



SKRIPSI - ME 091329

**DESAIN FASILITAS PENDUKUNG BERBASIS
RISIKO PADA FLOATING STORAGE UNIT
(FSU) DENGAN FLOATING REGASIFICATION
UNIT (FRU)
STUDI KASUS: PELABUHAN BENOA, BALI**

CARLANDA SILJA TENSTA
NRP 4212 100 054

Dosen Pembimbing
A.A.B. Dinaryana D.P., S.T., MES. Ph.D.

JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016



FINAL PROJECT - ME 091329

**RISK-BASED DESIGN OF FLOATING STORAGE
UNIT SUPORT FACILITY WITH FLOATING
REGASIFICATION UNIT
CASE STUDY: BENOA PORT, BALI**

CARLANDA SILJA TENSTA
NRP 4212 100 054

Supervisors
A.A.B. Dinaryana D.P, S.T., MES. Ph.D.

DEPARTMENT OF MARINE ENGINEERING
Faculty of Marine Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2016

LEMBAR PENGESAHAN

DESAIN FASILITAS PENDUKUNG BERBASIS RISIKO PADA FLOATING STORAGE UNIT (FSU) DENGAN FLOATING REGASIFICATION UNIT (FRU) STUDI KASUS: PELABUHAN BENOA, BALI

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi *Reliability, Availability, Maintainability,
dan Safety* (RAMS)
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Carlanda Silja Tensta
NRP 4212 100 054

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir:

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

SURABAYA
JULI, 2016

LEMBAR PENGESAHAN

DESAIN FASILITAS PENDUKUNG BERBASIS RISIKO PADA FLOATING STORAGE UNIT (FSU) DENGAN FLOATING REGASIFICATION UNIT (FRU) STUDI KASUS: PELABUHAN BENOA, BALI

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada

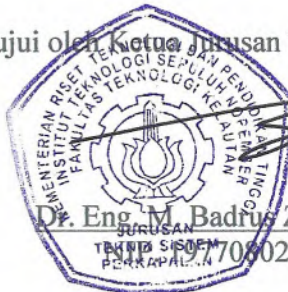
Bidang Studi *Reliability, Availability, Maintainability,
dan Safety* (RAMS)

Program Studi S-1 Jurusan Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Carlanda Silja Tensta
NRP 4212 100 054

Disetujui oleh Ketua Jurusan Teknik Sistem Perkapalan:



Dr. Eng. M. Badrus Zaman, S.T., M.T.

ABSTRAK

Nama Mahasiswa : Carlanda Silja Tensta
NRP : 4212 100 054
Jurusan : Teknik Sistem Perkapalan
**Dosen Pembimbing : A.A.B. Dinaryana D.P., S.T.,
MES. Ph.D**

Meningkatnya ketergantungan gaya hidup masyarakat terhadap sarana transportasi mengakibatkan kebutuhan dan permintaan akan bahan bakar minyak (BBM) terus meningkat. Di lain sisi, ketersediaan BBM sebagai bahan bakar tak terbarukan justru semakin menipis. Menurut Kementerian ESDM (Energi Sumber Daya Mineral), kapasitas produksi BBM Indonesia tidak sebanding dengan konsumsi masyarakat yang terus meningkat setiap tahunnya sebesar 4%. Hal ini menyebabkan pemerintah harus melakukan impor BBM dalam jumlah yang cukup besar untuk memenuhi kebutuhan masyarakat di seluruh penjuru Indonesia. Terminal Penerima LNG (Liqueified Natural Gas) di Pelabuhan Benoa ini adalah fasilitas pendukung pengiriman gas untuk memenuhi kebutuhan gas di Pulau Bali dan sekitarnya. Dalam pengoperasian terminal penerima ini, tentunya memiliki bahaya yang mungkin terjadi yang disebabkan oleh kegagalan dari peralatan masing-masing sistem. Maka dari itu perlunya dilakukan analisis risiko untuk menanggulangi bahaya yang mungkin terjadi. Dalam Tugas Akhir ini dilakukan analisa risiko terhadap bahaya-bahaya yang ada, seperti pada FSU to FRU pipe, Regasification Unit, dan FRU to PIG Launcher pipe yang tujuannya adalah mengetahui seberapa besar risiko akibat bahaya-bahaya terhadap orang atau pekerja di sekitar fasilitas penerima ini pada saat proses unloading. Setelah mengetahui tingkat risiko yang dihasilkan oleh bahaya-bahaya tersebut, dapat diketahui

pula risiko tersebut pada tahap yang diterima atau tidak diterima yang memerlukan tindakan mitigasi. Analisa risiko ini dimulai dengan hazard identification pada P&ID yang ada menggunakan metode HAZOP. Initiating event pada masing-masing komponen yang ada diperoleh dari DNV Failure Frequency dan EGIG Database. Setelah itu dilakukan analisa frekuensi yang menggunakan metode FTA (Fault Tree Analysis) dan ETA (Event Tree Analysis) dan dilakukan analisa konsekuensi menggunakan software ALOHA. Setelah didapatkan frekuensi dan konsekuensi, direpresentasikan menggunakan F-N curve standart UK HSE. Bila risiko yang dihasilkan tidak dapat diterima (unacceptable) maka dilakukan tindakan mitigasi dengan metode LOPA (Layer of Protection Analysis). Dalam pengerjaan Tugas Akhir ini didapatkan 9 skenario yang tingkat risikonya masuk dalam kategori unacceptable yaitu pada skenario gas dispersion pada semua ukuran kebocoran atau bore hole (<50 mm, 50-150 mm, & >150 mm) pada seluruh node yang menghasilkan mitigasi dengan cara menambah komponen yaitu gas detector dan pressure detector.

Kata kunci: ALOHA, Analisa Risiko, Fasilitas LNG, Pelabuhan Bena, HAZOP

ABSTRACT

Name : Carlanda Silja Tensta
NRP : 4212 100 054
Department : Teknik Sistem Perkapalan
Supervisor : AAB. Dinaryana D.P., S.T., MES.
Ph.D

The increasing dependencies of society's lifestyle on transportation are affecting the raise of the supply and demand for fuel oil. Meanwhile, the availability of fuel oil as a non-renewable energy is actually declining. According to the Ministry of Energy and Mineral Resources (ESDM), the capacity of Indonesian fuel oil consumption is incomparable to the nation's consumption by 4%. It led government to import fuel oil in large quantities in order to fulfill the needs of our society throughout Indonesia. LNG (Liquefied Natural Gas) Receiving Terminal in Port of Benoa is one of the supporting facilities to fulfill the needs of gas in Bali and its surroundings region. In its operation, the receiving terminal has a potential hazards due to the failure of equipment in each system. Therefore, a risk analysis shall be conducted to prevent those hazards. In this final project, the risk analysis will be conducted to the hazards on FSU to FRU pipe, Regasification Unit and FRU to PIG Launcher pipe in order to determine the risks and its hazards towards the surrounding—on people or worker within the receiving facilities during the unloading process. After determining the risk level caused by those hazards, we can also determining whether the risks are acceptable or not and whether mitigation is needed. The risk analysis began with hazard identification on existing P&ID through HAZOP. The initiating event on each existing components are acquired from DNV Failure Frequency and EGIG Database. After

conducting the frequency analysis using FTA (Fault Tree Analysis and ETA (Event Tree Analysis), a consequence analysis is later conducted using ALOHA Software. The result of frequencies and consequences are represented using F-N Curve with UK HSE Standard. If the resulting risks in unacceptable, therefore mitigation with LOPA (Layer of Protection Analysis) is need to be conducted. In the process of making this final project, there are 9 scenarios with unacceptable risks acquired which is the gas dispersion scenario in all sizes of leaks or bore hole (<50mm, 50-150mm and >150mm) in each nodes that generates mitigation by adding gas and pressure detector.

Keywords: ALOHA, Risk Assessment, LNG Facility, Port of Benoa, HAZOP

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Tuhan Yang Maha Esa, yang telah melimpahkan anugerah sehingga penulis bisa menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul **“DESAIN FASILITAS PENDUKUNG BERBASIS RISIKO PADA FLOATING STORAGE UNIT (FSU) DENGAN FLOATING REGASIFICATION UNIT (FRU). Studi Kasus: Pelabuhan Benoa, Bali”** ini diajukan sebagai salah satu syarat kelulusan Program Sarjana Teknik di Jurusan Teknik Sistem Perkapalan, Fakultas Teknologi Kelautan ITS.

Terselesaikannya Tugas Akhir ini, tidak terlepas dari bantuan dan dukungan semua pihak. Oleh karena itu, penulis ingin menyampaikan rasa terima kasih kepada:

1. Daddy & Mama, kakak Scania Mariella Svenska, serta Adik Scandic Thalys Botaniska yang selalu memberikan dukungan kepada penulis untuk menyelesaikan Tugas Akhir.
2. A.A.B. Dinariyana D.P. ST, MES, Ph.D. selaku Dosen Pembimbing sekaligus Kepala Laboratorium RAMS yang sangat banyak membantu penulis dalam membimbing dan menyelesaikan Tugas Akhir ini sekaligus menjadi orangtua di Lab RAMS.
3. Bapak Prof. Dr. Ketut Buda Artana S.T., M.Sc yang telah memberi masukan pada Tugas Akhir ini dan juga menjadi orangtua di Lab RAMS.
4. M. Habib Chusnul Fikri (ME '11) yang banyak memberikan data dan bimbingan kepada penulis dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.
5. Fauzi Rogera Cadiya, yang selalu memberi motivasi untuk lulus bersama di wisuda ITS ke-114.
6. Sahabat “CIL” sejak mahasiswa baru hingga bersama-sama lulus di wisuda ITS ke-114, Sita, Lulu, Amal, Donny, Himawan, Zein, Adji, & Atandho.

7. Teman-teman lab RAMS, Agastana, Fauzi, Agung, Adi, Katili, Cakra, Ega, Afro, Ojan, Libry, Arin, Melly, Manuel, dan lain-lain.
8. Dan semua pihak terlibat yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa penulisan Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan dan memiliki banyak kekurangan. Sehingga dengan segala kerendahan hati, penulis mengharapkan saran dan kritik yang membangun dari pembaca demi kebaikan Tugas Akhir ini. Semoga Tuhan YME melimpahkan berkatnya kepada kita semua. Semoga laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca.

Surabaya, Juli 2016
Penulis

DAFTAR ISI

ABSTRAK.....	V
KATA PENGANTAR.....	IX
DAFTAR GAMBAR.....	XV
BAB I.....	1
PENDAHULUAN	1
1.1 LATAR BELAKANG.....	1
1.2 PERUMUSAN MASALAH	4
1.3 BATASAN MASALAH.....	4
1.4 TUJUAN.....	5
1.5 MANFAAT	5
BAB II.....	7
TINJAUAN PUSTAKA.....	7
2.1 LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG).....	7
2.2 FASILITAS PENERIMA LNG TERAPUNG / FLOATING STORAGE UNIT (FSU).....	10
2.2.1 Fasilitas Bongkar Muat.....	12
2.2.2 Tangki Penyimpanan LNG	13
2.2.3 Alat Transportasi	18
2.2.4 Proses Regasifikasi	18
2.3 P&ID	19
2.4 DIAGRAM ALIR PROSES PENANGANAN LNG.....	20
2.5 NFPA 59A	20
2.5.1 Unloading Facility Spacing	21
2.5.2 Process Equipment Spacing.....	22
2.5.3 Storage Tank.....	22
2.6 ANALISA FREKUENSI, KONSKUENSI, DAN RISIKO.....	23
2.6.1 HAZARD IDENTIFICATION	23
2.6.1.1 HAZOP	23
2.6.2 Frequency Analysis.....	24
2.6.2.1 Fault Tree Analysis	24

2.6.2.1 ETA	25
2.6.3 Analisa Konsekuensi.....	26
2.6.3.1 ALOHA	27
2.6.4 Analisa Risiko.....	27
2.6.4.1 F-N Curve	28
2.7 POOL FIRE	29
2.8 JET FIRE	30
2.9 FLASH FIRE	31
2.10 BLEVE	31
BAB III	33
METODOLOGI.....	33
3.1 UMUM.....	33
3.2 METODOLOGI TUGAS AKHIR	33
3.2.1 Perumusan Masalah	34
3.2.2 Studi Literatur	34
3.2.3 Pengumpulan dan Identifikasi Data	34
3.2.4 Desain Fasilitas Pendukung	35
3.2.5 Hazard Identification	35
3.2.5.1 Analisa Frekuensi	35
3.2.5.2 Analisa Konsekuensi.....	36
3.2.6 F-N Curve	36
3.2.7 Kesimpulan dan Saran	36
BAB IV.....	37
ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN	37
4.1 IDENTIFIKASI DAN RUMUSAN MASALAH	37
4.2 ANALISA RESIKO	37
4.2.1 PENDESKRIPSIAN SISTEM DAN DATA UTAMA.....	37
4.3 PIPING AND INSTRUMENT DIAGRAM (P&ID).....	38
4.4 IDENTIFIKASI BAHAYA (HAZARD)	47
4.4.1 Hazard and Operability Study (HAZOP).....	47
4.4.2 Pembagian Node	47
4.4.3 Skenario yang mungkin terjadi	52
4.5 ANALISA FREKUENSI	53
4.5.1 Fault Tree Analysis (FTA).....	53
4.5.2 Event Tree Analysis (ETA)	57

4.5 ANALISA KONSEKUENSI	62
4.5.1 Letak Receiver	62
4.5.2 Fire Modeling dengan menggunakan Software ALOHA	63
4.6 ANALISA RISIKO	72
4.6.1 Representasi Risiko Flash Fire.....	72
4.6.1 Representasi Risiko Jet Fire.....	73
4.6.1 Representasi Risiko Gas Dispersion	75
4.7 MITIGASI.....	76
4.7.1 Mitigasi pada skenario gas dispersion pada bore hole <50 mm.....	77
4.7.2 Mitigasi pada skenario gas dispersion pada bore hole 50-150 mm.....	83
4.7.3 Mitigasi pada skenario gas dispersion pada bore hole >150 mm.....	89
BAB V	93
KESIMPULAN DAN SARAN.....	93
5.1 KESIMPULAN.....	93
5.1 SARAN.....	93
DAFTAR PUSTAKA.....	95
LAMPIRAN A.....	95
LAMPIRAN B.....	103
LAMPIRAN C.....	123
LAMPIRAN D.....	143
LAMPIRAN E.....	163
LAMPIRAN F	201
BIODATA PENULIS	213

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Meledaknya tanki gas Claveland East Ohio	3
Gambar 1. 2 Layout Pelabuhan Benoa	4
Gambar 2. 1 Komposisi LNG	7
Gambar 2. 4 Sistem Tambat Side By Side.....	12
Gambar 2. 5 Unloading unit (Flexible Hose) untuk bongkar muat LNG dari truk dan kapal	13
Gambar 2. 6 Kapasitas tangki penyimpanan LNG	16
Gambar 2. 7 Tipe, konstruksi, dan material tangki penyimpanan LNG.....	17
Gambar 2. 8 Gambar P&ID sistem dari FSU ke ORF..	19
Gambar 2. 9 Ilustrasi jetty dengan flexible hose.....	22
Gambar 2. 10 <i>Logical gate FTA</i>	25
Gambar 2. 11 ETA.....	26
Gambar 2. 12 ALOHA.....	27
Gambar 2. 13 FN-Curve Standar Hong Kong	29
Gambar 2. 14 Pool Fire.....	30
Gambar 2. 15 Jet Fire.....	31
Gambar 2. 16 Jet Fire.....	32
Gambar 3. 1 Diagram Alir Metodologi Penelitian.....	33
Gambar 4. 1 Layout Awal Pelabuhan Benoa.....	37
Gambar 4. 2 Layout Pelabuhan Benoa	39
Gambar 4. 3 Pembagian node pada layout Pelabuhan Benoa	40
Gambar 4. 4 Node 1 (FSU to FRU pipe)	41
Gambar 4. 5 Node 2 (LNG Feed Pump 1)	42

Gambar 4. 6 Node 3 (LNG Feed Pump 2)	43
Gambar 4. 7 Node 4 (BOG Processor)	44
Gambar 4. 8 Node 5 (buffer tank).....	45
Gambar 4. 9 Node 6 (FRU to PIG launcher pipe)	46
Gambar 4. 10 Node 1 Skenario 1	54
Gambar 4. 11 Node 1 Skenario 2.....	55
Gambar 4. 12 Node 1 Skenario 3.....	56
Gambar 4. 13 Event Tree Analysis	58
Gambar 4. 14 Nilai ETA pada skenario 1	60
Gambar 4. 15 Persebaran Receiver pada pelabuhan Benoa	62
Gambar 4. 16 Fire modelling flash fire dengan skenario kebocoran <50mm	64
Gambar 4. 17 <i>Fire modelling</i> jet fire dengan skenario kebocoran <50mm	66
Gambar 4. 18 <i>Fire modelling gas dispersion</i> dengan skenario kebocoran <50mm.....	70
Gambar 4. 19 Flash Fire pada bore hole <50 mm	73
Gambar 4. 20 Jet Fire pada bore hole <50 mm.....	74
Gambar 4. 21 Gas dispersion pada bore hole <50 mm. 76	
Gambar 4. 22 F-N <i>curve gas dispersion</i> pada <i>small bore</i> (<50 mm) setelah mitigasi	82
Gambar 4. 23 F-N <i>curve gas dispersion</i> pada <i>medium</i> <i>bore</i> (50-150 mm) setelah mitigasi	88
Gambar 4. 24 F-N <i>curve gas dispersion</i> pada <i>full bore</i> (>150 mm) setelah mitigasi	94

