panas maka semakin kecil atau sempit luas radius panasnya. Berikut adalah hasil rekapitulasi hasil analisis konsekuensi *pool fire* dengan skenario siang hari, *temperature* 28,78 derajat celsius, kecepatan angin 9 knot yang berasal dari arah Tenggara 135 derajat.

Tabel 8. 8 Hasil analisis konsekuensi *pool fire* skenario siang

Receiving Locations	Node	People	Bore Scenario	Pool Fire		
				4 kW/m <sup>2</sup>	12.5 kW/m <sup>2</sup>	37.5 kW/m <sup>2</sup>
LNG Vessel	1,2,5,6	25	10-50 mm	10.968	9.9626	7.312
			50-150 mm	31.076	21.022	13.71
			>150 mm	40.216	26.506	17.366
Loading Arm	3,4	5	10-50 mm	10.968	9.9626	7.312
			50-150 mm	31.076	21.022	13.71
			>150 mm	40.216	26.506	17.366
Floating Storage Unit	1,2,5,6	21	10-50 mm	10.968	9.9626	7.312
			50-150 mm	31.076	21.022	13.71
			>150 mm	40.216	26.506	17.366
Jetty LNG	1,2,3,4, 5,6	30	10-50 mm	10.968	9.9626	7.312
			50-150 mm	31.076	21.022	13.71
			>150 mm	40.216	26.506	17.366

(dilanjutkan halaman selanjutnya)

(lanjutan halaman sebelumnya)

<i>Jetty eksisting</i>	3,4	6	10-50 mm	10.968	9.9626	7.312
			50-150 mm	31.076	21.022	13.71
			>150 mm	40.216	26.506	17.366

Berikut adalah hasil rekapitulasi hasil analisis konsekuensi *pool fire* dengan skenario malam hari, temperature 23,78 derajat celcius, kecepatan angin 3 knot yang berasal dari arah Tenggara 135 derajat.

Tabel 8. 9 Hasil analisis konsekuensi *pool fire* skenario malam

<i>Receiving Locations</i>	<i>Node</i>	<i>People</i>	<i>Bore Scenario</i>	<i>Pool Fire</i>		
				4 kW/m <sup>2</sup>	12.5 kW/m <sup>2</sup>	37.5 kW/m <sup>2</sup>
<i>LNG Vessel</i>	1,2,5,6	25	10-50 mm	10.968	9.9626	7.312
			50-150 mm	27.42	14.624	9.9626
			>150 mm	36.56	19.194	9.9626
<i>Loading Arm</i>	3,4	5	10-50 mm	10.968	9.9626	7.312
			50-150 mm	27.42	14.624	9.9626
			>150 mm	36.56	19.194	9.9626
<i>Floating Storage Unit</i>	1,2,5,6	21	10-50 mm	10.968	9.9626	7.312
			50-150 mm	27.42	14.624	9.9626
			>150 mm	36.56	19.194	9.9626
<i>Jetty LNG</i>	1,2,3,4, 5,6	30	10-50 mm	10.968	9.9626	7.312
			50-150 mm	27.42	14.624	9.9626
			>150 mm	36.56	19.194	9.9626
<i>Jetty eksisting</i>	3,4	6	10-50 mm	10.968	9.9626	7.312
			50-150 mm	27.42	14.624	9.9626
			>150 mm	36.56	19.194	9.9626

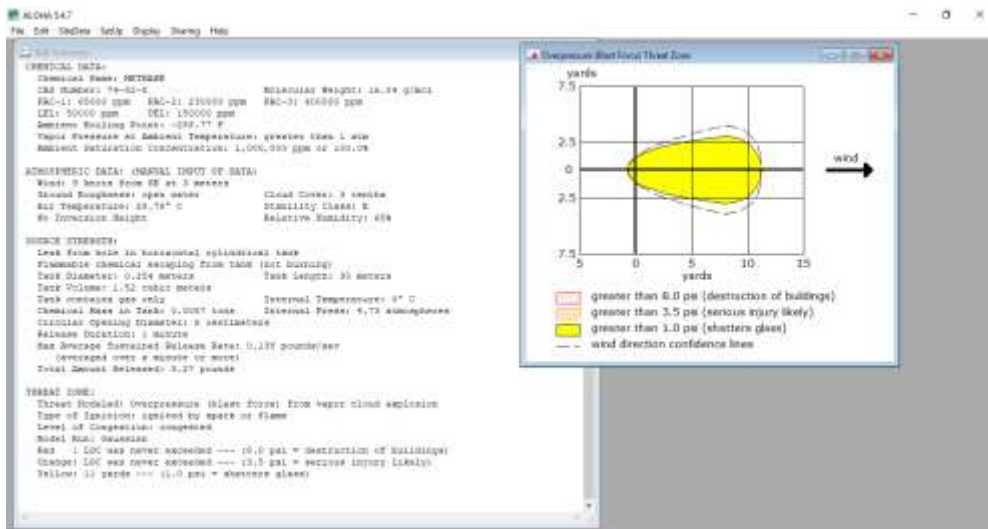
### 8.8 Vapor Cloud Explosion

*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 fasilitas ini yang mungkin terjadi explosion adalah LNG storage tank area yang terletak dibawah main deck atau

containment tertutup. Sehingga apabila terjadi kebocoran dari salah satu tangki LNG dalam bentuk liquid setelah itu menjadi vapour itu akan memberikan tekanan atau panas untuk area storage tersebut dan bias menyebabkan explosion. Pada kejadian bahaya *pool fire* skenario dilakukan dengan kebocoran pipa berdiameter 1 – 3 mm, 3 – 10 mm, 10 – 50 mm, 50 – 150 mm dan > 150 mm dan dengan 2 skenario berdasarkan waktu, kecepatan angin, *temperature* dan arah angin. Pada kejadian *vapor cloud explosion* parameter yang berpengaruh adalah *pressure*. Berikut indikator *pressure* yang digunakan.

Tabel 8. 10 Nilai *Pressure*

<i>Overpressure (psi)</i>	<i>Effect</i>
1	The lifeboat / liferaft impaired and inoperable due to projectile impact on the craft or launching gear, or bodily translation of the craft jamming the falls.
3.5	<ul style="list-style-type: none"> <li>100% fatality for personnel in the module where the explosion occurs.</li> <li>Inoperability of liferaft embarkation area.</li> </ul>
8	<ul style="list-style-type: none"> <li>Firewalls and steel walls blown out.</li> <li>50% chances of SDV valve closure failing.</li> </ul>

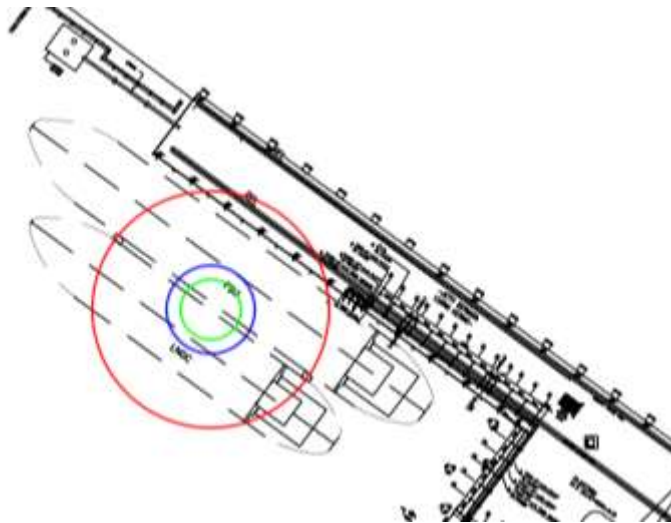


Gambar 8. 7 Hasil simulasi ALOHA *vapor cloud explosion* skenario 1 kebocoran 10-50 mm

Pada penelitian kali ini hasil *vapor cloud explosion* dikategorikan dalam beberapa warna radiasi panas. Radius warna hijau dengan *pressure* 1 psi. Radius warna biru dengan *pressure* 3.5 psi. Radius warna merah dengan *pressure* 8 psi. Berikut salah satu contoh hasil *fire modelling vapor cloud explosion*.

Pada penelitian kali ini hasil *fire modelling* dikategorikan dalam beberapa warna radiasi panas:

- 8 psi = Menyebabkan kematian
- 3.5 psi = Menyebabkan cedera berat
- 1 psi = Menyebabkan cedera ringan



Gambar 8. 8 Analisis konsekuensi *vapor cloud explosion* pada skenario 1 dengan kebocoran 10 – 50 mm

Berdasarkan Gambar 8.8 semakin tinggi parameter *pressure* maka semakin berbahaya dan menimbulkan kerusakan yang semakin parah. Berikut adalah hasil rekapitulasi hasil analisis konsekuensi *vapor cloud explosion* dengan skenario siang hari, *temperature* 28,78 derajat celcius, kecepatan angin 9 knot yang berasal dari arah Tenggara 135 derajat.

Tabel 8. 11 Hasil analisis konsekuensi *vapor cloud explosion* skenario siang

Receiving Locations	Node	People	Bore Scenario	Vapor Cloud Explosion		
				1 psi	3.5 psi	8 psi
LNG Vessel	1,2,5,6	25	10-50 mm	11.882	17.823	47.528
			50-150 mm	11.882	17.823	47.528
			>150 mm	11.882	17.823	47.528
Loading Arm	3,4	5	10-50 mm	10.968	16.452	43.872
			50-150 mm	10.968	16.452	43.872
			>150 mm	10.968	16.452	43.872

(dilanjutkan halaman selanjutnya)



(lanjutan halaman sebelumnya)

<i>Floating Storage Unit</i>	1,2,5,6	21	10-50 mm	10.054	15.081	40.216
			50-150 mm	10.054	15.081	40.216
			>150 mm	10.054	15.081	40.216
<i>Jetty LNG</i>	1,2,3,4,5,6	30	10-50 mm	10.054	15.081	40.216
			50-150 mm	10.054	15.081	40.216
			>150 mm	10.054	15.081	40.216
<i>Jetty eksisting</i>	3,4	6	10-50 mm	11.882	17.823	47.528
			50-150 mm	11.882	17.823	47.528
			>150 mm	11.882	17.823	47.528

Berikut adalah hasil rekapitulasi hasil analisis konsekuensi *vapor cloud explosion* dengan skenario malam hari, temperature 23,78 derajat celcius, kecepatan angin 3 knot yang berasal dari arah Tenggara 135 derajat.

Tabel 8. 12 Hasil analisis konsekuensi *vapor cloud explosion* skenario malam

<i>Receiving Locations</i>	<i>Node</i>	<i>People</i>	<i>Bore Scenario</i>	<i>Vapor Cloud Explosion</i>		
				1 psi	3.5 psi	8 psi
<i>LNG Vessel</i>	1,2,5,6	25	10-50 mm	23.764	35.646	95.056
			50-150 mm	23.764	35.646	95.056
			>150 mm	23.764	35.646	95.056
<i>Loading Arm</i>	3,4	5	10-50 mm	20.108	30.162	80.432
			50-150 mm	20.108	30.162	80.432
			>150 mm	20.108	30.162	80.432
<i>Floating Storage Unit</i>	1,2,5,6	21	10-50 mm	20.108	30.162	80.432
			50-150 mm	20.108	30.162	80.432
			>150 mm	20.108	30.162	80.432
<i>Jetty LNG</i>	1,2,3,4,5,6	30	10-50 mm	20.108	30.162	80.432
			50-150 mm	20.108	30.162	80.432
			>150 mm	20.108	30.162	80.432
<i>Jetty eksisting</i>	3,4	6	10-50 mm	22.85	34.275	91.4
			50-150 mm	22.85	34.275	91.4
			>150 mm	22.85	34.275	91.4

## 8.8 Representasi Risiko

Penilaian risiko merupakan penggabungan antara frekuensi dan konsekuensi. Setelah diketahui nilai frekuensi dan konsekuensi, kemudian nilai tersebut di plotkan pada sebuah kurva yang dinamakan *F-N curve*. *F-N curve* merupakan kurva yang terdiri dari sumbu x yang menunjukkan fatalitas yang didapatkan dari analisis konsekuensi dan sumbu y yang menunjukkan nilai frekuensi kumulatif yang didapatkan dari analisis frekuensi. Pada tugas akhir ini standar yang digunakan adalah UK – HSE.

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.

### 8.8.1 Representasi Risiko *Jet Fire*

Berikut merupakan rekapitulasi hasil frekuensi, frekuensi kumulatif serta *fatalities* yang merupakan salah satu hasil analisis konsekuensi pada skenario *jet fire*. Berikut hasil dari rekapitulasi dapat dilihat pada tabel.

Tabel 8. 13 Rekapitulasi *jet fire* untuk skenario siang kebocoran 10 - 50 mm

Node	Lokasi	Fatalities	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1,2,5 dan 6	LNG Vessel	6	6.48E-06	6.48E-06
3 dan 4	Loading Arm	1	6.83E-06	1.33E-05
1,2,5 dan 6	Floating Storage Unit	5	6.48E-06	1.98E-05
3 dan 4	Jetty eksisting	8	6.83E-06	2.66E-05
1,2,3,4,5 dan 6	Jetty LNG	2	6.48E-06	3.31E-05

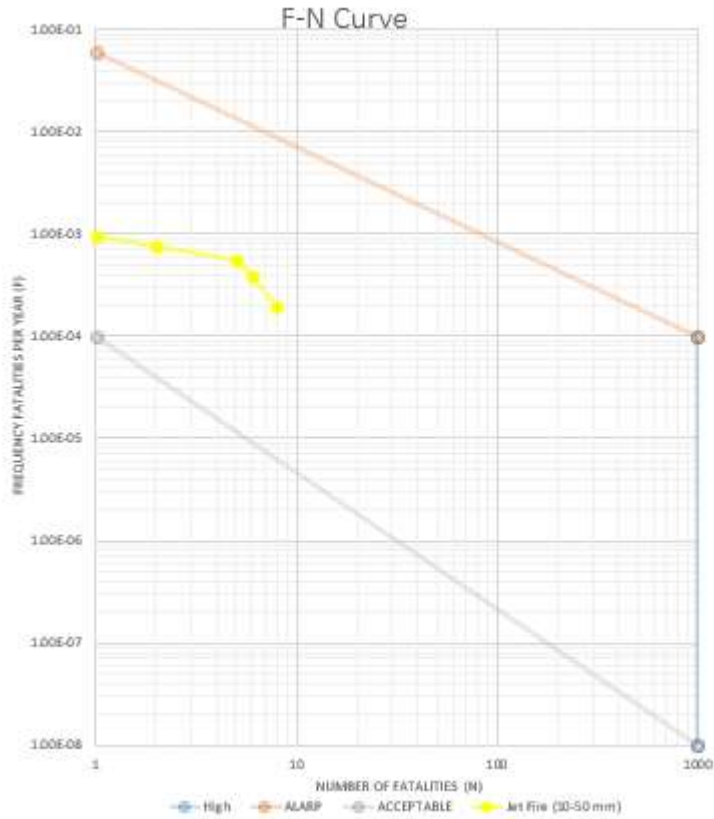
Berdasarkan Tabel 8.21 yang digunakan sebagai inputan pada *F-N curve* adalah nilai *fatalities* sebagai hasil analisis konsekuensi dan nilai frekuensi kumulatif. Berikut tabel dengan urutan *fatalities* dan gambar representasi pada *F-N curve*.

Tabel 8. 14 Rekapitulasi *jet fire* untuk skenario siang kebocoran 10 - 50 mm

Node	Lokasi	Fatalities	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
3 dan 4	Jetty eksisting	8	6.83E-06	6.83E-06
1,2,5 dan 6	LNG Vessel	6	6.48E-06	1.33E-05
1,2,5 dan 6	Floating Storage Unit	5	6.48E-06	1.98E-05

(lanjutan halaman sebelumnya)

3 dan 4	Loading Arm	2	6.83E-06	2.66E-05
1,2,3,4,5 dan 6	Jetty LNG	1	6.48E-06	3.31E-05



Gambar 8. 9 F-N Curve *jet fire* dengan skenario siang kebocoran 10 - 50 mm

Untuk hasil representasi skenario lainnya dapat dilihat pada lampiran VIII. Berikut hasil rekapitulasi *jet fire* untuk seluruh skenario kebocoran dan node.

Node	Risk Level		
	Acceptable	ALARP	Unacceptable
1,2,5 dan 6	NO	YES	NO
3 dan 4	NO	YES	NO
1,2,5 dan 6	NO	YES	NO
3 dan 4	NO	YES	NO
1,2,3,4,5 dan 6	NO	YES	NO

### 8.8.2 Representasi Risiko *Flash Fire*

Berikut merupakan rekapitulasi hasil frekuensi, frekuensi kumulatif serta fatalities yang merupakan salah satu hasil analisis konsekuensi pada skenario *flash fire*. Berikut hasil dari rekapitulasi dapat dilihat pada tabel.

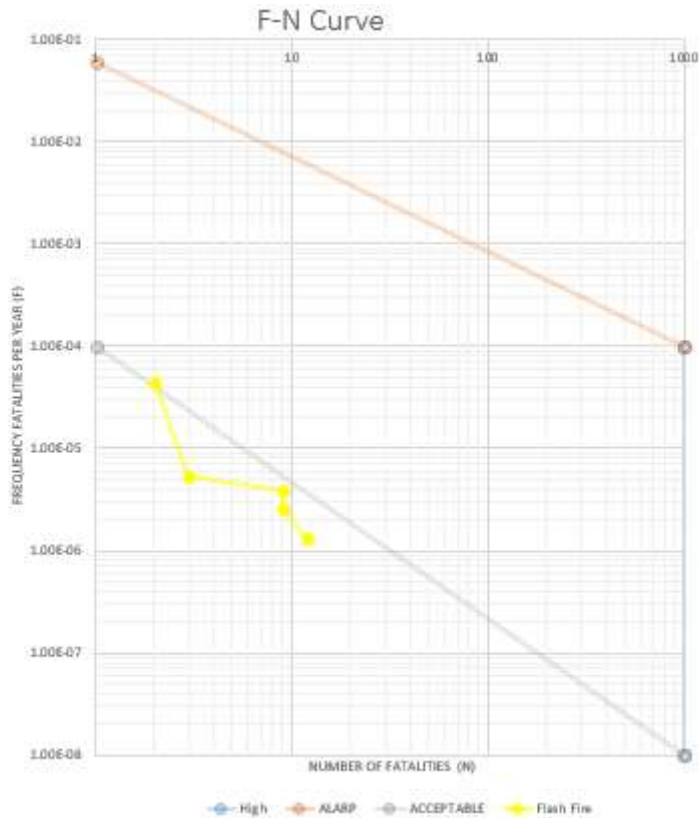
Tabel 8. 15 Rekapitulasi *flash fire* untuk skenario siang kebocoran > 150 mm

Node	Lokasi	Fatalities	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1,2,5 dan 6	LNG Vessel	9	1.28E-06	1.28E-06
3 dan 4	Loading Arm	2	3.87E-05	4.00E-05
1,2,5 dan 6	Floating Storage Unit	9	1.28E-06	4.12E-05
3 dan 4	Jetty eksisting	12	1.35E-06	4.26E-05
1,2,3,4,5 dan 6	Jetty LNG	3	1.28E-06	4.39E-05

Berdasarkan Tabel 8.21 yang digunakan sebagai inputan pada F-N *curve* adalah nilai *fatalities* sebagai hasil analisis konsekuensi dan nilai frekuensi kumulatif. Berikut tabel dengan urutan fatalities dan gambar representasi pada F-N *curve*.

Tabel 8. 16 Rekapitulasi *flash fire* untuk skenario siang kebocoran > 150 mm

Node	Lokasi	Fatalities	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
3 dan 4	Jetty eksisting	12	1.28E-06	1.28E-06
1,2,5 dan 6	LNG Vessel	9	1.28E-06	2.57E-06
1,2,5 dan 6	Floating Storage Unit	9	1.28E-06	3.85E-06
1,2,3,4,5 dan 6	Jetty LNG	3	1.35E-06	5.20E-06
3 dan 4	Loading Arm	2	3.87E-05	4.39E-05



Gambar 8. 10 F-N Curve *flash fire* dengan skenario siang kebocoran > 150 mm

Untuk hasil representasi skenario lainnya dapat dilihat pada lampiran VIII. Berikut hasil rekapitulasi *flash fire* untuk seluruh skenario kebocoran dan node.

Node	Risk Level		
	Acceptable	ALARP	Unacceptable
1,2,5 dan 6	YES	NO	NO
3 dan 4	YES	NO	NO
1,2,5 dan 6	YES	NO	NO
3 dan 4	YES	NO	NO
1,2,3,4,5 dan 6	NO	YES	NO

### 8.8.3 Representasi Risiko *Pool Fire*

Berikut merupakan rekapitulasi hasil frekuensi, frekuensi kumulatif serta fatalities yang merupakan salah satu hasil analisis konsekuensi pada skenario *pool fire*. Berikut hasil dari rekapitulasi dapat dilihat pada tabel.

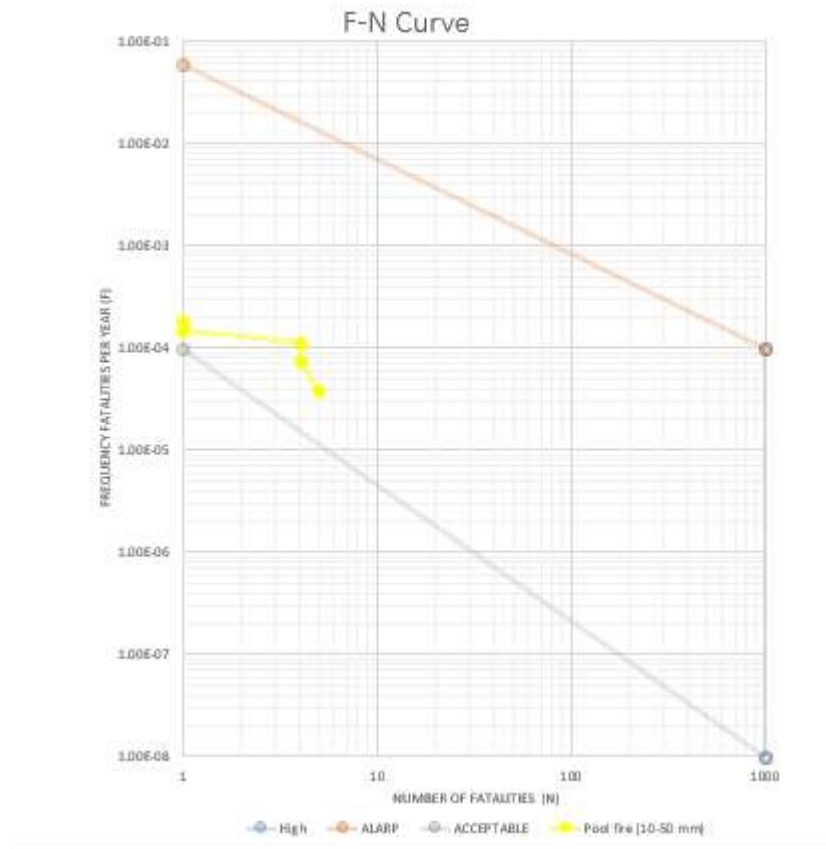
Tabel 8. 17 Rekapitulasi *pool fire* untuk skenario siang kebocoran 10-50 mm

Node	Lokasi	Fatalities	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1,2,5 dan 6	LNG Vessel	4	3.66E-05	3.66E-05
3 dan 4	Loading Arm	1	3.87E-05	7.53E-05
1,2,5 dan 6	Floating Storage Unit	4	3.66E-05	1.12E-04
3 dan 4	Jetty eksisting	5	3.87E-05	1.51E-04
1,2,3,4,5 dan 6	Jetty LNG	1	3.66E-05	1.87E-04

Berdasarkan Tabel 8.21 yang digunakan sebagai inputan pada F-N *curve* adalah nilai *fatalities* sebagai hasil analisis konsekuensi dan nilai frekuensi kumulatif. Berikut tabel dengan urutan *fatalities* dan gambar representasi pada F-N *curve*.

Tabel 8. 18 Rekapitulasi *pool fire* untuk skenario siang kebocoran 10-50 mm

Node	Lokasi	Fatalities	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1,2,5 dan 6	LNG Vessel	5	3.8674E-05	3.87E-05
3 dan 4	Loading Arm	4	3.6614E-05	7.53E-05
1,2,5 dan 6	Floating Storage Unit	4	3.6614E-05	1.12E-04
3 dan 4	Jetty eksisting	1	3.6614E-05	1.49E-04
1,2,3,4,5 dan 6	Jetty LNG	1	3.8674E-05	1.87E-04



Gambar 8. 11 F-N Curve *pool fire* dengan skenario siang kebocoran 10-50 mm

Untuk hasil representasi skenario lainnya dapat dilihat pada lampiran VIII. Berikut hasil rekapitulasi *pool fire* untuk seluruh skenario kebocoran dan node.

Node	Risk Level		
	Acceptable	ALARP	Unacceptable
1,2,5 dan 6	NO	YES	NO
3 dan 4	NO	YES	NO
1,2,5 dan 6	NO	YES	NO
3 dan 4	NO	YES	NO
1,2,3,4,5 dan 6	NO	YES	NO

### 8.8.4 Representasi Risiko *Vapor Cloud Explosion*

Berikut merupakan rekapitulasi hasil frekuensi, frekuensi kumulatif serta fatalities yang merupakan hasil analisis konsekuensi pada skenario *vapor cloud explosion*. Berikut salah satu hasil dari rekapitulasi dapat dilihat pada tabel.

Tabel 8. 19 Rekapitulasi *vapor cloud explosion* untuk skenario siang kebocoran 10-50 mm

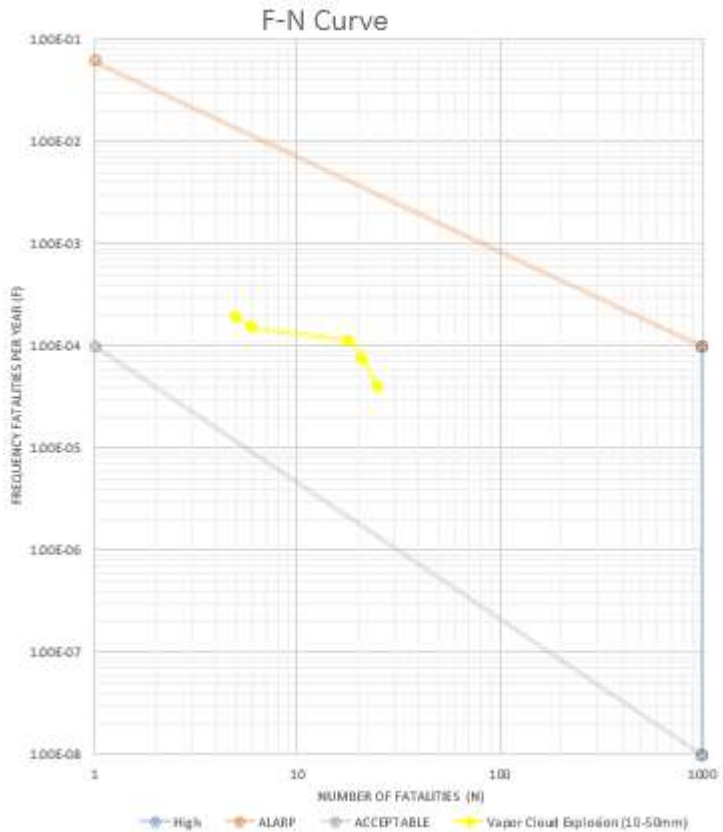
Node	Lokasi	Fatalities	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1,2,5 dan 6	LNG Vessel	21	3.66E-05	3.66E-05
3 dan 4	Loading Arm	5	3.87E-05	7.53E-05
1,2,5 dan 6	Floating Storage Unit	18	3.66E-05	1.12E-04
3 dan 4	Jetty eksisting	25	3.87E-05	1.51E-04
1,2,3,4,5 dan 6	Jetty LNG	6	3.66E-05	1.87E-04

Berdasarkan Tabel 8.21 yang digunakan sebagai inputan pada F-N curve adalah nilai *fatalities* sebagai hasil analisis konsekuensi dan nilai frekuensi kumulatif. Berikut tabel dengan urutan fatalities dan gambar representasi pada F-N curve.

Tabel 8. 20 Rekapitulasi *vapor cloud explosion* untuk skenario siang kebocoran 10-50 mm

Node	Lokasi	Fatalities	Frekuensi	Frekuensi Kumulatif
1,2,5 dan 6	LNG Vessel	25	3.8675E-05	3.87E-05
3 dan 4	Loading Arm	21	3.6614E-05	7.53E-05
1,2,5 dan 6	Floating Storage Unit	18	3.6614E-05	1.12E-04
3 dan 4	Jetty eksisting	6	3.6614E-05	1.49E-04
1,2,3,4,5 dan 6	Jetty LNG	5	3.8675E-05	1.87E-04





Gambar 8. 12 F-N Curve *vapor cloud explosion* dengan skenario siang kebocoran 10-50 mm

Untuk hasil representasi skenario lainnya dapat dilihat pada lampiran VIII. Berikut hasil rekapitulasi *vapor cloud explosion* untuk seluruh skenario kebocoran dan node.

Node	Risk Level		
	Acceptable	ALARP	Unacceptable
1,2,5 dan 6	NO	YES	NO
3 dan 4	NO	YES	NO
1,2,5 dan 6	NO	YES	NO
3 dan 4	NO	YES	NO
1,2,3,4,5 dan 6	NO	YES	NO

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB IX MITIGASI

### 9.1 Penjelasan Umum

Tahap terakhir pada penelitian ini adalah dilakukannya mitigasi. Mitigasi adalah upaya pencegahan kejadian bahaya dengan meminimalisir tingkat risiko. Tingkat risiko diminimalisir dengan cara mengurangi nilai frekuensi dan konsekuensi yang telah dianalisis. 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.

### 9.2 Kejadian Bahaya dan Skenario

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

Tabel 9. 1 Kejadian Bahaya dan Skenario untuk Rencana Mitigasi

No.	Skenario
1.	<i>Jet Fire</i> Node 3 dengan Skenario 1 – 3 mm
2.	<i>Flash Fire</i> Node 3 dengan Skenario 1 – 3 mm
3.	<i>Pool Fire</i> Node 3 dengan Skenario 1 – 3 mm
4.	<i>Vapor Cloud Explosion</i> Node 3 dengan Skenario 1 – 3 mm
5.	<i>Gas Dispersion</i> Node 3 dengan Skenario 1 – 3 mm
6.	<i>Jet Fire</i> 10 – 50 mm receiver 4
7.	<i>Flash Fire</i> 10 – 50 mm receiver 4
8.	<i>Pool Fire</i> 10 – 50 mm receiver 4
9.	<i>Vapor Cloud Explosion</i> 10 – 50 mm receiver 4

### 9.3 Rekomendasi Mitigasi

Rekomendasi mitigasi dilakukan pada skenario kejadian bahaya tiap node. Rekomendasi mitigasi dilakukan untuk mengurangi nilai frekuensi kejadian dengan menambahkan peralatan keamanan (safeguards) sesuai standar IPL pada LOPA. Pada penelitian kali ini mitigasi pertama dilakukan pada hasil pemetaan level risiko dengan *risk matrix*, skenario yang berada pada level *unacceptable risk* diberikan mitigasi yang sesuai. Mitigasi kedua untuk pemetaan level risiko untuk F-N *curve*, pada mitigasi kali ini dilakukan hanya untuk mengurangi frekuensi tidak pada keadaan berbahaya, namun pada keadaan ALARP. Mitigasi – mitigasi kali ini saya lakukan

pada skenario terburuk dengan level risiko terburuk, sehingga sudah mewakili beberapa skenario yang dianggap lebih aman.

#### **9.4 Hasil Mitigasi**

Rekomendasi mitigasi pada kali ini dilakukan untuk 9 skenario yang dianggap terburuk pada setiap metode konsekuensi yang dilakukan. Untuk node 3 skenario 1 – 3 mm kejadian *jet fire* dilakukan penambahan *gas detector, pressure alarm, temperature alarm*. Untuk node 3 skenario 1 -3 mm pada kejadian *flash fire* berupa penambahan *pressure alarm, temperature alarm*. Untuk node 3 skenario 1 -3 mm pada kejadian *pool fire* berupa penambahan *pressure alarm, temperature alarm*. Untuk node 3 skenario 1 -3 mm pada kejadian *vapor cloud explosion* berupa penambahan *gas detector, pressure alarm*. Untuk node 3 skenario 1 -3 mm pada kejadian *Gas Dispersion* berupa penambahan *gas detector, pressure alarm, temperature alarm*. Untuk node 3 dan 4 skenario 10 - 50 mm pada kejadian *jet fire* berupa penambahan *gas detector, pressure alarm, temperature alarm*. Untuk node 3 dan 4 skenario 10 - 50 mm pada kejadian *flash fire* berupa penambahan *pressure alarm, temperature alarm*. Untuk node 3 dan 4 skenario 10 - 50 mm pada kejadian *pool fire* berupa penambahan *pressure alarm, temperature alarm*. Untuk node 3 dan 4 skenario 10 - 50 mm pada kejadian *vapor cloud explosion* berupa penambahan *gas detector, pressure alarm*.

Keseluruhan mitigasi pada penelitian ini penambahan yang dilakukan adalah dengan menambahkan alat – alat seperti, *Gas Detector, Pressure Alarm* dan *Temperature Alarm*.