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Contoh pemakaian kata kunci dan parameternya.....	24
Tabel 4. 1 Pembagian Node	48
Tabel 4. 2 Analisa HAZOP dari tiap NODE.....	49
Tabel 4. 3 <i>compatibility matrix</i> pada tiap-tiap node	52
Tabel 4. 4 Frekuensi Kegagalan Komponen.....	57
Tabel 4. 5 Frekuensi Kegagalan Komponen.....	57
Tabel 4. 6 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa <i>jet fire, flash fire dan gas dispersion</i> pada node 1.....	60
Tabel 4. 7 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa <i>jet fire, flash fire dan gas dispersion</i> pada node 2.....	60
Tabel 4. 8 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa <i>jet fire, flash fire dan gas dispersion</i> pada node 3.....	60
Tabel 4. 9 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa <i>jet fire, flash fire dan gas dispersion</i> pada node 4.....	61
Tabel 4. 10 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa <i>jet fire, flash fire dan gas dispersion</i> pada node 5.....	61
Tabel 4. 11 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa <i>jet fire, flash fire dan gas dispersion</i> pada node 6.....	61
Tabel 4. 12 Hasil rekapitulasi fire modelling flash fire pada jetty dengan skenario kebocoran small (<50 mm)	65
Tabel 4. 13 Hasil rekapitulasi fire modelling jet fire pada jetty dengan skenario kebocoran small bore (<50 mm) 68	
Tabel 4. 14 Kadar PPM dalam <i>Methane</i> dan efeknya ..	69
Tabel 4. 15 Hasil rekapitulasi fire modelling <i>gas dispersion</i> pada jetty dengan skenario kebocoran small bore (<50 mm)	71

Tabel 4. 16 Rekapitulasi skenario <i>flash fire</i> pada kebocoran <i>small bore</i> (<50 mm).....	72
Tabel 4. 17 Rekapitulasi skenario <i>jet fire</i> pada kebocoran <i>small bore</i> (<50 mm)	73
Tabel 4. 18 Rekapitulasi skenario <i>gas dispersion</i> pada kebocoran <i>small bore</i> (<50 mm).....	75
Tabel 4. 19 Rekapitulasi skenario <i>gas dispersion</i> pada <i>small bore hole</i> (<50mm) sebelum dilakukan mitigasi	77
Tabel 4. 20 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 1 pada ukuran kebocoran <i>small bore</i> (<50 mm) ..	78
Tabel 4. 21 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 2,3,&4 pada ukuran kebocoran <i>small bore</i> (<50 mm).....	79
Tabel 4. 22 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 5 pada ukuran kebocoran <i>small bore</i> (<50 mm) ..	80
Tabel 4. 23 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 6 pada ukuran kebocoran <i>small bore</i> (<50 mm) ..	81
Tabel 4. 24 Rekapitulasi <i>gas dispersion</i> pada ukuran kebocoran <i>small bore</i> (<50 mm) setelah mitigasi.....	82
Tabel 4. 25 Rekapitulasi skenario <i>gas dispersion</i> pada <i>medium bore hole</i> (50-150 mm) sebelum dilakukan mitigasi.....	83
Tabel 4. 26 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 1 pada ukuran kebocoran <i>medium bore</i> (50-150 mm).....	84
Tabel 4. 27 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 2,3,&4 pada ukuran kebocoran <i>medium bore</i> (50-150 mm).....	85
Tabel 4. 28 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 5 pada ukuran kebocoran <i>medium bore</i> (50-150 mm).....	86

Tabel 4. 29 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 6 pada ukuran kebocoran <i>medium bore</i> (50-150 mm).....	87
Tabel 4. 30 Rekapitulasi <i>gas dispersion</i> pada ukuran kebocoran <i>medium bore</i> (50-150 mm) setelah mitigasi	88
Tabel 4. 31 Rekapitulasi skenario <i>gas dispersion</i> pada <i>full bore hole</i> (>150mm) sebelum dilakukan mitigasi ..	89
Tabel 4. 32 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 1 pada ukuran kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm)....	90
Tabel 4. 33 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 2,3,&4 pada ukuran kebocoran <i>full bore hole</i> (>150mm)	91
Tabel 4. 34 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 5 pada ukuran kebocoran <i>full bore hole</i> (>150mm)	92
Tabel 4. 35 Hasil mitigasi skenario <i>gas dispersion</i> pada node 6 pada ukuran kebocoran <i>full bore hole</i> (>150mm)	93
Tabel 4. 36 Rekapitulasi <i>gas dispersion</i> pada ukuran kebocoran <i>full bore</i> (>150 mm) setelah mitigasi	94

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

LNG (Liquefied Natural Gas) adalah Gas Alam (Methane-CH₄) yang telah diproses untuk menghilangkan pengotor (impuritas) dan hidrokarbon yang didinginkan sampai suhu minus 160 derajat Celsius pada tekanan atmosfer yang membuatnya menjadi zat cair dan volumenya menjadi 1/640 dari gas alam pada suhu dan tekanan standar. Kegunaannya adalah membuat lebih hemat untuk ditransportasi jarak jauh dimana jalur pipa tidak ada. Ketika memindahkan gas alam dengan jalur pipa tidak memungkinkan atau tidak ekonomis, LNG dapat ditransportasi oleh kendaraan LNG yang mana kebanyakan adalah tanker dengan tanki jenis membran atau *moss*. Sebelum gas alam dicairkan, terlebih dahulu partikel partikel asing dibersihkan dan diproses antara lain melalui desulfurization, dehydration dan pembersihan karbon dioksida. Semua phhc,kroses ini membuat gas menjadi tidak berwarna, transparan, tidak berbau, tidak beracun serta terhindar dari sulfur oksida dan abu. LNG adalah energi yang bersih (1 KWH energi gas mengandung 446 gram CO₂) juga karena kandungan nitrogen oksida yang kurang (20-37%) serta karbon dioksida (57%) dibandingkan dengan batu bara. Karena terutama terdiri dari methan, LNG mempunyai nilai kalori yang tinggi (12000 kcal/kg) dibandingkan dengan bahan bakar fosil lainnya seperti batu bara dan minyak bumi. Sebagai cadangan energi gas alam, LNG juga lebih melimpah dan lebih tersebar luas dibandingkan dengan minyak.

LNG Supply Chain atau rantai pasok LNG adalah proses sinergis untuk memproduksi, menyimpan, mentransportasikan dan mendistribusikan gas alam dari lokasi dimana gas diproduksi hingga menuju lokasi dimana gas akan digunakan. Rantai pasok LNG ini memiliki komponen sebagai berikut:

- Cadangan gas alam / sumur produksi (gas well)
- Kilang pencair gas alam (liquefaction plant)
- Terminal Muat beserta Tangki Penyimpan (loading terminal)
- Kapal pengangkut LNG (LNG carrier)
- Terminal penerima beserta tangki penyimpanan (receiving terminal)
- Unit regasifikasi (regasification unit)
- Pemakai (end user)

Pada proses pengoperasian terminal LNG tidak dapat terlepas dari bahaya – bahaya, seperti kebakaran dan meledaknya komponen. Hal ini disebabkan oleh LNG berproses pada tekanan tinggi. Kasus meledaknya tangki LNG pernah terjadi di Staten Island, New York 40 tahun lalu, tepatnya tahun 1973 dan menewaskan 40 pekerja. Meledaknya tangki ini disebabkan oleh terperangkapnya gas dalam tangki sehingga menyebabkan peningkatan tekanan dalam tangki.

Kasus lain terjadi di Cleveland East Ohio pada tahun 1944, dimana pada kasus ini sedikitnya 200 orang meninggal, 600 orang kehilangan tempat tinggal dan kerugian ditaksir mencapai 15.000.000 USD. Kasus ini diawali oleh memancarnya uap dari sisi tangki, uap ini terbawa angin dan jatuh di pembuangan gas, sehingga menyebabkan terjadinya jet fire.

Contoh kasus yang paling baru adalah adanya ledakan gas di daerah perumahan di Rosario, kota ketiga terbesar di Argentina, terjadi pada 6 Agustus 2013. Hal ini disebabkan oleh kebocoran gas besar. Dari kasus ini, terdapat 20 orang tewas dan 60 orang mengalami luka.



Gambar 1. 1 Meledaknya tanki gas Claveland East Ohio

Mengacu pada sejarah kegagalan sistem terminal LNG yang memakan korban jiwa dan kerugian material, maka pada sebuah terminal LNG perlu dilakukan identifikasi risiko. Identifikasi risiko dalam study ini berfokus pada bahaya kebakaran (fire hazard) dan bahaya ledakan (explosion hazard) antara lain bahaya pool fire, flash fire (vapor cloud explosion), jet fire dan BLEVE. Bila tingkat risiko melampaui batas yang dapat diterima, selanjutnya akan direncanakan alternatif – alternatif tindakan mitigasi, yang kemudian akan dijadikan rekomendasi dalam perancangan pembangunan dan pengoperasian Terminal Penerima LNG tersebut.



Gambar 1. 2 Layout Pelabuhan Benoa

1.2 Perumusan Masalah

Permasalahan pada tugas akhir ini meliputi:

1. Bagaimana mengidentifikasi bahaya yang ditimbulkan oleh pembangunan dan proses *unloading* LNG pada *Floating Storage Unit* ke *Floating Regasification Unit* pada Pelabuhan Benoa Bali?
2. Bagaimana cara mengetahui frekuensi dan konsekuensi yang dapat terjadi?
3. Bagaimana cara mengetahui tingkat risiko yang dihasilkan?
4. Bagaimana cara menanggulangi risiko yang akan ditimbulkan oleh kegagalan proses operasi?

1.3 Batasan Masalah

Fokus permasalahan pada skripsi ini dibatasi oleh beberapa hal sebagai berikut:

1. Desain merupakan konseptual desain yang mencakup penggambaran layout fasilitas dan analisa proses *unloading* LNG dari *Floating Storage Unit* ke *Floating Regasification Unit*.
2. Penyusunan desain menggunakan standar NFPA 59A.
3. Risiko yang dianalisa hanya pada Pelabuhan Benoa terhadap perkantoran yang ada

1.4 Tujuan

Penulisan tugas akhir ini bertujuan untuk:

1. Mendesain fasilitas pendukung dan mengidentifikasi *hazard* yang sesuai standar NFPA 59A dan kebutuhan pada Pelabuhan Benoa.
2. Mendapatkan tingkat risiko yang dimiliki oleh bahaya-bahaya dengan menggunakan *Fault Tree Analysis* (FTA) & *Event Tree Analysis* (ETA) untuk penilaian frekuensi, sedangkan penilaian konsekuensi dilakukan dengan pendekatan *fire modeling* menggunakan *software* ALOHA
3. Menentukan tingkat risiko yang dihasilkan pada F-N *curve* sesuai standar Hongkong *Government Risk Guideline* (HKRG)
4. Menyusun langkah mitigasi pada tingkat risiko yang tidak dapat ditoleransi dan merencanakan fasilitas pendukungnya.

1.5 Manfaat

Hasil Tugas Akhir ini diharapkan dapat bermanfaat untuk:

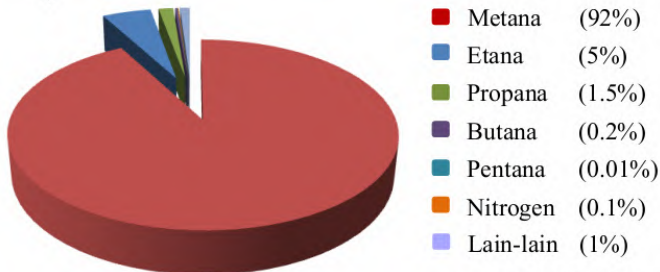
1. Mengetahui bahaya-bahaya yang terjadi pada pembangunan fasilitas pendukung *Floating Storage Unit* dan *Floating Regasification Unit* pada Pelabuhan Benoa Bali.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Liquefied Natural Gas (LNG)

Liquefied Natural Gas (LNG) merupakan gas alam yang dicairkan setelah melalui proses pendinginan hingga mencapai suhu -162°C (-260°F) pada tekanan 1 atm (Ertl, 2005). Sebelum proses pendinginan dan kondensasi gas alam dilakukan, zat pengotor seperti karbon dioksida, mercury, belerang dan air terlebih dahulu dihilangkan melalui suatu proses penyulingan. Hasil dari proses ini merupakan gas yang tidak berbau dan tidak berwarna, yang terdiri dari hidrokarbon alkana, seperti metana, etana, propana, butana, pentana, dan sedikit nitrogen, dengan komposisi secara umum seperti yang dapat dilihat pada gambar 2.1 berikut ini.



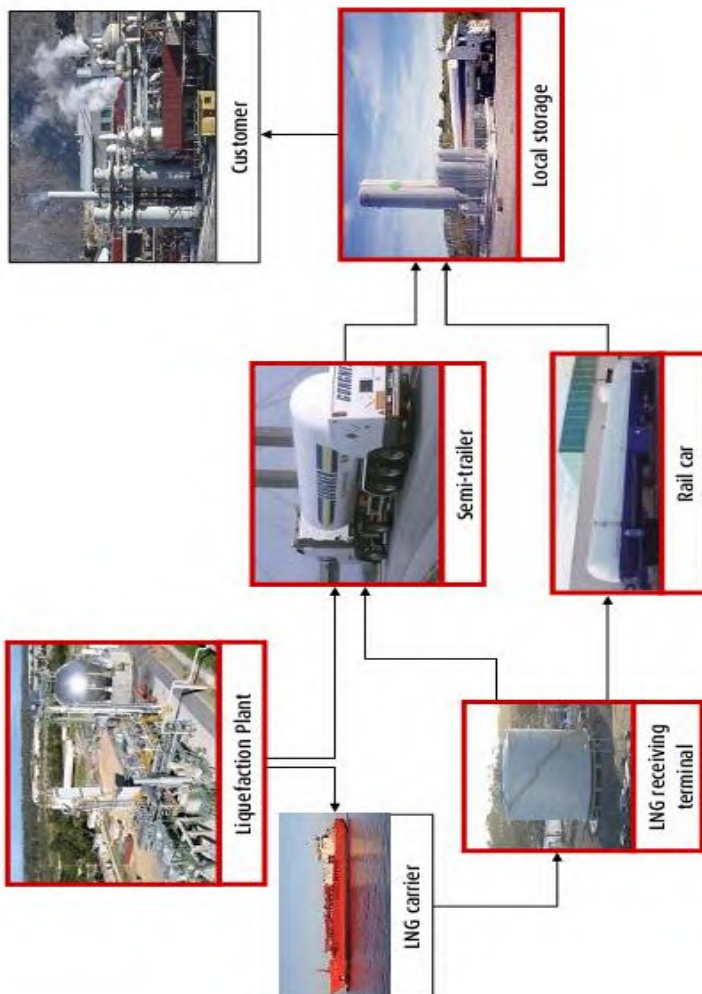
Sumber : Novriliza, 2008

Gambar 2. 1 Komposisi LNG
(Sumber: Ertl, 2005)

Densitas dari LNG adalah sekitar 0,45 atau dengan kata lain berat jenis LNG kurang dari setengah berat jenis air, dengan reduksi volume mencapai 1/600 dibanding dalam bentuk gas (Ertl, 2005). Oleh karena itu, tujuan utama dari pencairan gas alam ke dalam bentuk LNG adalah untuk meningkatkan nilai ekonomis transportasinya dari produksi ke konsumen. Selain itu, LNG juga menawarkan kandungan

energi per volume yang lebih besar dibandingkan dengan jenis bahan bakar lain yang bersumber dari gas.

Proses awal rantai suplai LNG dimulai dari transportasi gas alam melalui jaringan pipa ke *liquefaction plant*. LNG yang dihasilkan melalui *liquefaction plant* disalurkan melalui pipa menuju ke tangki penyimpanan. Saluran pipa maupun tangki penyimpanan harus terisolasi untuk mempertahankan suhu yang rendah sehingga keduanya harus didesain dengan khusus untuk dapat menampung cairan kriogenik. LNG tersebut kemudian diambil dari tangki penyimpanan untuk dimuat ke LNG *carrier* menuju terminal penerima. Sebelum sampai kepada pengguna, LNG terlebih dahulu diubah menjadi fase gas kembali dalam *regasification plant*. Rantai pasok LNG pada umumnya tampak pada Gambar 2.2 di halaman berikut.



Gambar 2. 2 Rantai Pasok LNG
(Sumber: Linde, 2012)

Berikut adalah tahapan rantai suplai LNG dari tahap produksi hingga distribusi ke pengguna akhir.