Tabel 9. 2 Tabel Mitigasi pada Kejadian *Jet Fire* di Node 3 Skenario 1 – 3 mm

<b>Scenario Number: 3</b>	<b>Node: 3</b> Proses transfer LNG saat conveyor bekerja	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Jet fire at 1 -3 mm	
		<b>Risk Level:</b> High Risk (20)	
<b>Date:</b> 25-12-2019	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category Jet Fire because over pressure		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-07
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	System leakage and failure		3.70E-03
	Frequency reduction required		1,00E-02
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	9.25E-04	
	Delayed Ignition	1.83E-04	
<b>Others</b>	No Ignition	2.22E-03	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			9.25E-04
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Gas Detector	1,00E-03	
	Pressure Alarm	1,00E-03	
	Temperature Alarm	1,00E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-08	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			9.25E-12
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		Medium Risk (5)	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		
<b>Notes:</b>	Inspection, testing and maintenance of every IPL equipment should be performed by personnel who are capable of verifying integrity and reliability of unit process equipment (e.g Maintenance Division)		
<b>References:</b>	-		

Tabel 9. 3 Tabel Mitigasi pada Kejadian *Flash Fire* di Node 3 Skenario 1 – 3 mm

<b>Scenario Number: 3</b>	<b>Node: 3</b> Proses transfer LNG saat conveyor bekerja	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Flash fire at 1 -3 mm	
		<b>Risk Level:</b> High Risk (20)	
<b>Date:</b> 25-12-2019	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category Flash Fire because over pressure		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-07
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	System leakage and failure		3.70E-03
	Frequency reduction required		1,00E-02
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	9.25E-04	
	Delayed Ignition	1.83E-04	
<b>Others</b>	No Ignition	2.22E-03	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			1.83E-04
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Pressure Alarm	1,00E-03	
	Temperature Alarm	1,00E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-05	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			1.83E-09
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		<b>Medium Risk (5)</b>	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Pressure alarm and Temperature Alarm.		
<b>Notes:</b>	Inspection, testing and maintenance of every IPL equipment should be performed by personnel who are capable of verifying integrity and reliability of unit process equipment (e.g Maintenance Division)		
<b>References:</b>	-		

Tabel 9. 4 Tabel Mitigasi pada Kejadian *Pool Fire* di Node 3 Skenario 1 – 3 mm

<b>Scenario Number: 3</b>	<b>Node: 3</b> Proses transfer LNG saat conveyor bekerja	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Pool fire at 1 -3 mm	
		<b>Risk Level:</b> High Risk (20)	
<b>Date:</b> 25-12-2019	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category Pool Fire because over pressure		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-07
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	System leakage and failure		3.70E-03
	Frequency reduction required		1,00E-02
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	9.25E-04	
	Delayed Ignition	1.83E-04	
<b>Others</b>	No Ignition	2.22E-03	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			1.83E-04
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Pressure Alarm	1,00E-03	
	Temperature Alarm	1,00E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-05	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			1.83E-09
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		<b>Medium Risk (5)</b>	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Pressure alarm and Temperature Alarm		
<b>Notes:</b>	Inspection, testing and maintenance of every IPL equipment should be performed by personnel who are capable of verifying integrity and reliability of unit process equipment (e.g Maintenance Division)		
<b>References:</b>	-		

Tabel 9. 5 Tabel Mitigasi pada Kejadian *Vapor Cloud Explosion* di Node 3  
Skenario 1 – 3 mm

<b>Scenario Number: 3</b>	<b>Node: 3</b> Proses transfer LNG saat conveyor bekerja	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Vapor cloud explosion at 1 -3 mm	
		<b>Risk Level: High Risk (20)</b>	
<b>Date:</b> 25-12-2019	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category Vapor Cloud Explosion because over pressure		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-07
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	System leakage and failure		3.70E-03
	Frequency reduction required		1,00E-02
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	9.25E-04	
	Delayed Ignition	1.83E-04	
<b>Others</b>	No Ignition	2.22E-03	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			1.83E-04
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Gas Detector	1,00E-03	
	Pressure Alarm	1,00E-03	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-06	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			1.83E-10
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		<b>Medium Risk (5)</b>	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector and Pressure alarm		
<b>Notes:</b>	Inspection, testing and maintenance of every IPL equipment should be performed by personnel who are capable of verifying integrity and reliability of unit process equipment (e.g Maintenance Division)		
<b>References:</b>	-		



Tabel 9. 6 Tabel Mitigasi pada Kejadian *Gas Dispersion* di Node 3 Skenario 1 – 3 mm

<b>Scenario Number: 3</b>	<b>Node: 3</b> Proses transfer LNG saat <i>conveyor</i> bekerja	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Gas dispersion at 1 -3 mm	
		<b>Risk Level:</b> High Risk (20)	
<b>Date:</b> 25-12-2019	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category Gas Dispersion because over pressure		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-07
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	System leakage and failure		3.70E-03
	Frequency reduction required		1,00E-02
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	9.25E-04	
	Delayed Ignition	1.83E-04	
<b>Others</b>	No Ignition	2.22E-03	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			2.22E-03
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Gas Detector	1,00E-03	
	Pressure Alarm	1,00E-03	
	Temperature Alarm	1,00E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-08	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			2.22E-11
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		<b>Medium Risk (5)</b>	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		
<b>Notes:</b>	Inspection, testing and maintenance of every IPL equipment should be performed by personnel who are capable of verifying integrity and reliability of unit process equipment (e.g Maintenance Division)		
<b>References:</b>	-		

Tabel 9. 7 Tabel Mitigasi pada Kejadian *Jet Fire* pada Node 4 skenario 10 – 50 mm

<b>Scenario Number: 4</b>	<b>Node: 3&amp;4</b> Skenario pada Jetty Eksisting	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Jet fire at 10 – 50 mm	
		<b>Risk Level: ALARP</b>	
<b>Date:</b> 25-12-2019	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category Jet Fire because over pressure at jetty eksisting		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	System leakage and failure		7.81E-04
	Frequency reduction required		1,00E-02
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	1.95E-04	
	Delayed Ignition	3.87E-05	
<b>Others</b>	No Ignition	4.69E-04	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			1.95E-04
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Gas Detector	1,00E-03	
	Pressure Alarm	1,00E-03	
	Temperature Alarm	1,00E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-08	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			1.95E-12
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		<b>Acceptable</b>	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector, Pressure alarm and Temperature Alarm		
<b>Notes:</b>	Inspection, testing and maintenance of every IPL equipment should be performed by personnel who are capable of verifying integrity and reliability of unit process equipment (e.g Maintenance Division)		
<b>References:</b>	-		

Tabel 9. 8 Tabel Mitigasi pada Kejadian *Flash Fire* pada Node 4 skenario 10 – 50 mm

<b>Scenario Number: 4</b>	<b>Node: 3&amp;4</b> Skenario pada Jetty Eksisting	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Flash fire at 10 – 50 mm	
		<b>Risk Level: ALARP</b>	
<b>Date:</b> 25-12-2019	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category Flash Fire because over pressure at jetty eksisting		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	System leakage and failure		7.81E-04
	Frequency reduction required		1,00E-02
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	1.95E-04	
	Delayed Ignition	3.87E-05	
<b>Others</b>	No Ignition	4.69E-04	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			3.87E-05
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Pressure Alarm	1,00E-03	
	Temperature Alarm	1,00E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-05	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			3.87E-10
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		<b>Acceptable</b>	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Pressure alarm and Temperature Alarm		
<b>Notes:</b>	Inspection, testing and maintenance of every IPL equipment should be performed by personnel who are capable of verifying integrity and reliabilty of unit process equipment (e.g Maintenance Division)		
<b>References:</b>	-		

Tabel 9. 9 Tabel Mitigasi pada Kejadian *Pool Fire* pada Node 4 skenario 10 – 50 m

<b>Scenario Number: 4</b>	<b>Node: 3&amp;4</b> Skenario pada Jetty Eksisting	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Pool fire at 10 – 50 mm	
		<b>Risk Level: ALARP</b>	
<b>Date:</b> 25-12-2019	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category Pool Fire because over pressure at jetty eksisting		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	System leakage and failure		7.81E-04
	Frequency reduction required		1,00E-02
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	1.95E-04	
	Delayed Ignition	3.87E-05	
<b>Others</b>	No Ignition	4.69E-04	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			3.87E-05
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Pressure Alarm	1,00E-03	
	Temperature Alarm	1,00E-02	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-05	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			3.87E-10
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		<b>Acceptable</b>	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Pressure alarm and Temperature Alarm		
<b>Notes:</b>	Inspection, testing and maintenance of every IPL equipment should be performed by personnel who are capable of verifying integrity and reliabilty of unit process equipment (e.g Maintenance Division)		
<b>References:</b>	-		

Tabel 9. 10 Tabel Mitigasi pada Kejadian Vapor Cloud Explosion pada Node 4 skenario 10 – 50 mm

<b>Scenario Number: 4</b>	<b>Node: 3&amp;4</b> Skenario pada Jetty Eksisting	<b>Scenario Title:</b> Gas release for Vapor cloud explosion at 10 – 50 mm	
		<b>Risk Level: ALARP</b>	
<b>Date:</b> 25-12-2019	<b>Description</b>	<b>Probability</b>	<b>Frequency (per Year)</b>
<b>Consequence (Description)</b>	Fire and explosion event category Vapor cloud Explosion because over pressure at jetty eksisting		
<b>Risk Tolerance Criteria (Frequency)</b>	Tolerable risk of a hazard event		1,00E-04
<b>Initiating Event (Frequency)</b>	System leakage and failure		7.81E-04
	Frequency reduction required		1,00E-02
<b>Enabling Event</b>	N/A	N/A	
<b>Conditional Modifiers (if applicable)</b>			
<b>Ignition Probability</b>	Immediate Ignition	1.95E-04	
	Delayed Ignition	3.87E-05	
<b>Others</b>	No Ignition	4.69E-04	
<b>Frequency of Unmitigated Consequence</b>			3.87E-05
<b>Independent Protection Layers (IPL) &amp; Probability of Failure on Demand (PFD)</b>			
<b>IPL &amp; PFD</b>	Gas Detector	1,00E-03	
	Pressure Alarm	1,00E-03	
<b>Total PFD for all IPLs</b>		1,00E-06	
<b>Frequency of Mitigated Consequence</b>			3.87E-11
<b>Risk Tolerance Criteria Met (Yes/No):</b>		<b>Acceptable</b>	
<b>Action Required to Meet Risk Tolerance Criteria:</b>	Install Gas detector and Pressure alarm		
<b>Notes:</b>	Inspection, testing and maintenance of every IPL equipment should be performed by personnel who are capable of verifying integrity and reliabilty of unit process equipment (e.g Maintenance Division)		
<b>References:</b>	-		

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB X KESIMPULAN DAN SARAN

### 10.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil penilaian risiko kebakaran dan ledakan pada proses *ship-to-ship* dari LNG *vessel* ke FSU yang berdekatan dengan fasilitas bongkar kapal *bulk carrier* pada PT Terminal Teluk Lamong didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. Hasil identifikasi berdasarkan HAZOP yang dilakukan pada proses *transfer* LNG yang berdekatan dengan fasilitas bongkar *bulk carrier* ini memiliki potensi terjadinya kebakaran. Bahaya kebakaran yang mungkin terjadi pada proses *transfer* LNG saat *bulk carrier* bekerja adalah *jet fire*, *flash fire*, *pool fire*, *vapor cloud explosion* dan *gas dispersion*.
2. Hasil analisis menggunakan FTA dilakukan pada 6 node dan 5 skenario kebocoran. Frekuensi yang paling besar terjadi pada node 3 dengan skenario 1 – 3 mm sebesar 3.70E-03.
3. Hasil analisis menggunakan ETA dilakukan pada 5 skenario bahaya yaitu *jet fire*, *flash fire*, *pool fire*, *vapor cloud explosion* dan *gas dispersion*. Konsekuensi yang paling besar terjadi pada skenario bahaya *jet fire* dengan nilai 9.25E-04 pada node 3 dengan kebocoran 1 – 3 mm.
4. Hasil analisis konsekuensi menggunakan metode *dow's fire and explosion index*, indeks bahaya yang paling besar adalah pada node 3 yang memiliki nilai MPDO atau konsekuensi kehilangan hari kerja selama 14 hari dengan kondisi *equipment* paling ideal.
5. Hasil analisis konsekuensi menggunakan *fire modelling* yang paling besar jumlah kematian adalah kondisi *vapor cloud explosion*, dengan jumlah kematian 25 orang. Namun, masih berada pada kondisi ALARP karena nilai frekuensi yang rendah.
6. Dari kedua metode konsekuensi hasilnya memiliki nilai yang hampir sama. Untuk metode *dow's* pemetaan dilakukan pada *risk matrix* UK – HSE, sedangkan untuk *fire modelling* pemetaan dilakukan pada *F-N curve*. Hasil yang harus dilakukan mitigasi adalah *Jet Fire* Node 3 dengan Skenario 1 – 3 mm, *Flash Fire* Node 3 dengan Skenario 1 – 3 mm, *Pool Fire* Node 3 dengan Skenario 1 – 3 mm, *Vapor Cloud Explosion* Node 3 dengan Skenario 1 – 3 mm dan *Gas Dispersion* Node 3 dengan Skenario 1 – 3 mm untuk metode *dow's*, sedangkan *Jet Fire* 10 – 50 mm pada *receiver* 4, *Flash Fire* 10 – 50 mm pada *receiver* 4, *Pool Fire* 10 – 50 mm pada *receiver* 4 dan *Vapor Cloud Explosion* 10 – 50 mm pada *receiver* 4 untuk metode *fire modelling*.
7. Mitigasi yang dilakukan menggunakan LOPA dengan menambahkan *gas detector*, *pressure alarm*, dan *temperature alarm*. Sehingga, nilai frekuensi berkurang.

## 10.2 Saran

Setelah dilakukan penilaian risiko kebakaran dan ledakan terhadap proses *ship-to-ship* dari LNG *vessel* menuju FSU yang berdekatan dengan fasilitas bongkar kapal *bulk carrier* pada PT Terminal Teluk Lamong diajukan saran sebagai berikut:

1. Pada saat melakukan identifikasi masalah seharusnya dilakukan oleh tim yang sudah profesional dan bersertifikat. Selain itu juga harus dilakukan diskusi dengan pihak pemilik perusahaan . sehingga hasil dari identifikasi bahaya bisa tervalidasi dengan baik. Ada beberapa metode untuk mengetahui bahaya, seperti HAZOP dan STPA.
2. Perlu dilakukan analisis lebih detail dan aktual yang melibatkan factor – factor peralatan dan manusia.
3. Pada analisis konsekuensi bisa dilakukan lebih detail, tentang bahaya apa saja yang bisa berpengaruh terhadap keberadaan manusia. Metode yang bisa dilakukan adalah *Dow's fire and explosion index* dan juga dapat menggunakan *software* untuk *fire modelling*.
4. Mitigasi yang ditawarkan pada penelitian kali ini bisa menjadi salah satu opsi untuk mengurangi frekuensi yang mungkin terjadi pada perusahaan.



## DAFTAR PUSTAKA

AICHe Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide 7th Edition [Book]. - New York : American Institute of Chemical Engineers, 1994. - Vol. 7.

Artana K.B Teori Keandalan Sistem dan Aplikasinya [Book]. - Surabaya : Guna Widya, 2013. - Vol. I.

Baskoro, D. H., 2019. *Penilaian Risiko Potensi Kebakaran Dan Ledakan Pada*, Surabaya: s.n.

BS IEC 61882 British Standart Hazard and Operability Studies (HAZOP Studies) - Application Guide [Book]. - UK : International Electrotechnical Commission, 2001. - Vol. I.

CNBC, 2019. PGN dan Pelindo III Gandengan Bangun Terminal LNG <https://www.cnbcindonesia.com/news/20190626203913-4-80925/pgn-dan-pelindo-iii-gandengan-bangun-terminal-lng> , diakses pada tanggal 12 Agustus 2019).

Craig, David, 2015. *Systems-Theoretic Process Analysis And Safety-Guided Design Of Military Systems*. Department of Aeronautics and Astronautics.

DNV Process Equipment Leak Frequency Data For Use in QRA [Book]. - Oslo : DNV GL, 2014.

Ekonomi Bisnis, 2019. Alasan Pelindo III Bangun Terminal LNG di Teluk Lamong. (<https://ekonomi.bisnis.com/read/20190403/98/907496/alasan-pelindo-iii-bangun-terminal-lng-di-teluk-lamong> , diakses pada tanggal 12 Agustus 2019).

ESDM (2017) 'Capaian pembangunan 2017'.

Fitria,Devi. 2018. *Manajemen Risiko Kesehatan Dan Keselamatan Kerja Pelaksanaan Kontruksi Oil Dan Gas Dengan Metode Hazard Identification*. Jakarta: Ikraith Teknologi.

Gustaf, 2019. *Penilaian Risiko Kebakaran Dan Ledakan Pada Proses Unloading Metanol Ke Tangki Penyimpanan Di Terminal Nilam Utara*.

Indonesia, C., 2019. <https://www.cnbcindonesia.com/news/20190306142201-4-59210/jadi-eksportir-raksasa-dunia-ini-sumber-sumber-lng-ri>. [Online].

Indonesia, P. R., 1999. *Angkutan di Perairan*. Dalam: *Peraturan Pemerintah Republik Indonesia*. s.l.:s.n.

International Electrotechnical Committee, 2003. IEC 61882: HAZOP studies - Application guide.

- International Gas Union, 2019. World LNG Report.
- Kusuma, N. P. P. N., 2018. *Penilaian Risiko Kebakaran Dan Ledakan Pada Proses Loading-Unloading Raffinate-1 Ke Kapal Di Terminal Pabrik Pt. Chandra Asri Petrochemical*, Surabaya: s.n.
- Lahti, 1991. A guideline for chemical process quantitative risk analysis. *Journal of Hazardous Materials*.
- Laporan SKK Migas 2017
- Nerc Health & Safety Procedure Number: 12, Risk Assessment And Risk Management. 2014
- NFPA 59A, 2006 Standard for the Production, Storage, and Handling of Liquefied Natural Gas (LNG).
- Nolan, D. P., 2011. *Handbook of Fire and Explosion Protection Engineering Principles*. United Kingdom: Elsevier.
- OREDA, 2002. *Offshore Reliability Data Handbook*.
- Pelindo III, 2017. Terminal Teluk Lamong Masa Depan Curah Kering di Indonesia. (<https://www.pelindo.co.id/id/press-release/press-release-terminal-teluk-lamong-masa-depan-curah-kering-di-indonesia> , diakses pada tanggal 12 Agustus 2019).
- PT PLN (Persero), 2018. *Pengesahan Rencana Usaha Penyediaan Tenaga Listrik 2018-2027*. Jakarta: PT Perusahaan Listrik Negara (Persero).
- Putu, 2018. *Penilaian Risiko Kebakaran Dan Ledakan Pada Proses Loading-Unloading Raffinate-1 Ke Kapal Di Terminal Pabrik Pt. Chandra Asri Petrochemical*.
- Safety Center for Chemical Process Layer of Protection Analysis Simplified Process Risk Assessment [Book]. - New York : American Institute of Chemical Engineers, 2001. - Vol. I.
- Sandia Corporation, 2016. *System Theoretic Process Analysis. Practical Application With Traditional HA Techniques*, Sandia National Laboratories.
- Song, Yao. 2012. *Applying System Theoretic Accident Model And Processes (Stamp) to Hazard Analysis*. McMaster University.
- Stavrou, D. I. and Ventikos, N. P. (2014) ‘Ship to Ship Transfer of Cargo Operations: Risk Assessment Applying a Fuzzy Inference System’, *Journal of Risk Analysis and Crisis Response*, 4(4), p. 214. doi: 10.2991/jrarc.2014.4.4.3.
- Sultana, S., 2019. Hazard analysis: Application of STPA to ship-to-ship transfer of LNG. Dalam: *Loss Prevention*. s.l.:Journal of Loss Prevention in the Process Industries.

Trbojevic, 2010. Risk Acceptance Criteria In Europe, Research Gate.

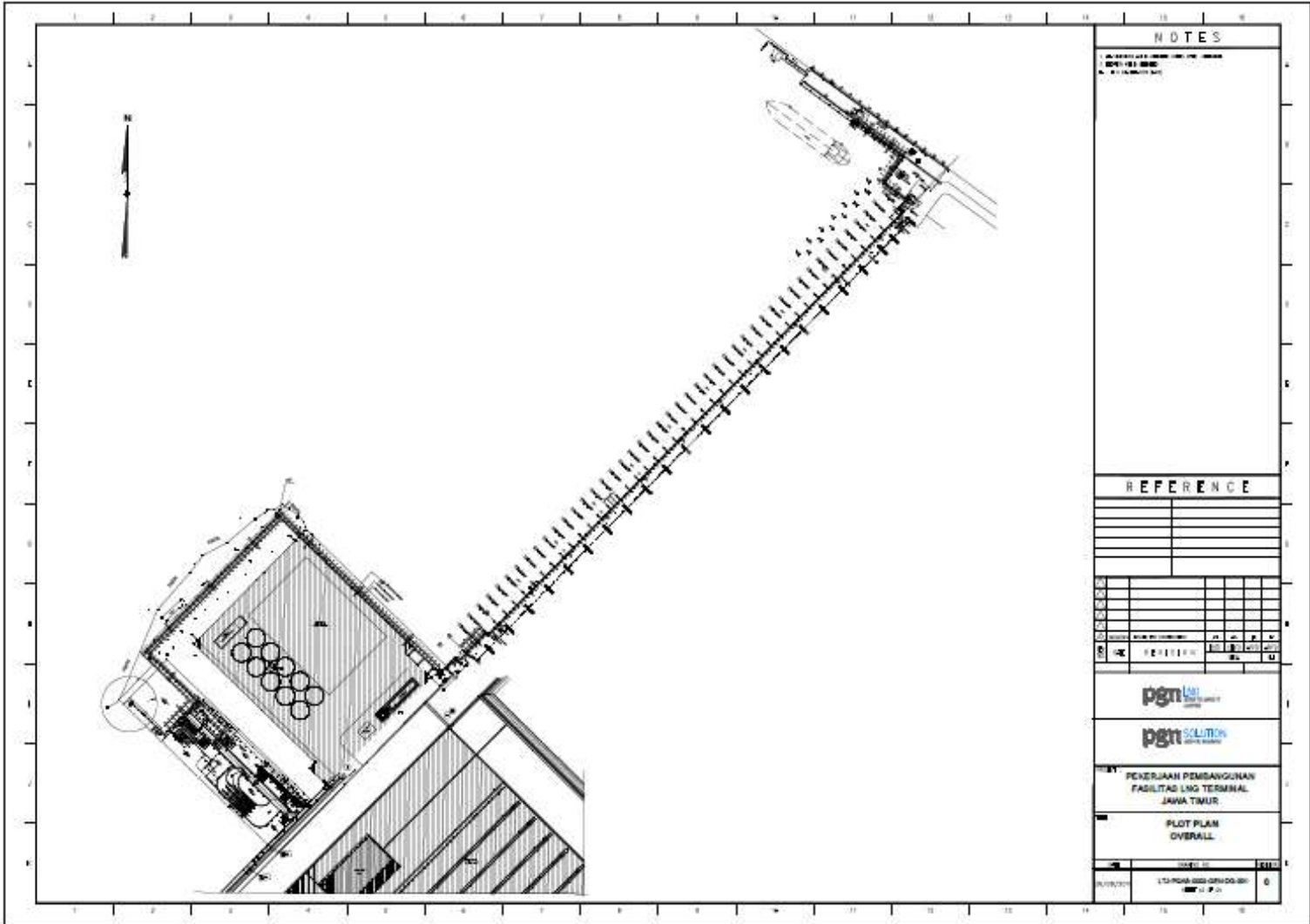
Valve Kitazawa, 2018. PT Busur Kilat Perkasa

Wiley, John. 2000. *Chemical Process Quantitative Risk Analysis 2nd Edition*. American Institute of Chemical Engineers, New York.

*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## **LAMPIRAN**

**LAMPIRAN I : *LAYOUT* TERMINAL TELUK LAMONG DAN P&ID LNG *VESSEL*  
MENUJU FSU**



**NOTES**

1. ALL DIMENSIONS ARE IN METERS UNLESS OTHERWISE SPECIFIED.  
 2. REFER TO THE GENERAL NOTES FOR THE PROJECT.  
 3. ALL CONSTRUCTION SHALL BE IN ACCORDANCE WITH THE LATEST EDITIONS OF THE SNI STANDARDS.

**REFERENCE**

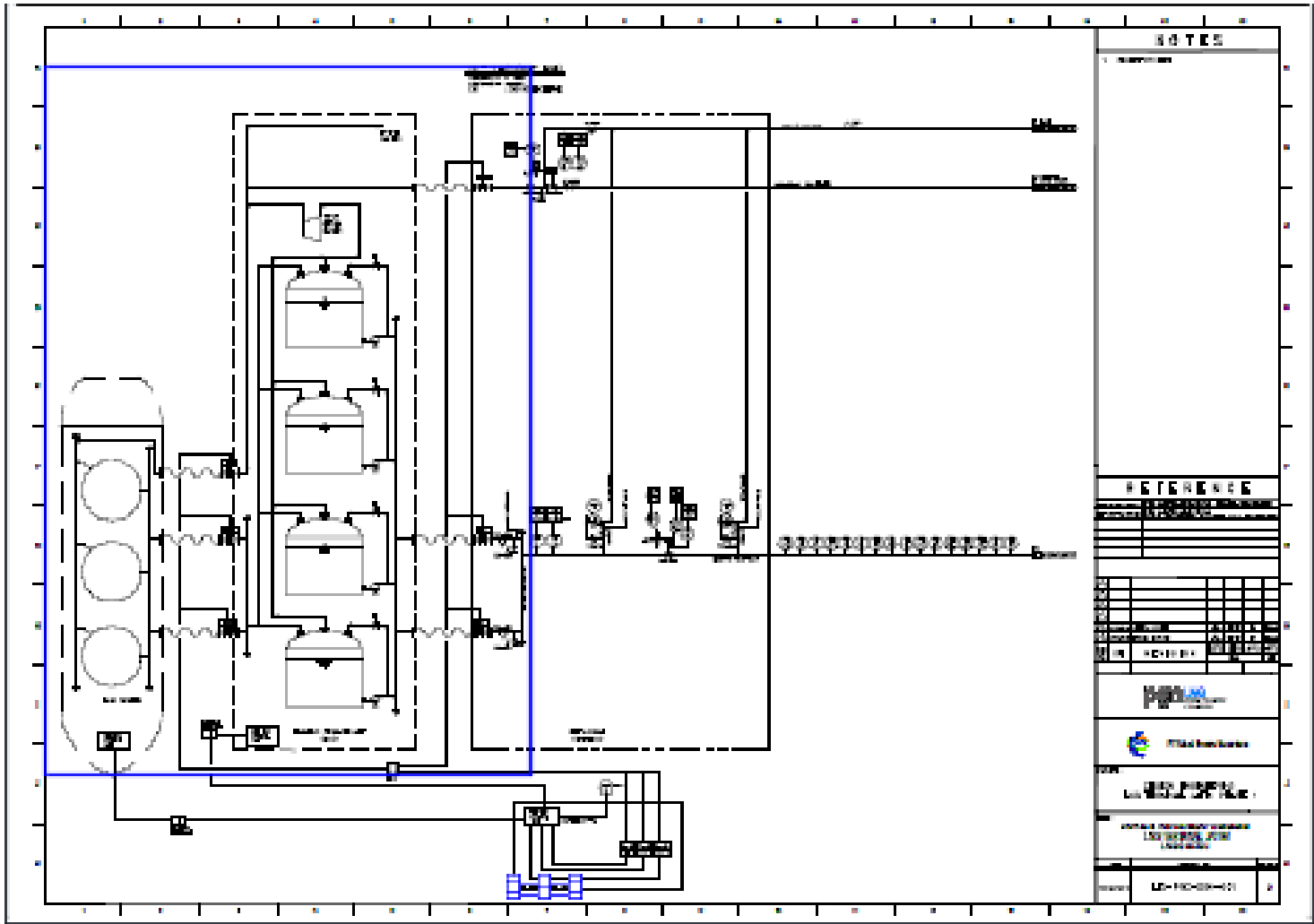
No.	Referensi	Revisi	Uraian



PEKERJAAN PEMBANGUNAN  
 FASILITAS LNG TERMINAL  
 JAWA TIMUR

PLOT PLAN  
 OVERALL

NO. DOKUMEN	01
REVISI	0



### NOTES

1. [Illegible text]

### REFERENCE




**TECHNICAL SUPPORT**

CONTACT TECHNICAL SUPPORT  
1-800-828-8888

Model: **LD-100-00-01**



**LAMPIRAN II : *HAZARD IDENTIFICATION***

**NODE 1**

Study Title		NODE 1			
Drawing No		LT-JPRC-004-001			
Team Composition					
Part Considered		LNGC & FSU			
Design Intent		Fluid : LNG		Destination Tank : FSU	Sheet of 1 of 1
		Source : LNG Shuttle		Temperature: -160 C	Pressure :
No.	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequence	Action Required
1	NO	NO FLOW	Valve tertutup	Tidak terdapat supply gas N2 untuk membersihkan atau purging	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
2			Pipa retak	Kebocoran sistem yang menyebabkan pipa tidak bersih. Ketika masih terdapat oksigen akan menimbulkan kebakaran	Monitor kondisi pipa secara berkala
3		NO PRESSURE	Kompresor rusak	Tidak terdapat transfer N2 yang dapat mengganggu purging	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
4	MORE	MORE TEMPERATURE	Panas dari luar	Menghambat proses cooling down yang dapat menyebabkan retak pada pipa	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
5			Panas Motor Listrik	Menyebabkan kebakaran dan ledakan ketika terjadi kebocoran	Menjaga suhu motor listrik dan memperhatikan waktu operasi motor

6		MORE PRESSURE	Valve tertutup	Tekanan yang terlalu tinggi menyebabkan kebocoran yang memicu kebakaran dan ledakan	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
7	LESS	LESS FLOW	Test valve terbuka	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Control flowrate, Check valve functionality
8			Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
9			Valve tertutup	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mentransfer informasi ke pressure indicator	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
10			Valve open	Aliran LNG vapour yang rendah untuk proses cooling down dan gas release yang menyebabkan kebakaran	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
11			Pipa retak	Sistem bocor yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Monitor kondisi pipa secara berkala
12	AS WELL AS	AS WELL AS CORROSION	Kondisi lingkungan dan umur pipa	Kebocoran pipa dan gas release	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
13	REVERSE	-	-	-	-
14	OTHER THAN	OTHER THAN DESTINATION	Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan

15		WRONG MATERIAL	Motor Listrik Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
16		WRONG MATERIAL	<i>Conveyor</i> Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan

## NODE 2

Study Title		NODE 2			
Drawing No		LT-JPRC-004-001			
Team Composition					
Part Considered		LNGC & FSU			
Design Intent		Fluid : LNG		Destination Tank : FSU	Sheet of 1 of 1
		Source : LNG Shuttle		Temperature: -160 C	Pressure :
No.	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequence	Action Required
1	NO	NO FLOW	Valve tertutup	Tidak terdapat supply gas N2 untuk membersihkan atau purging	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
2			Pipa retak	Kebocoran sistem yang menyebabkan pipa tidak bersih. Ketika masih terdapat oksigen akan menimbulkan kebakaran	Monitor kondisi pipa secara berkala
3		NO PRESSURE	Kompresor rusak	Tidak terdapat transfer N2 yang dapat mengganggu purging	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
4	MORE	MORE TEMPERATURE	Panas dari luar	Menghambat proses cooling down yang dapat menyebabkan retak pada pipa	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
5			Panas Motor Listrik	Menyebabkan kebakaran dan ledakan ketika terjadi kebocoran	Menjaga suhu motor listrik dan memperhatikan waktu operasi motor

6		MORE PRESSURE	Valve tertutup	Tekanan yang terlalu tinggi menyebabkan kebocoran yang memicu kebakaran dan ledakan	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
7	LESS	LESS FLOW	Test valve terbuka	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Control flowrate, Check valve functionality
8			Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
9			Valve tertutup	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mentransfer informasi ke pressure indicator	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
10			Valve open	Aliran LNG vapour yang rendah untuk proses cooling down dan gas release yang menyebabkan kebakaran	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
11			Pipa retak	Sistem bocor yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Monitor kondisi pipa secara berkala
12	AS WELL AS	AS WELL AS CORROSION	Kondisi lingkungan dan umur pipa	Kebocoran pipa dan gas release	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
13	REVERSE	-	-	-	-
14	OTHER THAN	OTHER THAN DESTINATION	Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan

15		WRONG MATERIAL	Motor Listrik Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
16		WRONG MATERIAL	<i>Crane</i> Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan

**NODE 3**

Study Title		NODE 3			
Drawing No		LT-JPRC-004-001			
Team Composition					
Part Considered		LNGC & FSU			
Design Intent		Fluid : LNG		Destination Tank : FSU	Sheet of 1 of 1
		Source : LNG Shuttle		Temperature: -160 C	Pressure :
No.	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequence	Action Required
1	NO	NO FLOW	Valve tertutup	Tidak terdapat supply gas N2 untuk membersihkan atau purging	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
2			Pipa retak	Kebocoran sistem yang menyebabkan pipa tidak bersih. Ketika masih terdapat oksigen akan menimbulkan kebakaran	Monitor kondisi pipa secara berkala
3		NO PRESSURE	Sistem Bocor	Tidak terdapat transfer N2 yang dapat mengganggu purging	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
4	MORE	MORE TEMPERATURE	Panas dari luar	Hasil BOG meningkat	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
5			Panas dari luar	Density LNG vapour menurun dan tidak akan memenuhi kapal	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa



				LNG yang bisa merusak equipment	
6			Panas Motor Listrik	Menyebabkan kebakaran dan ledakan ketika terjadi kebocoran	Menjaga suhu motor listrik dan memperhatikan waktu operasi motor
7		MORE PRESSURE	Valve tertutup	Tekanan yang terlalu tinggi menyebabkan kebakaran dan ledakan	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
8			Tekanan berlebih dari vapor header system	Tekanan berlebih akan menyebabkan kebakaran dan ledakan	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
9	LESS	LESS FLOW	Test valve terbuka	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Control flowrate, Check valve functionality
10			Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
11			Valve tertutup	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mentransfer informasi ke pressure indicator	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
12			Valve open	Aliran LNG vapour yang rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
13			Pipa retak	Sistem bocor yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Monitor kondisi pipa secara berkala

14			Sistem bocor	Tidak terjadi transfer vapour dan vapour release	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
15	AS WELL AS	AS WELL AS CORROSION	Kondisi lingkungan dan umur pipa	Kebocoran pipa dan gas release	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
16	REVERSE	REVERSE FLOW	Sistem valve tertutup	Vapour release	Cek Operasi Sistem
17	OTHER THAN	OTHER THAN DESTINATION	Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
18		WRONG MATERIAL	Motor Listrik Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
19		WRONG MATERIAL	<i>Conveyor</i> Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan

## NODE 4

Study Title		NODE 4			
Drawing No		LT-JPRC-004-001			
Team Composition					
Part Considered		LNGC & FSU			
Design Intent		Fluid : LNG		Destination Tank : FSU	Sheet of 1 of 1
		Source : LNG Shuttle		Temperature: -160 C	Pressure :
No.	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequence	Action Required
1	NO	NO FLOW	Valve tertutup	Tidak terdapat supply gas N2 untuk membersihkan atau purging	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
2			Pipa retak	Kebocoran sistem yang menyebabkan pipa tidak bersih. Ketika masih terdapat oksigen akan menimbulkan kebakaran	Monitor kondisi pipa secara berkala
3		NO PRESSURE	Sistem Bocor	Tidak terdapat transfer N2 yang dapat mengganggu purging	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
4	MORE	MORE TEMPERATURE	Panas dari luar	Hasil BOG meningkat	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa

5			Panas dari luar	Density LNG vapour menurun dan tidak akan memenuhi kapal LNG yang bisa merusak equipment	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa	
6			Panas Motor Listrik	Menyebabkan kebakaran dan ledakan ketika terjadi kebocoran	Menjaga suhu motor listrik dan memperhatikan waktu operasi motor	
7		MORE PRESSURE	Valve tertutup	Tekanan yang terlalu tinggi menyebabkan kebakaran dan ledakan	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa	
8			Tekanan berlebih dari vapor header system	Tekanan berlebih akan menyebabkan kebakaran dan ledakan	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa	
9	LESS	LESS FLOW	Test valve terbuka	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Control flowrate, Check valve functionality	
10				Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
11				Valve tertutup	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mentransfer informasi ke pressure indicator	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
12				Valve open	Aliran LNG vapour yang rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve

13			Pipa retak	Sistem bocor yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Monitor kondisi pipa secara berkala
14			Sistem bocor	Tidak terjadi transfer vapour dan vapour release	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
15	AS WELL AS	AS WELL AS CORROSION	Kondisi lingkungan dan umur pipa	Kebocoran pipa dan gas release	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
16	REVERSE	REVERSE FLOW	Sistem valve tertutup	Vapour release	Cek Operasi Sistem
17	OTHER THAN	OTHER THAN DESTINATION	Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
18		WRONG MATERIAL	Motor Listrik Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
19		WRONG MATERIAL	<i>Crane</i> Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan

## NODE 5

Study Title		NODE 5			
Drawing No		LT-JPRC-004-001			
Team Composition					
Part Considered		LNGC & FSU			
Design Intent		Fluid : LNG		Destination Tank : FSU	Sheet of 1 of 1
		Source : LNG Shuttle		Temperature: -160 C	Pressure :
No.	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequence	Action Required
1	NO	NO FLOW	Valve tertutup	Sisa LNG tidak dapat dikeluarkan	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
2			Pipa retak	Kebocoran sistem yang menyebabkan kebakaran	Monitor kondisi pipa secara berkala
3		NO PRESSURE	Pompa	Aliran LNG tidak keluar dengan baik saat drain	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
4			Kompresor rusak	Masih terdapat sisa – sisa gas yang berpotensi bahays	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
5	MORE	MORE TEMPERATURE	Panas dari luar	Menghambat proses drain yang dapat menyebabkan retak pada pipa	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa

6			Panas Motor Listrik	Menyebabkan kebakaran dan ledakan ketika terjadi kebocoran	Menjaga suhu motor listrik dan memperhatikan waktu operasi motor
7		MORE PRESSURE	Valve tertutup	Tekanan yang terlalu tinggi menyebabkan kebocoran yang memicu kebakaran dan ledakan	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
8	LESS	LESS FLOW	Test valve terbuka	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Control flowrate, Check valve functionality
9			Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
10			Valve tertutup	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mentransfer informasi ke pressure indicator	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
11			Valve open	Aliran LNG vapour yang rendah untuk proses drain dan gas release yang menyebabkan kebakaran	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
12			Pipa retak	Sistem bocor yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Monitor kondisi pipa secara berkala
13			AS WELL AS	AS WELL AS CORROSION	Kondisi lingkungan dan umur pipa
14	REVERSE	-	-	-	-

15	OTHER THAN	OTHER THAN DESTINATION	Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
16		WRONG MATERIAL	Motor Listrik Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
17		WRONG MATERIAL	<i>Conveyor</i> Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan



**NODE 6**

Study Title		NODE 6			
Drawing No		LT-JPRC-004-001			
Team Composition					
Part Considered		LNGC & FSU			
Design Intent		Fluid : LNG		Destination Tank : FSU	Sheet of 1 of 1
		Source : LNG Shuttle		Temperature: -160 C	Pressure :
No.	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequence	Action Required
1	NO	NO FLOW	Valve tertutup	Sisa LNG tidak dapat dikeluarkan	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
2			Pipa retak	Kebocoran sistem yang menyebabkan kebakaran	Monitor kondisi pipa secara berkala
3		NO PRESSURE	Pompa	Aliran LNG tidak keluar dengan baik saat drain	Cek dan perawatan peralatan secara berkala
4			Kompresor rusak	Masih terdapat sisa – sisa gas yang berpotensi bahays	Cek dan perawatan peralatan secara berkala

5	MORE	MORE TEMPERATURE	Panas dari luar	Menghambat proses drain yang dapat menyebabkan retak pada pipa	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
6			Panas Motor Listrik	Menyebabkan kebakaran dan ledakan ketika terjadi kebocoran	Menjaga suhu motor listrik dan memperhatikan waktu operasi motor
7		MORE PRESSURE	Valve tertutup	Tekanan yang terlalu tinggi menyebabkan kebocoran yang memicu kebakaran dan ledakan	Mengaktifkan pressure relief valve, Cek insulasi pipa
8	LESS	LESS FLOW	Test valve terbuka	Aliran Gas rendah dan gas release yang menyebabkan kebakaran dan ledakan	Control flowrate, Check valve functionality
9			Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
10			Valve tertutup	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan dan tidak bisa mentransfer informasi ke pressure indicator	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
11			Valve open	Aliran LNG vapour yang rendah untuk proses drain dan gas release yang menyebabkan kebakaran	Cek control flowrate dan Cek fungsi valve
12			Pipa retak	Sistem bocor yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Monitor kondisi pipa secara berkala
13	AS WELL AS	AS WELL AS CORROSION	Kondisi lingkungan dan umur pipa	Kebocoran pipa dan gas release	Cek dan perawatan peralatan secara berkala

14	REVERSE	-	-	-	-
15	OTHER THAN	OTHER THAN DESTINATION	Valve retak	Gas release yang dapat menyebabkan kebakaran dan ledakan	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
16		WRONG MATERIAL	Motor Listrik Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan
17		WRONG MATERIAL	<i>Crane</i> Rusak	Operasi terhambat, Cargo tidak terdistribusi dengan baik dan mencemari terminal	Cek kondisi peralatan sebelum digunakan

## NODE 1

NO.	Control Actions	Control action not provided causes hazard	Control action provided when not required causes hazard	Control action provided too early causes hazard	Control action provided too late causes hazard	Control action stopped too soon or applied too long
1	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
2	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
3	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
4	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
5	Maintain the temperature of the electric motor and operating time	Maintain the temperature of the electric motor and operating time is not carried out	N/A	N/A	Maintain the temperature is too late	N/A
6	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
7	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
8	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
9	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not	N/A

					within range	
10	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
11	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
12	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
13	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
14	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
15	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A

## NODE 2

NO.	Control Actions	Control action not provided causes hazard	Control action provided when not required causes hazard	Control action provided too early causes hazard	Control action provided too late causes hazard	Control action stopped too soon or applied too long
1	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
2	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
3	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
4	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
5	Maintain the temperature of the electric motor and operating time	Maintain the temperature of the electric motor and operating time is not carried out	N/A	N/A	Maintain the temperature is too late	N/A
6	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
7	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
8	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A

9	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
10	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
11	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
12	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
13	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
14	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
15	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A

### NODE 3

NO.	Control Actions	Control action not provided causes hazard	Control action provided when not required causes hazard	Control action provided too early causes hazard	Control action provided too late causes hazard	Control action stopped too soon or applied too long
1	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
2	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
3	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
4	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
5	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
6	Maintain the temperature of the electric motor and operating time	Maintain the temperature of the electric motor and operating time is not carried out	N/A	N/A	Maintain the temperature is too late	N/A
7	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
8	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
9	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A



10	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
11	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
12	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
13	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
14	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
15	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
16	Check system operation	Check system operation is not carried out	N/A	N/A	Check system operation is too late	N/A
17	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
18	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
19	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A

## NODE 4

NO.	Control Actions	Control action not provided causes hazard	Control action provided when not required causes hazard	Control action provided too early causes hazard	Control action provided too late causes hazard	Control action stopped too soon or applied too long
1	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
2	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
3	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
4	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
5	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
6	Maintain the temperature of the electric motor and operating time	Maintain the temperature of the electric motor and operating time is not carried out	N/A	N/A	Maintain the temperature is too late	N/A
7	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
8	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
9	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not	N/A

					within range	
10	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
11	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
12	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
13	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
14	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
15	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
16	Check system operation	Check system operation is not carried out	N/A	N/A	Check system operation is too late	N/A
17	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
18	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
19	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A

## NODE 5

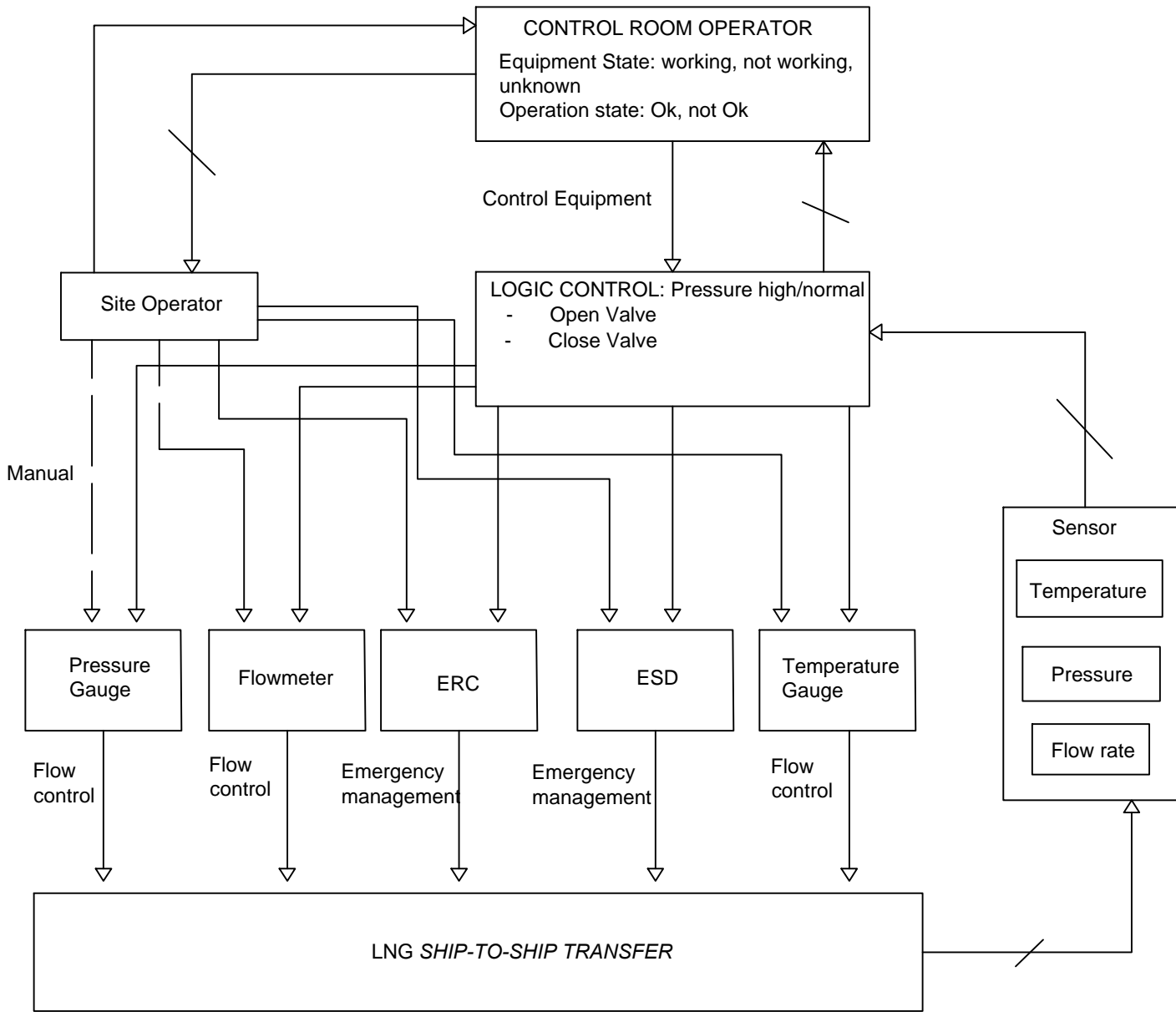
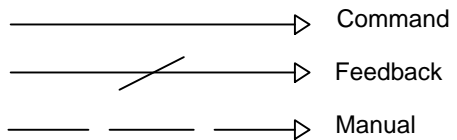
NO.	Control Actions	Control action not provided causes hazard	Control action provided when not required causes hazard	Control action provided too early causes hazard	Control action provided too late causes hazard	Control action stopped too soon or applied too long
1	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
2	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
3	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
4	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
5	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
6	Maintain the temperature of the electric motor and operating time	Maintain the temperature of the electric motor and operating time is not carried out	N/A	N/A	Maintain the temperature is too late	N/A
7	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
8	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
9	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not	N/A

					within range	
10	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
11	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
12	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
13	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
14	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
15	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
16	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A

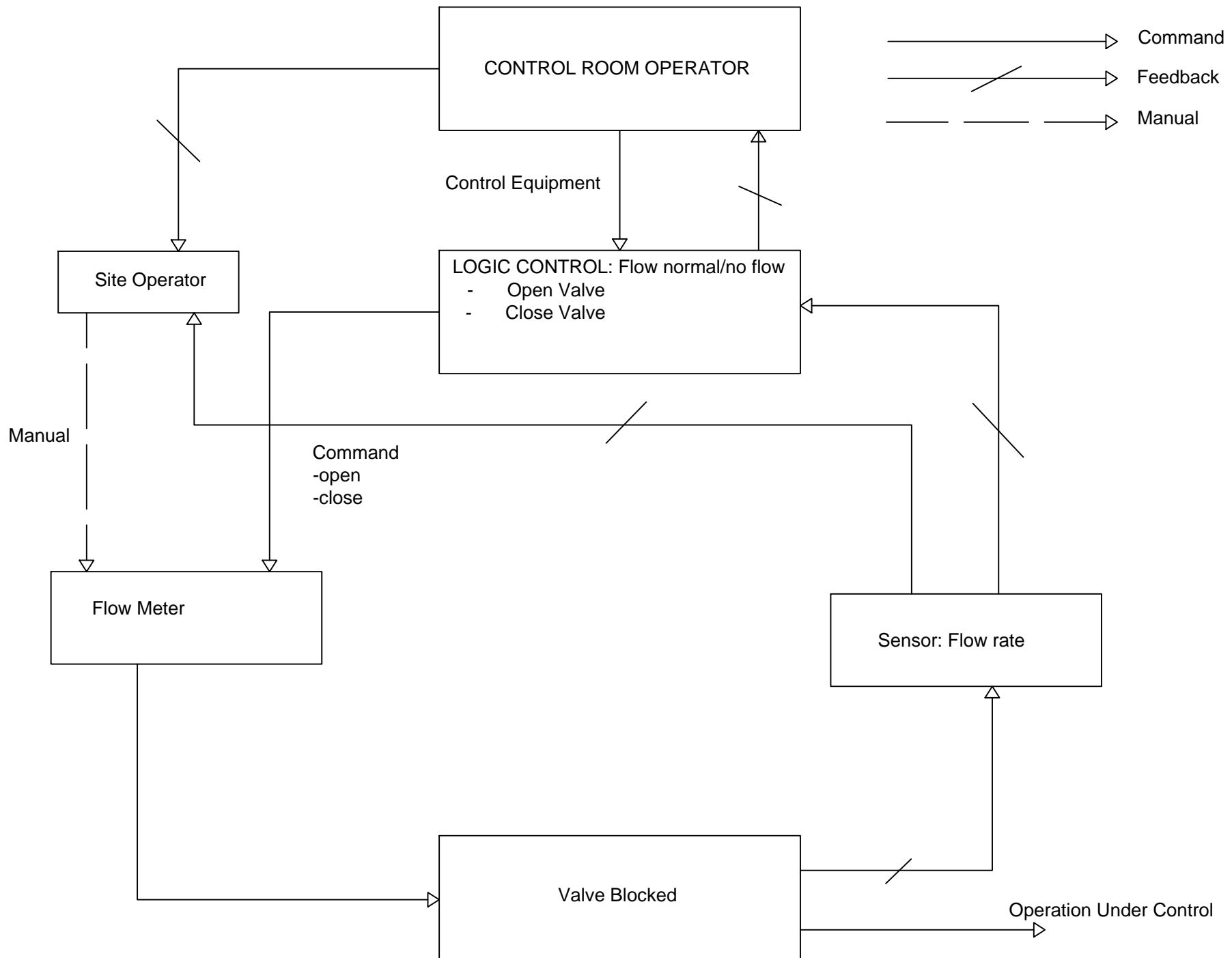
## NODE 6

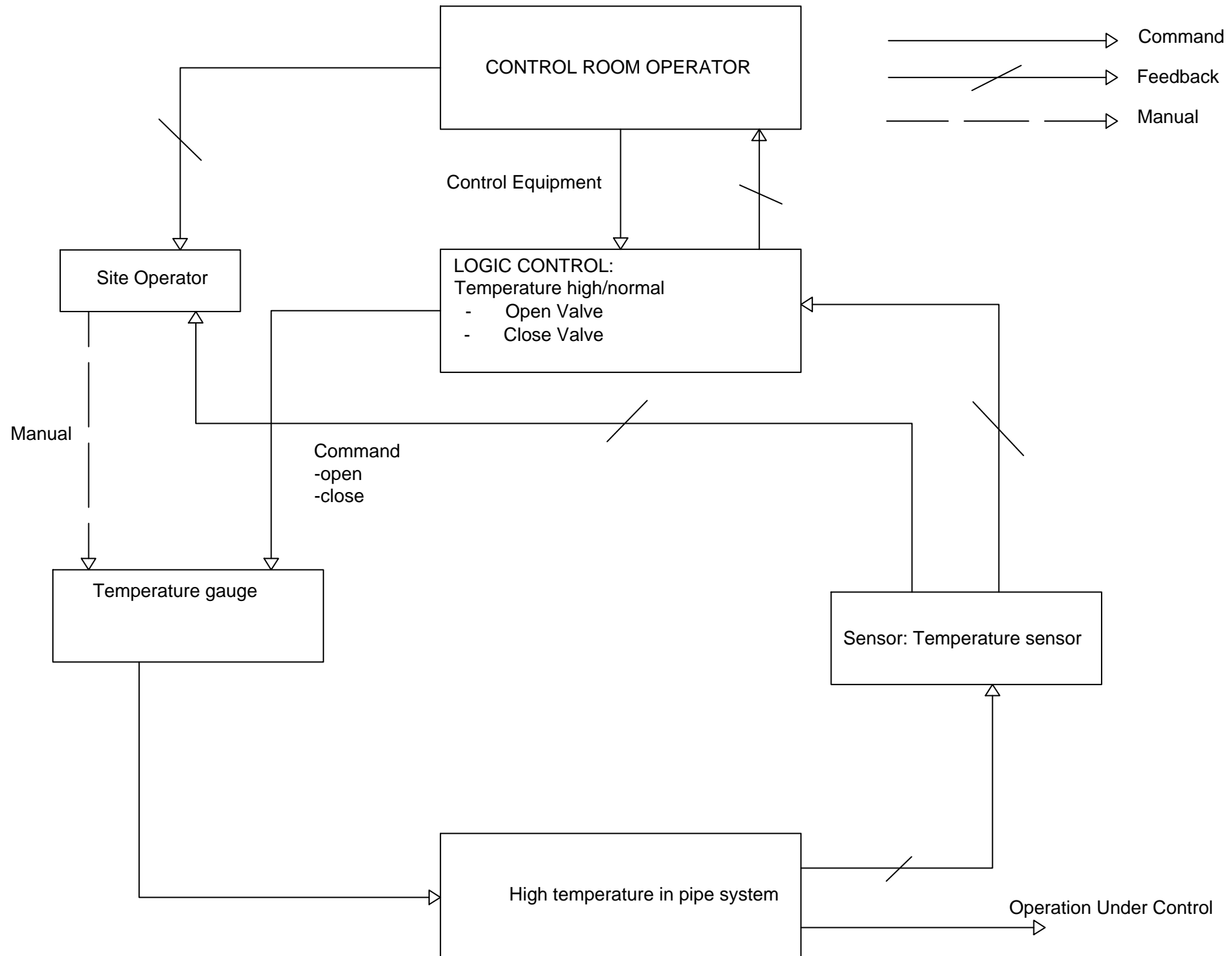
NO.	Control Actions	Control action not provided causes hazard	Control action provided when not required causes hazard	Control action provided too early causes hazard	Control action provided too late causes hazard	Control action stopped too soon or applied too long
1	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
2	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
3	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
4	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
5	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
6	Maintain the temperature of the electric motor and operating time	Maintain the temperature of the electric motor and operating time is not carried out	N/A	N/A	Maintain the temperature is too late	N/A
7	Activate pressure relief valve, Check insulation on the pipeline	Relief Valve is not activated when pressure/temperature exceeds the high limit	Pressure relief valve openend when pressure is within range	N/A	Pressure relief valve is opened too late after detection of high pressure	N/A
8	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
9	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A

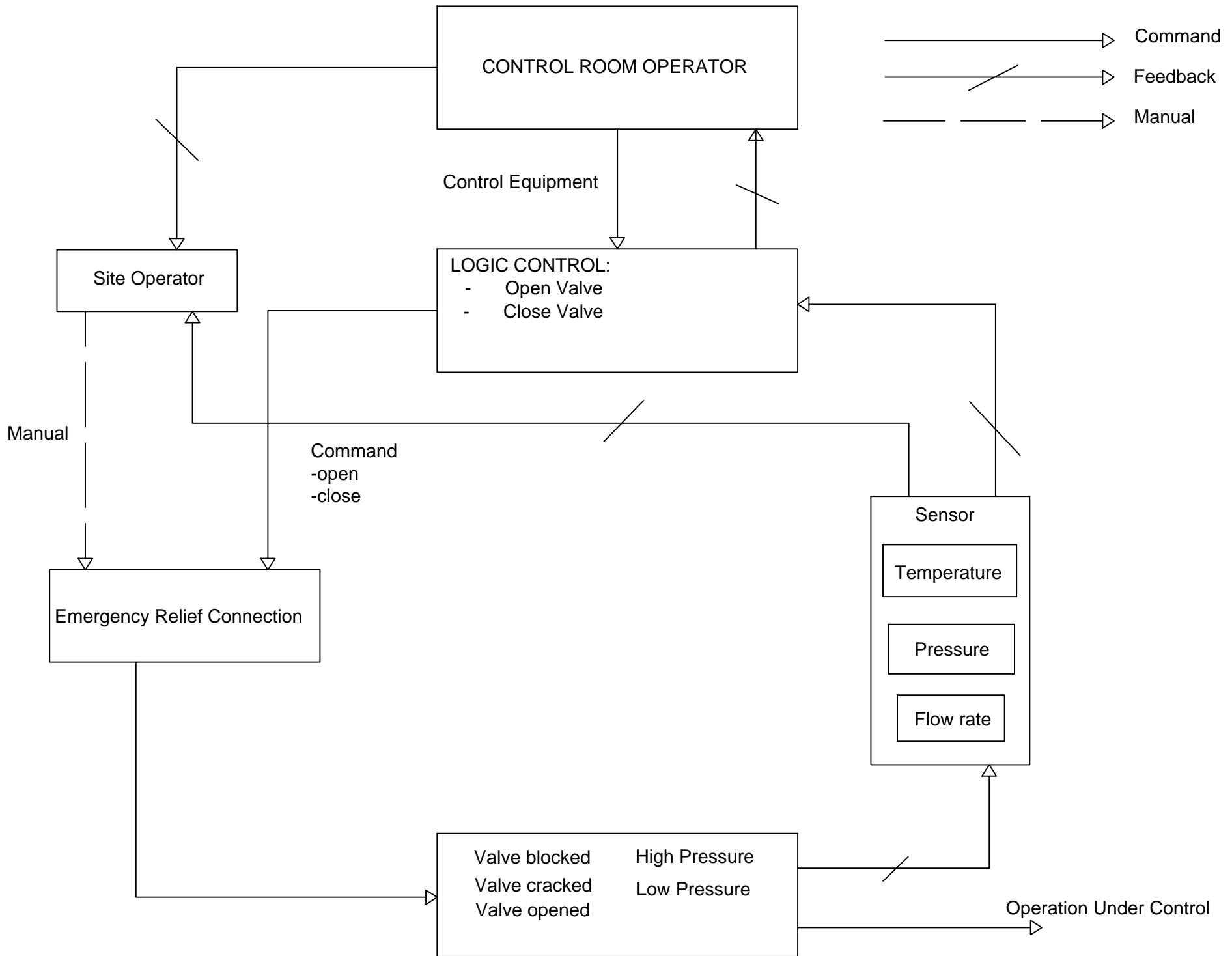
10	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
11	Control flowrate, Check valve functionality	Controllers cannot control the flow rate when the flow is not within range	N/A	N/A	The flow rate is controlled too late when the flow is not within range	N/A
12	Periodically monitor condition of the pipe line	Periodically monitor condition of the pipe line is not carried out	N/A	N/A	Periodically monitor condition of the pipe line is too late	N/A
13	Periodical check and maintenance the equipment	Periodic inspection and maintenance of equipment is not carried out	N/A	N/A	Periodic inspection and maintenance of equipment is too late	N/A
14	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
15	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A
16	Check the equipment condition before operation	Check the equipment condition before operation is not carried out	N/A	N/A	Check the equipment condition before operation is too late	N/A

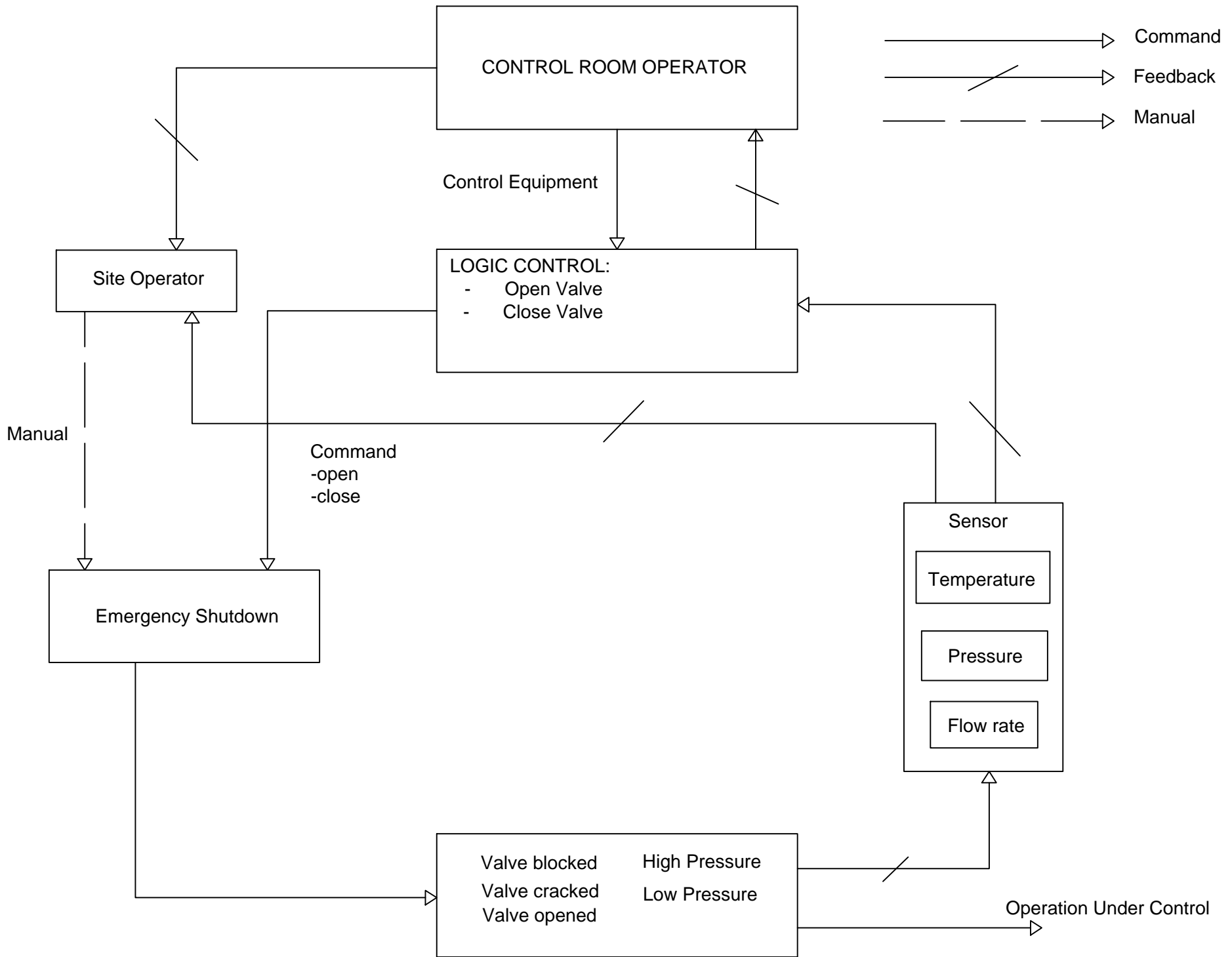


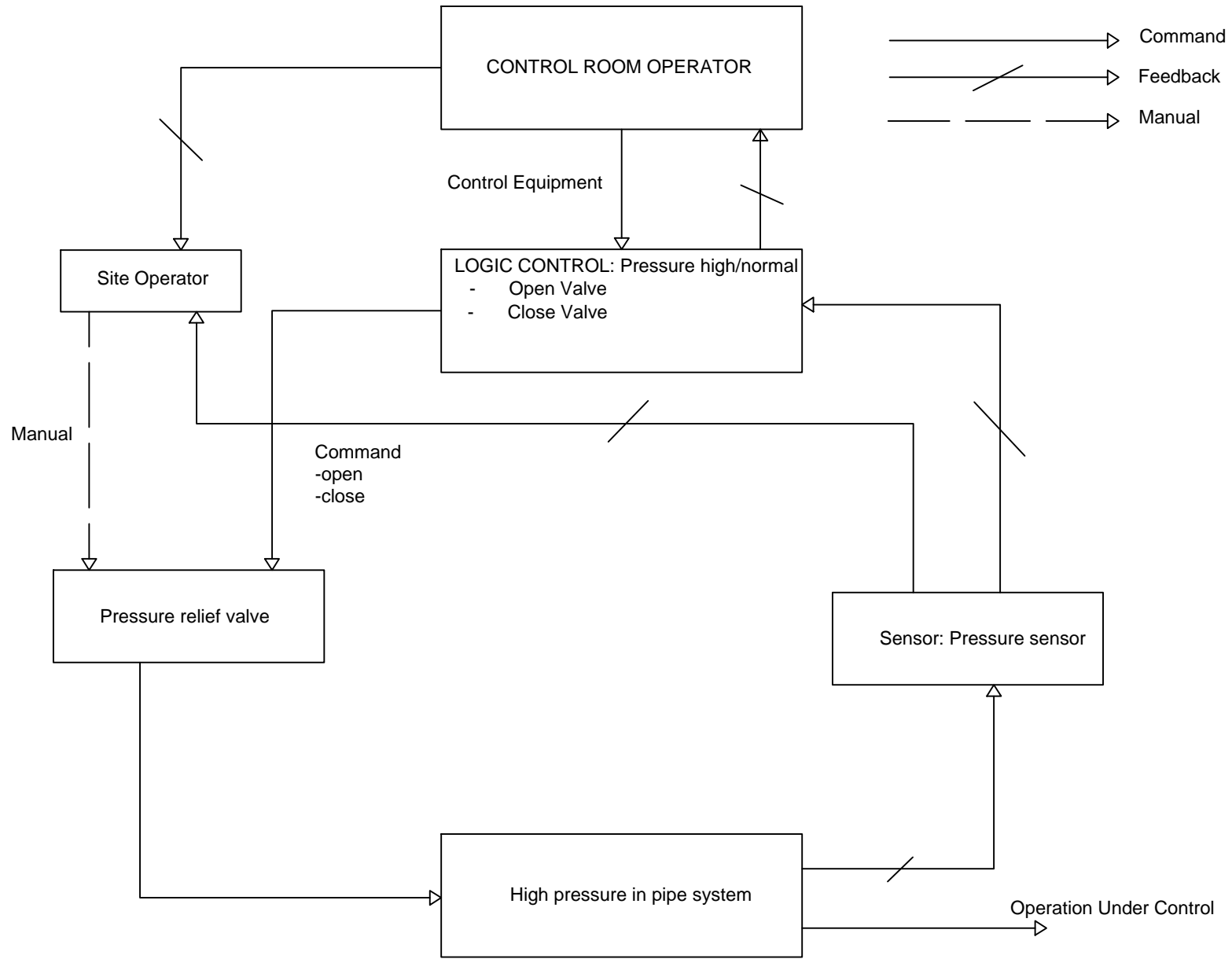




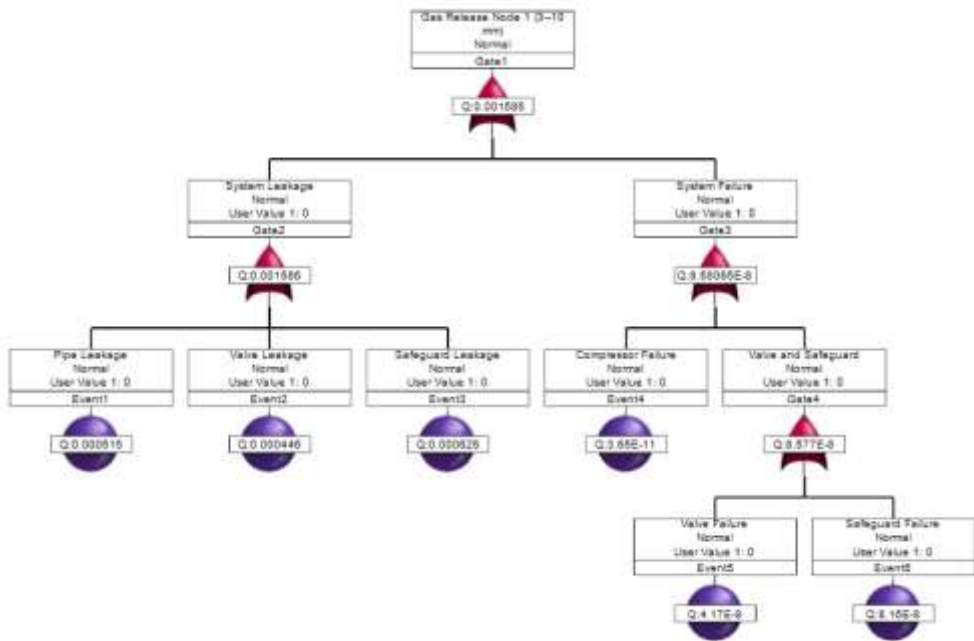
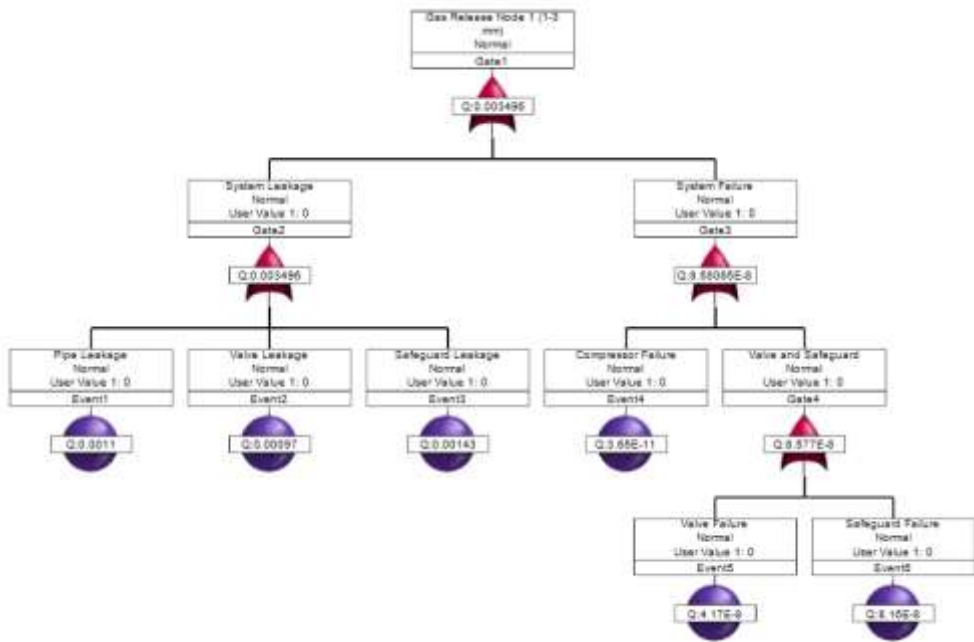


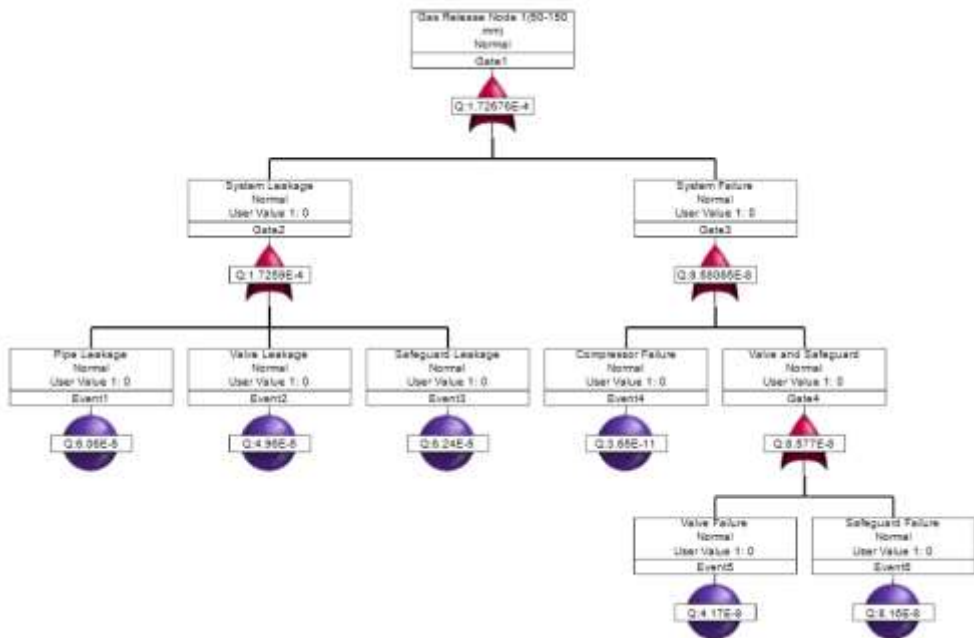
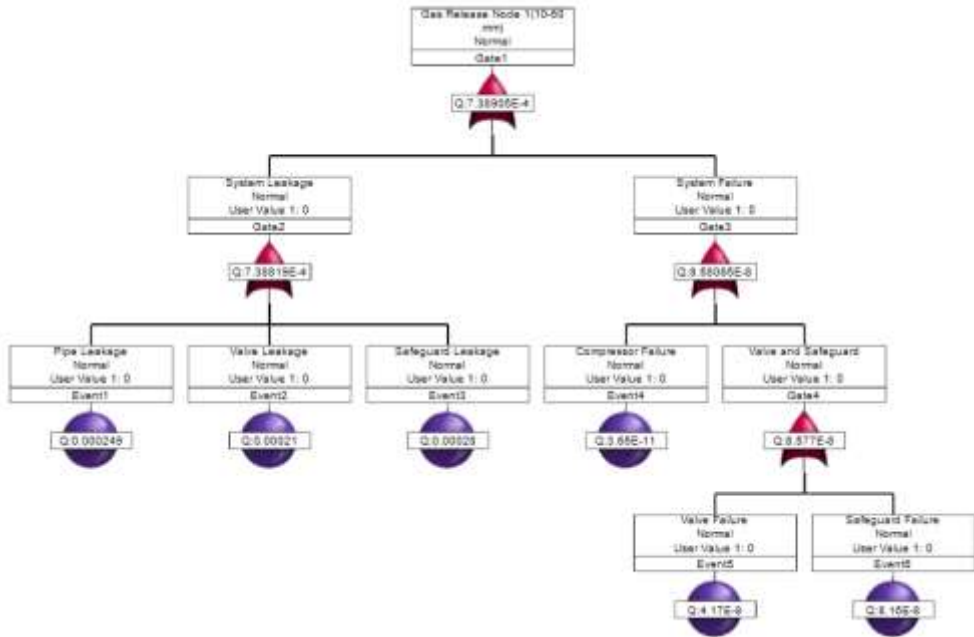