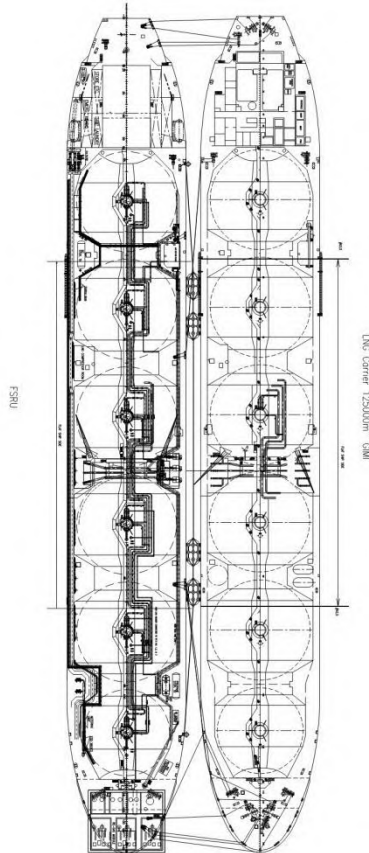
1. Eksplorasi dan Produksi
Gas alam diperoleh dari cadangan gas alam di sumur-sumur produksi, Kandungan gas alam sebagian besar terdiri dari methane, ethane, propane, dan butane. Sebelum pencairan, kandungan ini harus dipisahkan.
2. Pencairan / Liquefaction
Liquefaction merupakan proses pencairan gas alam menjadi zat cair dengan cara didinginkan hingga mencapai suhu $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$. Urutan proses pencairan gas dimulai dari proses pemisahan senyawa-senyawa pada gas alam seperti penghilangan CO_2 secara kimiawi, penghilangan uap air secara absorbs fisis dan pemisahan hidrokarbon secara fraksional. Selanjutnya, gas didinginkan hingga mencapai syarat suhu.
3. LNG.Transportasi
LNG kemudian didistribusikan dari tempat eksplorasi kilang pencairan LNG menuju terminal penerima LNG. Umumnya, transportasi LNG dilakukan menggunakan kapal LNG.
4. Penyimpanan dan Regasifikasi
Pada terminal penerima, LNG dari kapal disalurkan ke darat dan di simpan dalam tangki kriogenik. LNG lalu diubah kembali ke fasa gas dengan unit regasifikasi / vaporizer. Gas kemudian disalurkan ke konsumen seperti pembangkit listrik dan industri lainnya.

2.2 Fasilitas Penerima LNG terapung / Floating Storage Unit (FSU)

Pada terminal penerima LNG terdapat sejumlah fasilitas yang harus disediakan untuk menerima dan menangani LNG. Fasilitas tersebut meliputi fasilitas bongkar muat (*unloading*),

tangki penyimpanan LNG, penanganan Boil-off gas (BOG), pompa LNG, vaporizer sebagai unit regasisikasi, dan sejumlah fasilitas pendukung yang lain.

Fasilitas ini berfungsi untuk mengubah LNG dalam bentuk cair menjadi gas untuk disalurkan ke pembangkit. Pada Pelabuhan Benoa, proses bongkar muat LNG dimulai dari pemindahan LNG dari shuttle tanker menuju FSU kemudian berlanjut menuju FRU. Tiap kali kapal LNG shuttle tanker datang, shuttle tanker akan dilayani oleh sekurang-kurangnya 3 buah Tugboat 2 x 2000 HP dan 1 buah mooring boat. Untuk persyaratan keselamatan, manuver kapal shuttle tanker akan dilakukan diluar kolam pelabuhan Celukan Bawang yang kemudian ditarik mundur menuju FSU. FSU dan shuttle tanker akan mengarah ke laut lepas dan sistem tambat antara FSU dan shuttel tanker menggunakan sistem side by side yang dibatasi oleh 4 fender seperti pada gambar dibawah ini.



Gambar 2. 3 Sistem Tambat *Side By Side*
(Sumber: Proposal FEED Taufany)

2.2.1 Fasilitas Bongkar Muat

Fasilitas bongkar muat adalah fasilitas yang menghubungkan antara kapal atau moda transportasi LNG yang lain dengan pipa di terminal penerima. Fasilitas bongkar muat LNG umumnya menggunakan unloading unit yang terdiri dari unloading arm dan unloading pump seperti terlihat

pada Gambar 2.3. Pada terminal penerima LNG konvensional skala besar, waktu bongkar muat kapal dengan kapasitas 135.000 m³ berkisar 12 hingga 14 jam (Coyle, 2005).



Gambar 2. 4 Unloading unit (Flexible Hose) untuk bongkar muat LNG dari truk dan kapal
(Sumber: Heery Z, 2012))

2.2.2 Tangki Penyimpanan LNG

Tangki penyimpanan LNG digunakan untuk menampung LNG setelah aktivitas bongkar muat dari kapal atau lorry. Sebelum diregasifikasi, LNG disimpan pada tangki penyimpanan yang dilengkapi dengan insulasi dan fasilitas penanganan BOG. Kapasitas tangki penyimpanan LNG tergantung pada jumlah kebutuhan gas dan perencanaan *safety stock* pada suatu pembangkit atau terminal. Dalam pendesainan tangki LNG, diupayakan untuk meminimalkan jumlah dari tangki LNG dan lebih memaksimalkan kapasitas dari tangki tersebut. Terdapat tiga jenis tangki penyimpanan

LNG yang digunakan di darat yaitu *flat bottom tank*, *sphere tank*, dan *vacuum insulated bullet tank*. Ketiga tangki ini memiliki kapasitas penyimpanan dan konstruksi yang berbeda seperti ditunjukkan pada Gambar 2.4.

Flat bottom tank biasa digunakan untuk menyimpan LNG dalam kapasitas besar. Tangki jenis ini terbagi lagi menjadi tiga type yaitu *single containment*, *double containment*, dan *full containment*.

1. *Single containment*

Memiliki dinding bagian dalam yang terbuat dari baja nikel 9 %, bagian dalam tangki ini dikelilingi oleh dinding bagian luar yang terbuat dari baja karbon yang memberikan insulasi perlit pada ruang annular. Bagian luar tangki yang berupa baja karbon tidak memiliki kemampuan untuk diisi material kriogenik, sehingga perlindungan hanya dilakukan oleh tangki bagian dalam. Meskipun demikian, tangki *single containment* dikelilingi oleh saluran atau wadah penampungan eksternal (dike) terhadap tangki, yang salah satunya memberikan penampungan lapisan kedua apabila terjadi kegagalan pada dinding tangki bagian dalam.

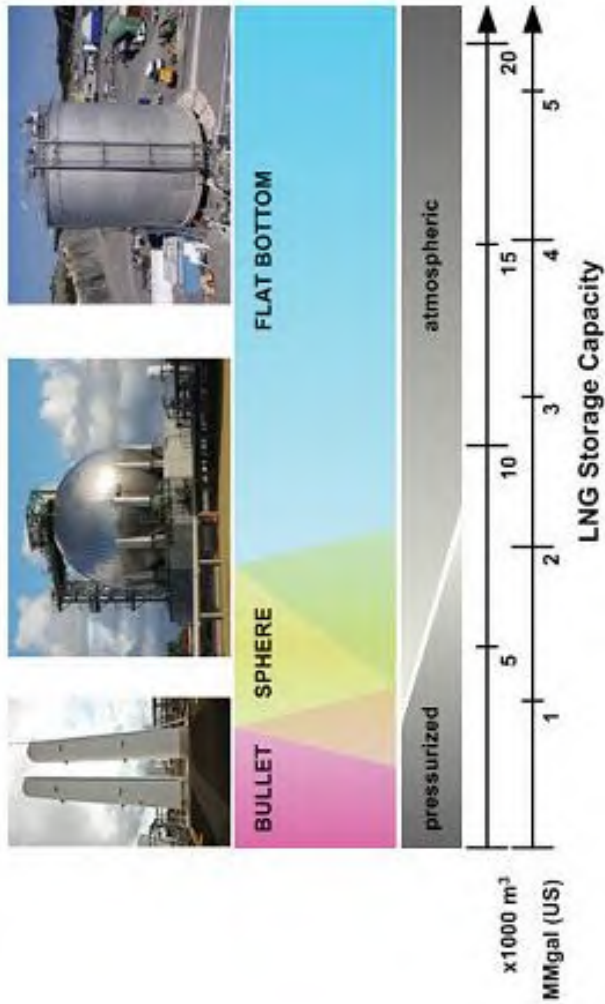
2. *Double containment*

Tangki *double containment* adalah hampir sama dengan tangki *single containment*, tetapi sebagai pengganti saluran eksternal, terdapat dinding luar yang terbuat dari betonpre-stressed. Sehingga jika dinding bagian dalam mengalami kegagalan, maka dinding bagian luar dapat menampung cairan kriogenik. Beton untuk dinding bagian luar tersebut bisa menambah biaya, tetapi jumlah lahan yang dibutuhkan berkurang karena tidak adanya saluran di luar seperti pada *single containment*. Jika terjadi kegagalan pada tangki bagian dalam, maka cairan akan tertampung pada dinding bagian luar, serta uap akan keluar melalui celah annular.

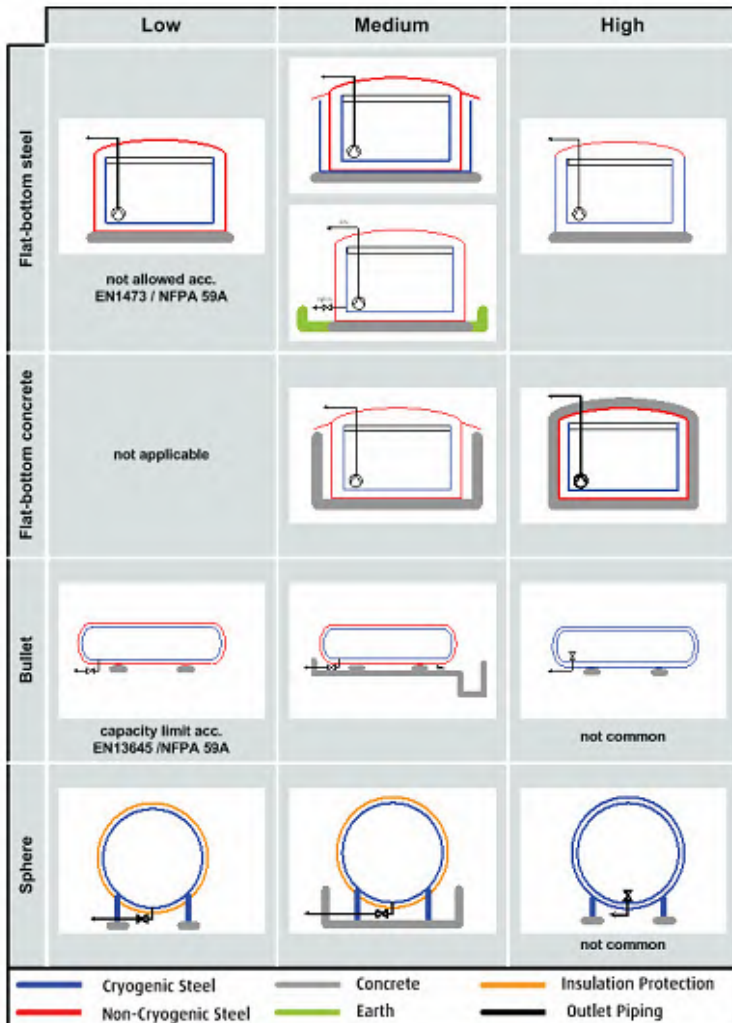
3. *Full containment*

Pada tangki full containment, celah annular antara bagian dalam dan luar tangki di ditutup. Umumnya jenis tangki ini memiliki atap beton maupun dinding bagian luar yang terbuat dari beton pre-stressed. Dinding bagian luar dan atapnya dapat menampung baik cairan kriogenik maupun uap yang dihasilkan. Berat atap beton memungkinkan tekanan desain yang lebih tinggi (290mbarg) dibanding dengan tangki dengan atap logam (170 mbarg).

Gambaran umum konstruksi dan material tangki penyimpanan jenis *flat bottom tank*, *sphere tank*, dan *vacuum insulated bullet tank* dapat dilihat pada Gambar 2.4 dan Gambar 2.5.



Gambar 2. 5 Kapasitas tangki penyimpanan LNG
(Sumber: Linde, 2012)



Gambar 2. 6 Tipe, konstruksi, dan material tangki penyimpanan LNG

(Sumber: Linde, 2012)

2.2.3 Alat Transportasi

Kapal yang akan digunakan dapat beroperasi pada *conventional LNG terminals* dan memiliki fasilitas *Re-liquefaction* unit untuk dapat meningkatkan efisiensi utilisasi LNG akibat *boil-off*. Kapal juga dilengkapi dengan *bow-thruster* and *becker rudder* untuk meningkatkan kemampuan manuever, khususnya saat masuk dan keluar pelabuhan Benoa yang memiliki alur pelayaran yang sempit. Kapal ini menggunakan tangki LNG tipe-C (Cylindrical) sehingga efek gerakan kapal yang berkitab pada *sloshing* menjadi tidak terlalu signifikan. Untuk menjamin keselamatan, khususnya saat bongkar dan muat LNG, kapal ini juga dilengkapi dengan *On-board Nitrogen plant*.

Tabel 2. 1 Ukuran utama kapal

Loa	151	m
B	28	m
D	6	m
DWT	12493	Ton
GT/NT	20017/6005	Ton
Vs	16.5	knot
Cargo Tank	23.097	m ³
Min. Temperature	-163	c

2.2.4 Proses Regasifikasi

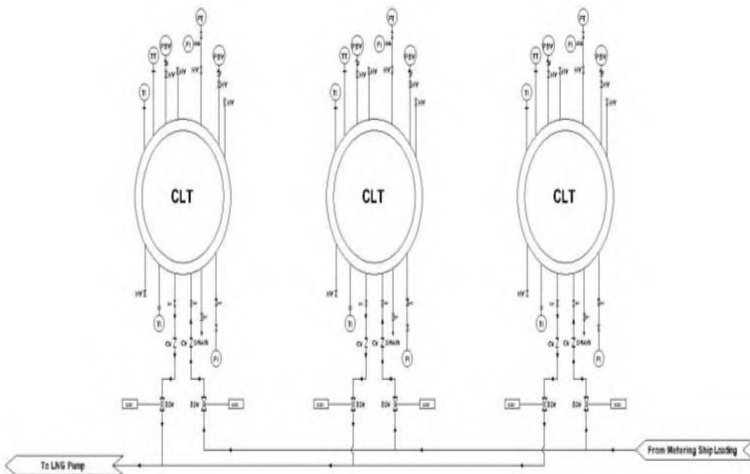
Proses regasifikasi LNG pada Pelabuhan Benoa terdiri dari beberapa sub-sistem, termasuk LNG unloading, LNG storage, LNG feed pump, kompresor BOG, dan unit regasifikasi LNG. Umumnya, BOG yang timbul dari operasi normal selama penimbunan dikompresi dengan Kompresor BOG dan direkondensasi dengan mencampurkannya dengan LNG. Kemudian, hasil BOG yang telah dikondensasi dengan LNG dipompa dengan HP pump dan dipanaskan oleh vaporizer hingga 40°F atau sekitar 4.44°C sebelum didistribusikan ke pembangkit.

2.3 P&ID

Piping and Instrument Diagram merupakan skema yang menunjukkan secara detail informasi mengenai peralatan proses dan instrumen yang terpasang pada plant, seperti:

- Peralatan proses dan desain variabel proses
- Persambungan pipa dengan ukuran, material, dan spesifikasi fabrikasi
- Kebutuhan utilitis termasuk ukuran pipa, material
- Semua peralatan utama instrument (Eko Harsono, 2011)

Dalam beberapa situasi secara skematis masing-masing proses dan line utilitis digambarkan dalam diagram ini, sehingga diagram ini menjadi sumber informasi teknis instrumen dalam melakukan pekerjaan, dan perubahan-perubahan atau modifikasi sering juga dibuat pada saat pekerjaan sedang berjalan, berikut contoh P&ID (skema) FSU menuju ORF.



Gambar 2. 7 Gambar P&ID sistem dari FSU ke ORF
(Sumber: Proposal FEED Taufany)

2.4 Diagram Alir Proses Penanganan LNG

Process Flow Diagram (PFD) atau diagram alir proses digunakan untuk menerangkan gambar skematik dari aliran fluida atau gas melalui suatu unit atau keseluruhan *plant* seperti terlihat di Gambar 2.9. Dengan menggunakan simbol-simbol untuk merepresentasikan sejumlah peralatan, diagram alir memberikan pandangan menyeluruh dari suatu pengoperasian fasilitas.