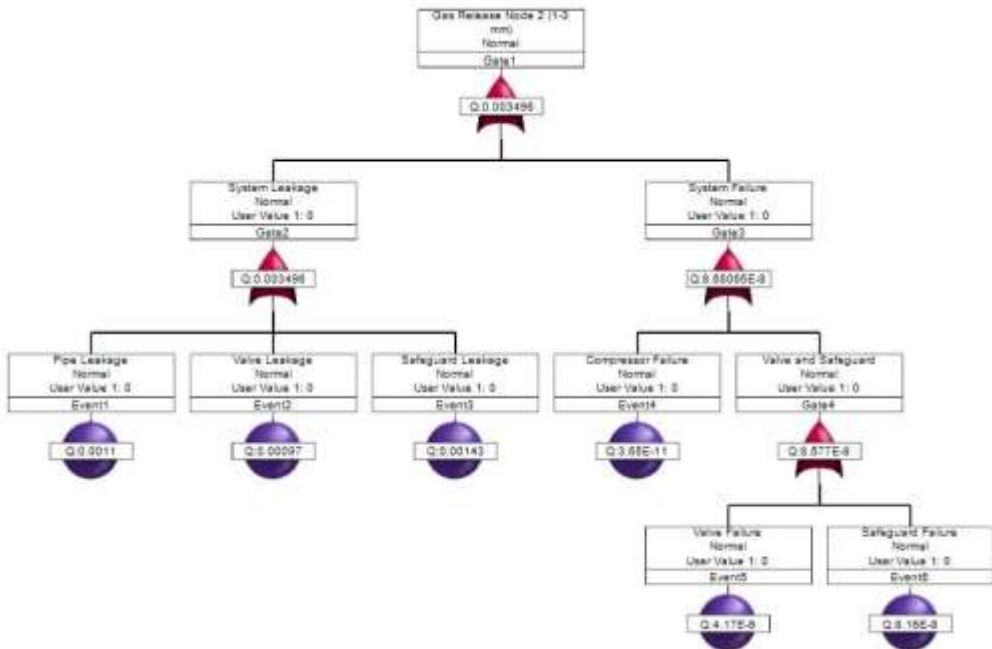
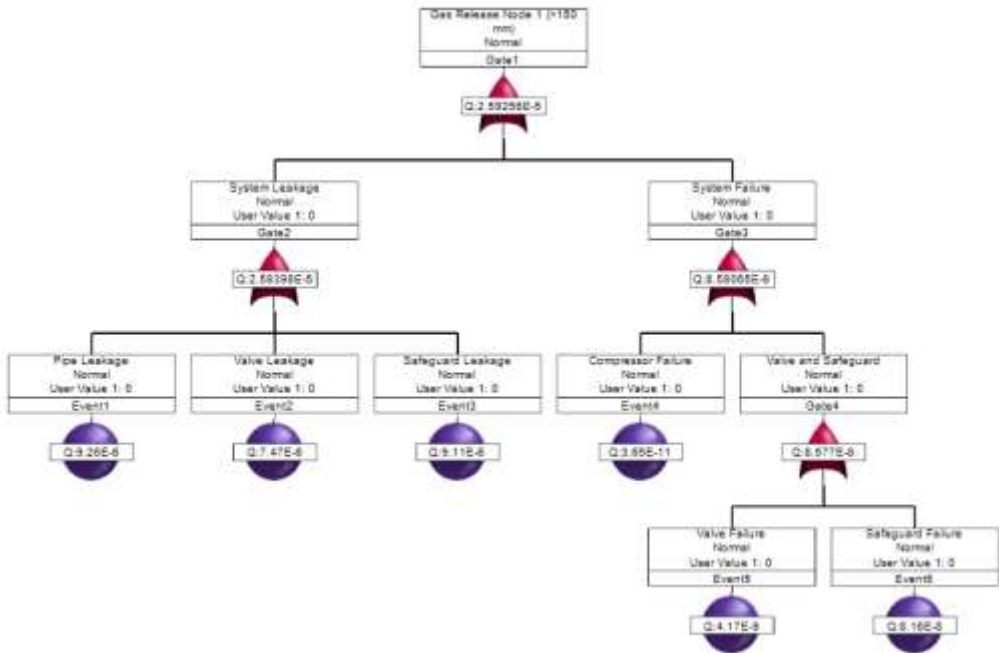


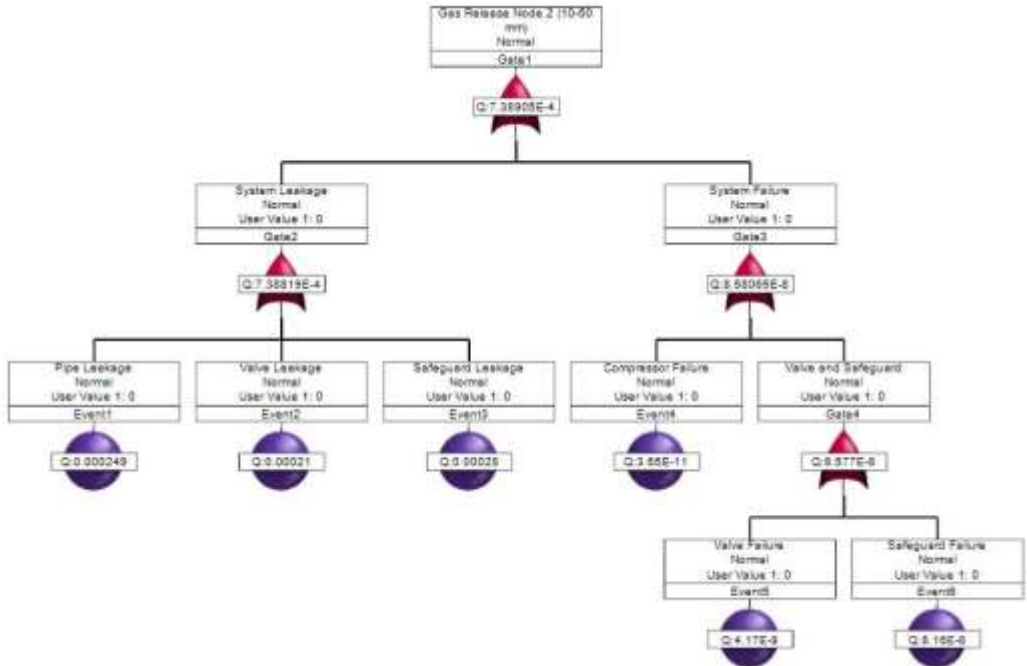
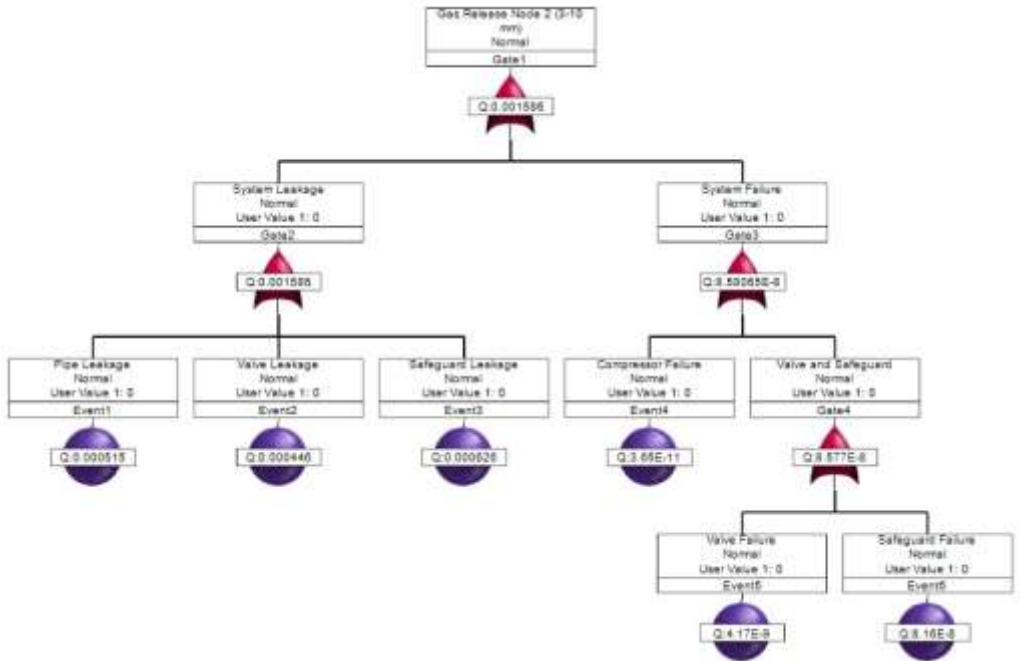
**LAMPIRAN III : *FAULT TREE ANALYSIS***

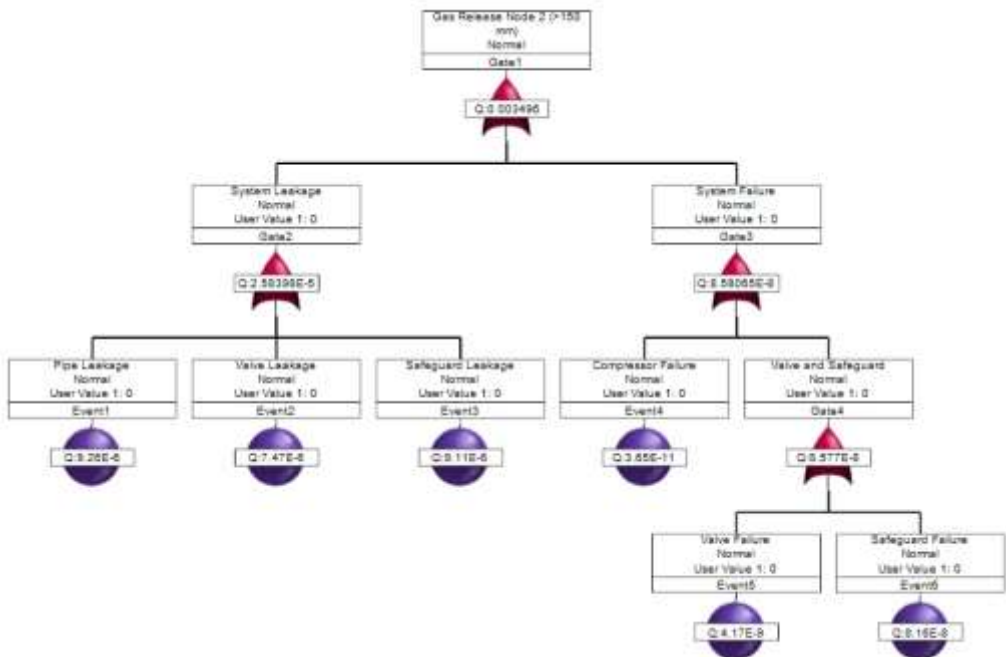
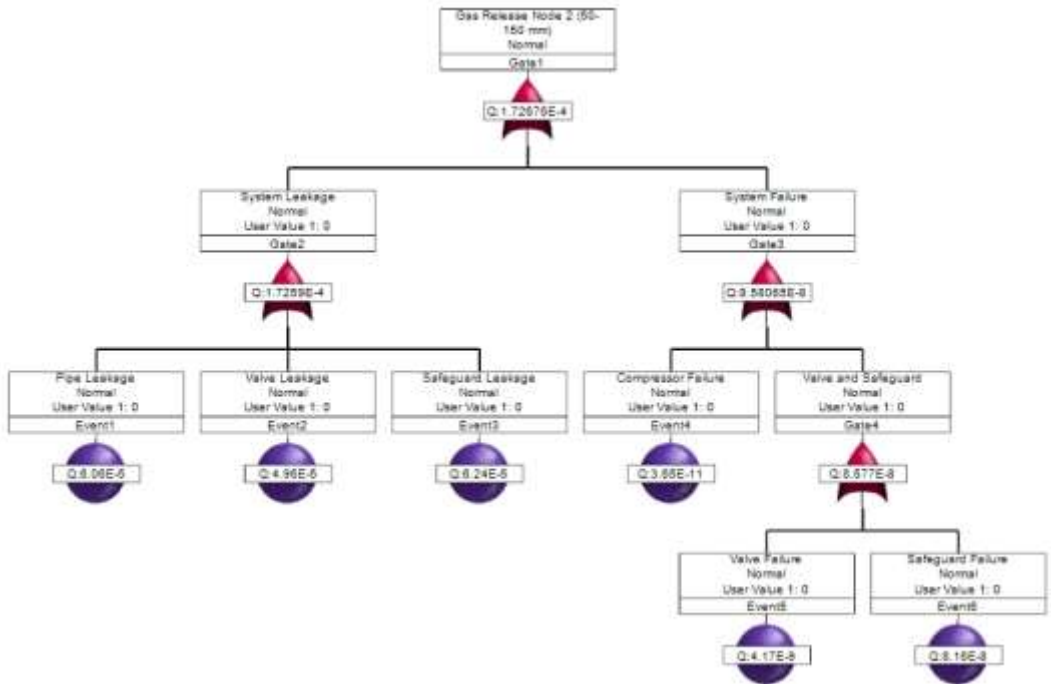


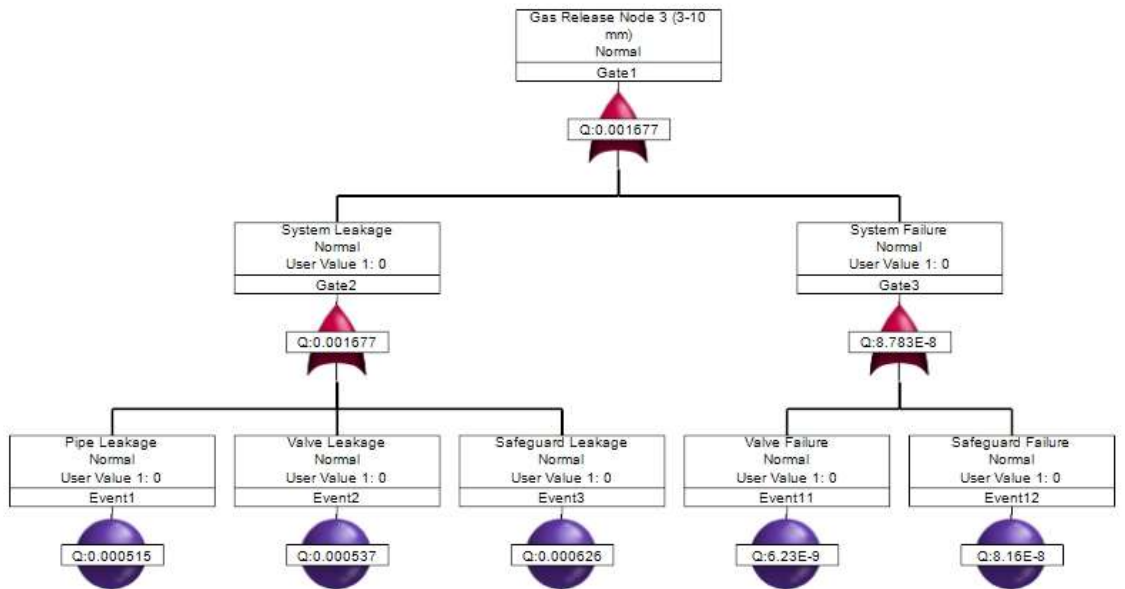
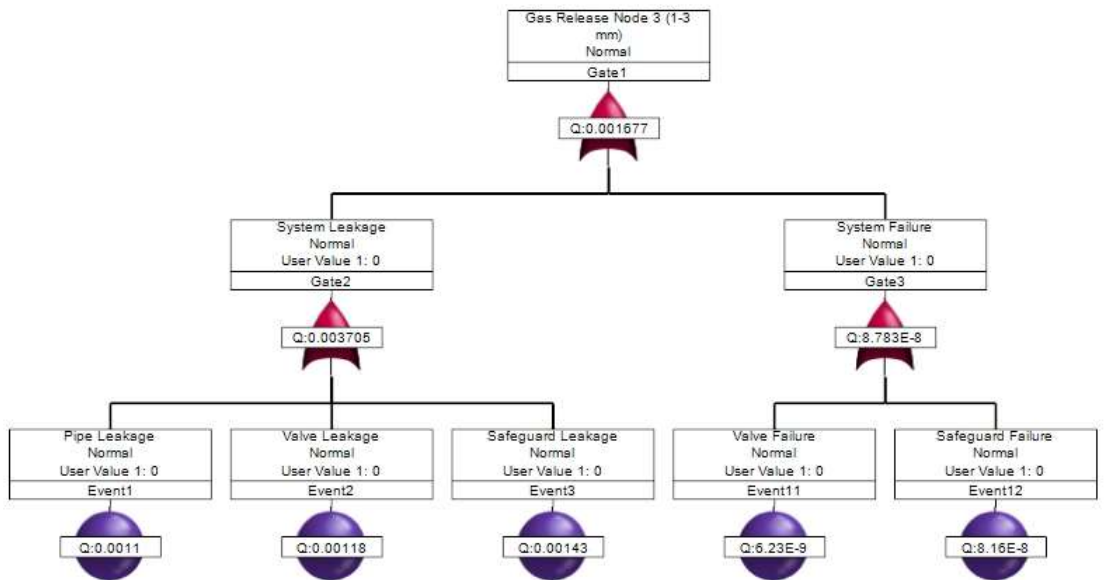


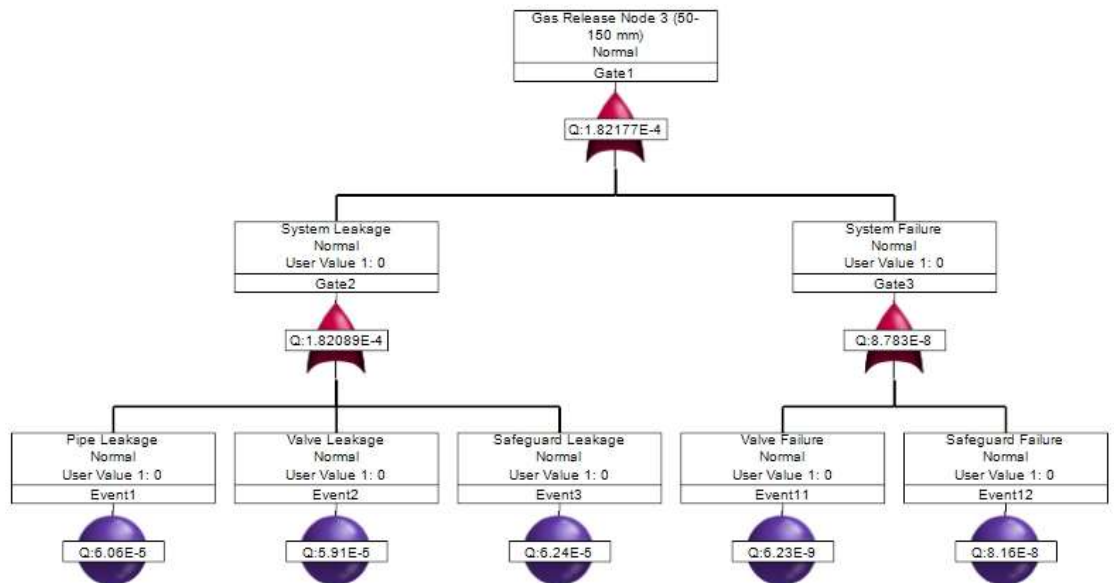
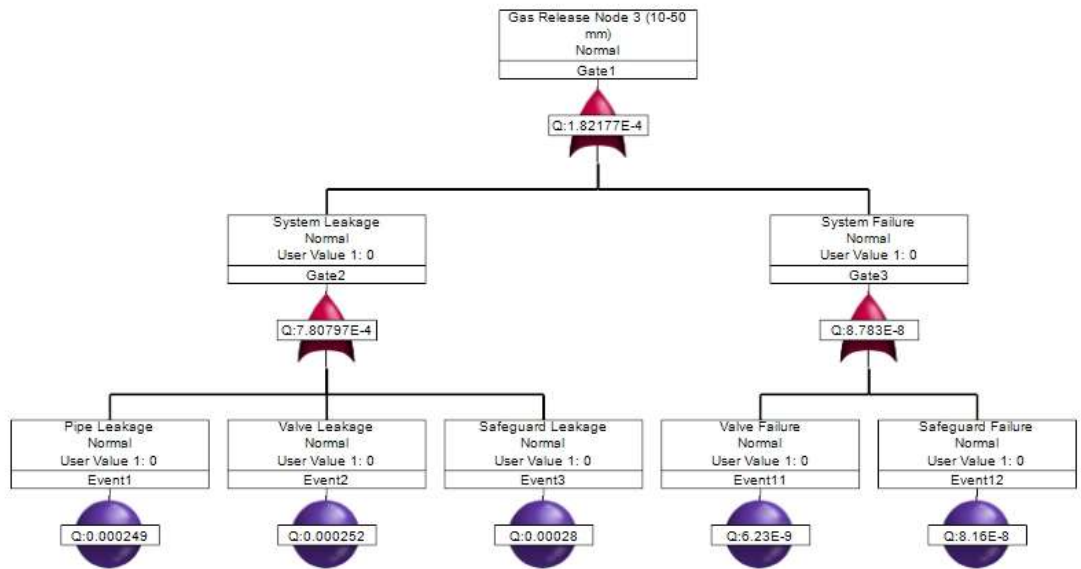


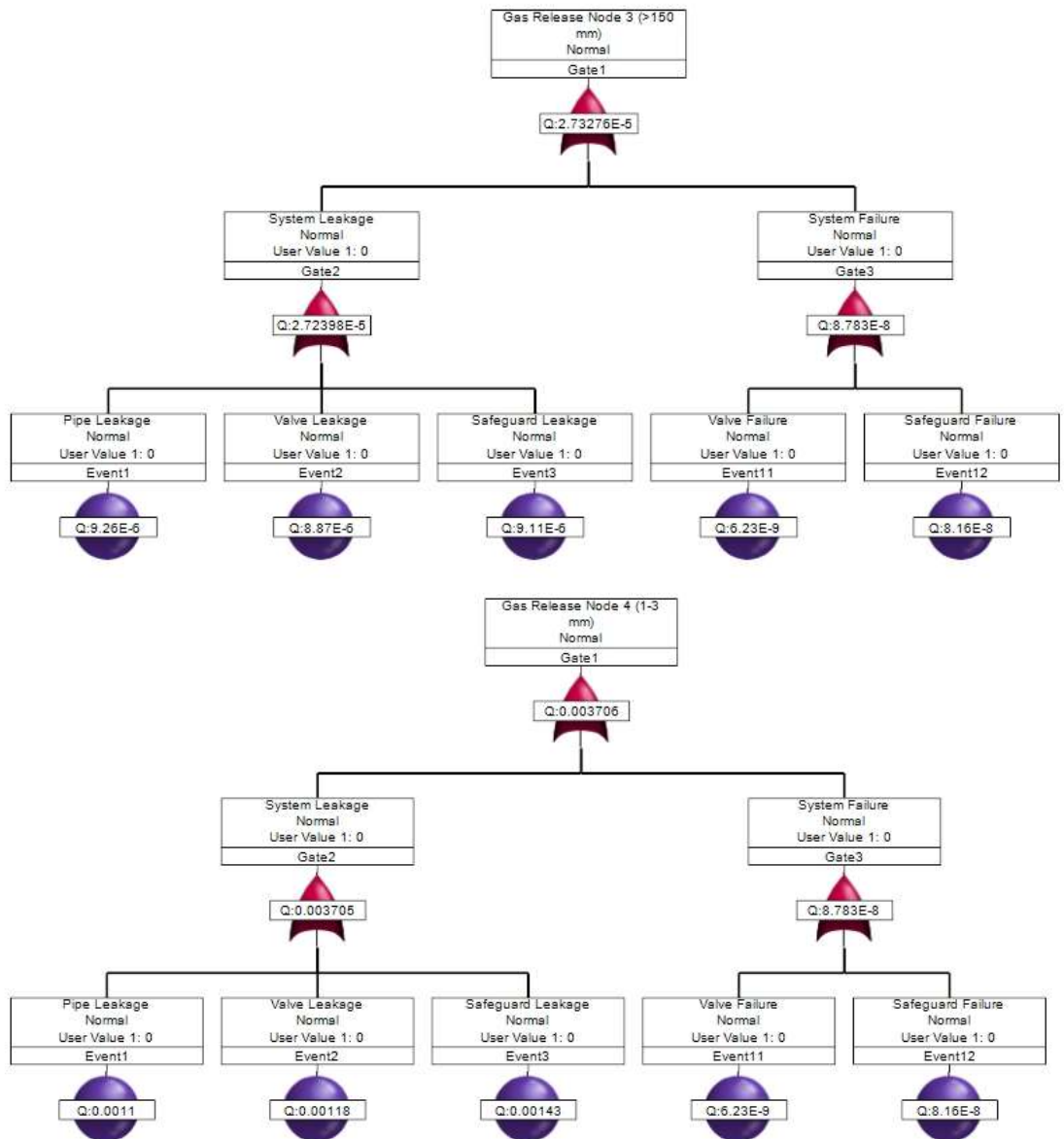


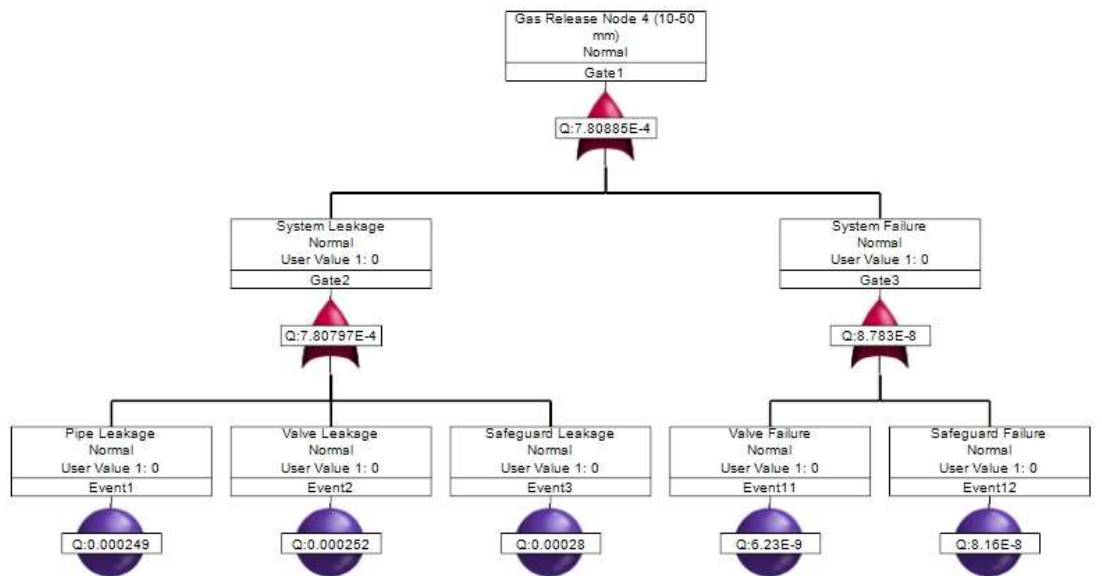
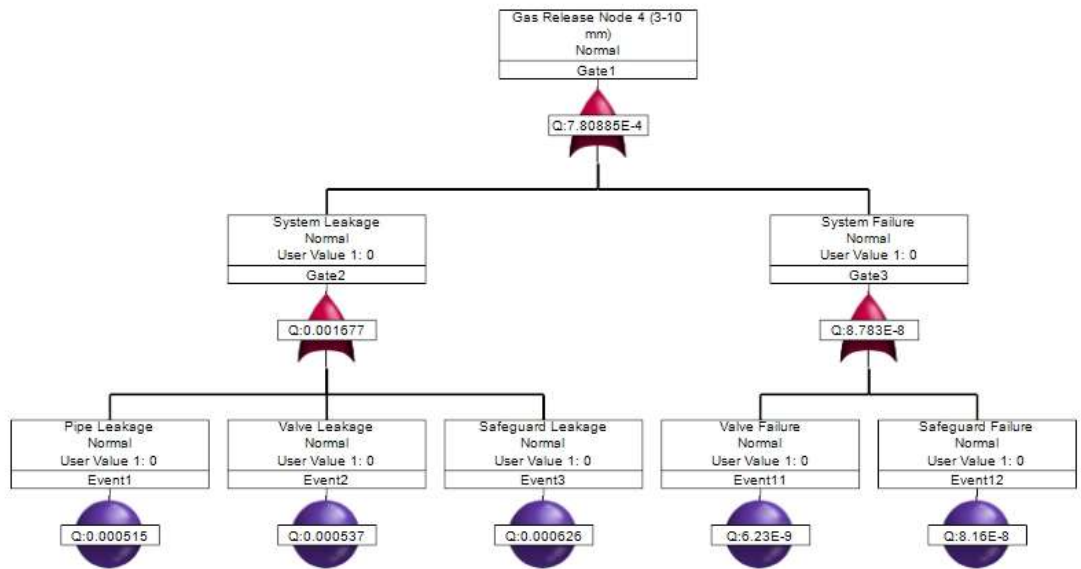


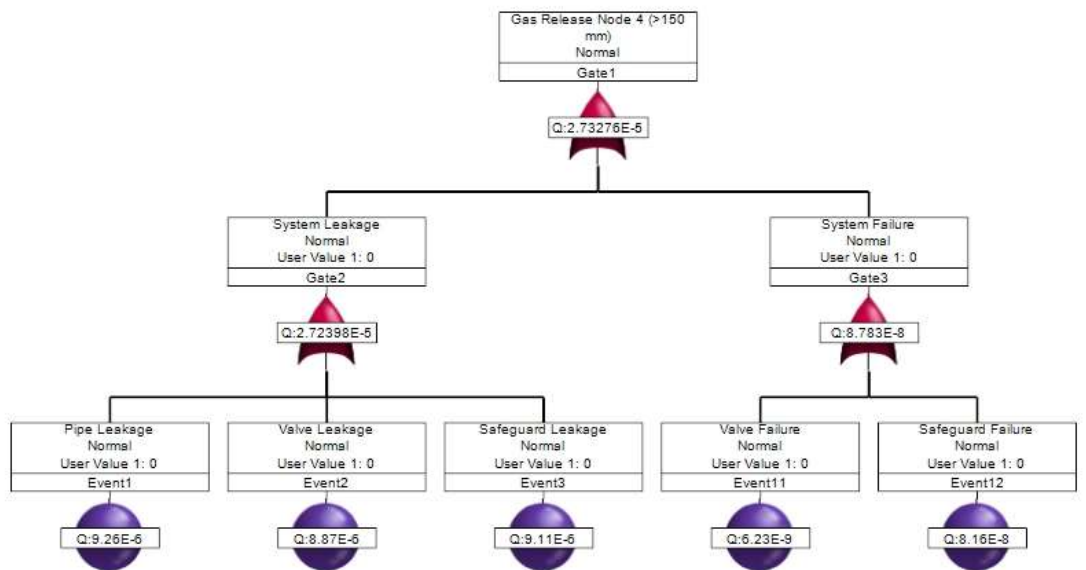
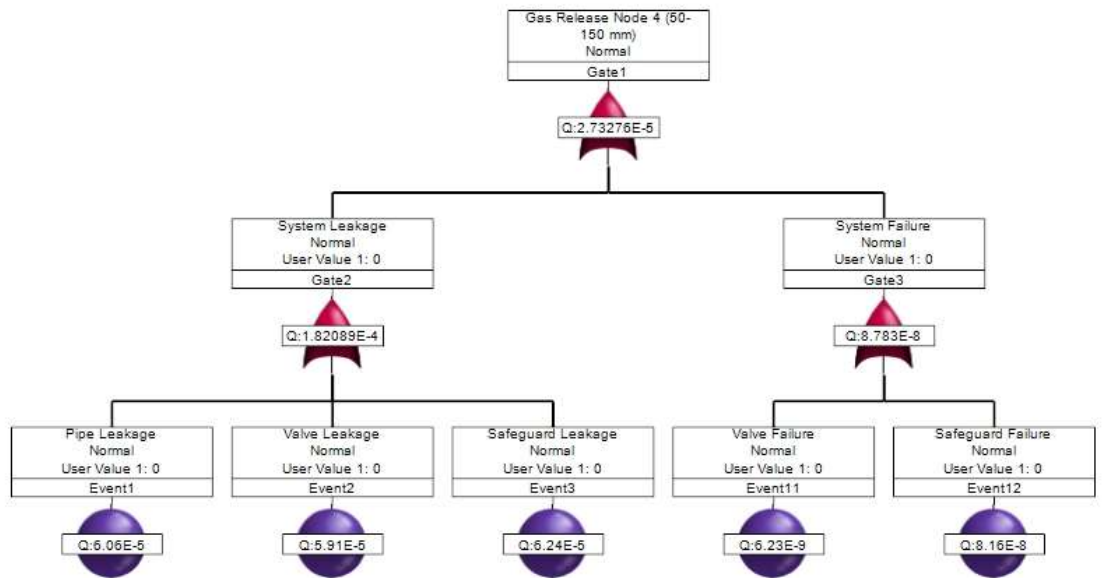




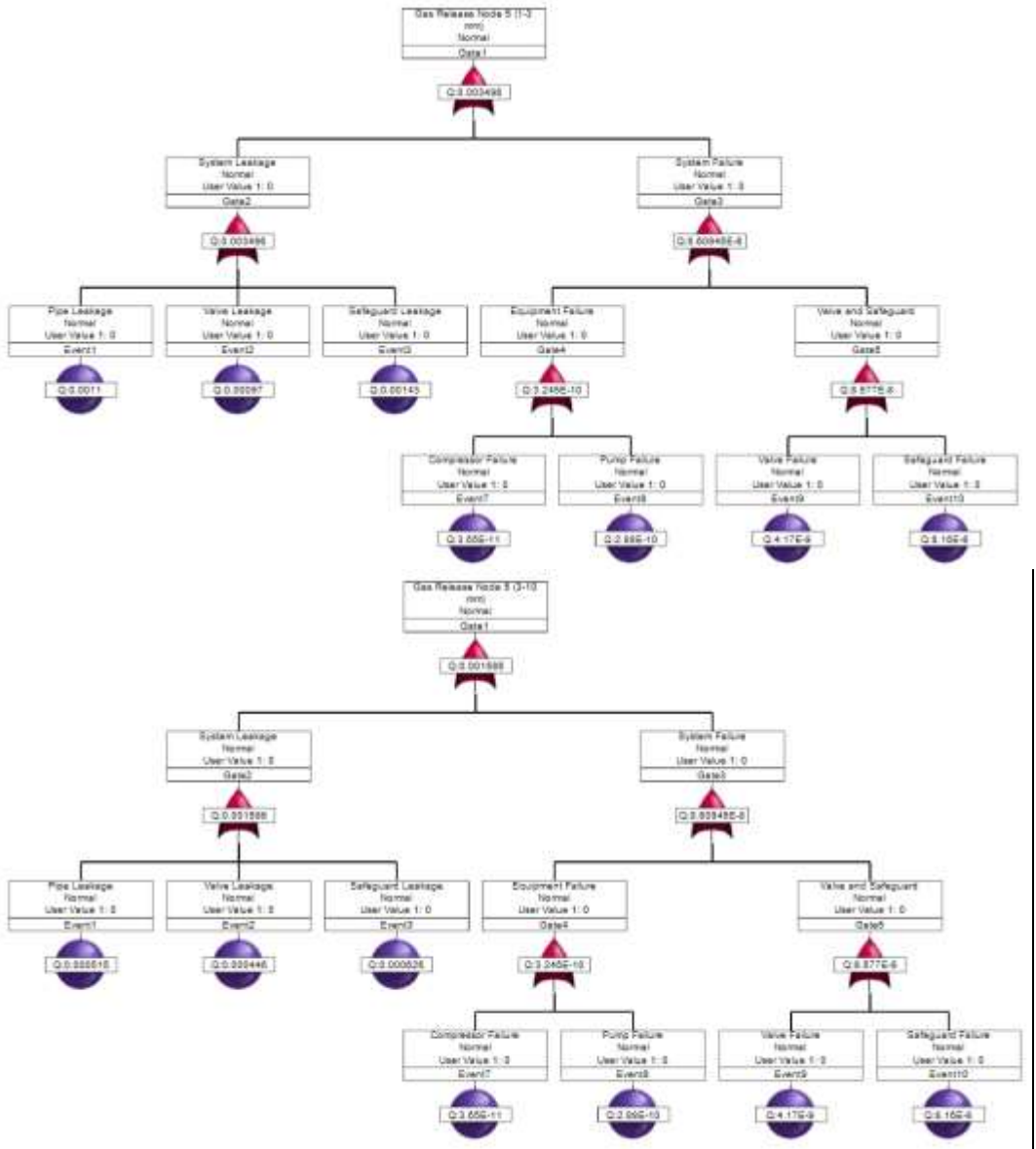


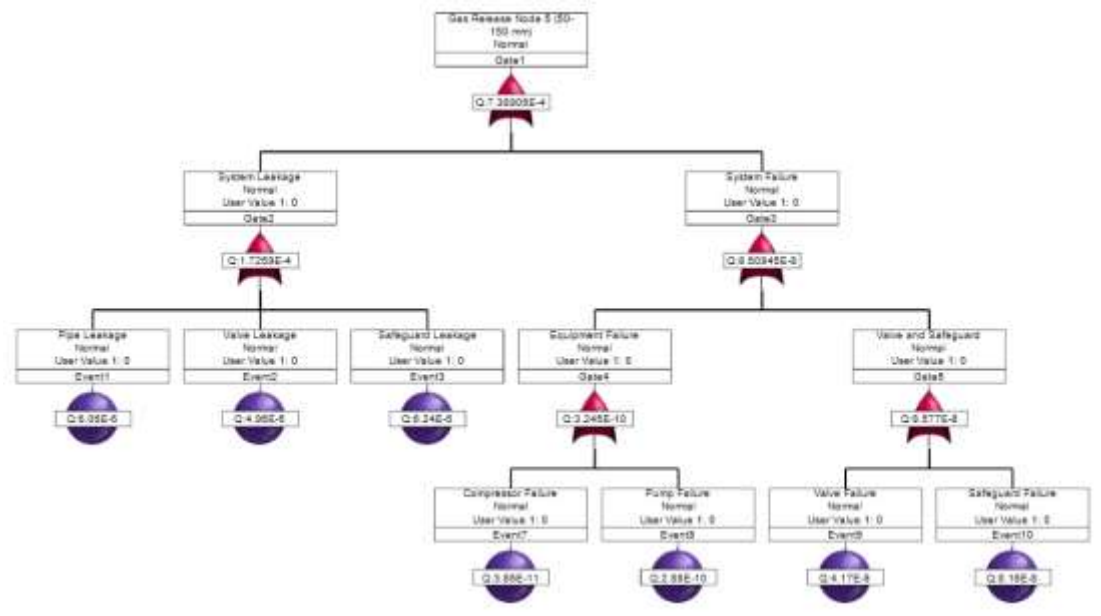
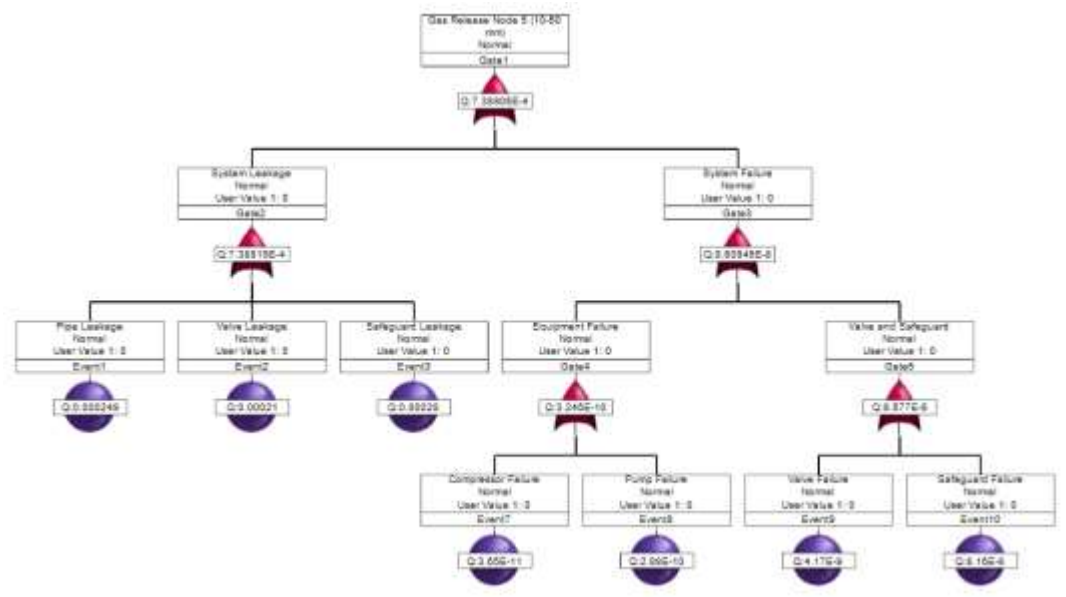


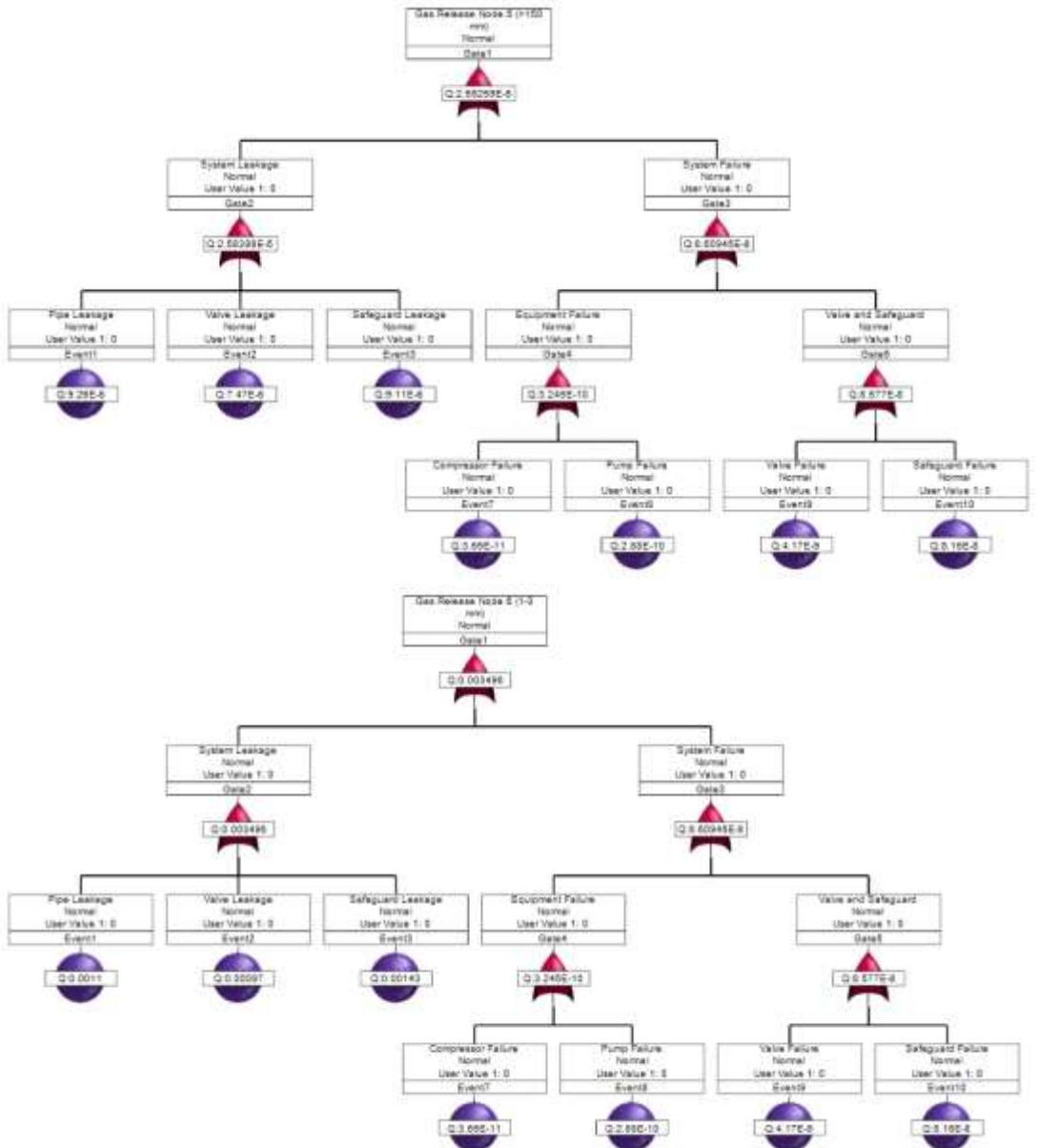


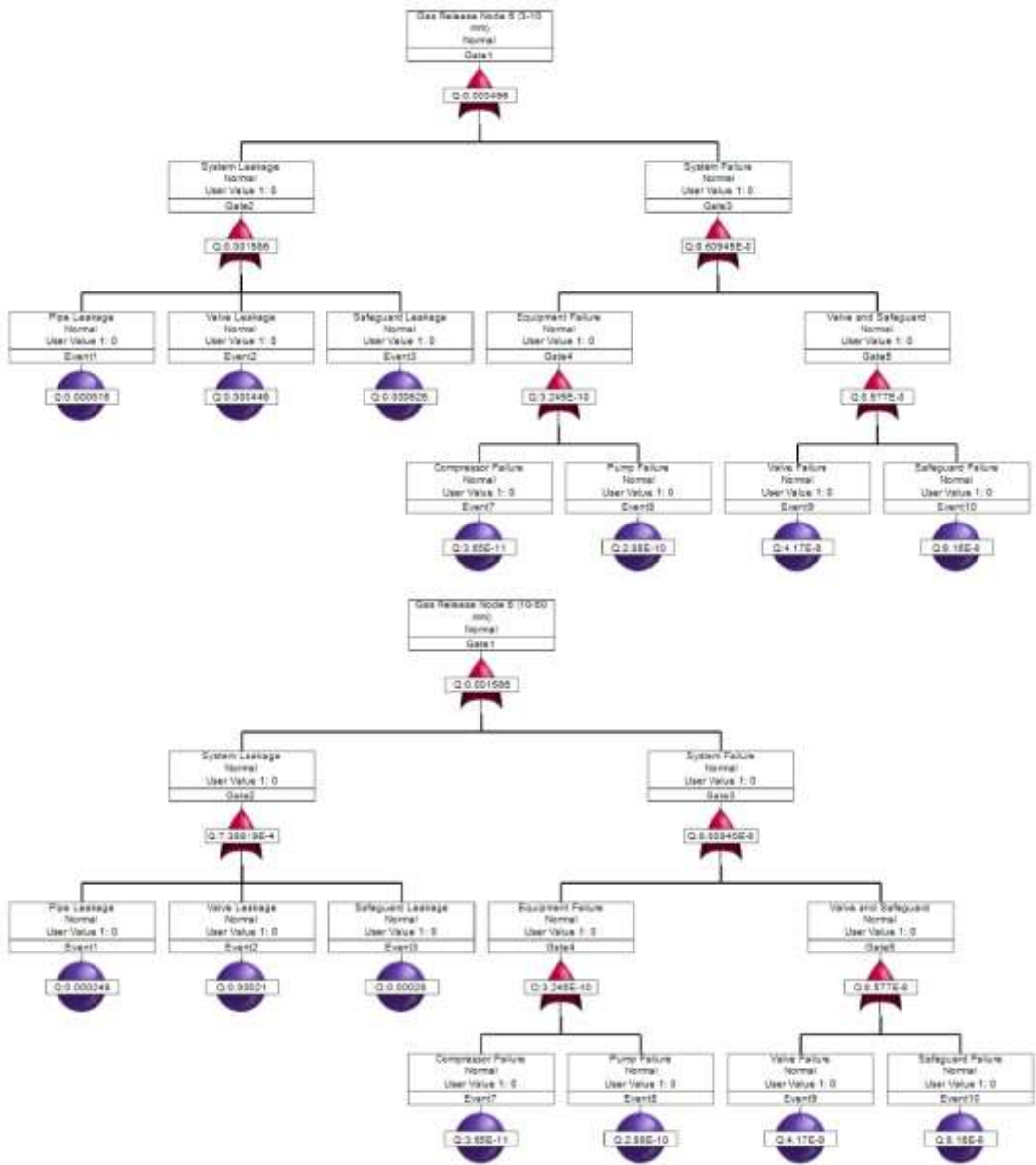


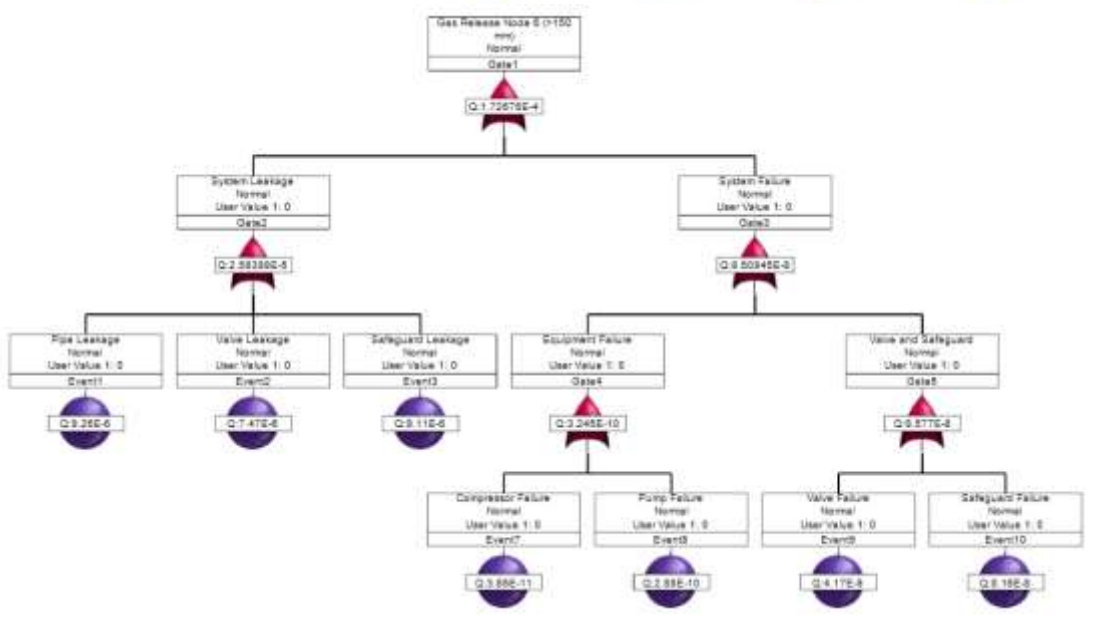
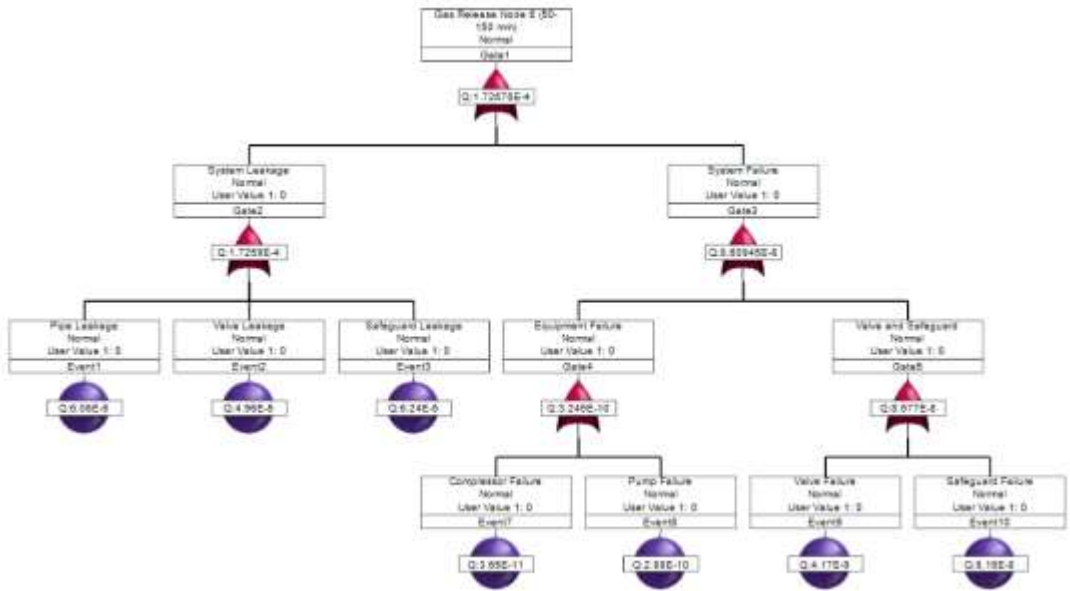