Lebih lanjut, PFD juga digunakan untuk pengembangan *lay out* dan perencanaan peletakan fasilitas. Ketika perencanaan peletakan fasilitas dilakukan, maka pemahaman logis dari aliran proses harus terlebih dahulu dipahami. Berikut ini merupakan komponen-komponen penting yang harus terdapat pada PFD:

- Peralatan-peralatan utama
- Alur pipa utama
- Arah aliran
- Tekanan dan temperatur operasi
- Instrumen-instrumen utama

Berdasarkan PFD, lalu dikembangkan *mechanical flow diagram* yang menjelaskan lebih detail data-data pada PFD. Sejumlah pihak lebih sering menyebut *mechanical flow diagram* sebagai *Process and instrument diagram* (P&ID). P&ID menjelaskan beberapa hal berikut secara lebih detail;

- Jumlah percabangan pipa-pipa dan aliran arah
- Spesifikasi dan ukuran pipa-pipa
- Semua peralatan dan komponen pendukung
- Semua katup
- Semua instrumentasi dan peralatan control

2.5 NFPA 59A

Dengan mengacu pada standar NFPA 59A tentang *Standart for the Production, Storage, and Handling of Liquefied Natural Gas (LNG)*, terdapat peraturan-peraturan

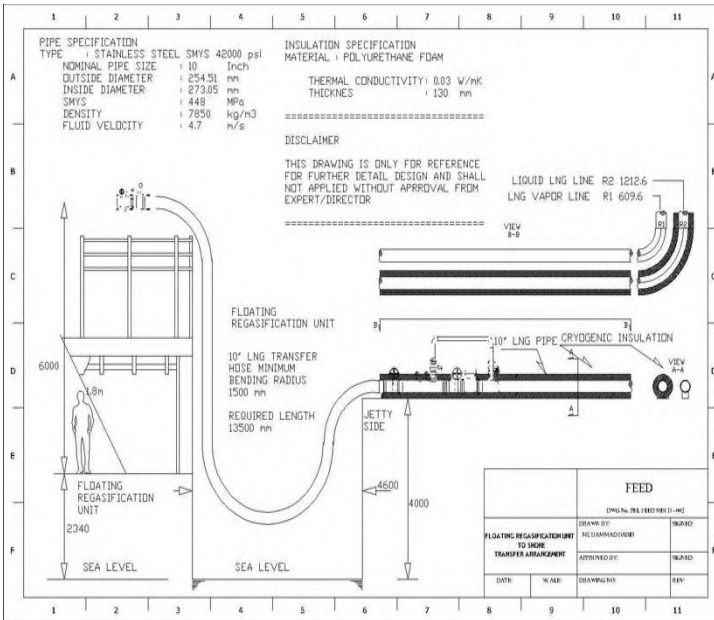
tentang peletakan posisi pada desain terminal yang dapat diterapkan pada desain Pelabuhan Benoa ini. Standar yang dijelaskan pada requirement NFPA 90A ini adalah desain, lokasi, konstruksi, operasi, hingga perawatan fasilitas LNG.

Pada tahap desain fasilitas ini terdapat beberapa peraturan tentang syarat-syarat posisi komponen pada terminal penerima LNG

2.5.1 Unloading Facility Spacing

Terdapat beberapa peraturan yang mengatur jarak antara penghubung komponen bongkar muat LNG yang mudah terbakar dengan posisi tangki penyimpanan dan jarak antara pipa bongkar muat dengan jetty. Dimana disini diatur bahwa jarak yang diperbolehkan yaitu sebesar 15 meter dari sumber api yang tidak terkontrol area proses, tangki penyimpanan, bangunan pusat kontrol, kantor, dan posisi struktur penting pada LNG.

Dalam tugas akhir ini, suah diperhitungkan jarak antara pipa bongkar muat dengan jetty, diameter pipa, dan spesifikasi-spesifikasi pipa lainnya.



Gambar 2. 8 Ilustrasi jetty dengan flexible hose

2.5.2 Process Equipment Spacing

Beberapa peraturan yang mengatur tentang proses alat-alat pengisian LNG dimana terletak antara bahan cair yang mudah terbakar dan gas yang mudah terbakar, yaitu mempunyai posisi jarak minimum 15 meter dari sumber-sumber api, bangunan yang dibangun pada terminal LNG seperti, ruangan kontrol, kantor, dan struktur bangunan lainnya.

2.5.3 Storage Tank

Mengatur ketinggian tanki, ketinggian tanggul pelindung tanki, jarak antara dinding bagian dalam dan permukaan dinding bagian luar tanki, dan tingkat ketinggian fluida yang diijinkan pada bagian atas suatu tangki.

2.6 Analisa Frekuensi, Konsekuensi, dan Risiko

2.6.1 Hazard Identification

Pada tugas akhir ini, metode yang digunakan untuk melakukan identifikasi bahaya adalah HAZOP atau Hazard Operability.

2.6.1.1 HAZOP

HAZOP atau Hazard and Operability Study merupakan salah satu cara untuk mengidentifikasi bahaya yang terdapat pada fasilitas proses kimia. Pendekatan HAZOP meliputi pemeriksaan yang dilakukan pada tiap sub-sistem pada tiap proses yang terjadi pada suatu pabrik / fasilitas, dan mengevaluasi penyimpangan – penyimpangan yang dapat terjadi pada tiap sub-sistem.

Dalam melakukan identifikasi dengan HAZOP, digunakan bantuan kata kunci (guide words). Kata kunci tersebut selanjutnya akan digabungkan dengan parameter yang mendeskripsikan suatu proses untuk mengidentifikasi bahaya yang terjadi. Contoh parameter yang biasa digunakan untuk mengidentifikasi bahaya yang terjadi pada suatu sistem adalah aliran, tekanan, temperatur, tingkatan, pH, viskositas, dll. Sedangkan kata kunci yang dipakai adalah no, less, more, part of, as well as, reverse, other than. Berikut contoh pemakaian kata kunci dan parameternya.

Tabel 2. 2 Contoh pemakaian kata kunci dan parameternya

Guide Word	Meaning
NO OR NOT	Complete negation of the design intent
MORE	Quantitative increase
LESS	Quantitative decrease
AS WELL AS	Quantitative modification/increase
PART OF	Quantitative modification/decrease
REVERSE	Logical opposite of the design intent
OTHER THAN	Complete substitution
EARLY	Relative to the clock time
LATE	Relative to the clock time
BEFORE	Relating to order or sequence
AFTER	Relating to order or sequence

2.6.2 Frequency Analysis







Frekuensi adalah jumlah kejadian (*event*) per tahun (*year*). Nilai frekuensi yang digunakan mengacu pada data *DNV Failure Frequency Guidance*. Dari nilai frekuensi yang didapat, kemudian dihitung sesuai dengan skenario yang dibuat berdasarkan asumsi dan hasil perhitungannya dapat dijadikan sebagai dasar pengambilan keputusan. Terdapat beberapa metode kuantitatif yang digunakan untuk perhitungan analisa frekuensi, yaitu *Fault Tree Analysis (FTA)* dan *Event Tree Analysis (ETA)*.

2.6.2.1 Fault Tree Analysis

Salah satu metode analisa frekuensi yang paling sering digunakan adalah *fault tree analysis (FTA)*. FTA merupakan sebuah diagram yang dapat digunakan untuk mengidentifikasi suatu sub-sistem yang paling kritis dalam pengoperasian sistem tersebut.

FTA menggunakan beberapa *logical gates* untuk menghubungkan antara satu kejadian (*event*) pada sistem dengan kejadian lainnya. Kejadian kegagalan nantinya akan diturunkan secara bertahap kekejadian-kejadian yang ada

dibawahnya, sehingga nantinya akan didapat penyebab dasar terjadinya kegagalan tersebut. Metode FTA dapat digunakan untuk melakukan evaluasi terhadap sistem yang komponennya bekerja secara kontinu. Sama halnya dengan metode yang lainnya, pada FTA juga dilakukan dengan beberapa tahapan sebelum akhirnya mendapatkan nilai frekuensi dari suatu sistem yang sedang dianalisa, tahapan tersebut sudah tergambar pada gambar di bawah ini.

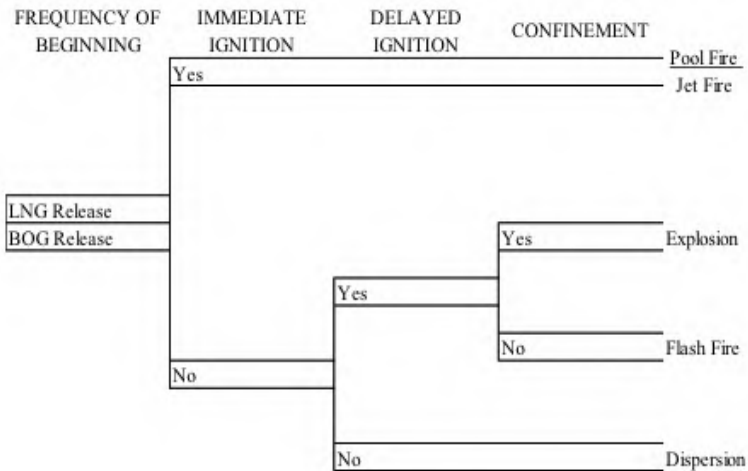
Gate symbol	Gate name	Casual relation
	AND gate	Output event occurs if all input events occur simultaneously
	OR gate	Output event occurs if any one of the input events occurs
	Inhibit gate	Input produces output when conditional events occur
	Priority AND gate	Output event occurs if all input events occur in the order from left to right
	Exclusive OR gate	Output event occurs if one, but not more than one, input events occur
	m out of n gate	Output event occurs if m out of n input events occur

Gambar 2.9 Logical gate FTA
(sumber: Pandey, 2005)

2.6.2.1 ETA

Kemudian dilanjutkan dengan perhitungan frekuensi menggunakan *Event Tree Analysis* (ETA). Perhitungan ETA ini digunakan untuk mengetahui nilai frekuensi dari dampak yang terjadi akibat sistem itu gagal berfungsi. ETA menggunakan struktur pohon logika visual yang dikenal sebagai pohon kejadian. Tujuan dari ETA adalah untuk menentukan apakah suatu kejadian akan berkembang menjadi

sebuah kecelakaan serius atau jika peristiwa tersebut dapat dikendalikan oleh sistem keselamatan dan prosedur yang diterapkan dalam desain sistem. ETA dapat menghasilkan berbagai kemungkinan hasil keluaran dari sebuah kejadian awal dan dapat memprediksi kemungkinan terjadinya kecelakaan untuk setiap hasil keluaran.



Gambar 2. 10 ETA

(Sumber: Chemical Engineering Transactions, 2014)

2.6.3 Analisa Konsekuensi

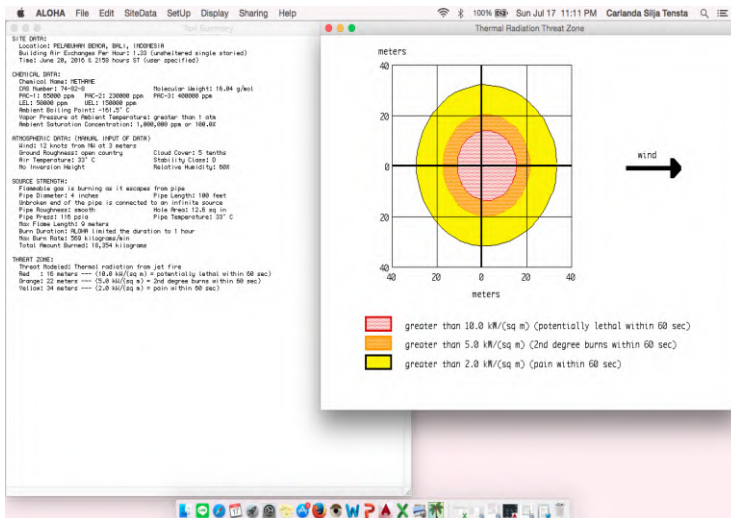
Konsekuensi adalah jumlah orang yang terkena dampak (terluka atau meninggal), banyaknya tumpahan, area atau luasan lingkungan yang terdampak oleh kejadian, jumlah kerugian material, keterlambatan tujuan akibat terhentinya sistem atau proses produksi, kehilangan biaya, dll. Konsekuensi dinyatakan dalam bentuk besarnya kerugian per *event*.

Analisa konsekuensi dilakukan dengan beberapa pendekatan antara lain : dengan mengevaluasi beberapa

insiden yang pernah terjadi, pemodelan dengan software, pemodelan fisik, atau pendapat kualitatif ahli dalam bidang yang sesuai. (Artana, 2013).

2.6.3.1 ALOHA

ALOHA merupakan software yang dapat membantu pemakainya untuk melakukan pemodelan beberapa kejadian yang diakibatkan oleh kegagalan operasional pada terminal minyak dan gas. Pemodelan akan menghasilkan peta penyebaran fluks panas atau minyak dan gas, serta konsekuensinya pada manusia.



Gambar 2. 11 Contoh hasil *fire modeling* menggunakan ALOHA

2.6.4 Analisa Risiko

Risiko adalah ukuran potensi kegagalan (konsekuensi) tiap tahun. Risiko merupakan hasil dari perkalian probability dengan konsekuensi.

$$Risk = Frequency \times Consequence$$

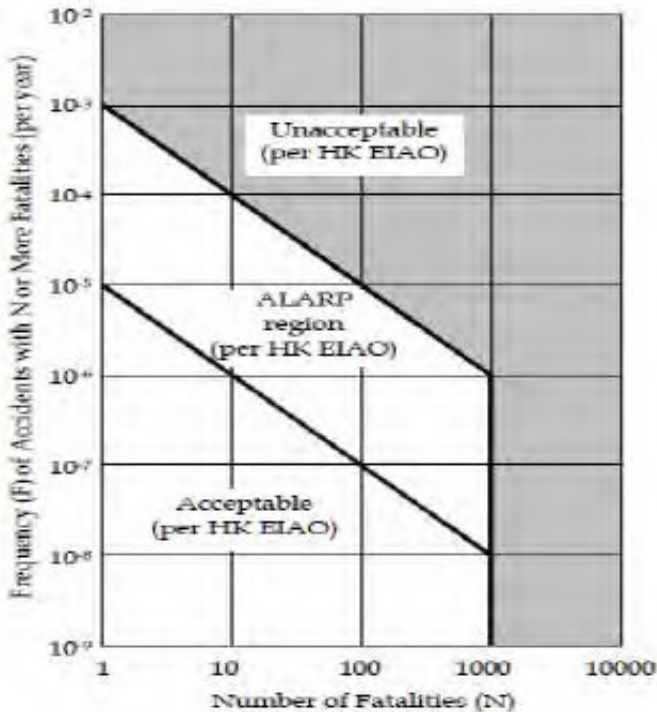
Di dalam FN-Curve dibagi menjadi tiga daerah yaitu acceptable, As Low As Reasonably Practicable (ALARP), dan unacceptable. Daerah acceptable merupakan daerah paling aman dimana yang memiliki risiko dapat diterima. ALARP merupakan daerah yang masih bisa dikatakan aman, tetapi perlu melakukan pertimbangan tingkat risiko dan sumber daya yang diperlukan untuk mengurangnya. Sedangkan unacceptable merupakan daerah yang tidak aman dimana risiko tidak dapat diterima sehingga perlu melakukan mitigasi dengan tujuan mengurangi tingkat risiko.

2.6.4.1 F-N Curve

Penentuan risiko dapat menggunakan risk matrix atau FN-Curve. Biasanya untuk konsekuensi yang berhubungan dengan kematian (fatality) digunakan FN-Curve (Intan Aditya, 2014).

F-N *Curve* merupakan kurva yang menunjukkan antara hubungan “F” yang berarti frekuensi kumulatif dan “N” yang berarti jumlah korban dalam suatu kejadian. F-N *curve* digunakan untuk mempresentasikan kriteria toleransi risiko untuk risiko social yang artinya adalah hubungan antara frekuensi dan jumlah orang yang terdampak pada tingkat tertentu dari suatu bahaya tertentu.

Di dalam FN-Curve dibagi menjadi tiga daerah yaitu acceptable, As Low As Reasonably Practicable (ALARP), dan unacceptable. Daerah acceptable merupakan daerah paling aman dimana yang memiliki risiko dapat diterima. ALARP merupakan daerah yang masih bisa dikatakan aman, tetapi perlu melakukan pertimbangan tingkat risiko dan sumber daya yang diperlukan untuk mengurangnya. Sedangkan unacceptable merupakan daerah yang tidak aman dimana risiko tidak dapat diterima sehingga perlu melakukan mitigasi dengan tujuan mengurangi tingkat risiko.



Gambar 2. 12 FN-Curve Standar Hong Kong
(Sumber : EIA Study Brief ESB-126/2006)

2.7 Pool Fire

Pool fire didefinisikan sebagai kebakaran akibat difusi api yang berada diatas tanah akibat penguapan bahan bakar hidrokarbon, kebakaran ini dikendalikan oleh pembakaran gas yang menguap.



Gambar 2. 13 Pool Fire

(Sumber : Disaster Management Institute, Study of Major Chemical Hazards/2016)

2.8 Jet Fire

Jet fire didefinisikan sebagai kebakaran akibat difusi api yang disebabkan oleh pengapian dari campuran udara dan bahan yang mudah terbakar tersebar seperti padat (termasuk debu), cairan yang mudah terbakar atau mudah terbakar (seperti aerosol atau kabut halus), atau gas yang mudah terbakar. Hal ini ditandai dengan suhu tinggi, durasi singkat, dan api yang bergerak cepat.



Gambar 2. 14 Jet Fire

(Sumber : Disaster Management Institute, Study of Major Chemical Hazards/2016)

2.9 Flash Fire

Disebut dengan api kilat karena peristiwa kebakarannya hanya dalam kisaran 0-5 detik. *Flash fire* dibentuk oleh adanya bahan-bahan mudah terbakar oleh sumber api. Bahan terbakar dapat terbentuk dari dua kejadian, yang pertama adalah gas *dispersion*, dan yang kedua adalah kumpulan hidrokarbon atau LNG dalam fase cair yang berbentuk *pool*. Jika *pool* berubah fasa menjadi uap dan ternyalakan oleh sumber api, maka akan terjadi *flash fire*.

2.10 BLEVE

Bleve merupakan kebakaran yang diakibatkan oleh peristiwa kebocoran atau pecahnya bejana bertekanan karena paparan panas dari luar maupun dalam bejana dimana bejana tersebut mengandung cairan yang bertekanan pada suhu diatas titik didih cairan bertekanan tersebut.



Gambar 2. 15 Jet Fire

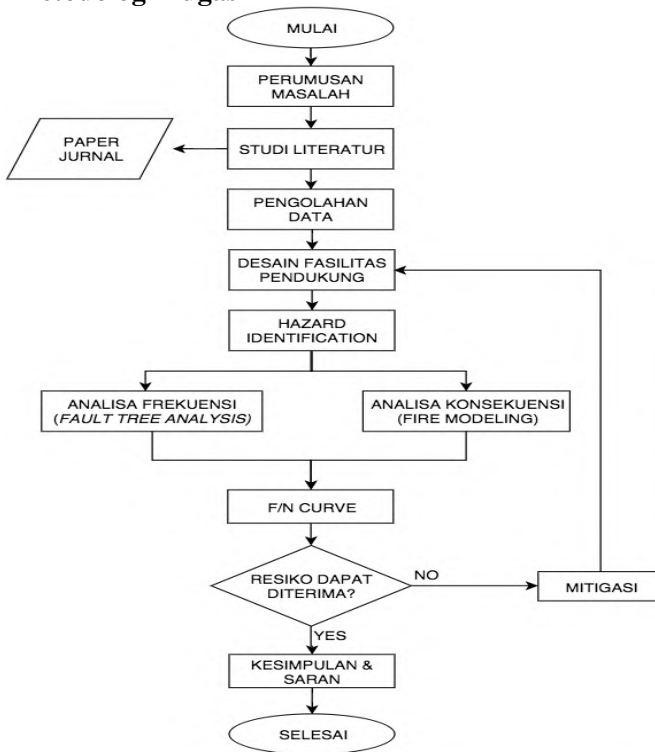
(Sumber : Disaster Management Institute, Study of Major Chemical Hazards/2016)

BAB III METODOLOGI

3.1 Umum

Metodologi digunakan sebagai kerangka dalam menyelesaikan suatu penelitian dimana pada tugas akhir ini akan merangkum semua kegiatan yang dilakukan untuk menyelesaikan rumusan permasalahan dengan serangkaian proses analisa.

3.2 Metodologi Tugas Akhir



Gambar 3. 1 Diagram Alir Metodologi Penelitian

3.2.1 Perumusan Masalah

Pada tahapan ini proses identifikasi terhadap permasalahan yang ada di lapangan, dicari kemungkinan pemecahan masalah yang dapat dilakukan dengan pendekatan dari segi teori dan lapangan yang dapat diwujudkan dalam sebuah penelitian. Permasalahan dalam penelitian ini adalah mengenai analisa desain fasilitas pendukung terminal FSU pada Terminal Tanjung Benoa, Bali.

3.2.2 Studi Literatur

Pada tahap ini, akan dipelajari kajian-kajian yang telah dilakukan sebelumnya terkait desain fasilitas penerima LNG, dan informasi aktual kebutuhan LNG di Bali sebagai dasar perancangan. Kemudian, *process flow diagram* (PFD), spesifikasi dan layout dari sejumlah fasilitas penerima LNG yang telah beroperasi juga akan dikoleksi sebagai data referensi desain.

3.2.3 Pengumpulan dan Identifikasi Data

Data yang dibutuhkan dalam pengerjaan skripsi ini terbagi menjadi dua, yakni data yang diperlukan untuk indentifikasi fasilitas penerima dan data untuk identifikasi moda transportasi LNG.

Data yang diperlukan untuk identifikasi fasilitas penerima adalah:

- a. Denah lokasi rencana pembangunan fasilitas penerima di Pelabuhan Benoa.
- b. Kondisi lingkungan dan Data Perairan Pelabuhan Benoa.
- c. Persyaratan dalam perancangan fasilitas penerima LNG.
- d. Data kapal tanker yang digunakan untuk proyek terminal LNG Pelabuhan Benoa

3.2.4 Desain Fasilitas Pendukung

Pada tahap ini akan desain fasilitas penerima LNG pada Pelabuhan Benoa yang sesuai dengan standar, kebutuhan pelabuhan, dan kondisi lingkungan pelabuhan. Setelah kebutuhan LNG dan spesifikasi ditentukan, kemudian merancang peletakan fasilitas penerima LNG berdasarkan NFPA 59A - *Standard for the Production, Storage, and Handling of Liquefied Natural Gas (LNG)*.

3.2.5 Hazard Identification

Bahaya yang ditimbulkan oleh pipa adalah terjadinya pelepasan natural gas di dalamnya. Jika pelepasan natural gas disertai dengan api, maka risiko yang dapat terjadi adalah jet fire, flash fire, dan BLEVE. Sedangkan, kejadian lepasnya natural gas tanpa disertai api disebut dengan gas dispersion. Terjadinya gas release adalah disebabkan oleh pecahnya pipa (pipe rupture). Sedangkan pipe rupture pada penggelaran pipa dapat disebabkan oleh beberapa hal, antara lain korosi akibat umur pemakaian dan kondisi lingkungan sekitar, rusaknya komponen, pipa pecah akibat adanya benda yang menjatuhinya, akibat kesalahan manusia dan akibat adanya bencana alam. Semua kemungkinan yang ada di atas harus dimasukkan ke dalam perhitungan.

3.2.5.1 Analisa Frekuensi

Analisa frekuensi ini menggunakan perhitungan Fault Tree Analysis (FTA) dan Event Tree Analysis (ETA). Perhitungan FTA digunakan untuk mengetahui nilai frekuensi kegagalan dari suatu sistem. sedangkan ETA digunakan untuk mengetahui nilai frekuensi dari dampak yang terjadi akibat kegagalan dari suatu sistem tersebut.

3.2.5.2 Analisa Konsekuensi

Analisa konsekuensi ini menggunakan fire modeling. Fire modeling ini menggunakan perangkat lunak Arel Locations of Hazardous Atmospheres (ALOHA) 5.4.4. Pemakaian perangkat lunak digunakan untuk memudahkan sejauh mana dampak bahaya jika sistem itu gagal berfungsi dengan baik.

3.2.6 F-N Curve

F-N Curve merupakan kurva yang berisi hubungan antara F dengan N dimana jumlah frekuensi kumulatif F dari semua kejadian yang akan menghasilkan korban jiwa sejumlah N dengan keterangan sumbu-x menunjukkan konsekuensi sedangkan sumbu-y menunjukkan frekuensi kejadian. Perhitungan frekuensi diurutkan dari atas yang paling menunjukkan frekuensi tersebut memiliki konsekuensi jumlah korban terbesar. Jika sudah mendapatkan nilai frekuensi kumulatif (F) dan konsekuensi (N), maka selanjutnya nilai dari F dan N tersebut di plotkan di FN-Curve sesuai dengan standar yang digunakan. Jadi, FN-

Curve digambarkan sesuai dengan data historis jumlah bahaya atau kecelakaan yang terjadi pertahunnya dan konsekuensi atau kematian yang dihasilkan dari bahaya – bahaya tersebut.

3.2.7 Kesimpulan dan Saran

Langkah terakhir yang dilakukan adalah membuat kesimpulan dari seluruh proses yang telah dilakukan serta memberikan jawaban atas permasalahan yang telah dirumuskan. Setelah suatu kesimpulan ditarik, diberikan sebuah saran yang dapat dijadikan dasar untuk penelitian selanjutnya.

BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Identifikasi dan Rumusan Masalah

Objek yang digunakan sebagai analisa dalam Tugas Akhir ini adalah proyek pembangunan Pelabuhan Benoa di Bali. Proyek ini direncanakan dibangun di atas tanah hasil reklamasi yang diajukan oleh PT. Pelindo III, yang mana pembangunan pelabuhan tersebut digunakan sebagai terminal penerima LNG.

4.2 Analisa Resiko

4.2.1 Pendeskripsian Sistem dan Data Utama

Objek yang digunakan sebagai topic penelitian ini adalah pembangunan Terminal Penerima LNG Pelabuhan Benoa, Bali. Dengan data lapangan yang ada, yaitu panjang 206 m, dan lebar 23 m.



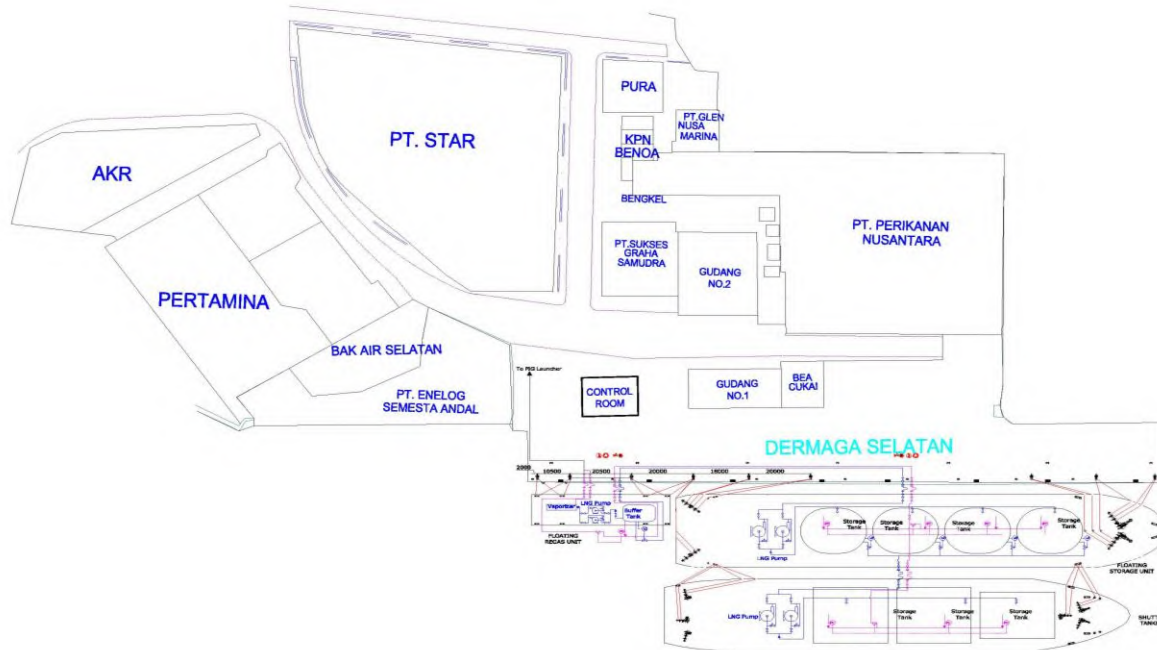
Gambar 4. 1 Layout Awal Pelabuhan Benoa

4.3 Piping and Instrument Diagram (P&ID)

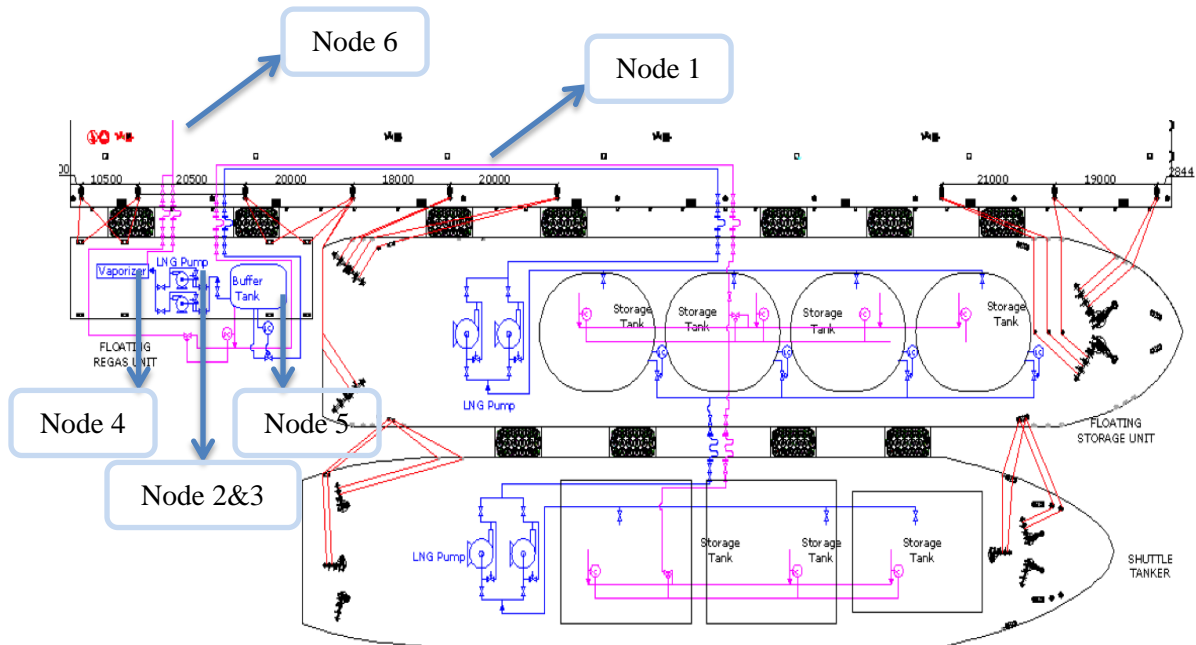
Penggambaran P&ID merupakan hasil representasi menunjukkan semua peralatan, instrumentasi dan pipa yang sesuai dengan sistem. Dimensi simbol grafis untuk peralatan dan mesin (kecuali pompa, driver, katup, dan perlengkapan) harus mencerminkan dimensi sebenarnya yang relatif terhadap satu sama lain untuk skala. Simbol grafis ini berfungsi sebagai proses pengukuran dan fungsi kontrol untuk peralatan, mesin, dan pipa, serta katup yang akan ditampilkan sesuai dengan fungsi mereka masing-masing. Semua peralatan harus diwakili dalam dimensi yang sama dalam satu ukuran sehingga peralatan itu dianggap konsistensi, tidak berbeda, dan hasil representasi pun baik.

Berikut adalah pembagian P&ID sesuai layout yang telah dibuat dan digunakan pada tugas akhir ini:

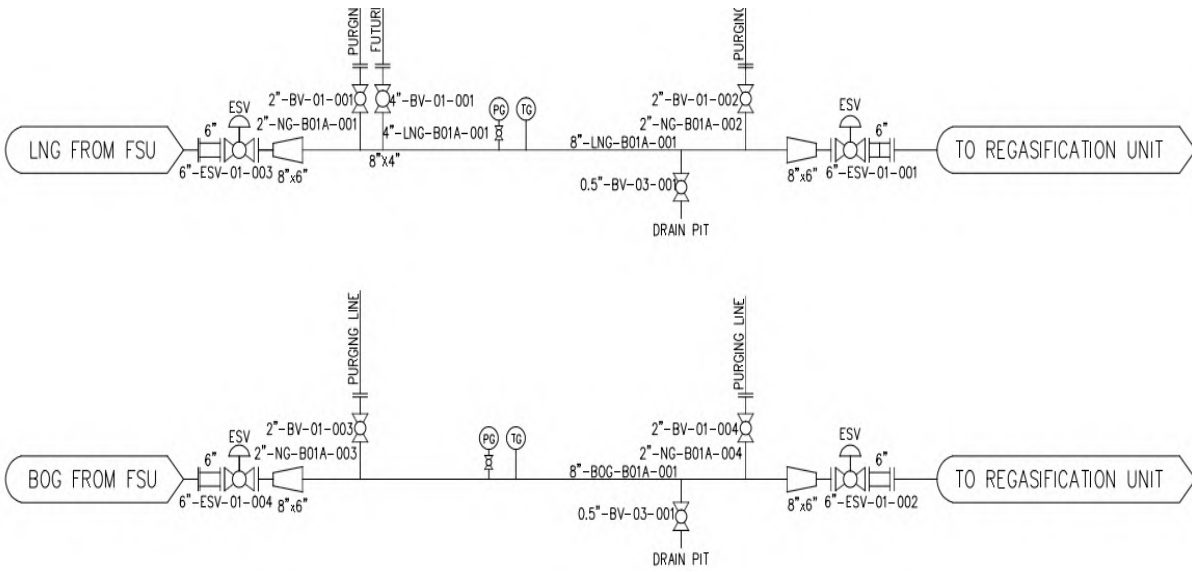
1. P&ID FSU to FRU *pipeline*
2. P&ID LNG feed pump (1)
3. P&ID LNG feed pump (2)
4. P&ID BOG processor
5. P&ID LNG Buffer Tank
6. P&ID FRU to PIG launcher pipeline