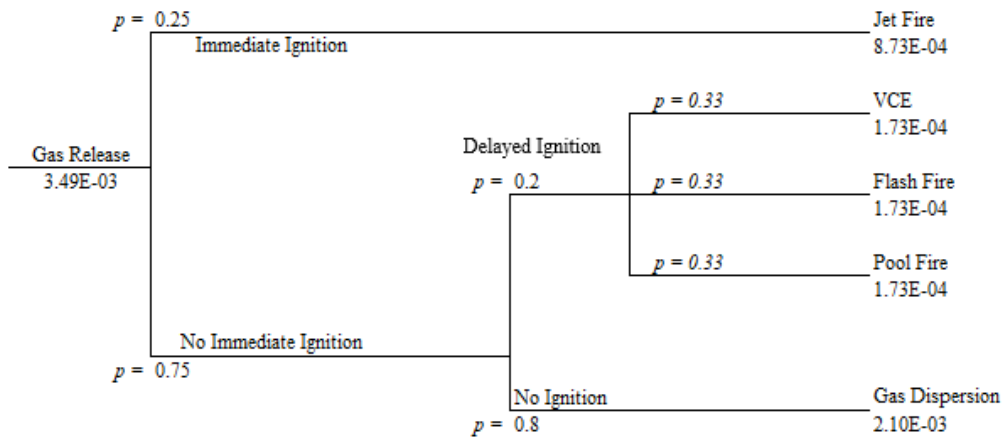




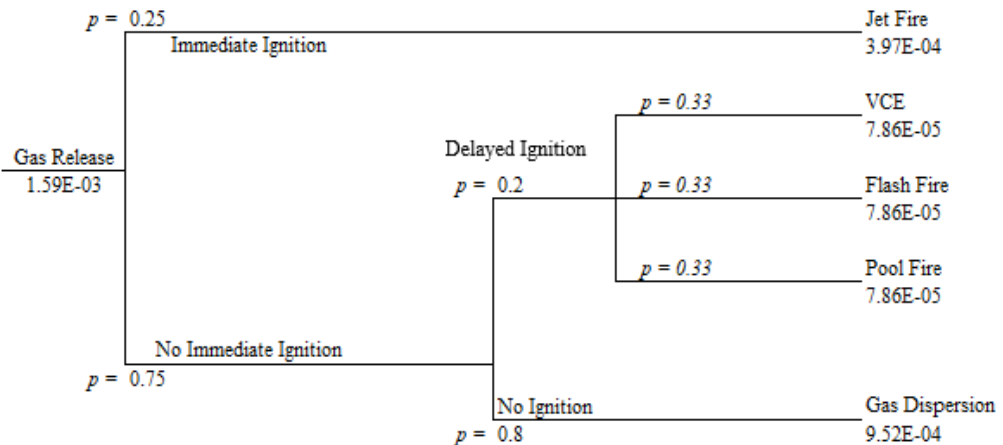


**LAMPIRAN IV : *EVENT TREE ANALYSIS***

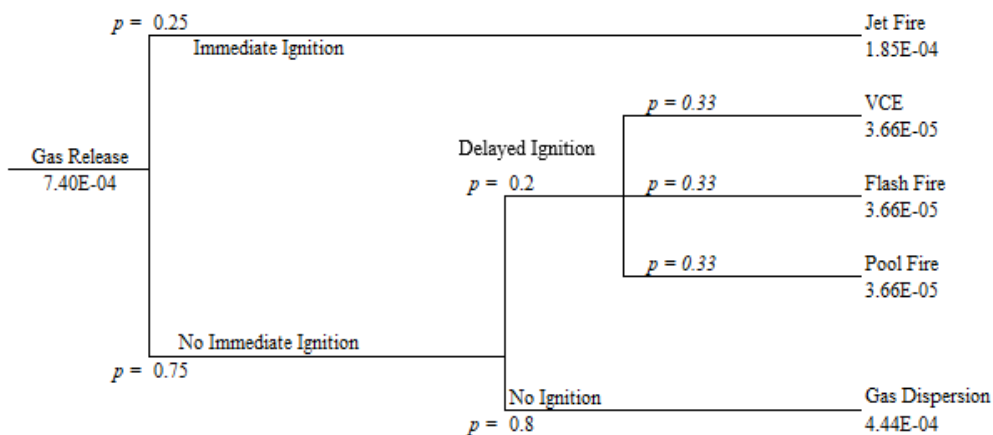
**Node 1 Skenario 1-3mm**



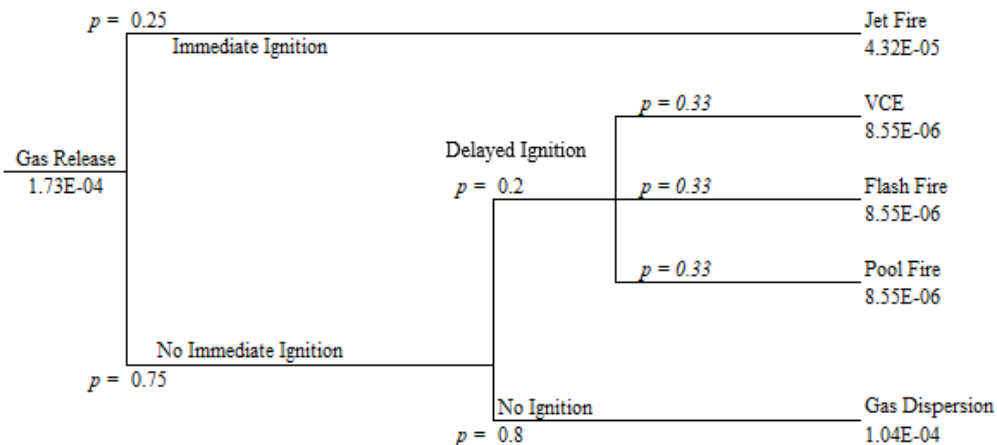
**Node 1 Skenario 3-10mm**



**Node 1 Skenario 10-50mm**

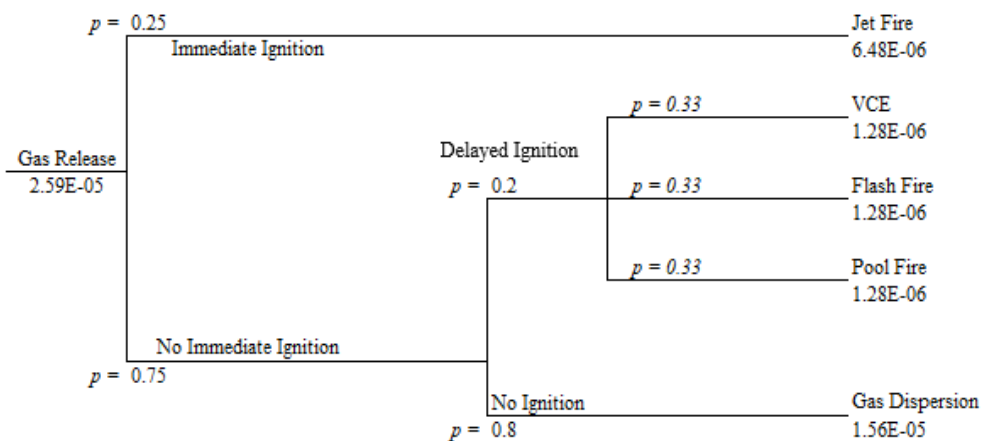


**Node 1 Skenario 50-150mm**

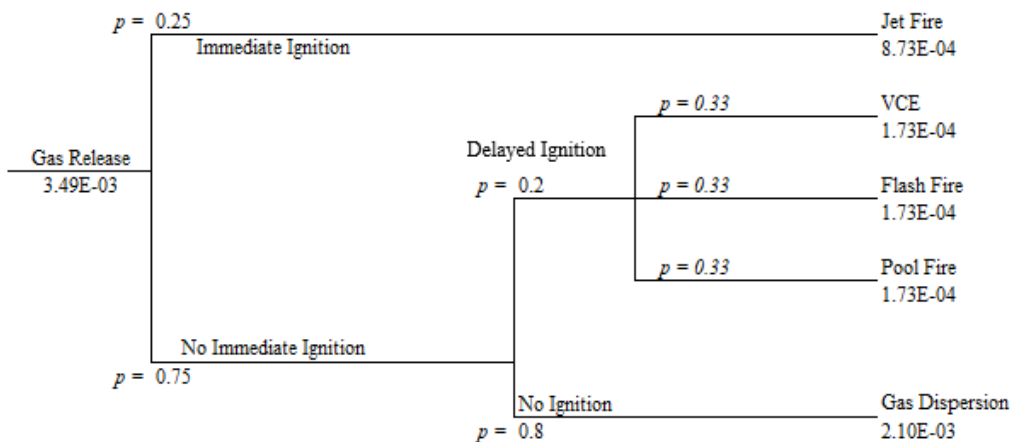




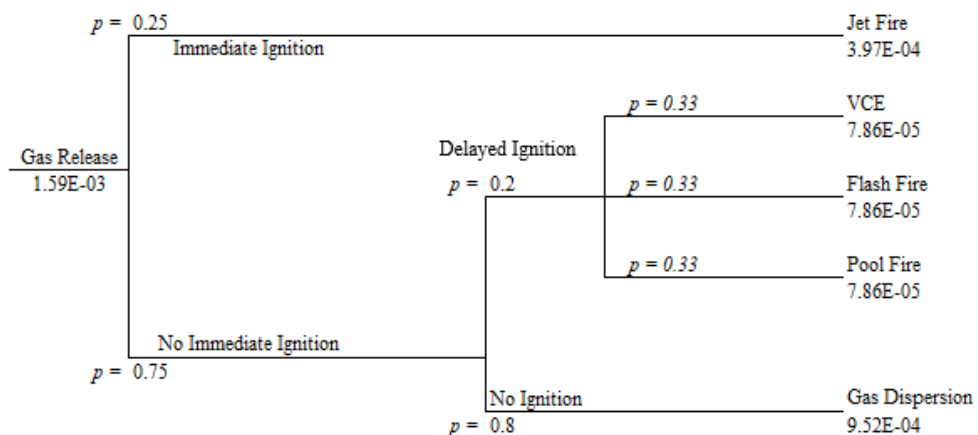
**Node 1 Skenario >150mm**



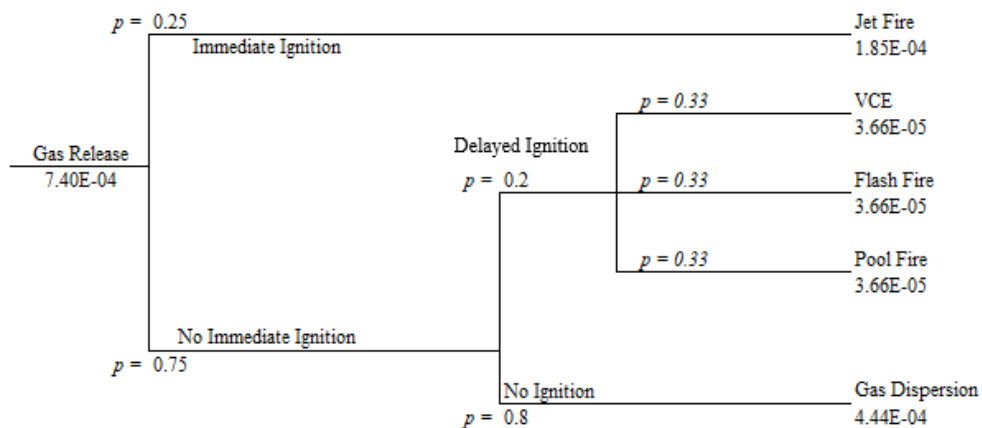
**Node 2 Skenario 1-3mm**



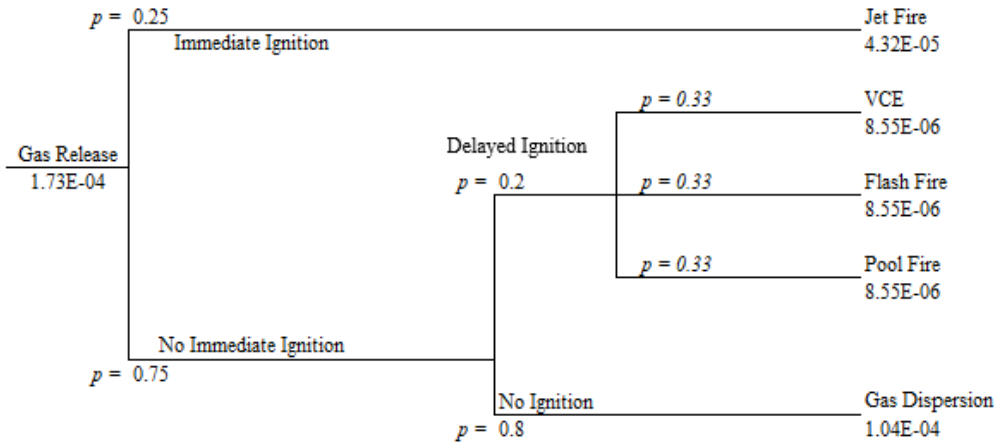
**Node 2 Skenario 3-10mm**



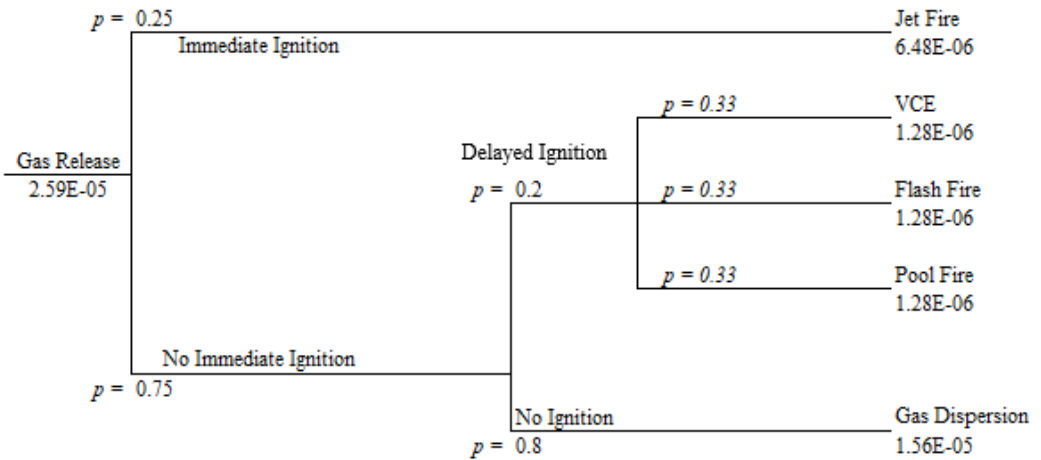
**Node 2 Skenario 10-50mm**



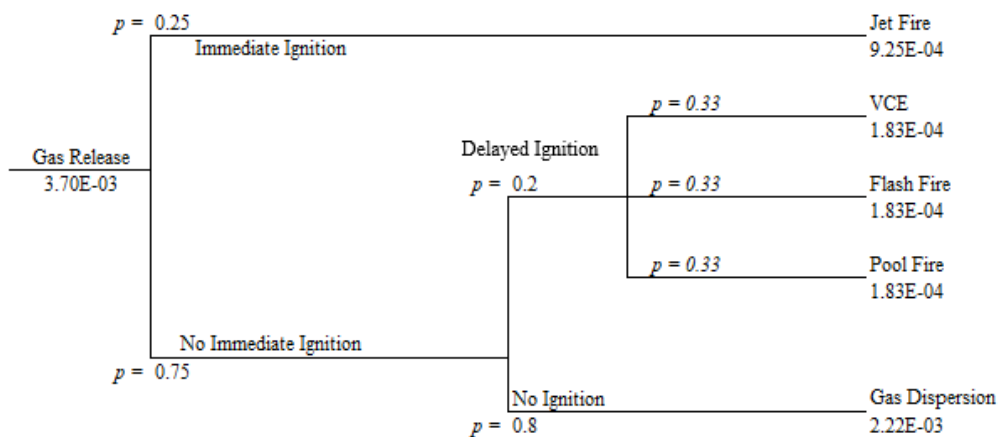
**Node 2 Skenario 50-150mm**



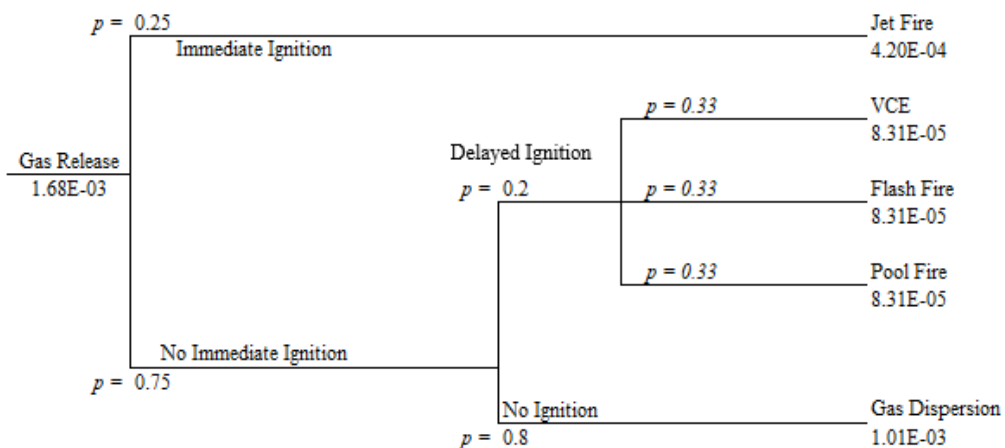
**Node 2 Skenario >150mm**



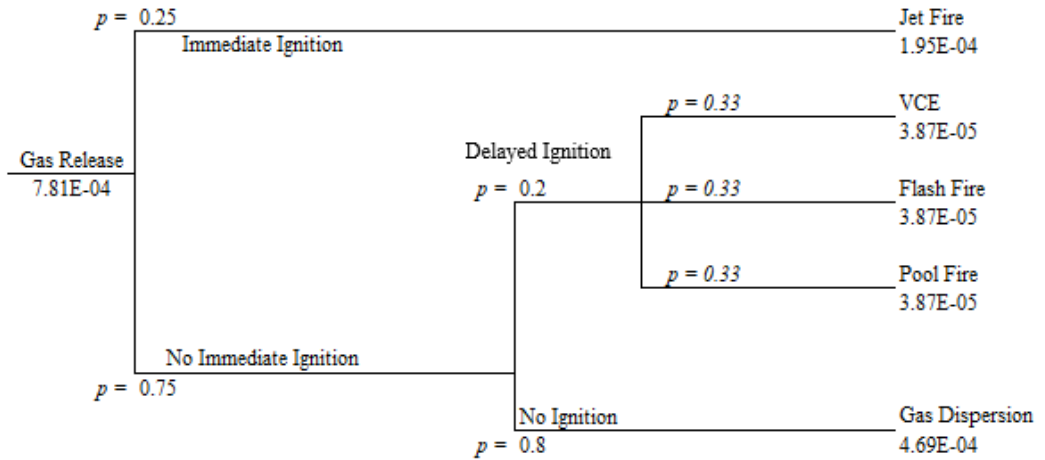
**Node 3 Skenario 1-3mm**



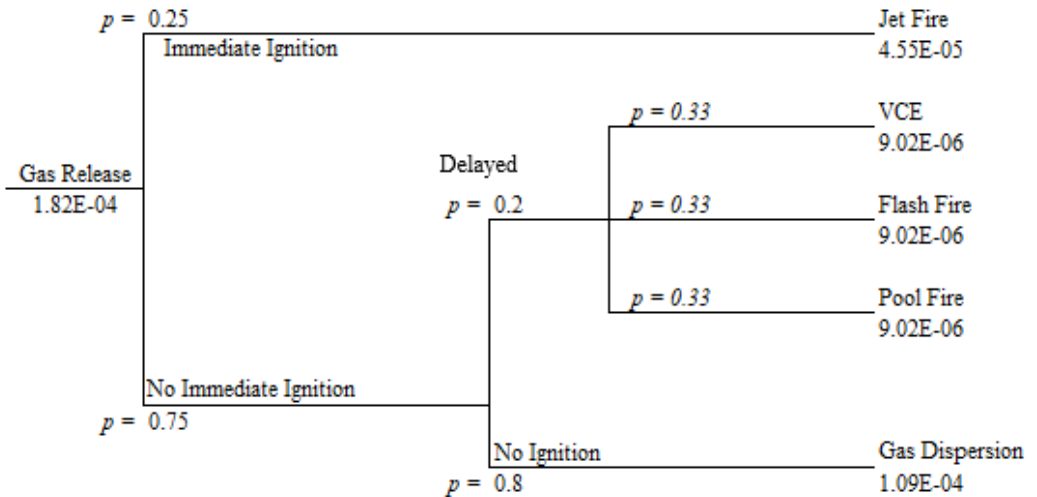
**Node 3 Skenario 3-10mm**



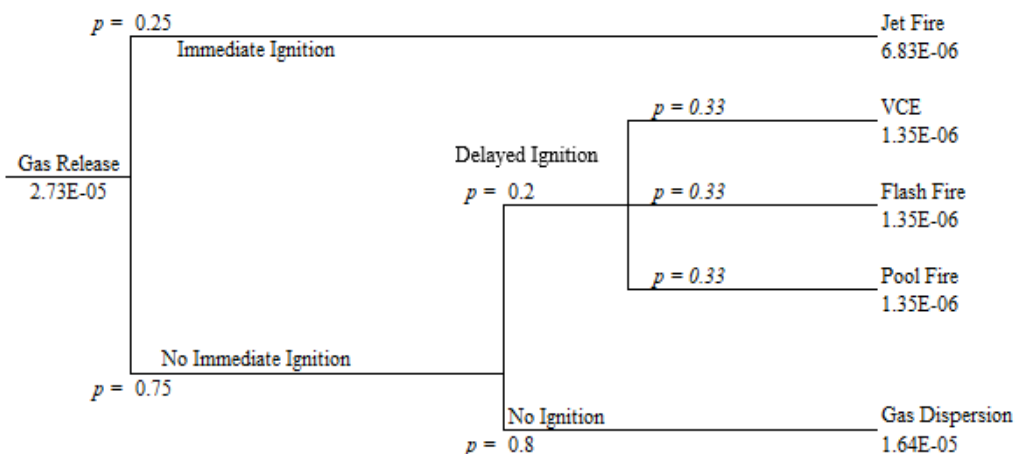
**Node 3 Skenario 10-50mm**



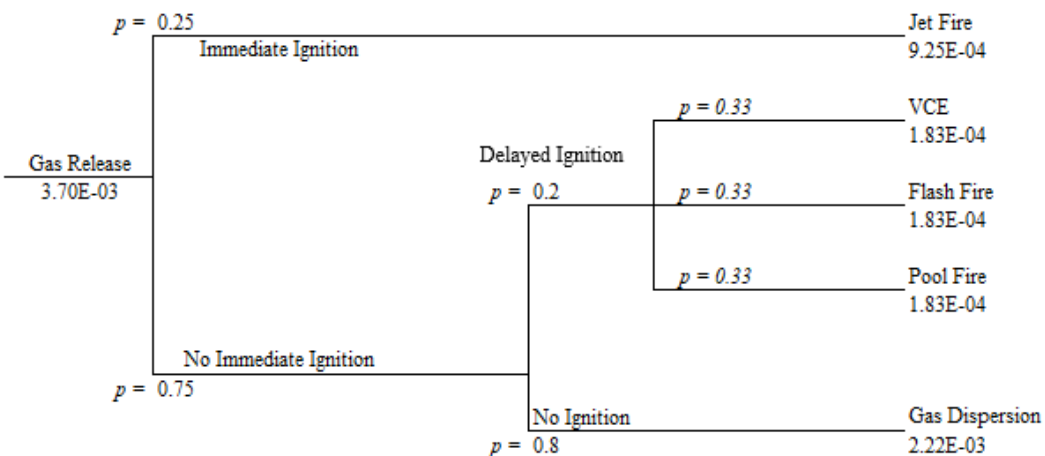
**Node 3 Skenario 50-150mm**



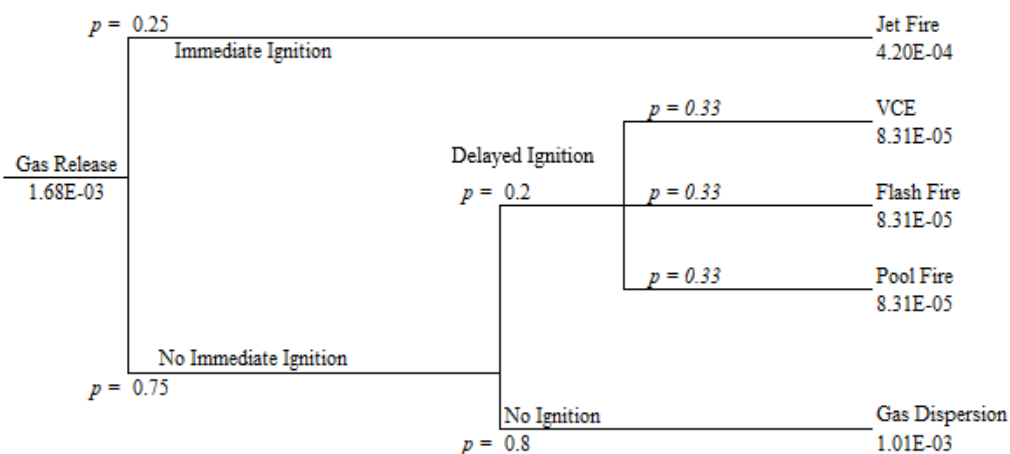
**Node 3 Skenario >150mm**



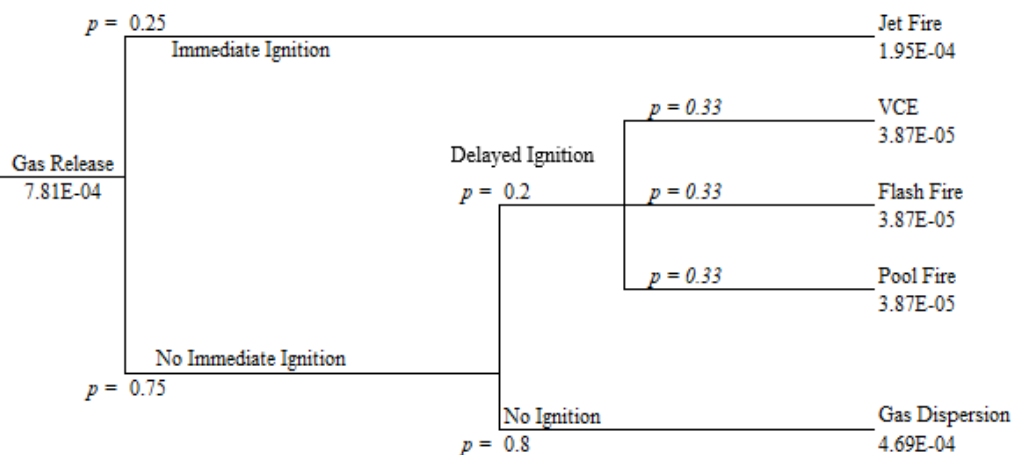
**Node 4 Skenario 1-3mm**



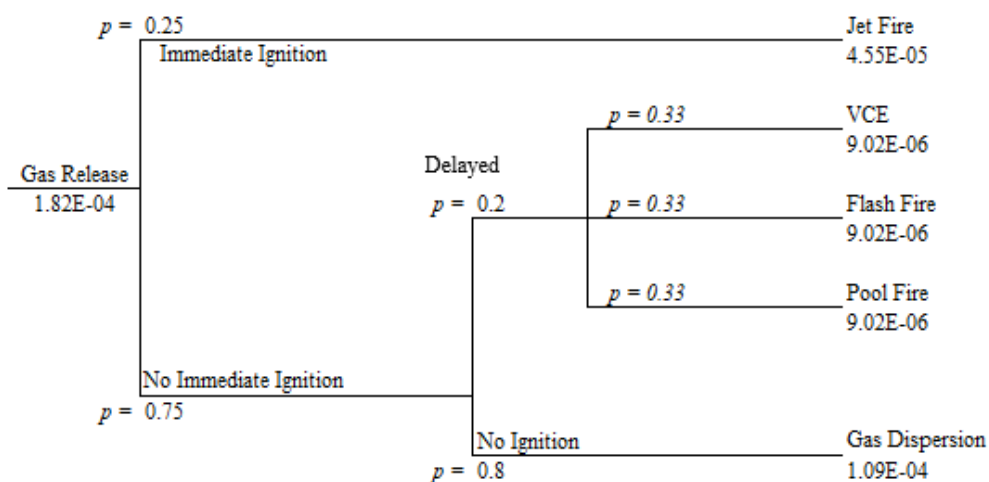
**Node 4 Skenario 3-10mm**



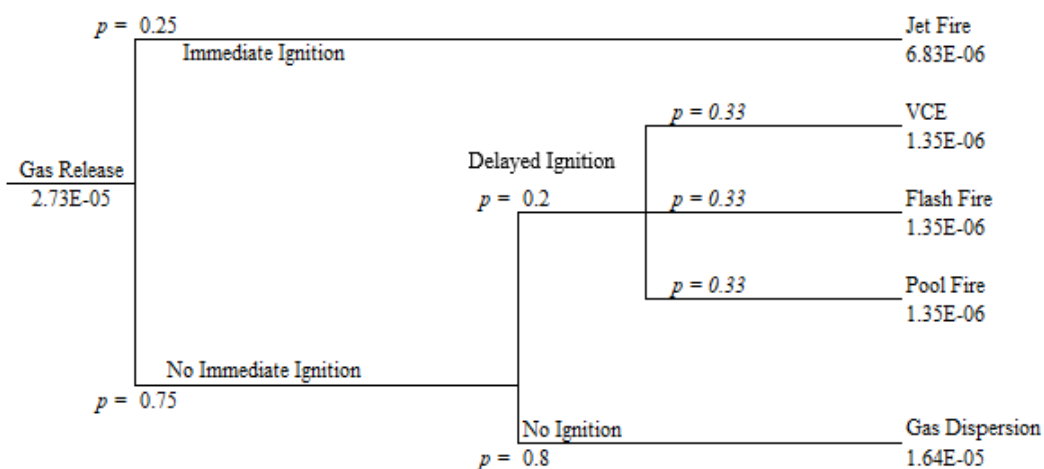
**Node 4 Skenario 10-50mm**



**Node 4 Skenario 50-150mm**

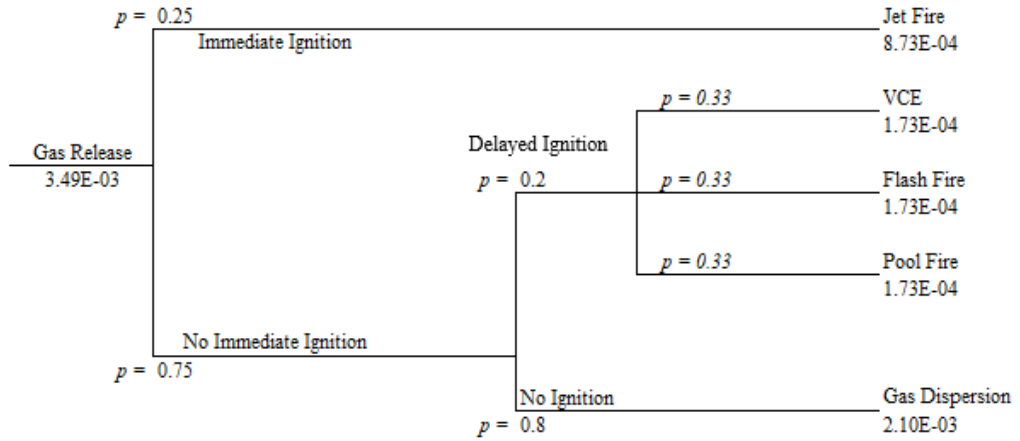


**Node 4 Skenario >150mm**

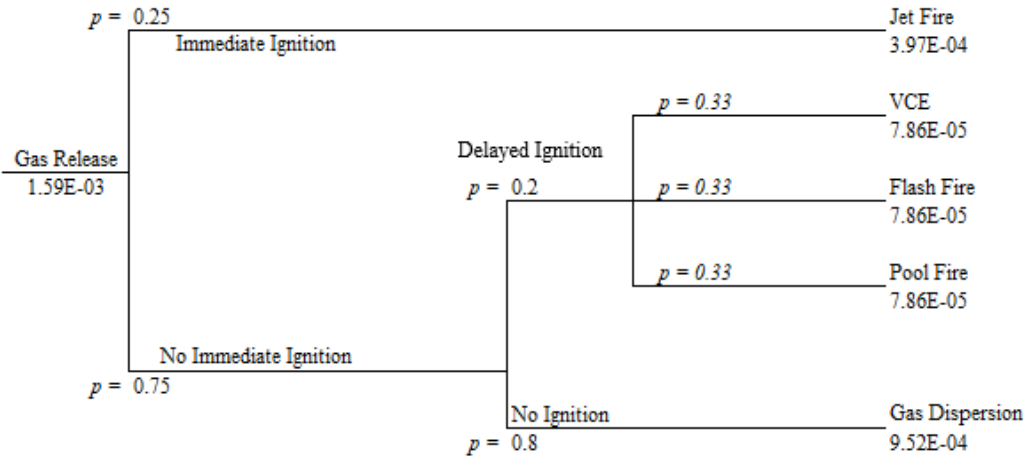




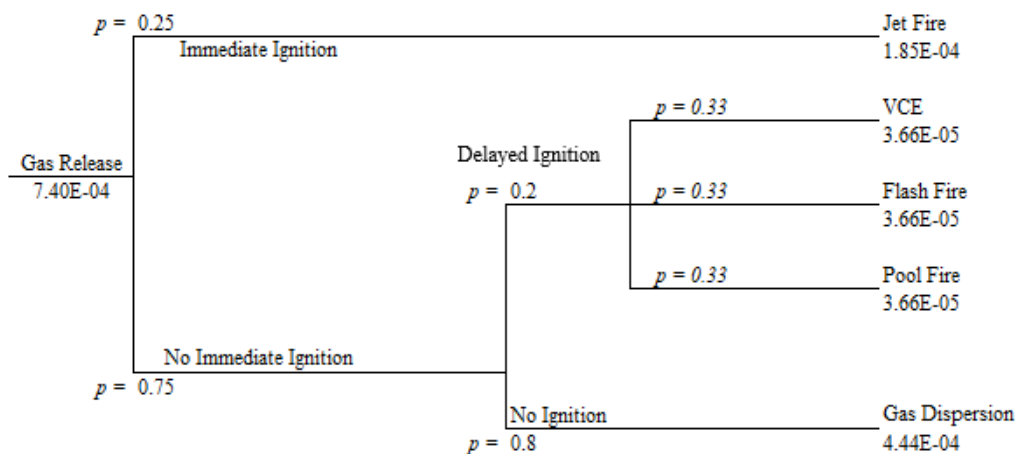
Node 5 Skenario 1-3mm



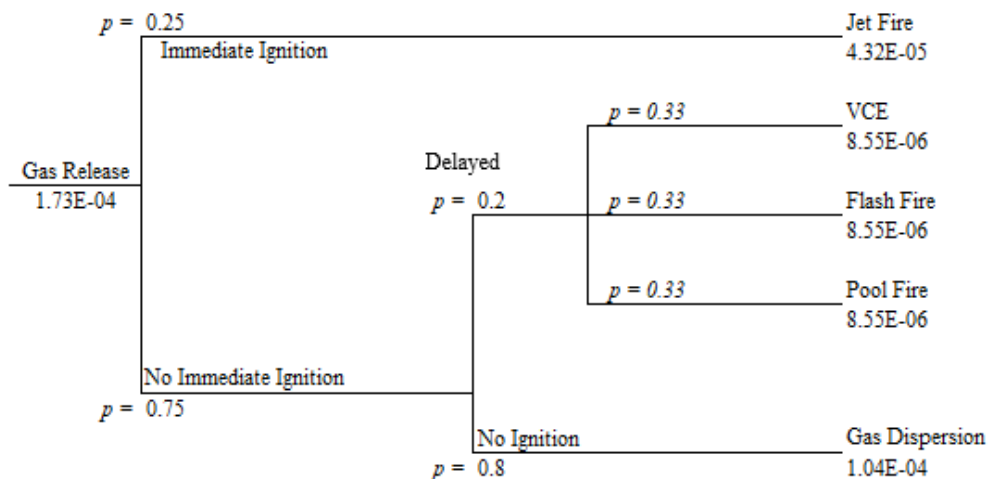
Node 5 Skenario 3-10mm



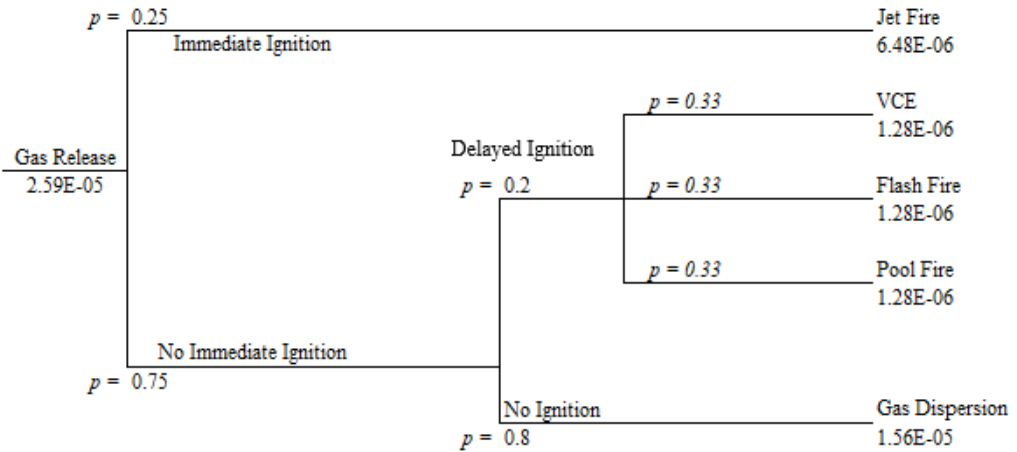
**Node 5 Skenario 10-50mm**



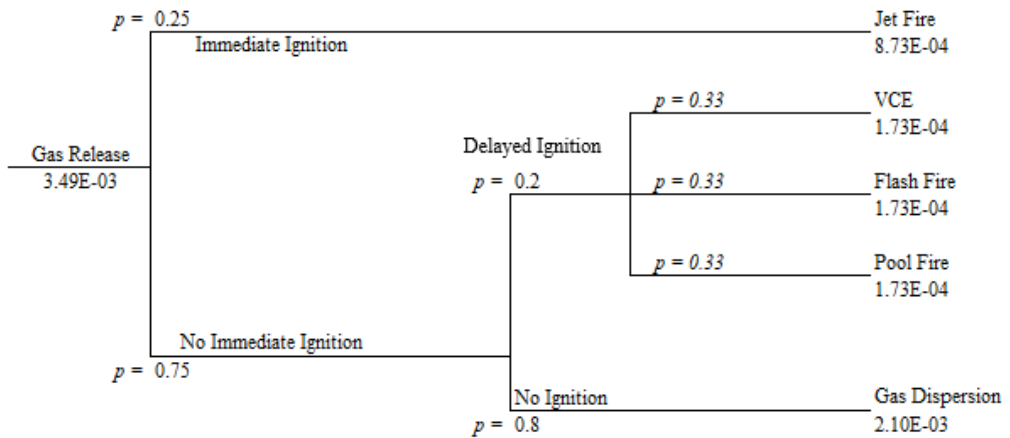
**Node 5 Skenario 50-150mm**



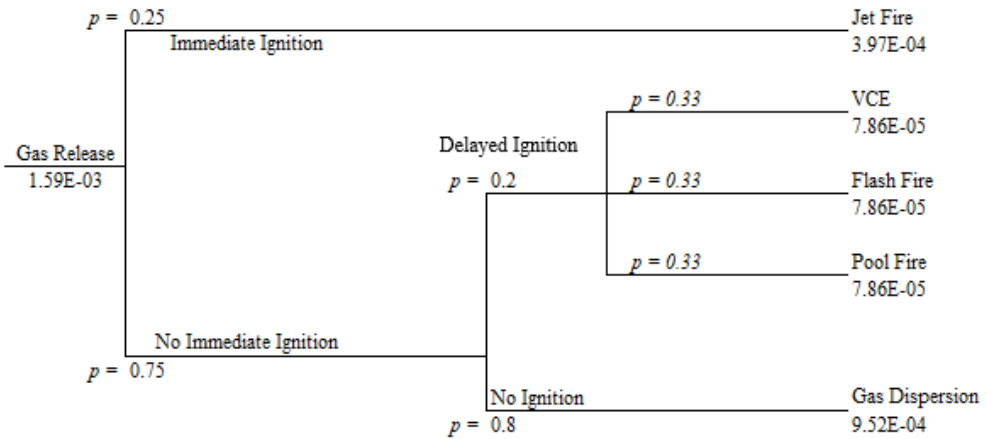
**Node 5 Skenario >150mm**



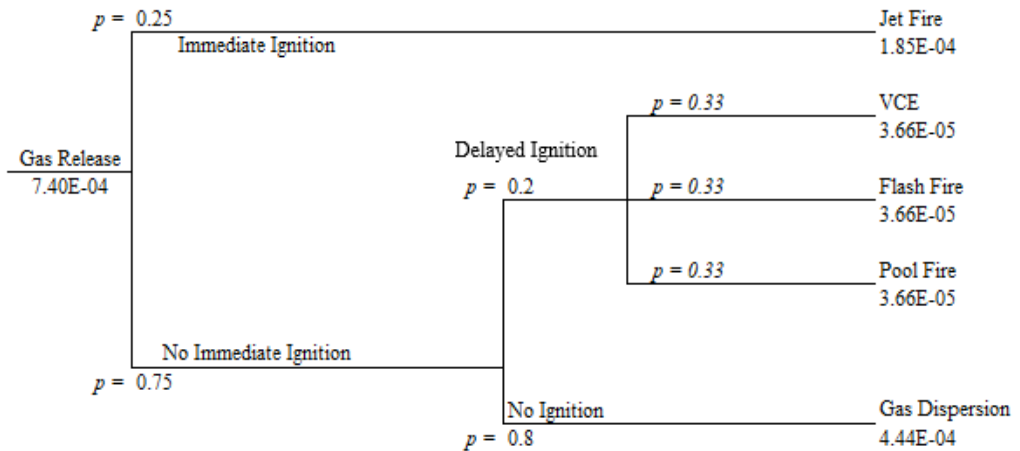
**Node 6 Skenario 1-3mm**



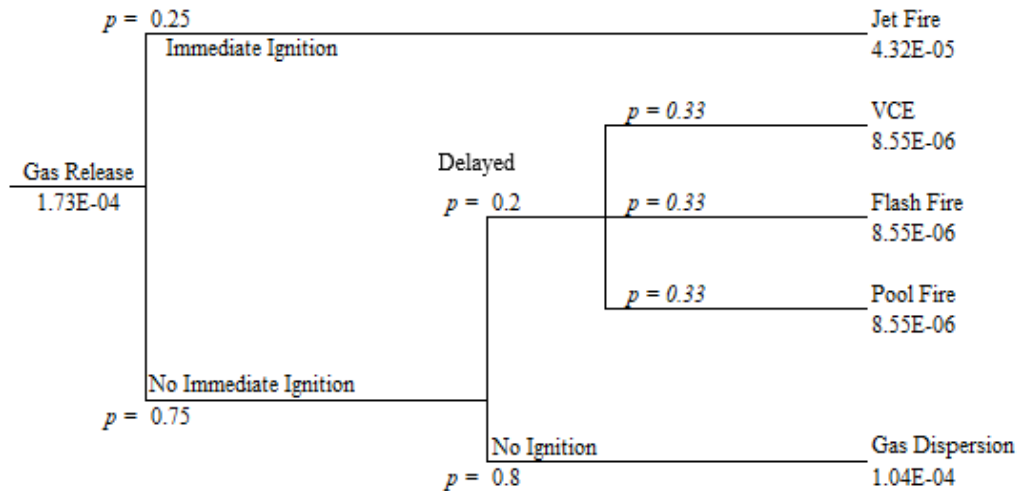
Node 6 Skenario 3-10mm



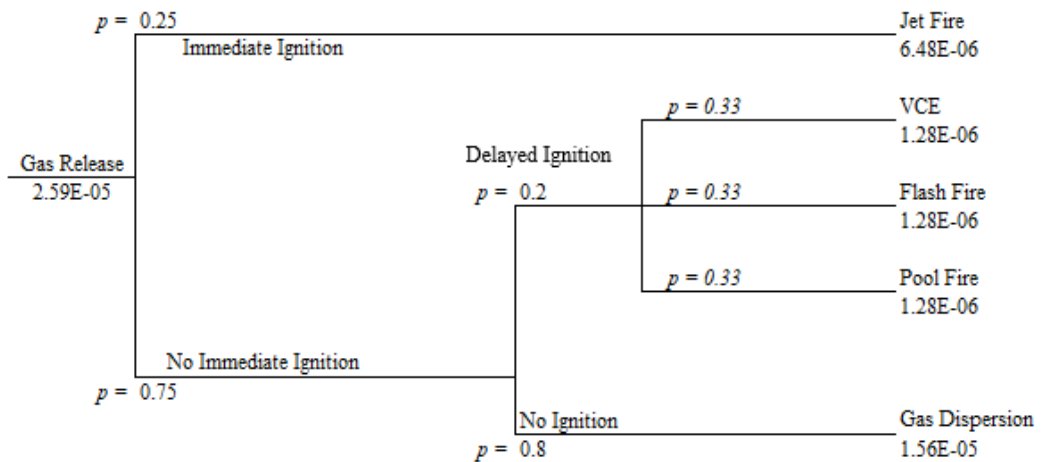
Node 6 Skenario 10-50mm



**Node 6 Skenario 50-150mm**

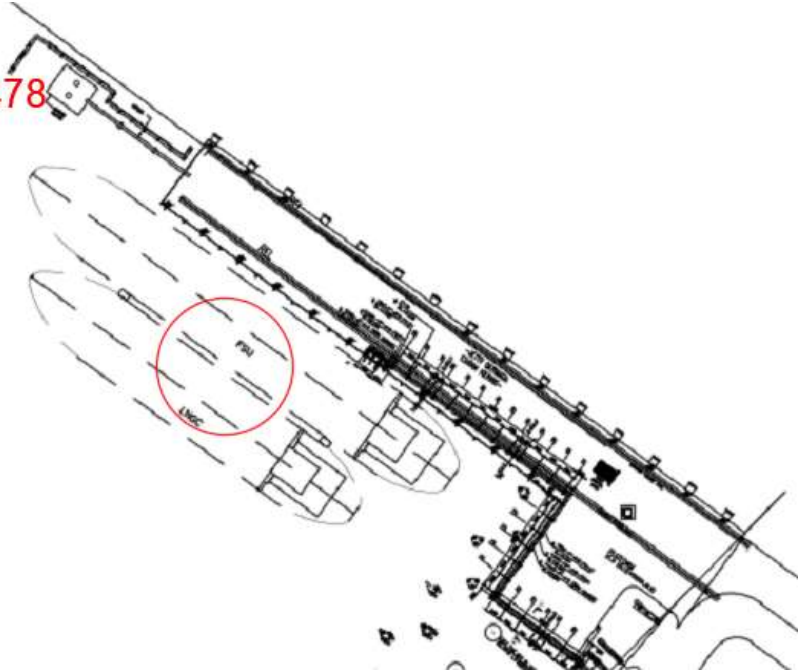


**Node 6 Skenario >150mm**

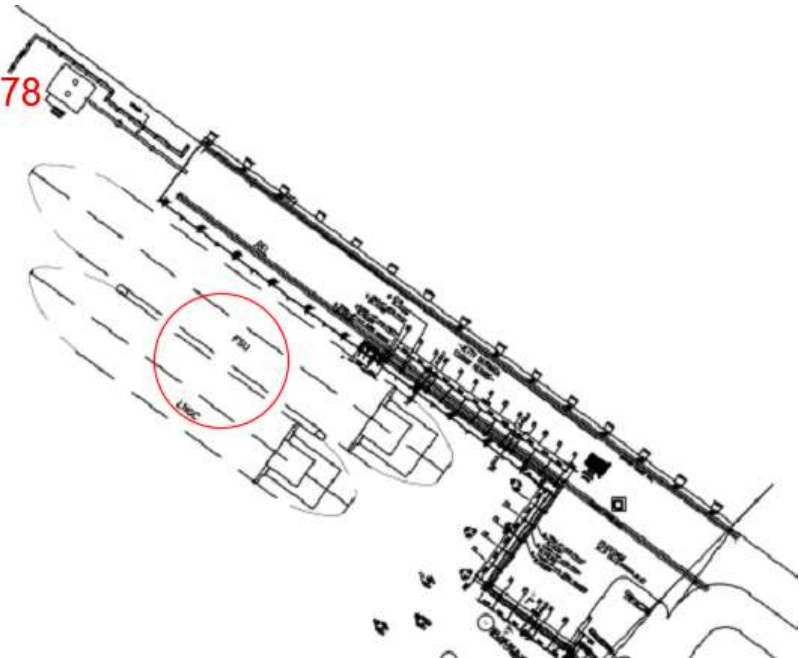


**LAMPIRAN V: PEMODELAN AKIBAT KEBAKARAN DAN LEDAKAN**

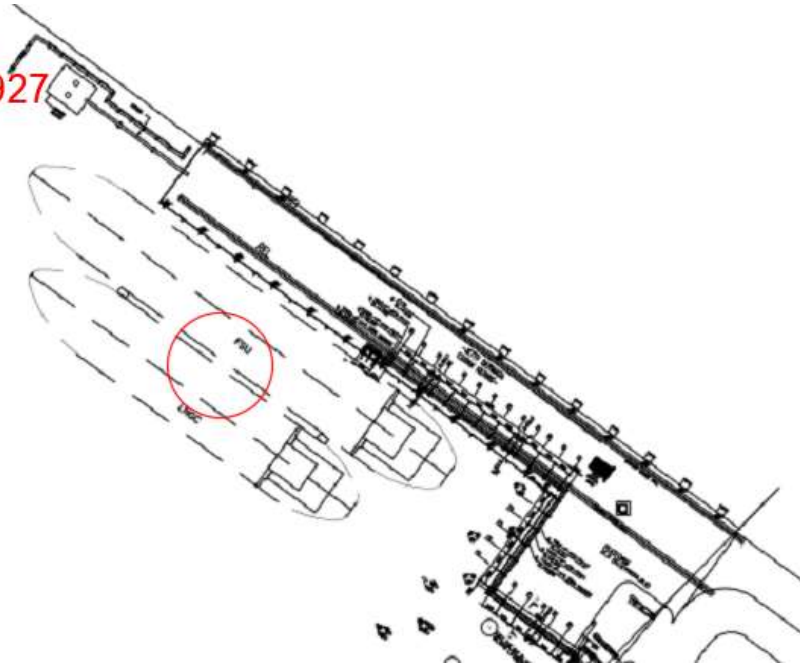
NODE 1  
R=25,40478



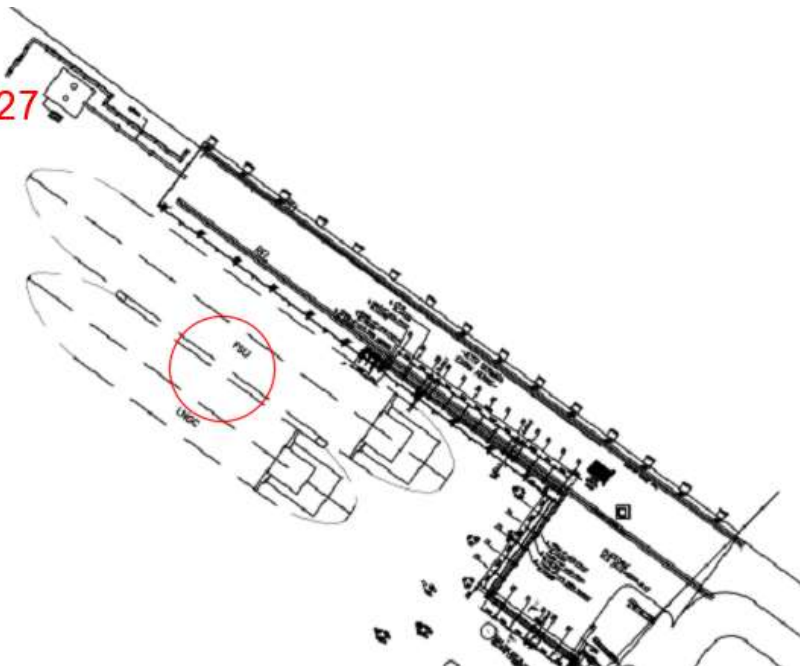
NODE 2  
R=25,40478



NODE 3  
R=19,75927

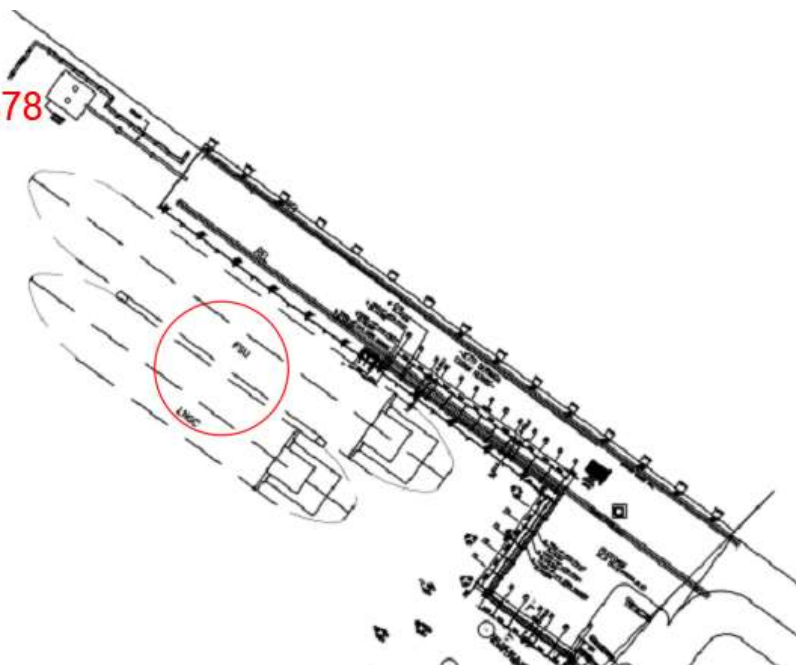


NODE 4  
R=19,75927

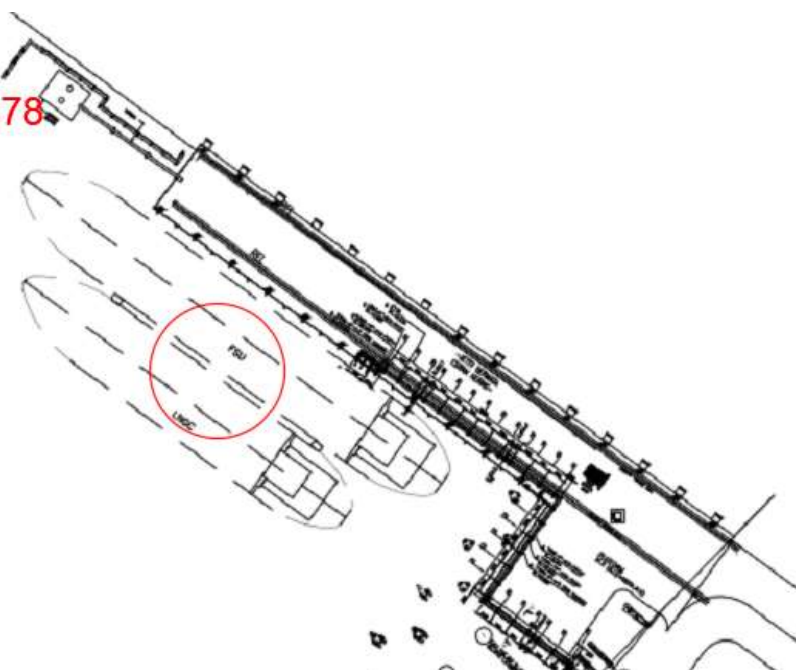




NODE 5  
R=25,40478



NODE 6  
R=25,40478



**LAMPIRAN VI: DAMPAK KERUGIAN *COST* AKIBAT KEBAKARAN DAN LEDAKAN**

Tabel Perhitungan Equipment Cost pada daerah paparan kebakaran pada node 2

<b>Node 2 : Equipment Cost pada Daerah Paparan Kebakaran dan Ledakan</b>					
<b>No.</b>	<b>Equipment</b>	<b>Equipment Code</b>	<b>Size</b>	<b>Price (IDR)</b>	<b>Price (USD)</b>
1	Gate Valve	-	254 mm	IDR 52,706,000.00	\$ 3,730.95
2	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
3	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
4	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
5	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
6	Test Globe Valve	23-025GB-015	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
7	Globe Valve	23-025GB-016	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
8	Check Valve	23-400CH-019	254 mm	IDR 46,839,000.00	\$ 3,315.64
9	Butterfly Valve	23-400BU-048	254 mm	IDR 7,916,000.00	\$ 560.36
10	Ball Valve	23-025BL-038	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
11	Ball Valve	23-080BL-036	101,6 mm	IDR 19,043,200.00	\$ 1,348.03
12	Globe Valve	23-040GB-039	50,8 mm	IDR 9,833,000.00	\$ 696.06
13	Globe Valve	23-025GB-020	19,05 mm	IDR 3,687,375.00	\$ 261.02
14	Temperature Gauge	23-TG-011	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
15	Pressure Gauge	23-PG-012	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00

16	Pressure Transmitter	23-PT-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
17	Pressure Indicator	23-PI-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
18	Temperature Transmitter	23-TT-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
19	Temperature Indicator	23-TI-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
20	Compressor	-	-	IDR 1,595,000.00	\$ 112.91
21	Crane	-	-	IDR 1,130,136,000.00	\$ 80,000.00
22	Motor Listrik Crane	-	-	IDR 141,267,000.00	\$ 10,000.00
<b>Total</b>					<b>\$ 113,373.26</b>

Tabel Perhitungan Equipment Cost pada daerah paparan kebakaran pada node 3

<b>Node 3 : Equipment Cost pada Daerah Paparan Kebakaran dan Ledakan</b>					
<b>No.</b>	<b>Equipment</b>	<b>Equipme nt Code</b>	<b>Size</b>	<b>Price (IDR)</b>	<b>Price (USD)</b>
1	Gate Valve	-	254 mm	IDR 52,706,000.00	\$ 3,730.95
2	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
3	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
4	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
5	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
6	Spectange Flange	23- 400SF- 003	254 mm	IDR 6,247,000.00	\$ 442.21
7	Test Globe Valve	23- 025GB- 015	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
8	Globe Valve	23- 025GB- 016	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
9	Check Valve	23- 400CH- 019	254 mm	IDR 46,839,000.00	\$ 3,315.64
10	Butterfly Valve	23- 400BU- 048	254 mm	IDR 7,916,000.00	\$ 560.36
11	Ball Valve	23- 025BL- 038	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
12	Ball Valve	23- 080BL- 036	101,6 mm	IDR 19,043,200.00	\$ 1,348.03
13	Globe Valve	23- 040GB- 039	50,8 mm	IDR 9,833,000.00	\$ 696.06
14	Globe Valve	23- 025GB- 020	19,05 mm	IDR 3,687,375.00	\$ 261.02

15	Emergency Shutdown Gate Valve	23-EV-017	254 mm	IDR 52,706,000.00	\$ 3,730.95
16	Temperature Gauge	23-TG-011	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
17	Pressure Gauge	23-PG-012	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
18	Pressure Transmitter	23-PT-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
19	Pressure Indicator	23-PI-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
20	Temperature Transmitter	23-TT-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
21	Temperature Indicator	23-TI-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
22	Storage Tank LNG	-	-	IDR 14,126,700,000.00	\$ 1,000,000.00
21	Conveyor	-	-	IDR 423,801,000.00	\$ 30,000.00
24	Motor Listrik Conveyor	-		IDR 112,999,473.30	\$ 7,999.00
<b>Total</b>					<b>\$ 1,065,432.51</b>

Tabel Perhitungan Equipment Cost pada daerah paparan kebakaran pada node 4

<b>Node 4 : <i>Equipment Cost</i> pada Daerah Paparan Kebakaran dan Ledakan</b>					
<b>No.</b>	<b>Equipment</b>	<b>Equipme nt Code</b>	<b>Size</b>	<b>Price (IDR)</b>	<b>Price (USD)</b>
1	Gate Valve	-	254 mm	IDR 52,706,000.00	\$ 3,730.95
2	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
3	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
4	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
5	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
6	Spectange Flange	23- 400SF- 003	254 mm	IDR 6,247,000.00	\$ 442.21
7	Test Globe Valve	23- 025GB- 015	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
8	Globe Valve	23- 025GB- 016	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
9	Check Valve	23- 400CH- 019	254 mm	IDR 46,839,000.00	\$ 3,315.64
10	Butterfly Valve	23- 400BU- 048	254 mm	IDR 7,916,000.00	\$ 560.36
11	Ball Valve	23- 025BL- 038	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
12	Ball Valve	23- 080BL- 036	101,6 mm	IDR 19,043,200.00	\$ 1,348.03
13	Globe Valve	23- 040GB- 039	50,8 mm	IDR 9,833,000.00	\$ 696.06
14	Globe Valve	23- 025GB- 020	19,05 mm	IDR 3,687,375.00	\$ 261.02

15	Emergency Shutdown Gate Valve	23-EV-017	254 mm	IDR 52,706,000.00	\$ 3,730.95
16	Temperature Gauge	23-TG-011	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
17	Pressure Gauge	23-PG-012	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
18	Pressure Transmitter	23-PT-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
19	Pressure Indicator	23-PI-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
20	Temperature Transmitter	23-TT-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
21	Temperature Indicator	23-TI-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
22	Storage Tank LNG	-	-	IDR 14,126,700,000.00	\$ 1,000,000.00
21	Crane	-	-	IDR 1,130,136,000.00	\$ 80,000.00
24	Motor Listrik Crane	-	-	IDR 141,267,000.00	\$ 10,000.00
<b>Total</b>					<b>\$ 1,117,433.51</b>



Tabel Perhitungan Equipment Cost pada daerah paparan kebakaran pada node 5

<b>Node 5 : Equipment Cost pada Daerah Paparan Kebakaran dan Ledakan</b>					
<b>No.</b>	<b>Equipment</b>	<b>Equipment Code</b>	<b>Size</b>	<b>Price (IDR)</b>	<b>Price (USD)</b>
1	Gate Valve	-	254 mm	IDR 52,706,000.00	\$ 3,730.95
2	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
3	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
4	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
5	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
6	Test Globe Valve	23-025GB-015	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
7	Globe Valve	23-025GB-016	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
8	Check Valve	23-400CH-019	254 mm	IDR 46,839,000.00	\$ 3,315.64
9	Butterfly Valve	23-400BU-048	254 mm	IDR 7,916,000.00	\$ 560.36
10	Ball Valve	23-025BL-038	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
11	Ball Valve	23-080BL-036	101,6 mm	IDR 19,043,200.00	\$ 1,348.03
12	Globe Valve	23-040GB-039	50,8 mm	IDR 9,833,000.00	\$ 696.06
13	Globe Valve	23-025GB-020	19,05 mm	IDR 3,687,375.00	\$ 261.02
14	Temperature Gauge	23-TG-011	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
15	Pressure Gauge	23-PG-012	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00

16	Pressure Transmitter	23-PT-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
17	Pressure Indicator	23-PI-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
18	Temperature Transmitter	23-TT-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
19	Temperature Indicator	23-TI-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
20	Compressor	-	-	IDR 1,595,000.00	\$ 112.91
21	Pump	-	-	IDR 53,681,460.00	\$ 3,800.00
21	Conveyor	-	-	IDR 423,801,000.00	\$ 30,000.00
23	Motor Listrik Conveyor	-	-	IDR 141,267,000.00	\$ 10,000.00
<b>Total</b>					<b>\$ 65,172.26</b>

Tabel Perhitungan Equipment Cost pada daerah paparan kebakaran pada node 6

<b>Node 6 : <i>Equipment Cost</i> pada Daerah Paparan Kebakaran dan Ledakan</b>					
<b>No.</b>	<b>Equipment</b>	<b>Equipment Code</b>	<b>Size</b>	<b>Price (IDR)</b>	<b>Price (USD)</b>
1	Gate Valve	-	254 mm	IDR 52,706,000.00	\$ 3,730.95
2	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
3	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
4	Ball Valve	-	254 mm	IDR 57,706,000.00	\$ 4,084.89
5	Ball Valve	-	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
6	Test Globe Valve	23-025GB-015	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
7	Globe Valve	23-025GB-016	19,05 mm	IDR 4,481,625.00	\$ 317.25
8	Check Valve	23-400CH-019	254 mm	IDR 46,839,000.00	\$ 3,315.64
9	Butterfly Valve	23-400BU-048	254 mm	IDR 7,916,000.00	\$ 560.36
10	Ball Valve	23-025BL-038	19,05 mm	IDR 2,897,400.00	\$ 205.10
11	Ball Valve	23-080BL-036	101,6 mm	IDR 19,043,200.00	\$ 1,348.03
12	Globe Valve	23-040GB-039	50,8 mm	IDR 9,833,000.00	\$ 696.06
13	Globe Valve	23-025GB-020	19,05 mm	IDR 3,687,375.00	\$ 261.02
14	Temperature Gauge	23-TG-011	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
15	Pressure Gauge	23-PG-012	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00

16	Pressure Transmitter	23-PT-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
17	Pressure Indicator	23-PI-015	19,05 mm	IDR 11,250,000.00	\$ 796.36
18	Temperature Transmitter	23-TT-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
19	Temperature Indicator	23-TI-042A	19,05 mm	IDR 8,250,000.00	\$ 584.00
20	Compressor	-	-	IDR 1,595,000.00	\$ 112.91
21	Pump	-	-	IDR 53,681,460.00	\$ 3,800.00
21	Crane	-	-	IDR 1,130,136,000.00	\$ 80,000.00
23	Motor Listrik Crane	-	-	IDR 141,267,000.00	\$ 10,000.00
<b>Total</b>					<b>\$ 117,173.26</b>

**LAMPIRAN VII : HASIL PEMETAAN RISIKO *RISK MATRIX* UK-HSE**

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Jet Fire* Setiap Node pada Diameter 3-10 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					34
Likelihood Medium					
Likelihood Low					1256
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		JET FIRE					
		3-10 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	0.00040	C5	L2	10	TR	Monitor and review
2	4	0.00040	C5	L2	10	TR	Monitor and review
3	14	0.00042	C5	L4	20	UR	Stop activity
4	14	0.00042	C5	L4	20	UR	Stop activity
5	3	0.00040	C5	L2	10	TR	Monitor and review
6	4	0.00040	C5	L2	10	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Jet Fire* Setiap Node pada Diameter 10-50 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					34
Likelihood Medium					
Likelihood Low					1256
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		JET FIRE					
		10-50 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	1.85E-04	C5	L2	10	TR	Monitor and review
2	4	1.85E-04	C5	L2	10	TR	Monitor and review
3	14	1.95E-04	C5	L4	20	UR	Stop activity
4	14	1.95E-04	C5	L4	20	UR	Stop activity
5	3	1.85E-04	C5	L2	10	TR	Monitor and review
6	4	1.85E-04	C5	L2	10	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Jet Fire* Setiap Node pada Diameter 50-150 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High				34	
Likelihood Medium					
Likelihood Low				1256	
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		JET FIRE					
		50-150 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	4.32E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
2	4	4.32E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
3	14	4.55E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
4	14	4.55E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
5	3	4.32E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
6	4	4.32E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Jet Fire* Setiap Node pada Diameter >150 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					
Likelihood Medium				34	
Likelihood Low			1256		
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		JET FIRE					
		> 150 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	6.48E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
2	4	6.48E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
3	14	6.83E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
4	14	6.83E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
5	3	6.48E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
6	4	6.48E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Flash Fire* Setiap Node pada Diameter 1-3 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					34
Likelihood Medium					
Likelihood Low					1256
Likelihood Very Low					



Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		FLASH FIRE					
		1-3 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review
2	4	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review
3	14	0.000183	C5	L4	20	UR	Stop activity
4	14	0.000183	C5	L4	20	UR	Stop activity
5	3	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review
6	4	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Flash Fire* Setiap Node pada Diameter 3-10 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High				34	
Likelihood Medium					
Likelihood Low				1256	
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		FLASH FIRE					
		3-10 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	7.86E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
2	4	7.86E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
3	14	8.31E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
4	14	8.31E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
5	3	7.86E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
6	4	7.86E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Flash Fire* Setiap Node pada Diameter 10-50 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High				34	
Likelihood Medium					
Likelihood Low				1256	
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		FLASH FIRE					
		10-50 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	3.66E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
2	4	3.66E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
3	14	3.87E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
4	14	3.87E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
5	3	3.66E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
6	4	3.66E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Flash Fire* Setiap Node pada Diameter 50-150 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					
Likelihood Medium				34	
Likelihood Low			1256		
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		FLASH FIRE					
		50-150 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	8.55E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
2	4	8.55E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
3	14	9.02E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
4	14	9.02E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
5	3	8.55E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
6	4	8.55E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Flash Fire* Setiap Node pada Diameter >150 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					
Likelihood Medium				34	
Likelihood Low			1256		
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		FLASH FIRE					
		> 150 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	1.28E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
2	4	1.28E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
3	14	1.35E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
4	14	1.35E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
5	3	1.28E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
6	4	1.28E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Pool Fire* Setiap Node pada Diameter 1-3 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					34
Likelihood Medium					
Likelihood Low					1256
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		POOL FIRE					
		1-3 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review
2	4	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review
3	14	0.000183	C5	L4	20	UR	Stop activity
4	14	0.000183	C5	L4	20	UR	Stop activity
5	3	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review
6	4	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Pool Fire* Setiap Node pada Diameter 3-10 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High				34	
Likelihood Medium					
Likelihood Low				1256	
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		POOL FIRE					
		3-10 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	7.9E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
2	4	7.9E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
3	14	8.3E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
4	14	8.3E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
5	3	7.9E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
6	4	7.9E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Pool Fire* Setiap Node pada Diameter 10-50 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High				34	
Likelihood Medium					
Likelihood Low				1256	
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		POOL FIRE					
		10-50 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	3.7E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
2	4	3.7E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
3	14	3.9E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
4	14	3.9E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
5	3	3.7E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
6	4	3.7E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Pool Fire* Setiap Node pada Diameter 50-150 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					
Likelihood Medium				34	
Likelihood Low			1256		
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		POOL FIRE					
		50-150 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	8.5E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
2	4	8.5E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
3	14	9E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
4	14	9E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
5	3	8.5E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
6	4	8.5E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Pool Fire* Setiap Node pada Diameter >150 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					
Likelihood Medium				34	
Likelihood Low			1256		
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		POOL FIRE					
		> 150 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	1.3E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
2	4	1.3E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
3	14	1.35E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
4	14	1.35E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
5	3	1.28E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
6	4	1.28E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Vapor Cloud Explosion* Setiap Node pada Diameter 1-3 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					34
Likelihood Medium					
Likelihood Low					1256
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		VAPOR CLOUD EXPLOSION					
		1-3 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review
2	4	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review
3	14	0.000183	C5	L4	20	UR	Stop activity
4	14	0.000183	C5	L4	20	UR	Stop activity
5	3	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review
6	4	0.000173	C5	L2	10	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian VCE Setiap Node pada Diameter 3-10 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High				34	
Likelihood Medium					
Likelihood Low				1256	
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		VAPOR CLOUD EXPLOSION					
		3-10 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	7.858E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
2	4	7.858E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
3	14	8.312E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
4	14	8.312E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
5	3	7.858E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
6	4	7.858E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian VCE Setiap Node pada Diameter 10-50 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High				34	
Likelihood Medium					
Likelihood Low				1256	
Likelihood Very Low					



Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		VAPOR CLOUD EXPLOSION					
		10-50 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	3.661E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
2	4	3.661E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
3	14	3.867E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
4	14	3.867E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
5	3	3.661E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
6	4	3.661E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian VCE Setiap Node pada Diameter 50-150 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					
Likelihood Medium				34	
Likelihood Low			1256		
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		VAPOR CLOUD EXPLOSION					
		50-150 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	8.549E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
2	4	8.549E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
3	14	9.017E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
4	14	9.017E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
5	3	8.549E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
6	4	8.549E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *VCE* Setiap Node pada Diameter >150 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					
Likelihood Medium				34	
Likelihood Low			1256		
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		VAPOR CLOUD EXPLOSION					
		> 150 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	1.283E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
2	4	1.283E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
3	14	1.35E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
4	14	1.35E-06	C3	L4	12	TR	Monitor and review
5	3	1.28E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review
6	4	1.28E-06	C3	L2	6	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Gas Dispersion* Node pada Diameter 1-3 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					34
Likelihood Medium					
Likelihood Low					1256
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		GAS DISPERSION					
		1-3 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	0.00210	C5	L2	10	TR	Monitor and review
2	4	0.00210	C5	L2	10	TR	Monitor and review
3	14	0.00222	C5	L4	20	UR	Stop activity
4	14	0.00222	C5	L4	20	UR	Stop activity
5	3	0.00210	C5	L2	10	TR	Monitor and review
6	4	0.00210	C5	L2	10	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Gas Dispersion* Node pada Diameter 3-10 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					34
Likelihood Medium					
Likelihood Low					1256
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		GAS DISPERSION					
		3-10 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	0.00095	C5	L2	10	TR	Monitor and review
2	4	0.00095	C5	L2	10	TR	Monitor and review
3	14	0.00101	C5	L4	20	UR	Stop activity
4	14	0.00101	C5	L4	20	UR	Stop activity
5	3	0.00095	C5	L2	10	TR	Monitor and review
6	4	0.00095	C5	L2	10	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Gas Dispersion* Node pada Diameter 10-50 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					34
Likelihood Medium					
Likelihood Low					1256
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		GAS DISPERSION					
		10-50 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	0.00044	C5	L2	10	TR	Monitor and review
2	4	0.00044	C5	L2	10	TR	Monitor and review
3	14	0.00047	C5	L4	20	UR	Stop activity
4	14	0.00047	C5	L4	20	UR	Stop activity
5	3	0.00044	C5	L2	10	TR	Monitor and review
6	4	0.00044	C5	L2	10	TR	Monitor and review

Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Gas Dispersion* Node pada Diameter 50-150 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High					34
Likelihood Medium					
Likelihood Low					1256
Likelihood Very Low					

Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		GAS DISPERSION					
		50-150 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	1.04E-04	C5	L2	10	TR	Monitor and review
2	4	1.04E-04	C5	L2	10	TR	Monitor and review
3	14	1.09E-04	C5	L4	20	UR	Stop activity
4	14	1.09E-04	C5	L4	20	UR	Stop activity
5	3	1.04E-04	C5	L2	10	TR	Monitor and review
6	4	1.04E-04	C5	L2	10	TR	Monitor and review

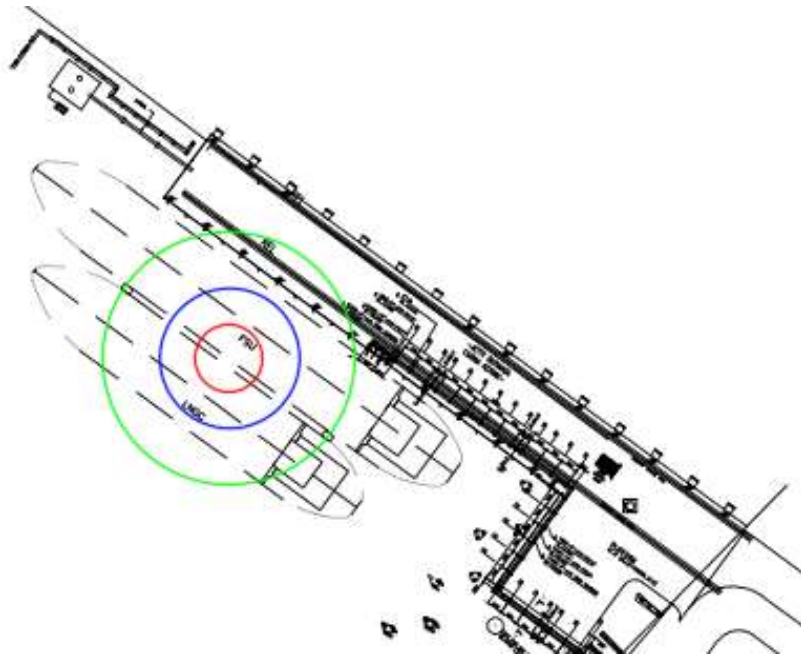
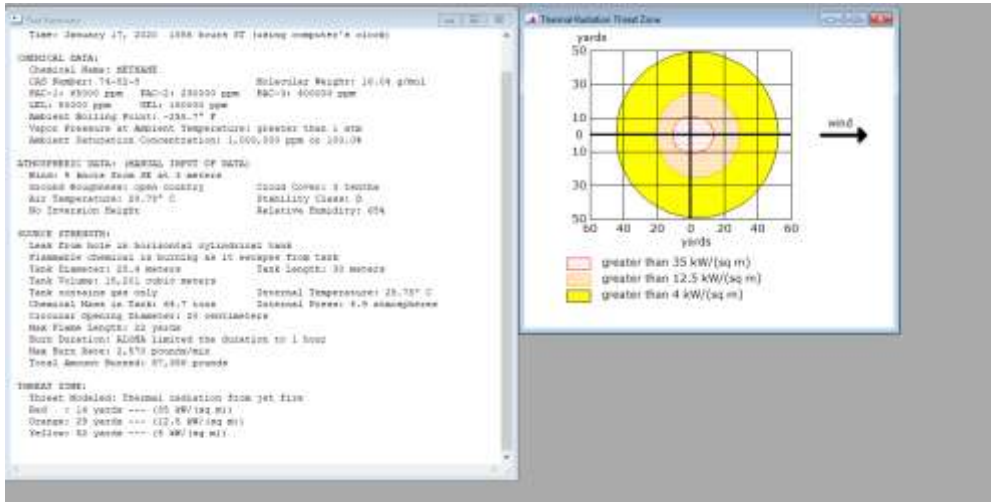
Tabel Penilaian Risiko Kejadian *Gas Dispersion* Node pada Diameter >150 mm

RISK	Hazard Very Low	Hazard Low	Hazard Medium	Hazard High	Hazard Very High
Likelihood Very High					
Likelihood High				34	
Likelihood Medium					
Likelihood Low				1256	
Likelihood Very Low					

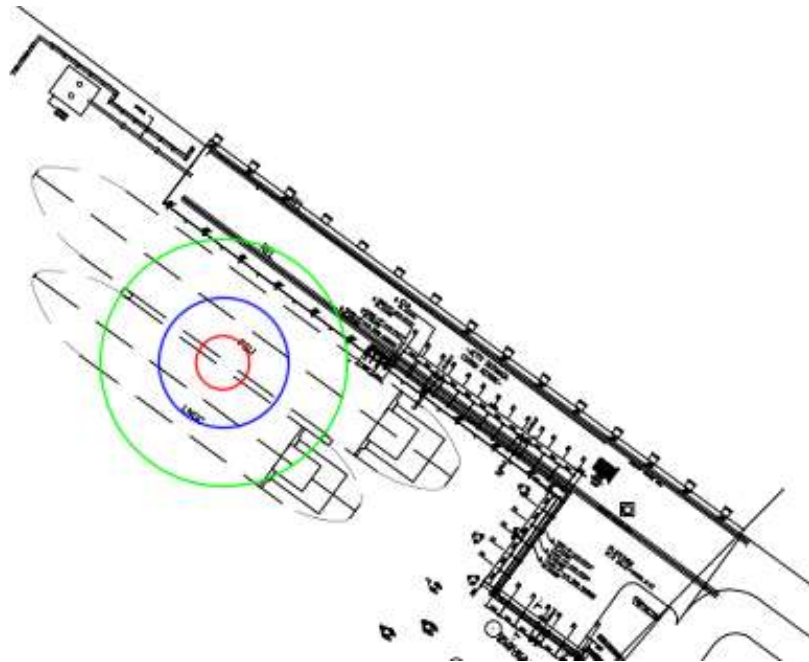
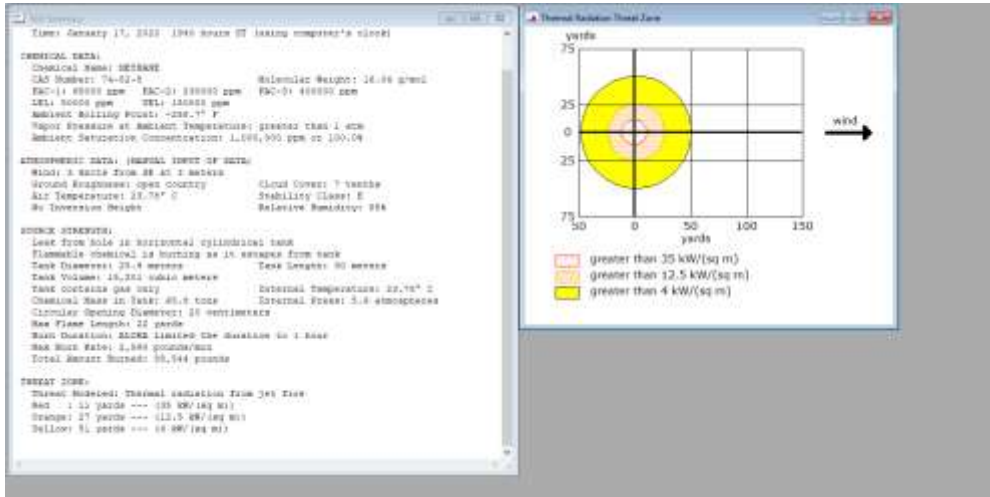
Node	Downtime (MPDO) Days	LIKELIHOOD, SEVERITY & RISK LEVEL / HOLE DIAMETER					
		GAS DISPERSION					
		> 150 mm	L	S	R	Risk Status	Recommendation
1	3	1.56E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
2	4	1.56E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
3	14	1.64E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
4	14	1.64E-05	C4	L4	16	UR	Stop activity
5	3	1.56E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review
6	4	1.56E-05	C4	L2	8	TR	Monitor and review

**LAMPIRAN VIII : HASIL *FIRE MODELLING***

# Skenario Siang – Jet Fire

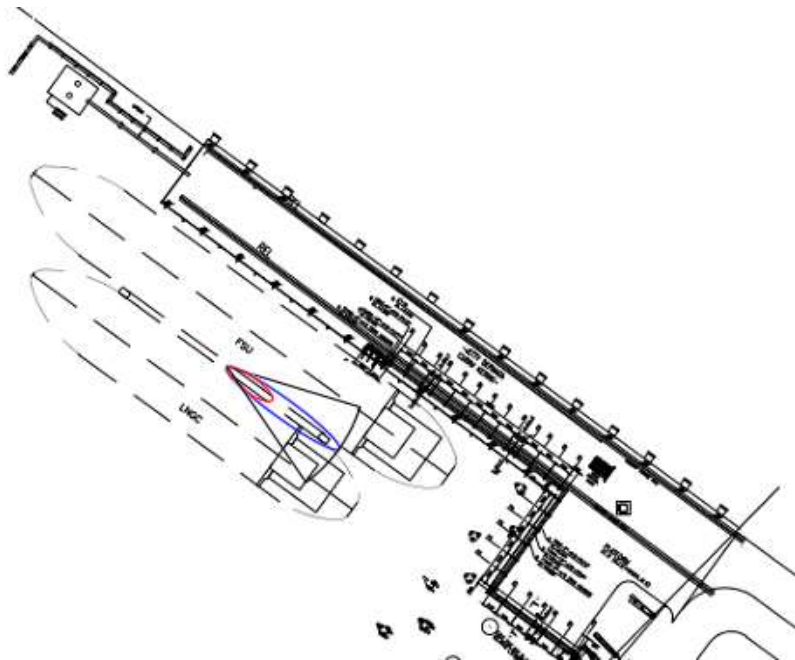
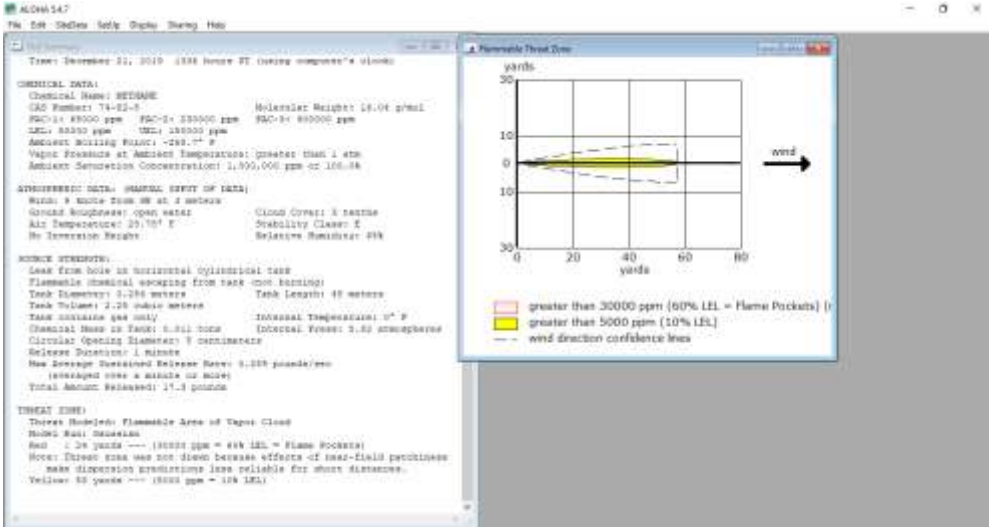


# Skenario Malam – Jet Fire

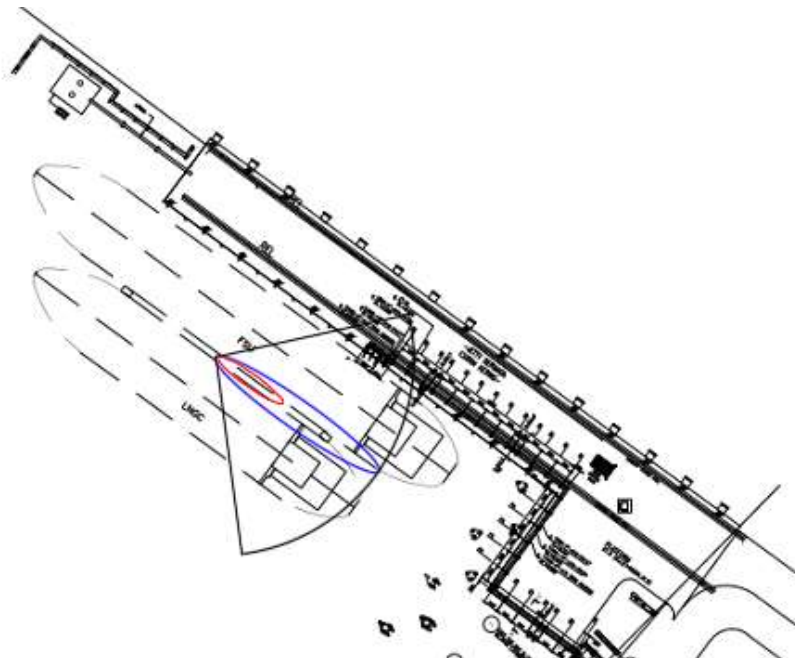
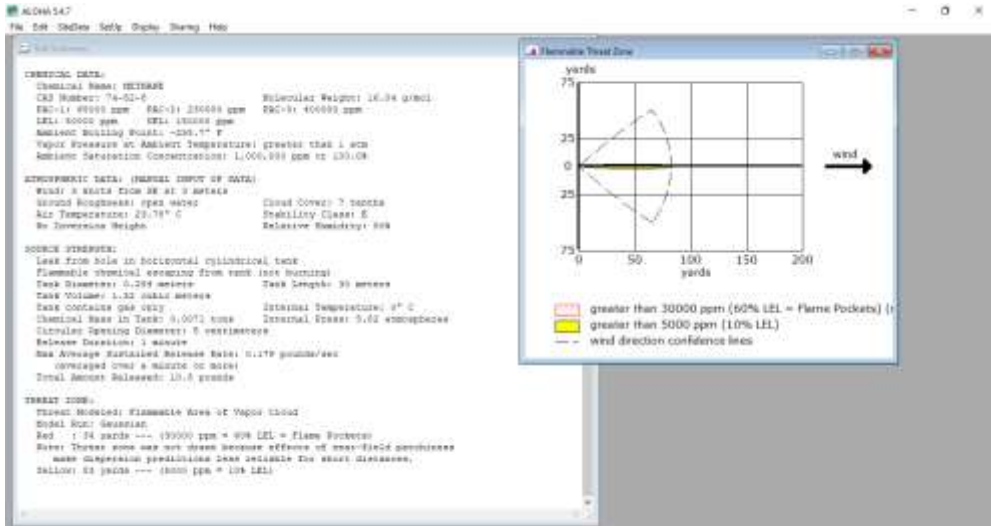




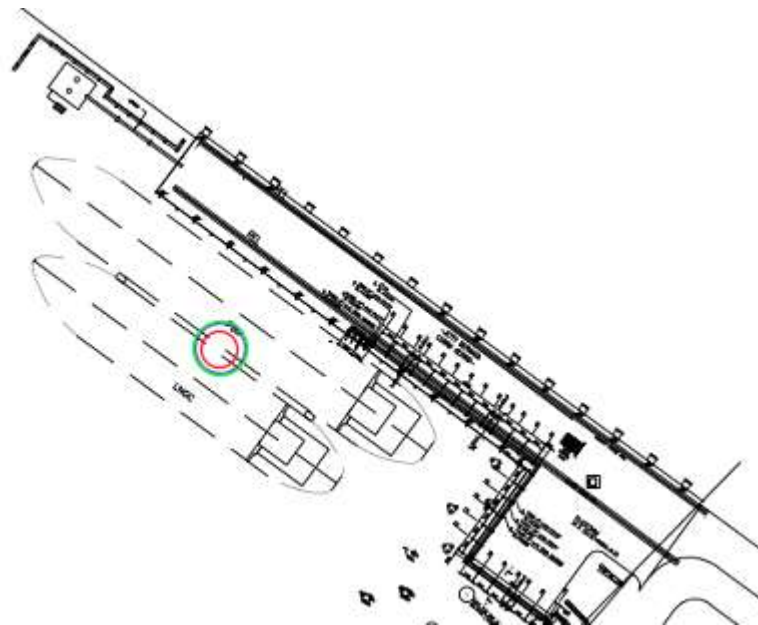
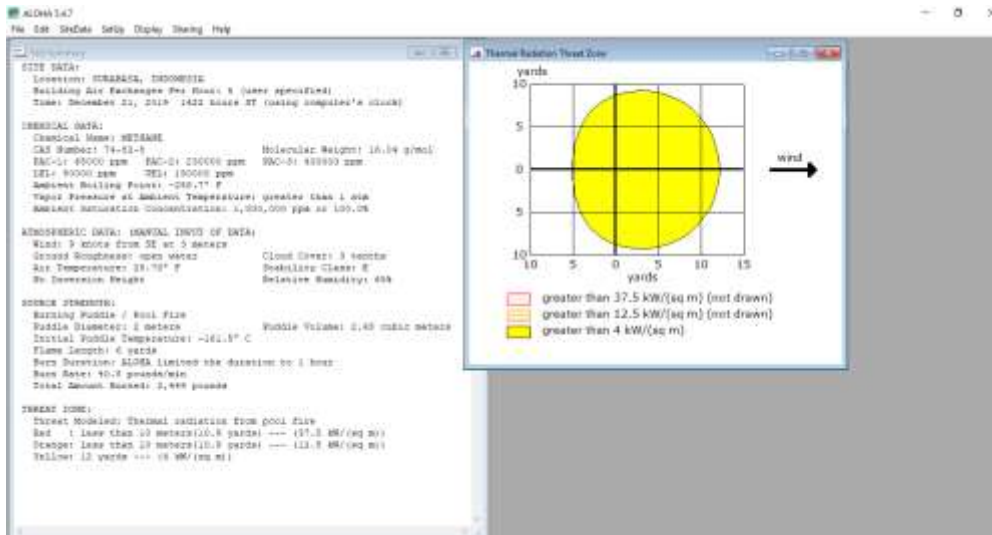
# Skenario Siang – Flash Fire



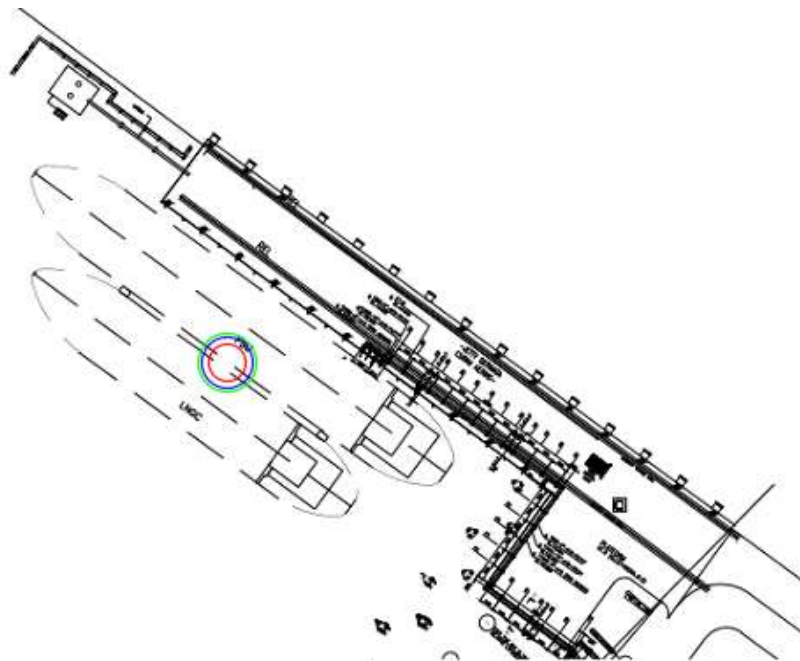
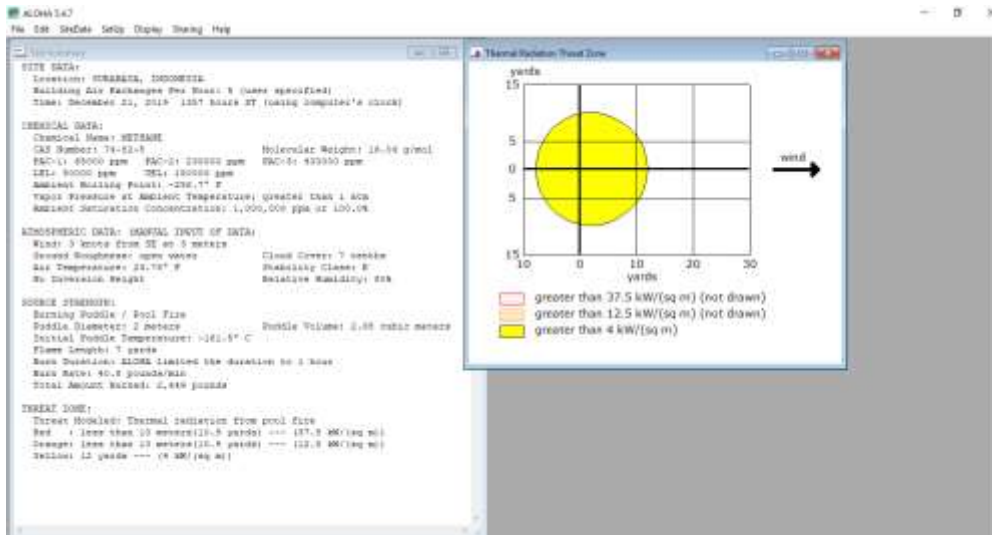
# Skenario Malam – Flash Fire