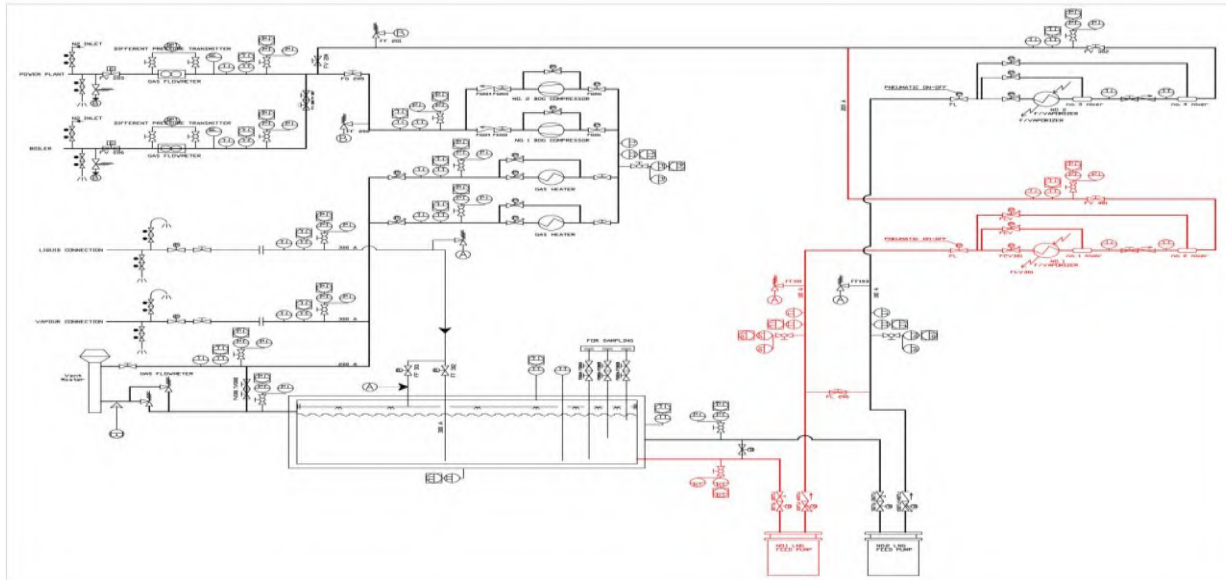
Gambar 4. 2 Layout Pelabuhan Benoa



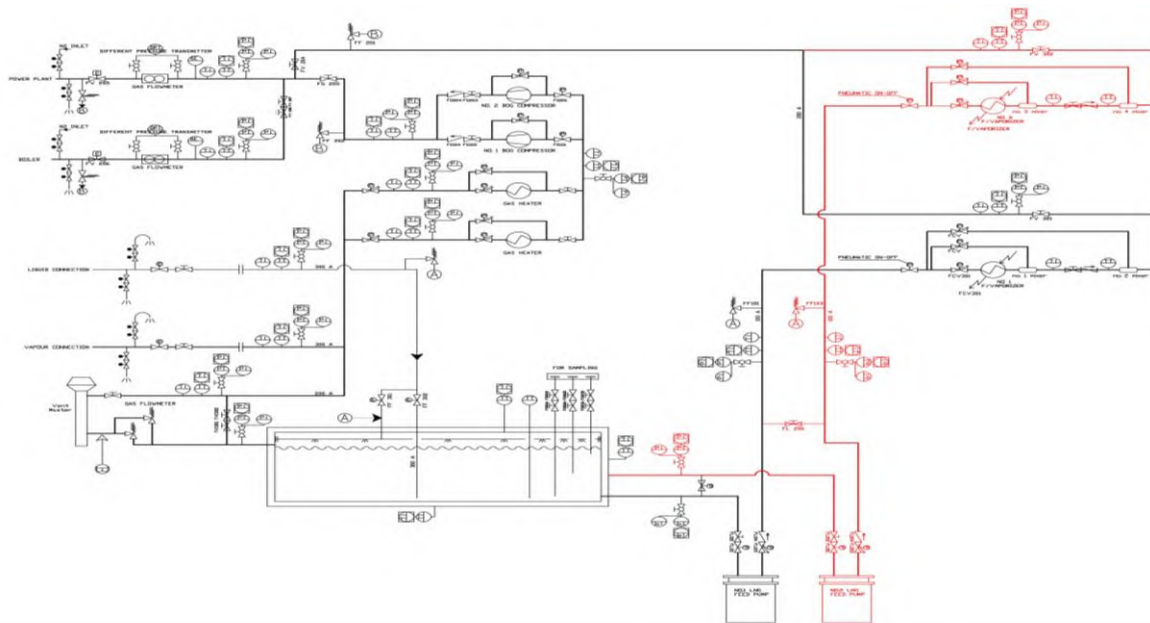
Gambar 4. 3 Pembagian node pada layout Pelabuhan Benoa



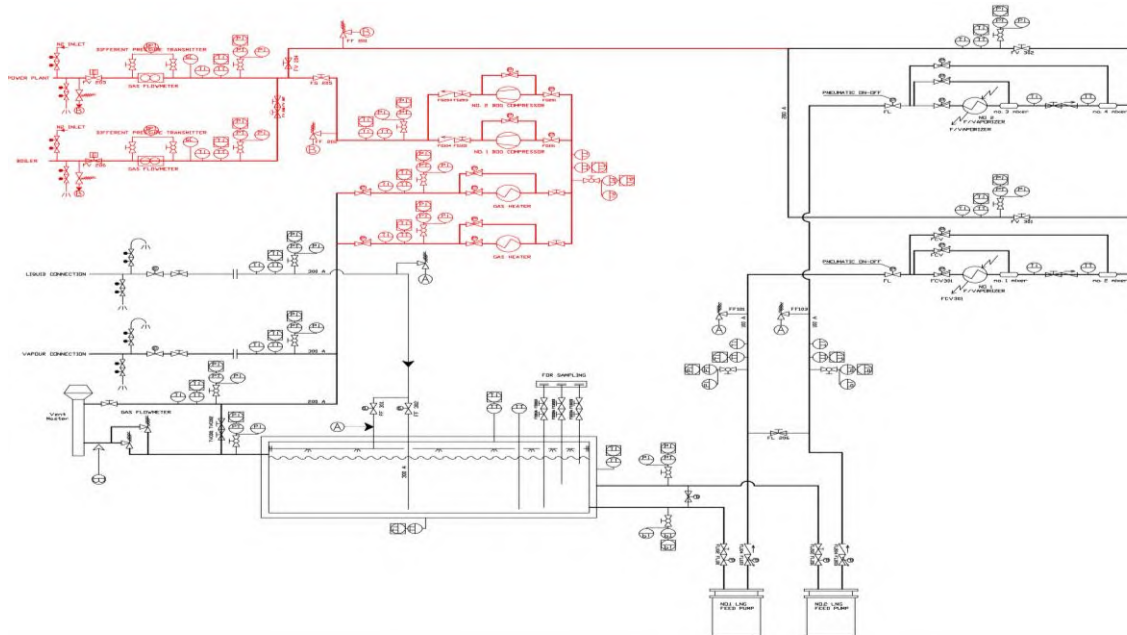
Gambar 4. 4 Node 1 (FSU to FRU pipe)



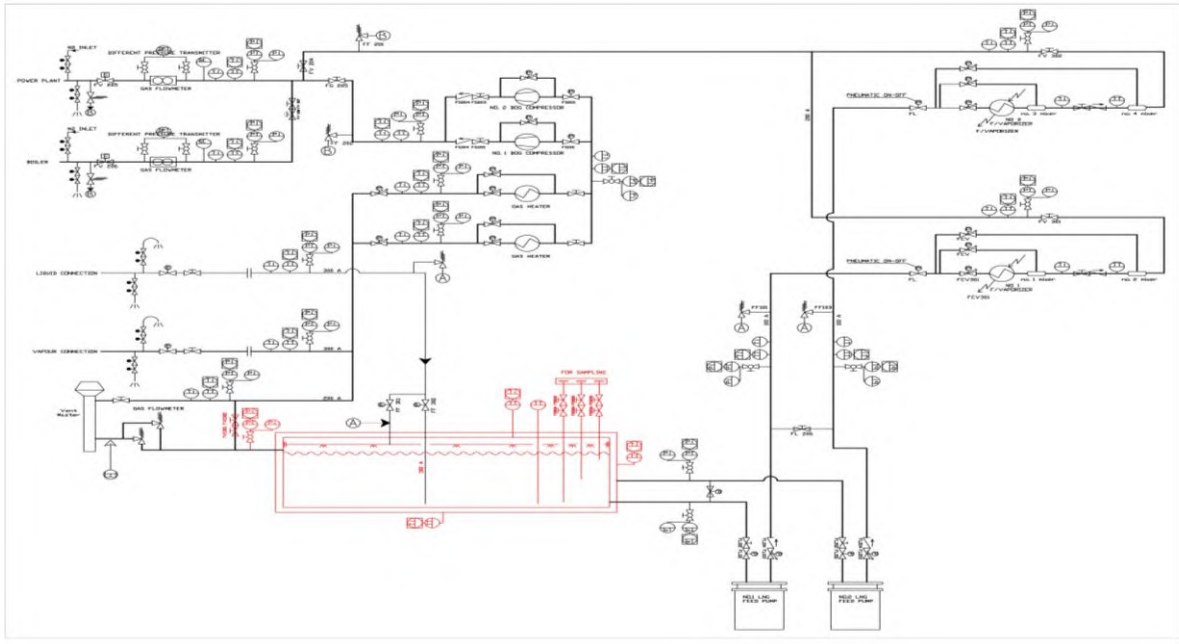
Gambar 4. 5 Node 2 (LNG Feed Pump 1)



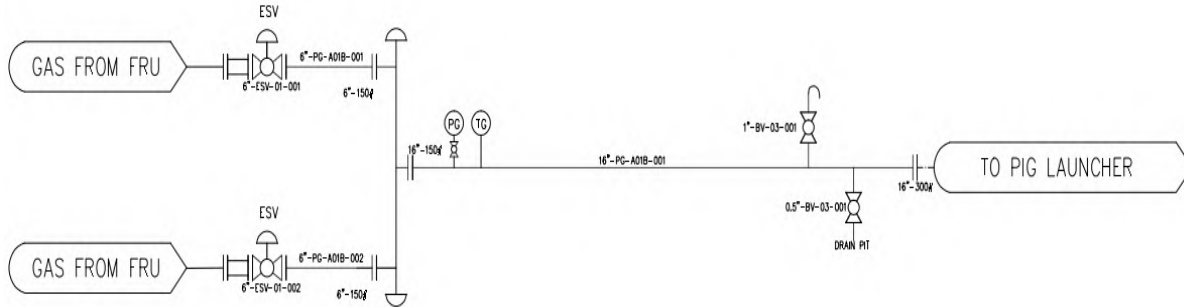
Gambar 4. 6 Node 3 (LNG Feed Pump 2)



Gambar 4. 7 Node 4 (BOG Processor)



Gambar 4. 8 Node 5 (buffer tank)



Gambar 4. 9 Node 6 (FRU to PIG launcher pipe)

Dari gambar P&ID diatas menjelaskan mengenai diagram aliran proses LNG dari tangki shuttle tanker menuju tangki FSU dan tangki FSU menuju PIG dengan menggunakan flexible hose.

4.4 Identifikasi Bahaya (Hazard)

Bahaya (Hazard) adalah suatu obyek dimana terdapat potensi yang mengancam keselamatan. Sedangkan identifikasi bahaya merupakan proses mengidentifikasi bahaya yang mungkin terjadi jika suatu sistem dijalankan dan dampak dari bahaya tersebut. Ada beberapa bahaya yang mungkin terjadi jika sistem ini gagal, seperti: kebocoran pipa atau tangki yang mengakibatkan terjadinya ledakan. Dalam proses pengkajian risiko yang diteliti adalah FSU Celukan Bawang pada proses transfer LNG dari shuttle tanker hingga ORF.

4.4.1 Hazard and Operability Study (HAZOP)

Hazard and Operability Study (HAZOP) merupakan salah satu metode yang dapat digunakan untuk mengetahui potensi bahaya yang akan terjadi jika sistem tersebut gagal beroperasi dengan baik dan menganalisisnya permasalahan operasional pada kegagalan sistem tersebut. Untuk memula metode ini dibagi menjadi beberapa node dalam sistem tersebut.

4.4.2 Pembagian Node

HAZOP atau Hazard and Operability Study merupakan salah satu cara untuk mengidentifikasi bahaya yang terdapat pada fasilitas proses kimia. Pendekatan HAZOP meliputi pemeriksaan yang dilakukan pada tiap sub-sistem pada tiap proses yang terjadi pada suatu pabrik / fasilitas, dan mengevaluasi penyimpangan – penyimpangan yang dapat terjadi pada tiap sub-sistem. Dalam Pengerjaan tugas akhir ini digunakan guide words dan process parameters. Dari penggabungan guide words dan proses parameter tersebut

selanjutnya akan menjadi dasar bagi pengidentifikasian deviasi pada existing P&ID.

Agar lebih mudah untuk mengetahui hazard identification, maka sistem akan dibagi menjadi beberapa sub sistem yang disebut dengan “Node”. Dengan tujuan untuk mengurangi kesalahan dalam menganalisis hazard yang mungkin terjadi. Node dapat dilihat pada tabel 1 dibawah ini

Dibawah ini merupakan hasil identifikasi bahaya yang mungkin terjadi dalam sistem ini dengan menggunakan metode HAZOP.

Tabel 4. 1 Pembagian Node

No	Node	Deskripsi Node
1	FSU Pipeline	FSU to FRU pipe
2	LNG Feed Pump (1)	LNG feed pump
3	LNG Feed Pump (2)	LNG feed pump
4	BOG Processing	BOG processing
5	Buffer Tank	Buffer Tank
6	FRU Pipeline	FRU to Pig launcher pipe

Setelah melakukan pembagian node dengan meninjau gambar P&ID selesai. Kemudian dilanjutkan dengan pengerjaan HAZOP worksheet. HAZOP worksheet merupakan lembar kerja HAZOP yang menampilkan nodes, keywords, konsekuensi, safe guards, dan tindakan yang harus dilakukan. Di bawah ini adalah hasil lembar kerja HAZOP dari node 1, sedangkan node lainnya dapat dilihat pada lampiran B.

Tabel 4. 2 Analisa HAZOP dari tiap NODE

STUDY TITLE	=	TERMINAL PENERIMA PELABUHAN BENOA			Sheet 1 of 1	
DRAWING NO.	=	DWG. NO.	NODE: 1		P & ID	
PART CONSIDERED	=	FSU PIPELINE - LNG & BOG FROM FSU TO FRU				
DESIGN INTENT	=	SOURCE	1. Ball Valve 2. Butterfly Valve 3. Temperature Indicator 4. Piping	5. Pressure Indicator 6. NRV 7. PSV 8. SWIVEL JOINT	ACTIVITY: Sending LNG and BOG from FSU to FRU	
NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMMENDATIONS
1	No flow	ESV-001	Close	Pressure built up at LNG Feed Pump (upstream) that may lead to pump damage	High pressure shutdown at upstream	Ensure availability of high pressure shutdown at upstream
2	No flow	ESV-002	Close	Pressure built up at LNG Feed Pump (upstream) that may lead to pump damage	High pressure shutdown at upstream	Ensure availability of high pressure shutdown at upstream
3	No flow	ESV-003	Close	Pressure vacuum at LNG tank during LNG transfer	Low pressure shutdown protection at upstream	Ensure availability of low pressure shutdown at upstream

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

4	No flow	ESV-004	Close	Pressure vacuum at LNG tank during LNG transfer	Low pressure shutdown protection at upstream	Ensure availability of low pressure shutdown at upstream
5	More Temperature	Piping System	Heat environment during normal operation	BOG built up that may lead to increase pressure at piping	BOG compressor at FRU system	Ensure pressure built up is not higher than design pressure
6	More Temperature	ESV-001	Valve leakage	Over pressure in piping system that leads to pipe rupture		Ensure pressure built up is not higher than design pressure
7	More Temperature	ESV-002	Valve leakage	Over pressure in piping system that leads to pipe rupture		Ensure pressure built up is not higher than design pressure
8	More Temperature	ESV-003	Valve leakage	Over pressure in piping system that leads to pipe rupture		Ensure pressure built up is not higher than design pressure
9	More Temperature	ESV-004	Valve leakage	Over pressure in piping system that leads to pipe rupture		Ensure pressure built up is not higher than design pressure

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

10	Loss of containment	Piping System	Hose disconnected due to emergency	LNG spill to environment	Breakaway coupling	Ensure SOP for routine inspection
11	Loss of containment	Piping System	Leak at flanges or valves	LNG spill to environment	Portable gas detector and routine inspection	Ensure SOP for routine inspection

4.4.3 Skenario yang mungkin terjadi

Setelah mengidentifikasi HAZOP, dilakukan identifikasi pada skenario konsekuensi yang mungkin terjadi pada tiap node diterjemahkan dalam *compatibility matrix* seperti pada Tabel 4.3 berikut ini.

Tabel 4.3 *compatibility matrix* pada tiap-tiap node

Node	Konsekuensi				
	Flash Fire	Jet Fire	Explosion	BLEVE	Gas dispersion
1	YES	YES	NO	NO	YES
2	YES	YES	NO	NO	YES
3	YES	YES	NO	NO	YES
4	YES	YES	NO	NO	YES
5	YES	YES	NO	NO	YES
6	YES	YES	NO	NO	YES

Dalam Tabel 4.3, skenario eksplosion dan BLEVE tidak dapat terjadi. Syarat terjadinya eksplosion adalah pipa dan komponen terpendam, sedangkan pipa dan komponen pada fasilitas ini berada pada *open atmosphere*. Kemudian syarat terjadinya BLEVE adalah 1) terdapat dua fasa LNG dalam tangki, yaitu cair dan vapour. 2) Temperatur dalam tangki meningkat pada kisaran 37.8°C pada tekanan 2.76 bar (40 psia) sehingga, terbentuk vapour. 3) Temperatur lingkungan lebih panas dari 37.8°C, baik disebabkan oleh peningkatan suhu lingkungan secara natural maupun terdapat alat yang mengeluarkan panas yang berada di dekat tangki LNG. Dalam pengoperasiannya, tangki pada terminal penerima bekerja pada tekanan atmosfer (1 bar) dengan suhu penyimpanan -162°C. Padahal, tangki dapat menerima tekanan maksimal hingga 15 bar. Ditambah dengan suhu lingkungan hanya sekitar 24°C. sehingga, kemungkinan untuk terjadinya BLEVE dapat diabaikan. (Aliyah, 2014)

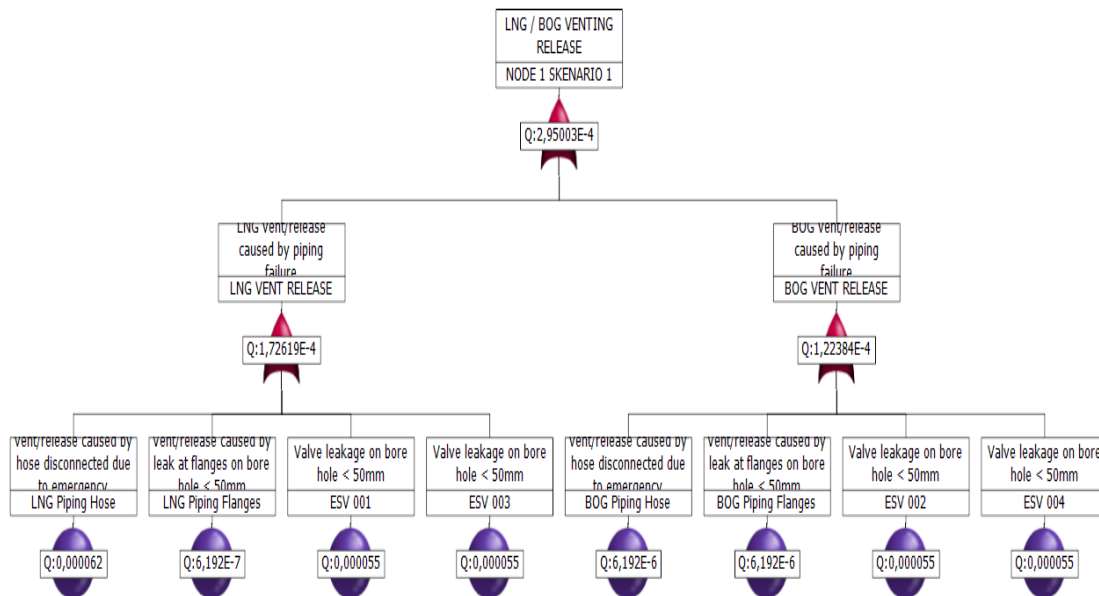
4.5 Analisa Frekuensi

Dari hasil mengidentifikasi bahaya yang dilakukan melalui metode HAZOP terdapat 10 node dan 40 skenario bahaya dari sistem ini, maka perlu melakukan penilaian frekuensi untuk mengetahui seberapa besar risiko bahaya kecelakaan yang mungkin terjadi pada suatu sistem jika sistem itu mengalami kegagalan bekerja dengan baik. Penilaian frekuensi dihitung menggunakan Fault Tree Analysis (FTA) dan Event Tree Analysis (ETA). Data frekuensi nilai kegagalan sebuah komponen menggunakan International Association of Oil and Gas Producers (OGP) dan nilai dampak dari komponen gagal menggunakan Chemical Engineering Transactions volume 36.

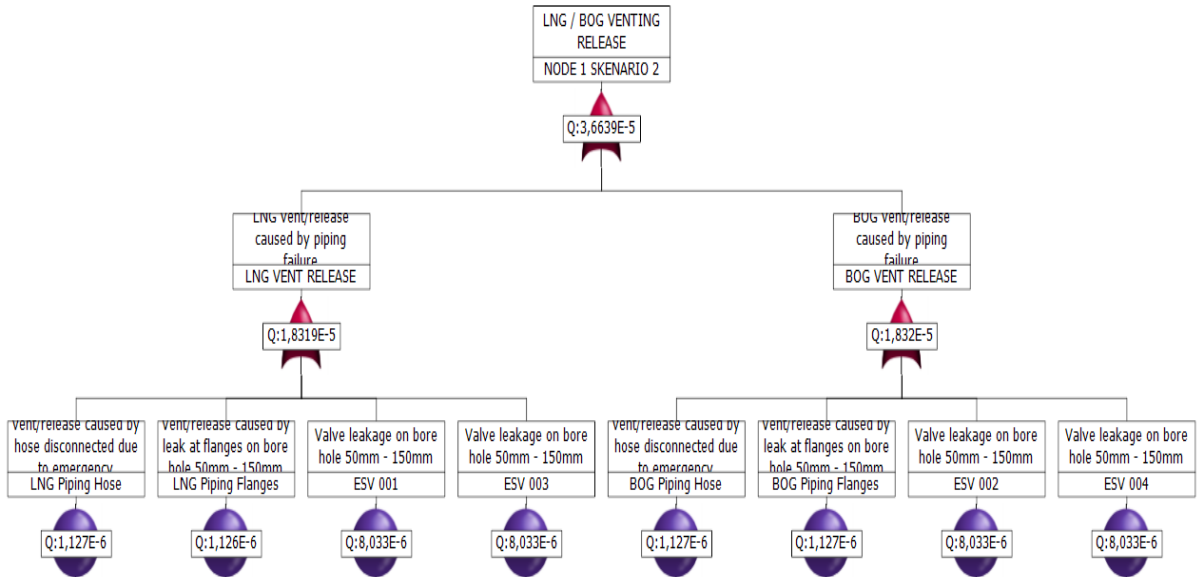
4.5.1 Fault Tree Analysis (FTA)

Penggunaan FTA digunakan untuk menilai jika komponen sistem tersebut gagal. Komponen sistem tersebut gagal jika LNG/BOG tumpah/keluar dari sistem tersebut. Perhitungan FTA dapat digunakan jika penyebab kegagalannya dari suatu sistem lebih dari satu penyebab/komponen. Perhitungan FTA ini menggunakan software relex. Contoh FTA menggunakan software relex bisa dilihat pada gambar dibawah ini dalam satu node dengan tiga skenario. Perhitungan ini memiliki 3 skenario yang terdiri dari:

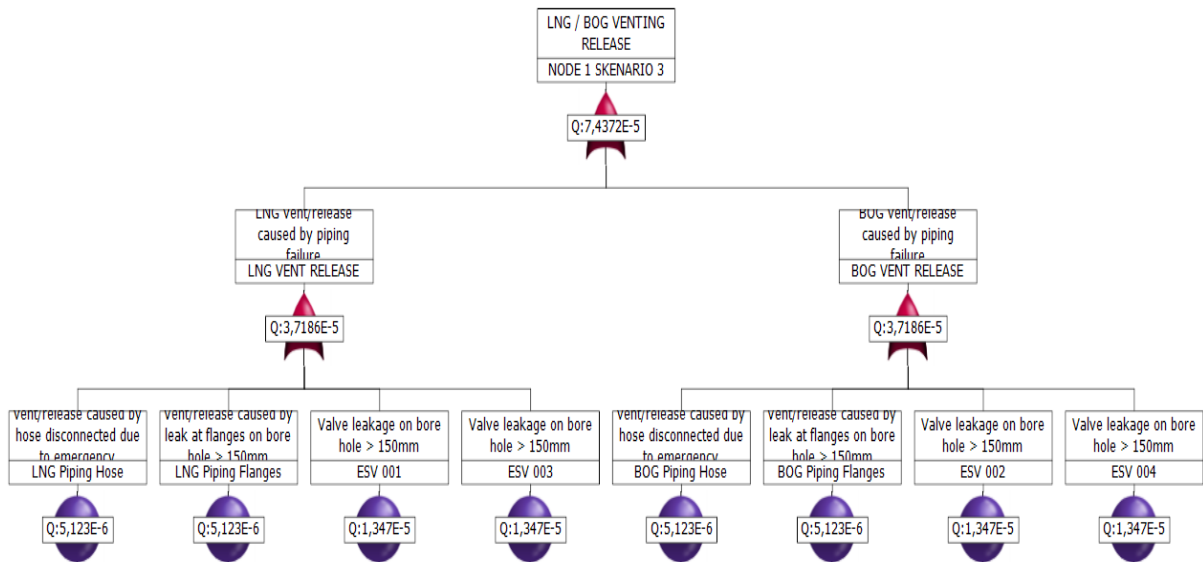
- Skenario 1: lubang pipa yang terjadi kebocoran berdiameter 10 - 50 mm
- Skenario 2: lubang pipa yang terjadi kebocoran berdiameter 50 - 150 mm
- Skenario 3: lubang pipa yang terjadi kebocoran berdiameter lebih dari (>) 150 mm



Gambar 4. 10 Node 1 Skenario 1



Gambar 4. 11 Node 1 Skenario 2



Gambar 4. 12 Node 1 Skenario 3

Nilai yang dimasukkan dalam *software relex* didapatkan dari *International Association of Oil and Gas Producers (OGP)* sebagai nilai frekuensi kegagalan tiap komponen. Dibawah ini tabel berisikan nilai-nilai frekuensi kegagalan tiap komponen yang bersumber dari OGP.

Tabel 4. 4 Frekuensi Kegagalan Komponen

No	Komponen	Frekuensi		
		< 50 mm	50 – 100 mm	> 150 mm
1	Katup Manual	5,50E-05	8,033E-06	1,347E-05
2	Pipa	6,192E-05	1,1127E-06	5,123E-06

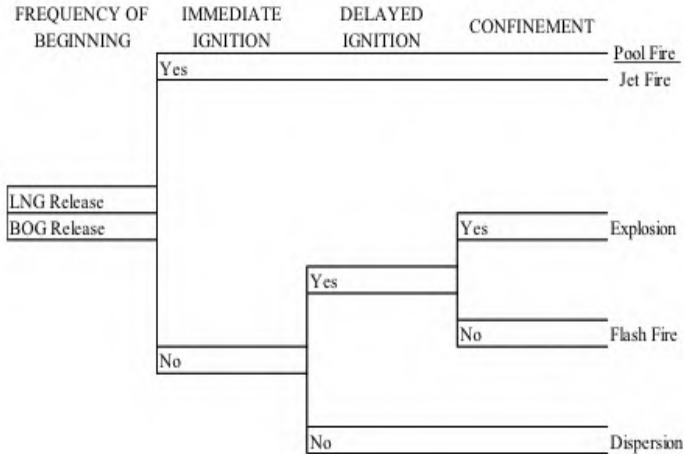
Dari seluruh perhitungan FTA pada masing-masing skenario di tiap node, maka diperoleh hasil seperti tabel di bawah ini.

Tabel 4. 5 Frekuensi Kegagalan Komponen

Node	Scenario	Leak Frequency		
		Small (< 50mm)	Medium (50-150mm)	Full (>150mm)
1	Gas Release	2.95.E-04	3.66E-05	7.44E-05
2	Gas Release	1.71E-05	5.70E-05	1.35E-05
3	Gas Release	1.17E-05	3.61E-05	1.35E-05
4	Gas Release	3.37E-04	4.93E-05	8.59E-05
5	Gas Release	3.91E-05	1.25E-05	4.58E-05
6	Gas Release	1.22E-05	1.83E-05	3.72E-05

4.5.2 Event Tree Analysis (ETA)

ETA digunakan untuk membantu menghitung nilai dari frekuensi pada komponen yang berpotensi *error* sehingga memberikan dampak kebakaran. Dampak kebakaran yang dapat terjadi adalah *flash fire*, *pool fire*, *explosion*, *gas dispersion*, *jet fire*. Nilai frekuensi ini berdasarkan rentang kebocoran pada pipa yang terjadi.



Gambar 4. 13 Event Tree Analysis

4.5.2.1 Perhitungan Flow Rate Release

Untuk menghitung *release rate* yang berarti menghitung laju masa aliran yang terbuang ketika terjadi kebocoran menggunakan persamaan Bernoulli.

$$m = Cd \cdot \rho \cdot area \sqrt{2 \cdot \frac{P1 - P}{\rho} + g \cdot h}$$

Dimana:

M : Masa yang terbuang (kg/s)

Cd : Koefisien yang dibuang

0,6 untuk zat cair

0,8 untuk zat gas

ρ : masa jenis zat cair (kg/m³)

Area : lyas lubang kebocoran (m²)

P1 : tekanan absolut penyimpanan

P : tekanan ambient (Pa)

g : percepatan gravitasi (m/s²)

h : head statis (m)

4.5.2.1.1 Bore Hole 50 mm

$$m = Cd \cdot \rho \cdot area \sqrt{2 \cdot \frac{P_1 - P}{\rho} + g \cdot h}$$

$$m = 0,6 \cdot 450 \cdot 0,05 \sqrt{2 \cdot \frac{138000 - 100000}{450} + 9,81 \cdot 5}$$

$$m = 2,5606 \text{ kg/s}$$

4.5.2.1.2 Bore Hole 50 – 100 mm

$$m = Cd \cdot \rho \cdot area \sqrt{2 \cdot \frac{P_1 - P}{\rho} + g \cdot h}$$

$$m = 0,6 \cdot 450 \cdot 0,1 \sqrt{2 \cdot \frac{138000 - 100000}{450} + 9,81 \cdot 5}$$

$$m = 10,2424 \text{ kg/s}$$

4.5.2.1.3 Bore Hole >1 50 mm

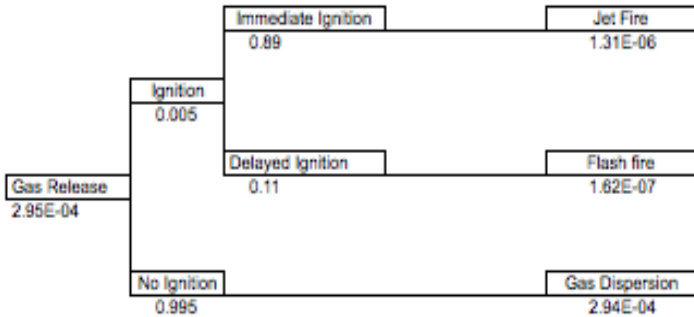
$$m = Cd \cdot \rho \cdot area \sqrt{2 \cdot \frac{P_1 - P}{\rho} + g \cdot h}$$

$$m = 0,6 \cdot 450 \cdot 0,15 \sqrt{2 \cdot \frac{138000 - 100000}{450} + 9,81 \cdot 5}$$

$$m = 23,0454 \text{ kg/s}$$

Maka, nilai masa aliran yang terbuang ketika terjadi kebocoran berdiameter 50 mm sebesar 199,2743 kg/s, kebocoran berdiameter 150 mm sebesar 597,8229 kg/s, dan kebocoran berdiameter 257,41 mm sebesar 1024,27 kg/s. Sehingga, nilai frekuensi terjadinya masing – masing skenario

dapat diperoleh dengan mengalikan frekuensi dari *gas release*. Berikut gambar hasil ETA pada lokasi terbuka skenario 1.