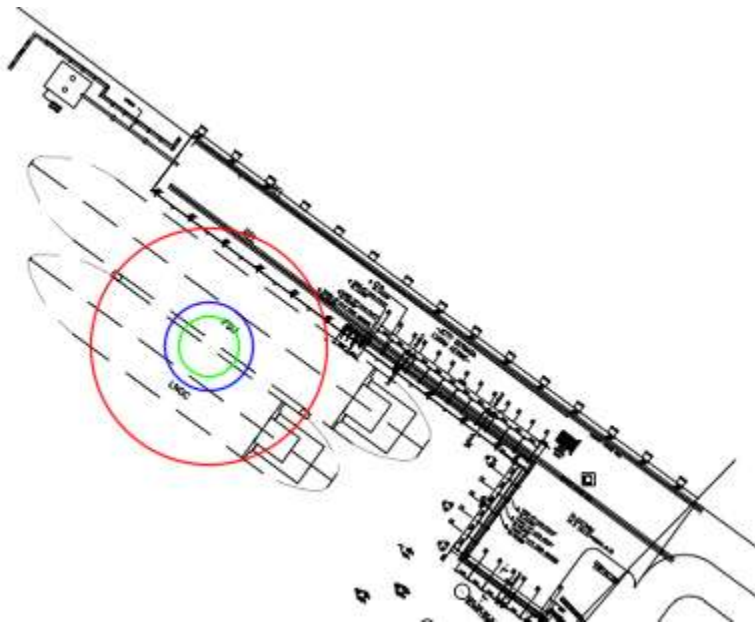
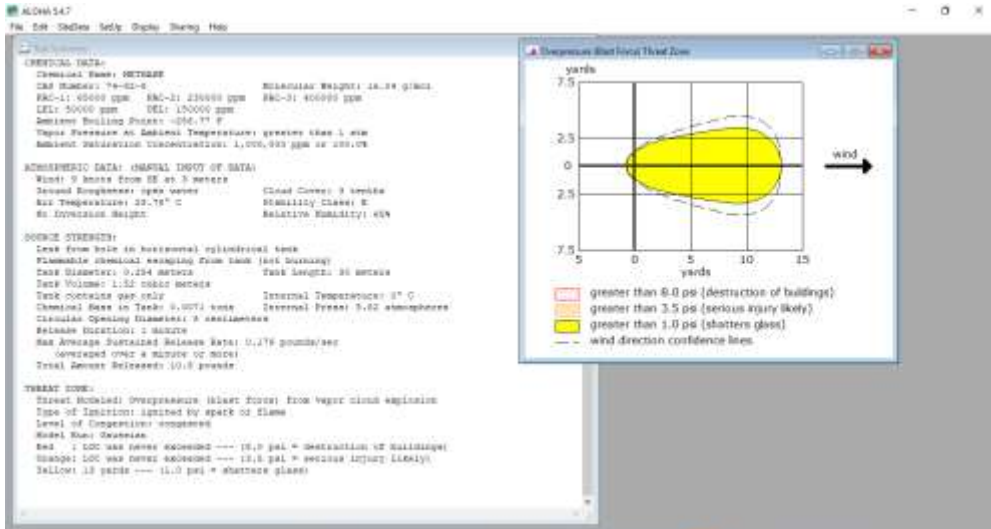
# Skenario Siang – Pool Fire



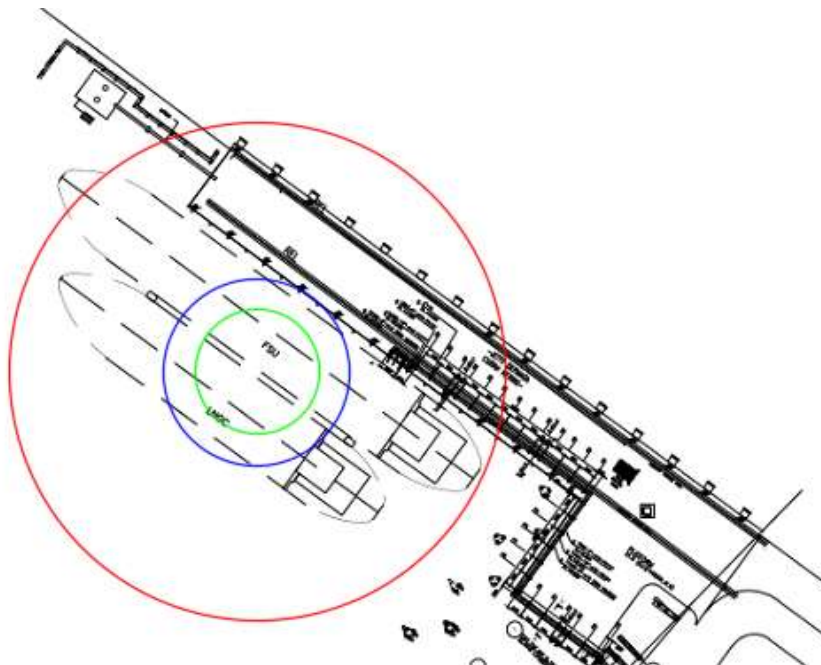
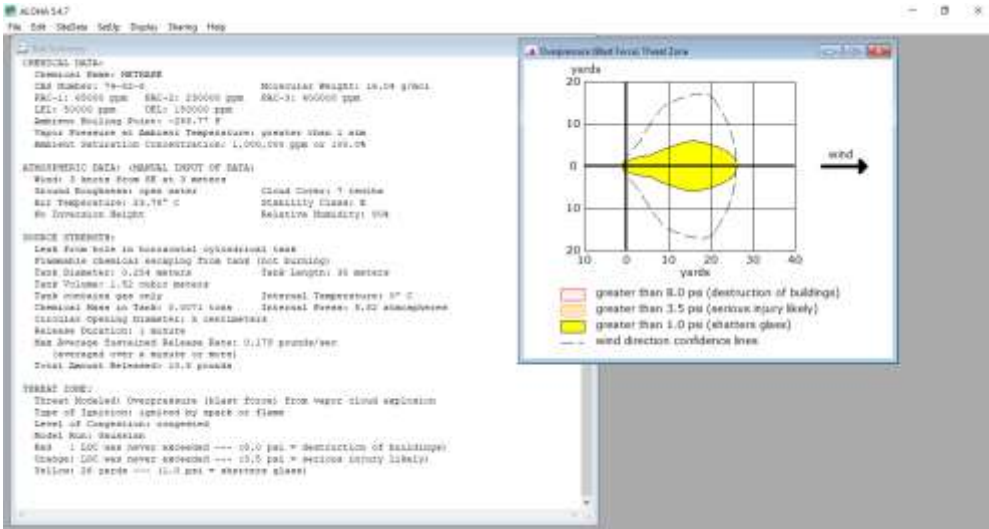
# Skenario Malam – Pool Fire



# Skenario Siang – Vapor Cloud Explosion

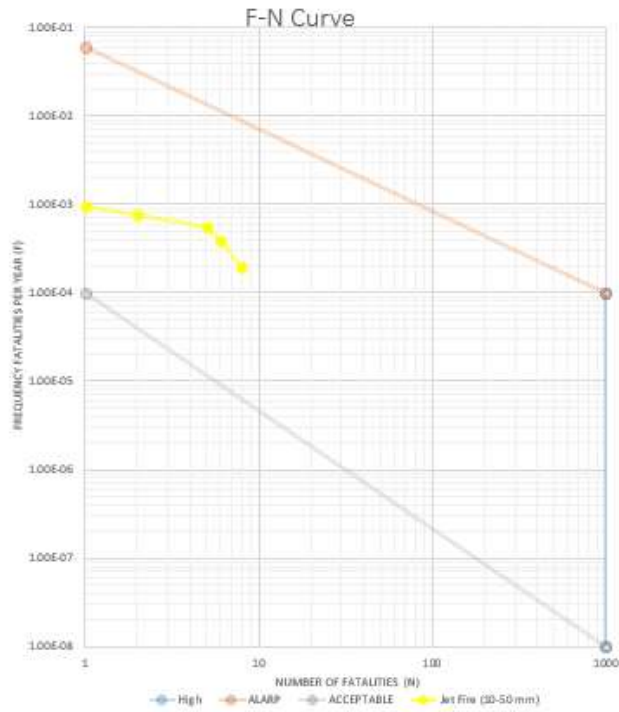


# Skenario Malam – Vapor Cloud Explosion

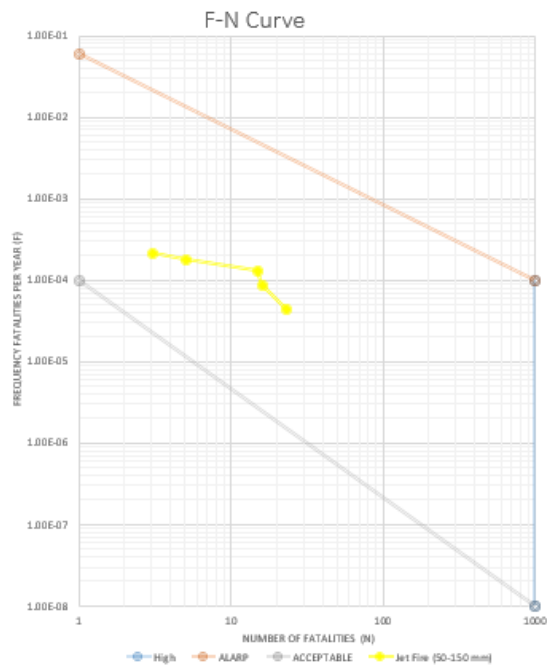


**LAMPIRAN IX : HASIL PEMETAAN F-N *CURVE***

### JET FIRE SIANG 50mm

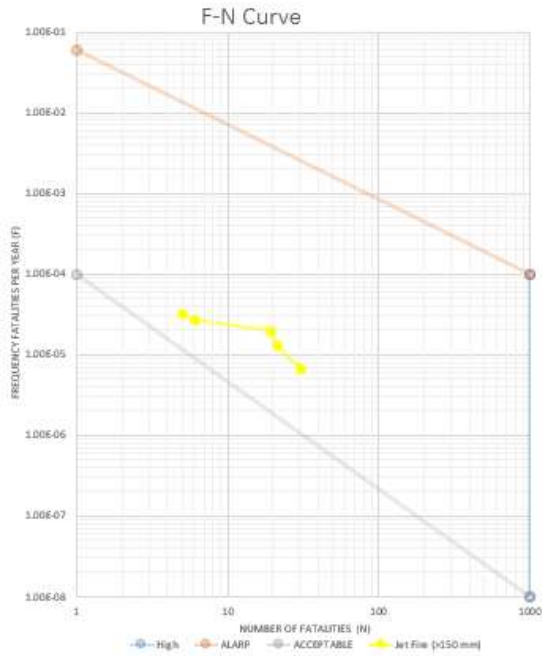


### JET FIRE SIANG 150mm

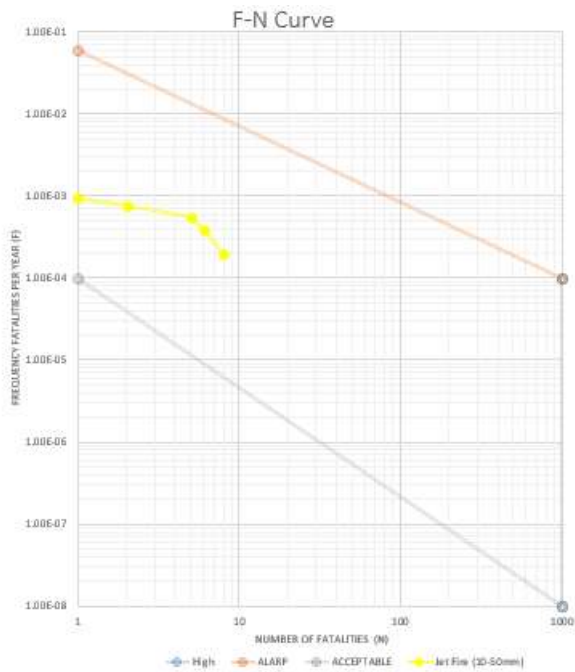




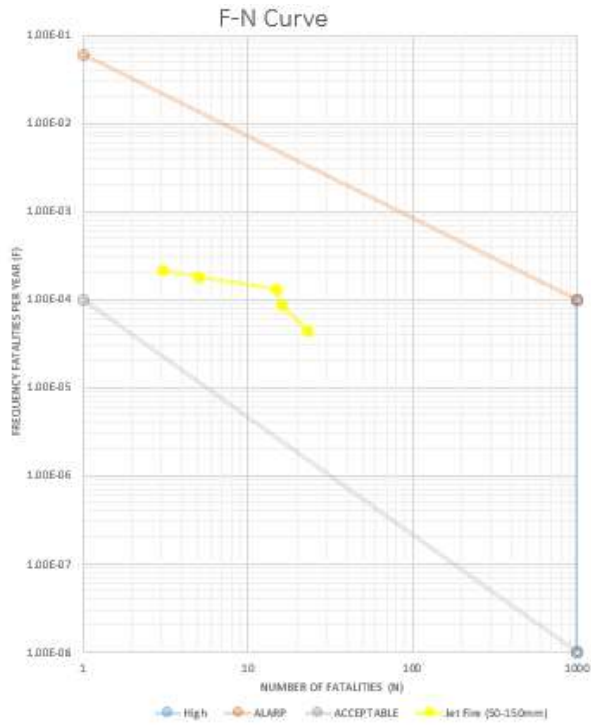
### JET FIRE SIANG 200mm



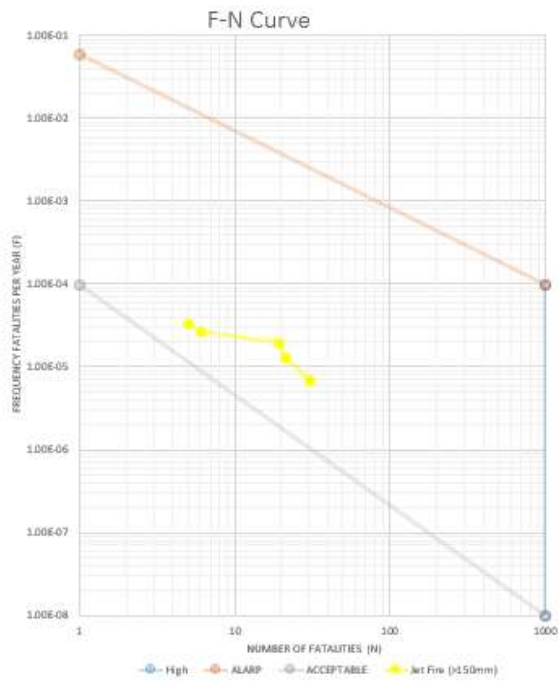
### JET FIRE MALAM 50mm



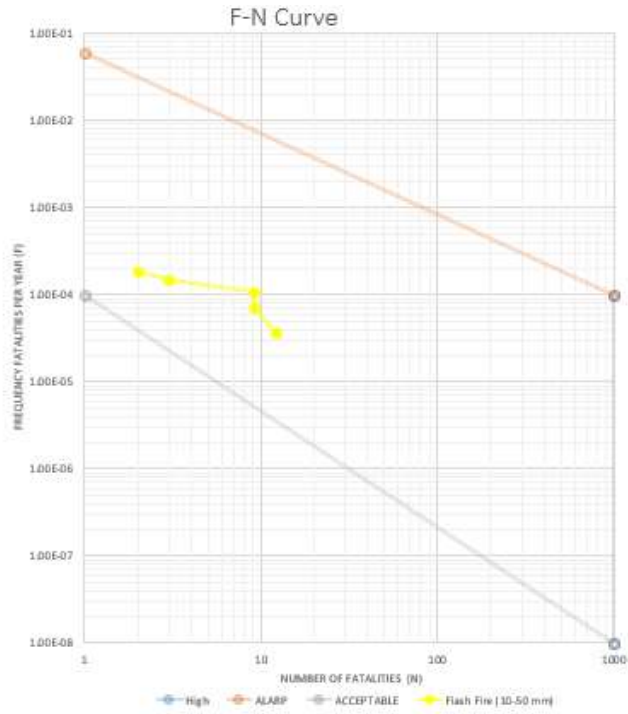
### JET FIRE MALAM 150mm



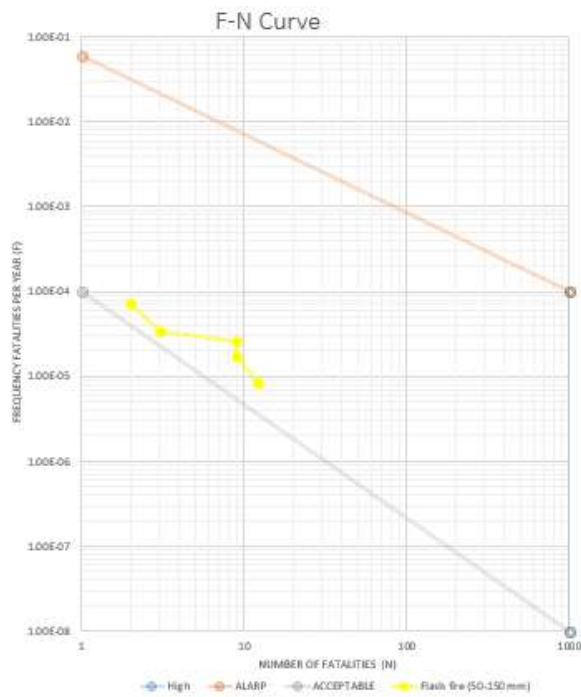
### JET FIRE MALAM 200mm



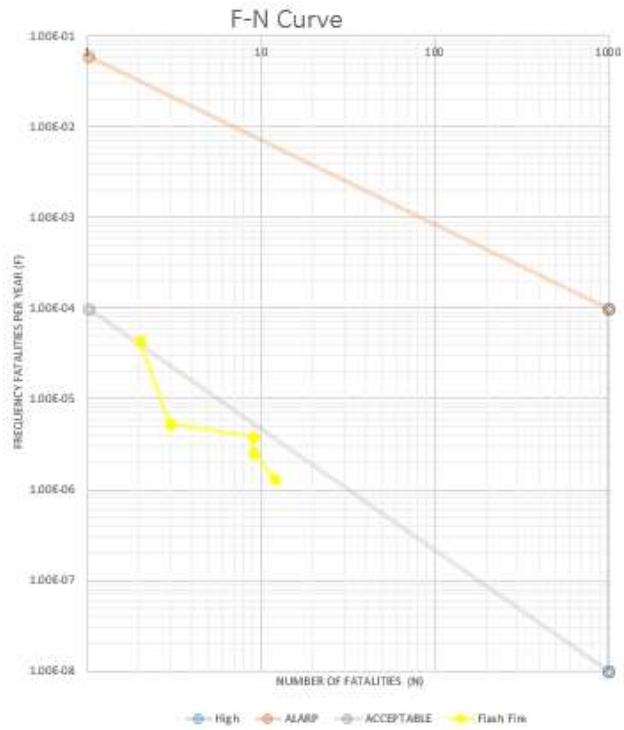
### FLASH FIRE SIANG 50mm



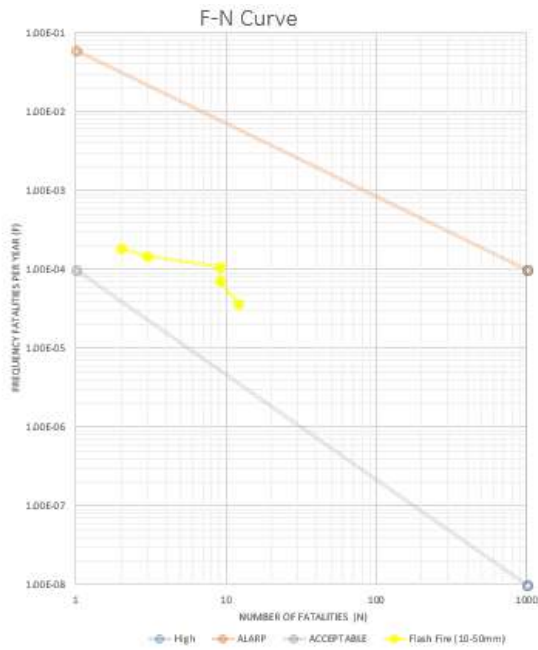
### FLASH FIRE SIANG 150mm



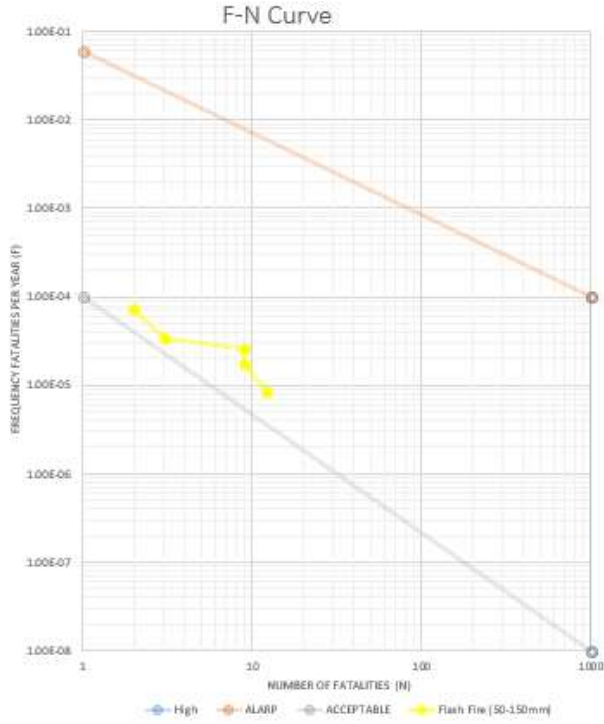
### FLASH FIRE SIANG 200mm



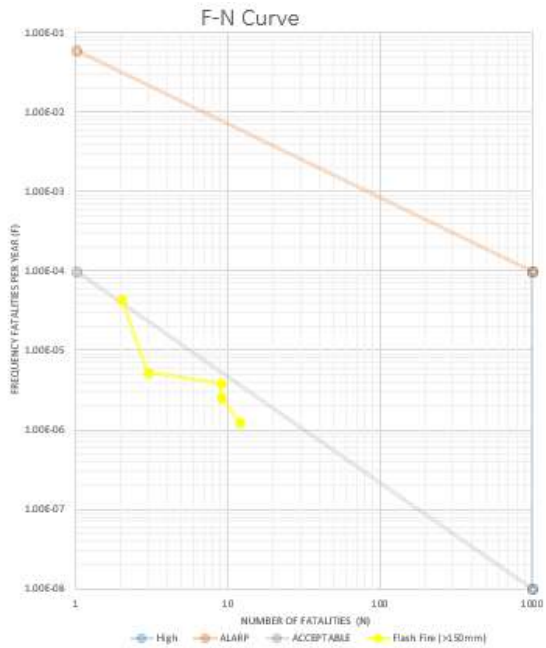
### FLASH FIRE MALAM 50mm



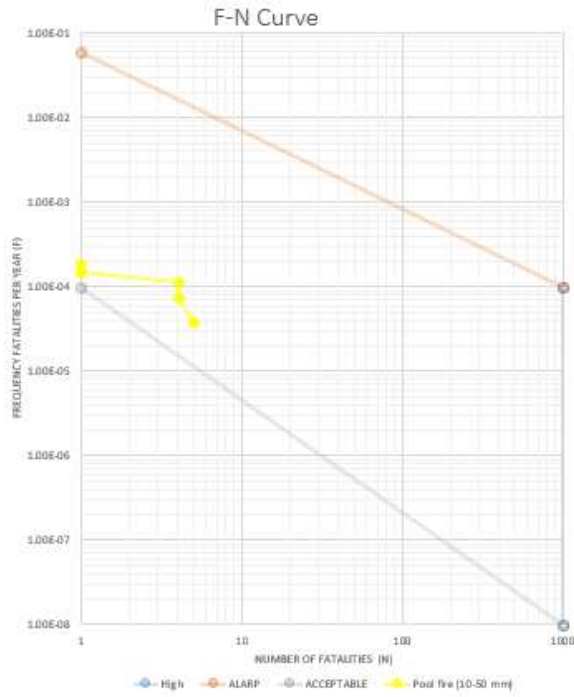
### FLASH FIRE MALAM 150mm



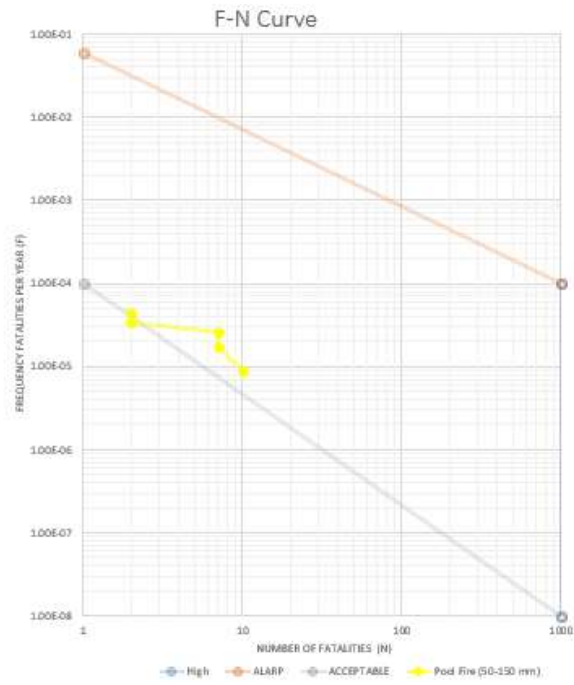
### FLASH FIRE MALAM 200mm



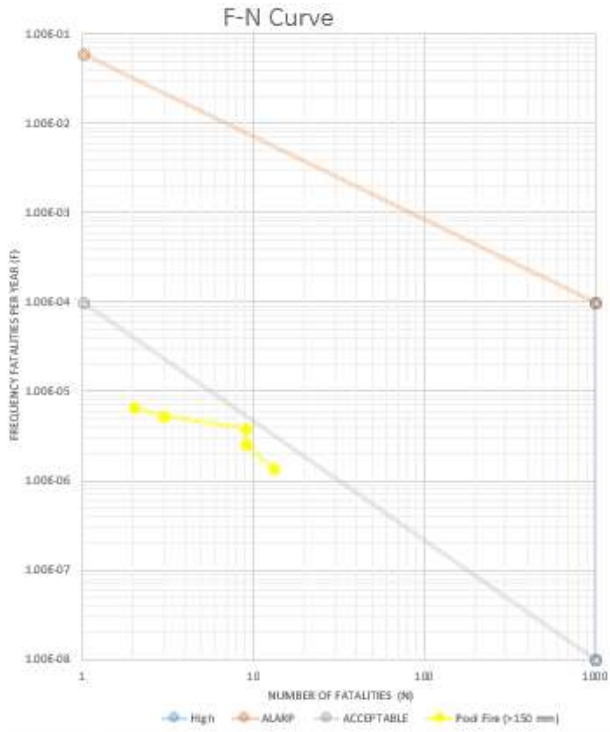
### POOL FIRE SIANG 50mm



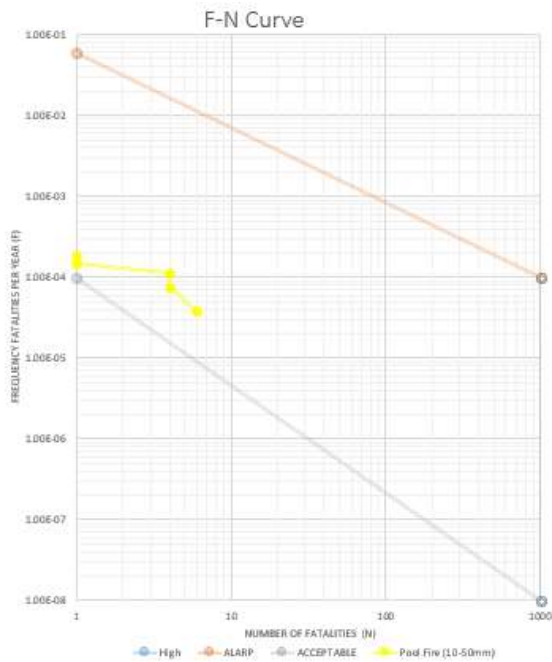
### POOL FIRE SIANG 150mm



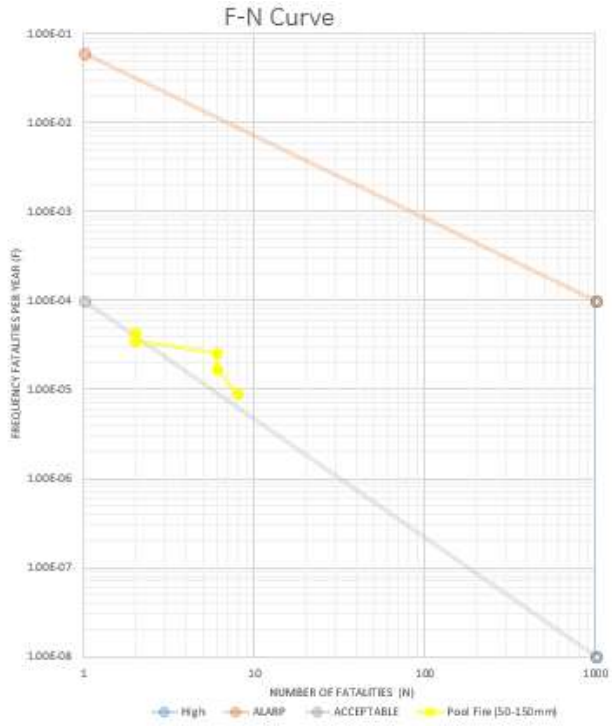
**POOL FIRE SIANG 200mm**



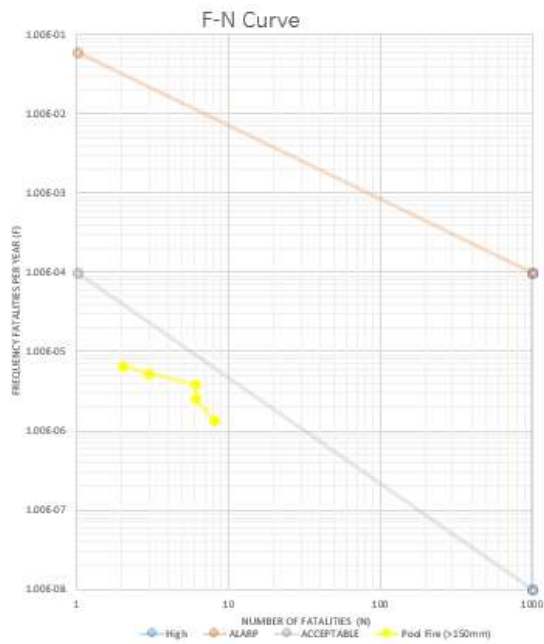
**POOL FIRE MALAM 50mm**



**POOL FIRE MALAM 150mm**

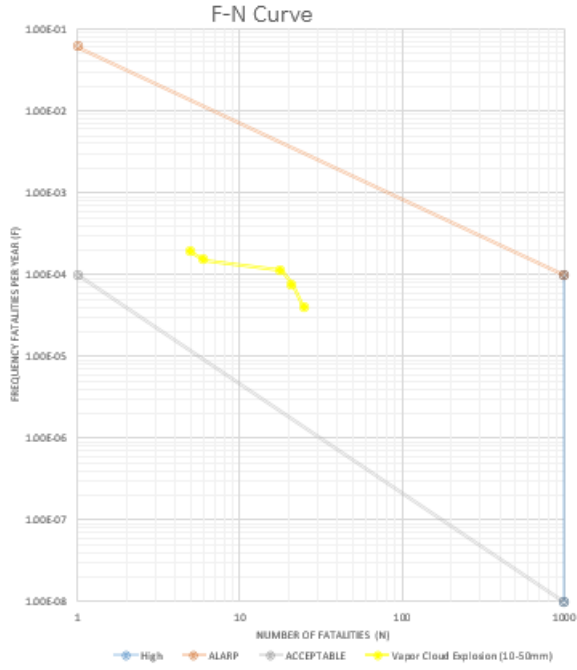


**POOL FIRE MALAM 200mm**

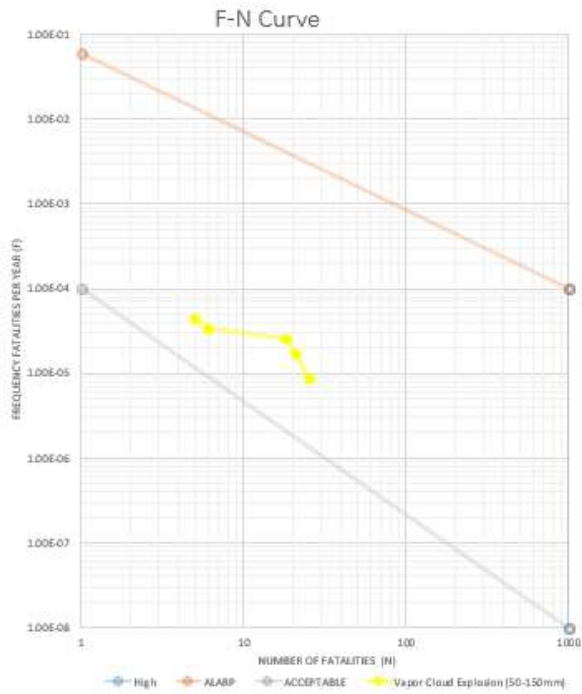




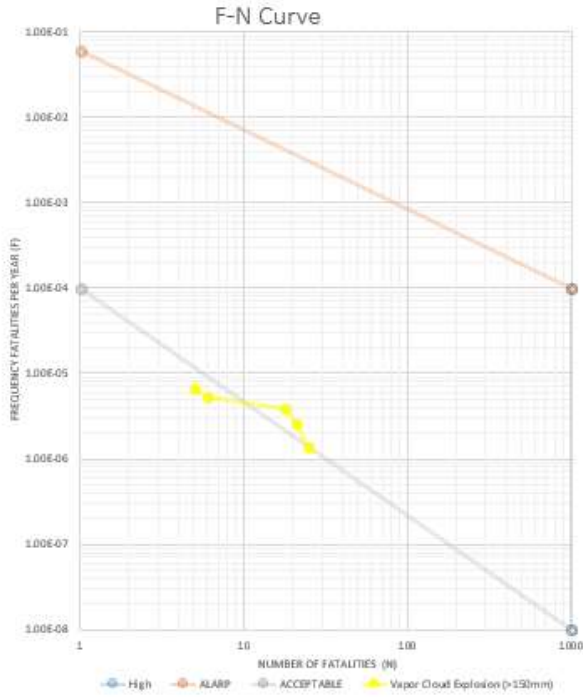
### VAPOR CLOUD EXPLOSION SIANG 50mm



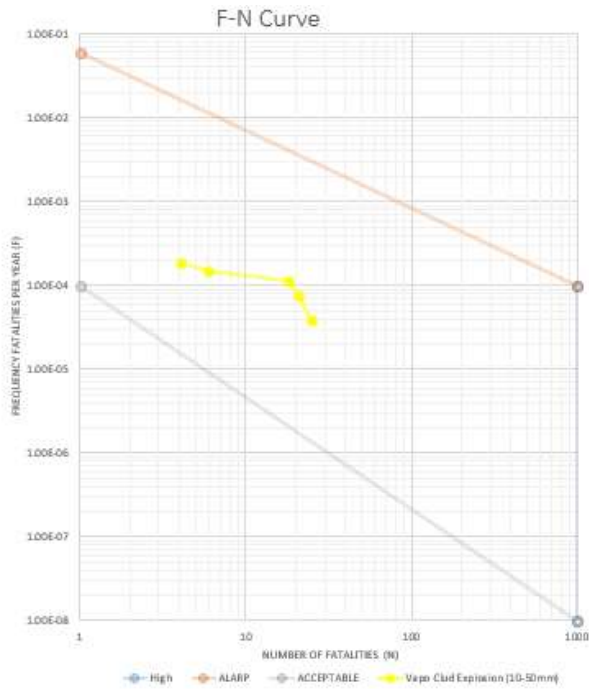
### VAPOR CLOUD EXPLOSION SIANG 150mm



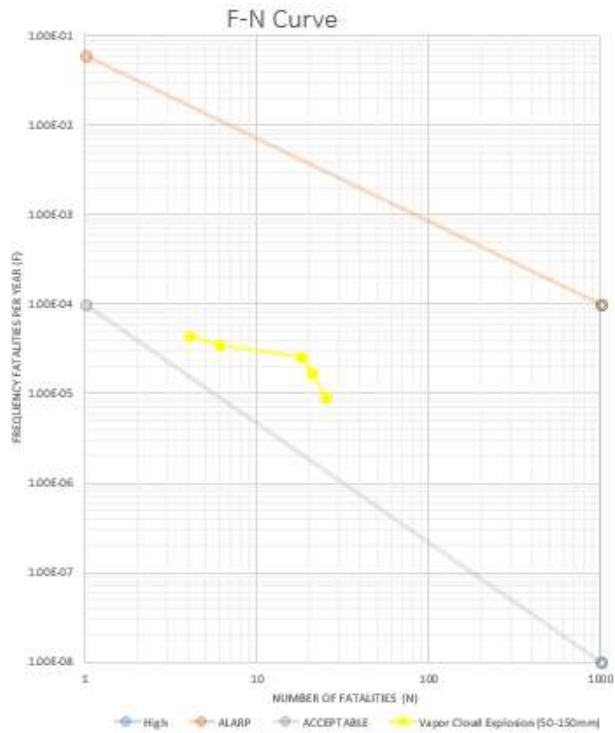
**VAPOR CLOUD EXPLOSION SIANG 200mm**



**VAPOR CLOUD EXPLOSION MALAM 50mm**



### VAPOR CLOUD EXPLOSION MALAM 150mm



### VAPOR CLOUD EXPLOSION MALAM 200mm