Gambar 4. 14 Nilai ETA pada skenario 1

Tabel 4. 6 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa *jet fire*, *flash fire* dan *gas dispersion* pada node 1

Node 1		Leak Frequency		
No	Scenario	Small (< 50mm)	Medium (50-150mm)	Full (>150mm)
1	Jet Fire	1.31E-06	5.54E-07	2.14E-06
2	Flash Fire	1.62E-07	6.85E-08	2.70E-07
3	Gas Dispersion	2.94E-04	3.60E-05	7.19E-05

Tabel 4. 7 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa *jet fire*, *flash fire* dan *gas dispersion* pada node 2

Node 2		Leak Frequency		
No	Scenario	Small (< 50mm)	Medium (50-150mm)	Full (>150mm)
1	Jet Fire	7.46E-07	8.43E-07	3.87E-07
2	Flash Fire	9.43E-08	1.07E-07	4.89E-08
3	Gas Dispersion	1.71E-04	5.60E-05	1.30E-05

Tabel 4. 8 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa *jet fire*, *flash fire* dan *gas dispersion* pada node 3

Node 3

No	Scenario	Leak Frequency		
		Small (< 50mm)	Medium (50-150mm)	Full (>150mm)
1	Jet Fire	5.21E-07	5.46E-07	3.87E-07
2	Flash Fire	6.44E-08	6.75E-08	4.89E-08
3	Gas Dispersion	1.16E-04	3.55E-05	1.30E-05

Tabel 4. 9 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa *jet fire*, *flash fire* dan *gas dispersion* pada node 4

Node 4

No	Scenario	Leak Frequency		
		Small (< 50mm)	Medium (50-150mm)	Full (>150mm)
1	Jet Fire	1.50E-06	7.46E-07	2.47E-06
2	Flash Fire	1.85E-07	9.22E-08	3.12E-07
3	Gas Dispersion	3.35E-04	4.85E-05	8.31E-05

Tabel 4. 10 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa *jet fire*, *flash fire* dan *gas dispersion* pada node 5

Node 5

No	Scenario	Leak Frequency		
		Small (< 50mm)	Medium (50-150mm)	Full (>150mm)
1	Jet Fire	1.74E-06	1.88E-07	1.32E-06
2	Flash Fire	2.15E-07	2.33E-08	1.66E-07
3	Gas Dispersion	3.89E-04	1.22E-05	4.43E-05

Tabel 4. 11 Rekapitulasi frekuensi bahaya berupa *jet fire*, *flash fire* dan *gas dispersion* pada node 6

Node 6

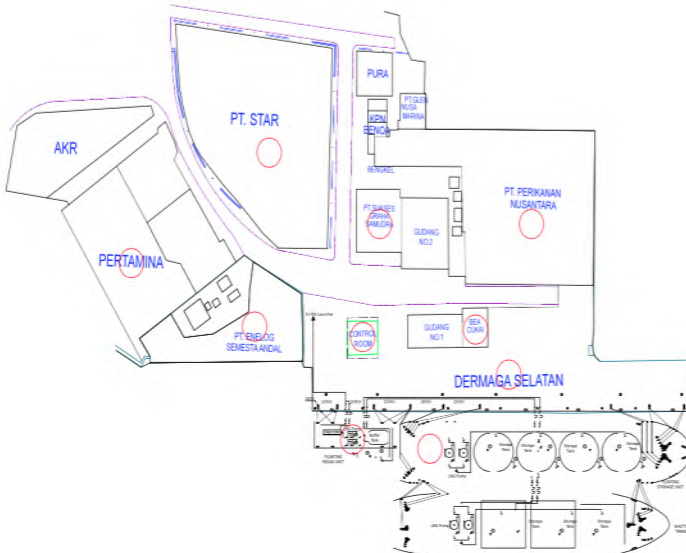
No	Scenario	Leak Frequency		
		Small (< 50mm)	Medium (50-150mm)	Full (>150mm)
1	Jet Fire	5.45E-07	2.77E-07	1.00E-06
2	Flash Fire	6.73E-08	3.43E-08	1.27E-07
3	Gas Dispersion	1.22E-04	1.80E-05	3.60E-05

4.5 Analisa Konsekuensi

Analisa konsekuensi digunakan untuk mengetahui nilai atau jumlah korban yang terdampak. Analisa konsekuensi dilakukan dengan pemodelan fire modeling dengan perangkat lunak ALOHA. Kemudian dilanjutkan dengan analisa HAZOP dan dari hasil analisis HAZOP, didapatkan skenario–skenario kejadian kegagalan yang mungkin terjadi dalam sistem tersebut.

4.5.1 Letak Receiver

Yang dimaksud dengan receiver adalah orang-orang yang terdampak pada suatu kejadian. Dalam fasilitas ini terdapat receiver yang terbagi pada tiap sekitar nodenya. Jumlah receiver yang ada adalah berdasar data yang didapat dari Pelindo Energi Logistik.



Gambar 4. 15 Persebaran Receiver pada pelabuhan Benoa

Pada gambar diatas, akan dijabarkan jumlah dari tiap-tiap receiver, yaitu sebagai berikut:

Receiver	Jumlah Orang
FSU Loading/Unloading Crew	23
FRU Loading/Unloading Crew	2
Jalan Raya Dermaga Selatan	30
Control Room	3
Bea Cukai	3
PT. Enelog Semesta Andal	40
PT. Sukses Graha Samudra	40
PT. Perikanan Nusantara	40
PT. STAR	40

4.5.2 Fire Modeling dengan menggunakan *Software* ALOHA

ALOHA mensimulasikan bagaimana persebaran panas, kadar gas, maupun overpressure yang terjadi ketika skenario bahaya berlangsung. Simulasi dilakukan pada ketiga skenario bahaya dan kelima skenario kebocoran. Sehingga dari masing masing skenario lubang kebocoran dapat diketahui seberapa banyak receiver yang terdampak yang kemudian menjadi hasil dari analisa konsekuensi.

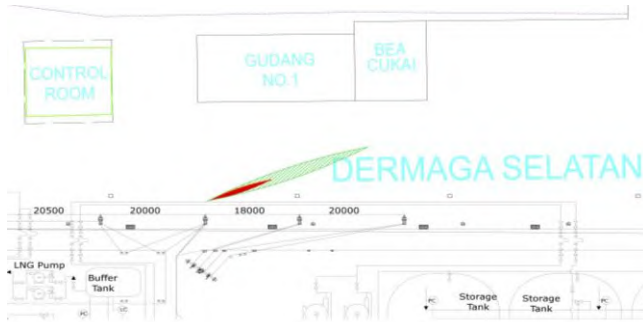
Inputan ALOHA secara garis besar adalah kondisi atmosfer, kondisi landscape fasilitas, jenis gas, sumber, dan ukuran kebocoran . Dalam analisa konsekuensi ini 2 node yaitu Parts of valve connect dan Control Valve station dilakukan penggabungan, dikarenakan lokasi receiver yang sangat berdekatan sehingga dimungkinkan untuk melakukan satu kali analisa.

4.5.2.1 Analisa Konsekuensi akibat *Flash Fire*

Fire modelling yang menggunakan *software* ALOHA ini dilakukan dengan menggunakan 3 variasi skenario

kebocoran yang dibuat berdasarkan data yang ada di DNV *Failure Frequency* antara lain yaitu, *small bore* (<50 mm), *medium bore* (50 mm - 150 mm), dan *full bore* (>150 mm).

Berikut adalah contoh salah satu hasil dari *fire modelling* menggunakan skenario *flash fire* pada kebocoran *small bore* (<50mm) pada pipa dari FSU menuju FRU.



Gambar 4. 16 Fire modelling flash fire dengan skenario kebocoran <50mm

Hasil dari *fire modelling* menggunakan perangkat lunak ALOHA menunjukkan hasil bahwa skenario *flash fire* pada kebocoran *small bore* (<50mm) akan berlangsung selama 60 detik. Menurut hasil *Level of Concern* dari *flash fire* dari perangkat lunak ALOHA, potensi akibat efek dari *flash fire* adalah sejauh 33 meter yang hanya berpotensi pecahnya kaca dan dapat ditoleransi.

Setelah itu, *fire modelling* menggunakan perangkat lunak ALOHA dilakukan pada node-node selanjutnya, yaitu *regasification unit* (node 2,3&4), *buffer tank* (node 5), dan FRU pipe to PIG Launcher (Node 6). Berikut ini adalah tabel rekapitulasi skenario *flash fire* pada kebocoran <50 mm pada tiap-tiap lokasi.

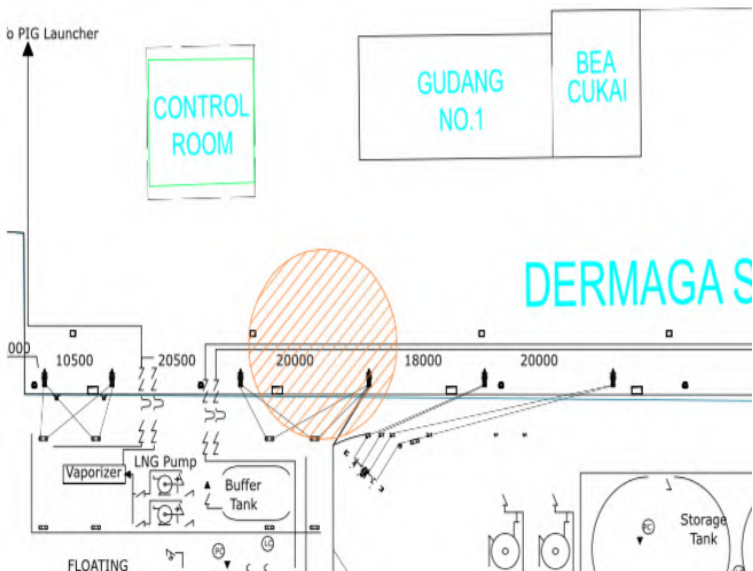
Tabel 4. 12 Hasil rekapitulasi fire modelling flash fire pada jetty dengan skenario kebocoran small (<50 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Effect (Jumlah orang terdampak/Jangkauan/Waktu)				Fatality (N)
			Shatters glass	Serious injury likely	Destruction building	Tolerable	
Node 1	Jalan Raya Dermaga Selatan	30	-	-	-	30 / 33m / 60s	30
	FSU loading unloading operator	23	-	-	-	-	0
	TOTAL						30
Node 2,3,&4	FRU loading unloading operator	2	-	-	-	2 / 10m / 60s	2
	TOTAL						2
Node 5	FSU loading unloading operator	23	-	-	-	-	0
	FRU loading unloading operator	2	-	-	-	2 / 48m / 60s	2
	Jalan Raya Dermaga Selatan	30	-	-	-	30 / 48m / 60	30
	Control Room	3	-	-	-	3 / 48m / 60s	3
	Bea Cukai	4	-	-	-	-	0
	PT. Sukses Graha Samudra	40	-	-	-	-	0
	PT. Enelog Semesta Andal	40	-	-	-	-	0
	PT. Perikanan Nusantara	40	-	-	-	40 / 48m / 60s	40
TOTAL						73	
Node 6	PT. Enelog Semesta Andal	40				10 / 19m / 60s	10
	TOTAL						10

4.5.2.2 Analisa Konsekuensi akibat *Jet Fire*

Fire modelling yang menggunakan *software* ALOHA ini dilakukan dengan menggunakan 3 variasi skenario kebocoran yang dibuat berdasarkan data yang ada di DNV *Failure Frequency* antara lain yaitu, *small bore* (<50 mm), *medium bore* (50 mm - 150 mm), dan *full bore* (>150 mm).

Berikut adalah contoh salah satu hasil dari *jet modeling* menggunakan skenario *jet fire* pada kebocoran *small bore* (<50mm) pada pipa dari FSU menuju FRU.



Gambar 4. 17 *Fire modelling* jet fire dengan skenario kebocoran <50mm

Hasil dari *fire modelling* menggunakan perangkat lunak ALOHA menunjukkan hasil bahwa skenario *jet fire* pada kebocoran *small bore* (<50mm) akan berlangsung

selama 60 detik. Menurut hasil *Level of Concern* dari *jet fire* dari perangkat lunak ALOHA, potensi akibat efek dari *jet fire* adalah sejauh 11 meter yang hanya berpotensi first degree burn bahkan pada kasus Pelabuhan Benoa ini efek *jet fire* dapat ditoleransi.

Setelah itu, *fire modelling* menggunakan perangkat lunak ALOHA dilakukan pada node-node selanjutnya, yaitu *regasification unit* (node 2,3&4), *buffer tank* (node 5), dan FRU pipe to PIG Launcher (Node 6). Berikut ini adalah tabel rekapitulasi skenario *flash fire* pada kebocoran <50 mm pada tiap-tiap lokasi.

Tabel 4. 13 Hasil rekapitulasi fire modelling jet fire pada jetty dengan skenario kebocoran small bore (<50 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Burn Degree (Jumlah orang terdampak/Radius/Waktu)				Fatality (N)
			First	Second	Third	Tolerable	
Node 1	Jalan Raya Dermaga Selatan	30	-	-	-	10 / 11m / 60s	10
	FSU loading unloading operator	23	-	-	-	-	0
	TOTAL						10
Node 2,3,&4	FRU loading unloading operator	2	2 / 10m / 60s	-	-	-	2
	TOTAL						2
Node 5	FSU loading unloading operator	23	-	-	-	15 / 47m / 60s	15
	FRU loading unloading operator	2	2 / 21m / 60s	-	-	-	2
	Jalan Raya Dermaga Selatan	30	-	-	-	15 / 47m / 60s	15
	Control Room	3	-	-	-	3 / 47m / 60s	3
	Bea Cukai	4	-	-	-	-	0
	PT. Sukses Graha Samudra	40	-	-	-	-	0
	PT. Enelog Semesta Andal	40	-	-	-	-	0
	PT. Perikanan Nusantara	40	-	-	-	-	0
TOTAL						39	
Node 6	PT. Enelog Semesta Andal	40				10 / 19m / 60s	10
	TOTAL						10

4.5.2.3 Analisa Konsekuensi akibat *Gas Dispersion*

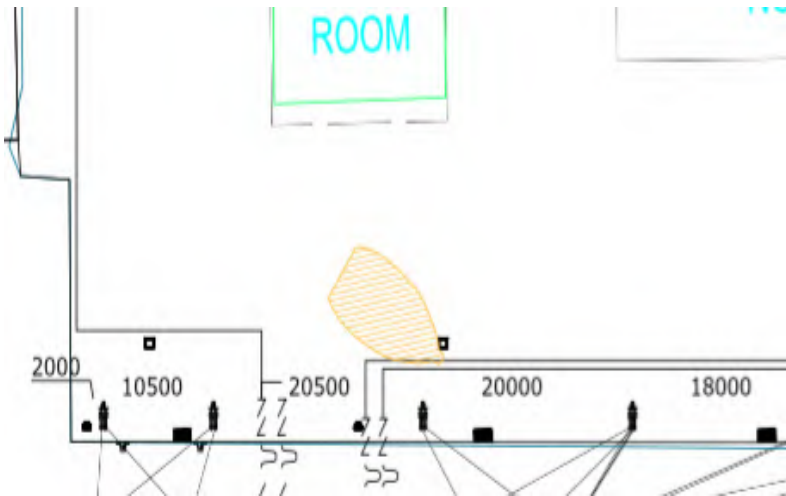
Fire modelling yang menggunakan *software* ALOHA ini dilakukan dengan menggunakan 3 variasi skenario kebocoran yang dibuat berdasarkan data yang ada di DNV *Failure Frequency* antara lain yaitu, *small bore* (<50 mm), *medium bore* (50 mm - 150 mm), dan *full bore* (>150 mm).

Gas dispersion sangat berbahaya bagi pernapasan manusia yang dampaknya bergantung pada kadar ppm pada tiap gas yang keluar. Tabel dibawah ini adalah penjelasan kadar ppm dan efeknya terhadap korbannya.

Tabel 4. 14 Kadar PPM dalam *Methane* dan efeknya

Kadar (%)	PPM	Efek
<5	50.000	Tidak beracun
14	140.000	Mengurangi kadar oksigen di sekitar
30	300.000	Depresi sistem saraf pusat

Berikut adalah contoh salah satu hasil dari *jet modeling* menggunakan skenario *gas dispersion* pada kebocoran *small bore* (<50mm) pada pipa dari FSU menuju FRU.



Gambar 4. 18 *Fire modelling gas dispersion* dengan skenario kebocoran <50mm

Hasil dari *fire modelling* menggunakan perangkat lunak ALOHA menunjukkan hasil bahwa skenario *flash fire* pada kebocoran *small bore* (<50mm) akan berlangsung selama 60 detik. Menurut hasil *Level of Concern* dari *gas dispersion* dari perangkat lunak ALOHA, potensi akibat efek dari *gas dispersion* adalah sejauh 10 meter yang efeknya pada kasus pelabuhan benoa ini dapat ditoleransi.

Setelah itu, *fire modelling* menggunakan perangkat lunak ALOHA dilakukan pada node-node selanjutnya, yaitu *regasification unit* (node 2,3&4), *buffer tank* (node 5), dan FRU pipe to PIG Launcher (Node 6). Berikut ini adalah tabel rekapitulasi skenario *flash fire* pada kebocoran <50 mm pada tiap-tiap lokasi.

Tabel 4. 15 Hasil rekapitulasi fire modelling *gas dispersion* pada jetty dengan skenario kebocoran small bore (<50 mm)

Node / Segmen	Receiver	Jumlah Orang	Protective Action Criteria (Jumlah orang terdampak/Jangkauan/Waktu)				Fatality (N)
			PAC-1	PAC-2	PAC-3	Tolerable	
Node 1	Jalan Raya Dermaga Selatan	30	-	-	-	10 / 10m / 60s	10
	FSU loading unloading operator	23	-	-	-	-	0
	TOTAL						10
Node 2,3,&4	FRU loading unloading operator	2	-	-	-	2 / 10m / 60s	2
	TOTAL						2
Node 5	FSU loading unloading operator	23	-	-	-	10 / 10m / 60s	10
	FRU loading unloading operator	2	2 / 17m / 60s	-	-	-	2
	Jalan Raya Dermaga Selatan	30	-	-	-	-	0
	Control Room	3	-	-	-	-	0
	Bea Cukai	4	-	-	-	-	0
	PT. Sukses Graha Samudra	40	-	-	-	-	0
	PT. Enellog Semesta Andal	40	-	-	-	-	0
	PT. Perikanan Nusantara	40	-	-	-	-	0
TOTAL						14	
Node 6	PT. Enellog Semesta Andal	40				10 / 19m / 60s	10
	TOTAL						10

4.6 Analisa Risiko

Risiko adalah perkalian antara frekuensi dan konsekuensi. Nilai frekuensi dalam pengerjaan Tugas Akhir ini didapatkan dengan menggunakan *software* RELEX 2009, dan nilai konsekuensi didapatkan dengan menggunakan *software* ALOHA. Setelah nilai frekuensi dan konsekuensi didapatkan maka kemudian nilai tersebut diplotkan pada sebuah F-N *curve*. F-N *Curve* yang digunakan pada Tugas Akhir kali ini adalah standar *Hongkong Government Risk Guidelines* (HKRG) . Risiko akan bisa diterima apabila ada dalam daerah *acceptable* atau sekurang- kurangnya ALARP.

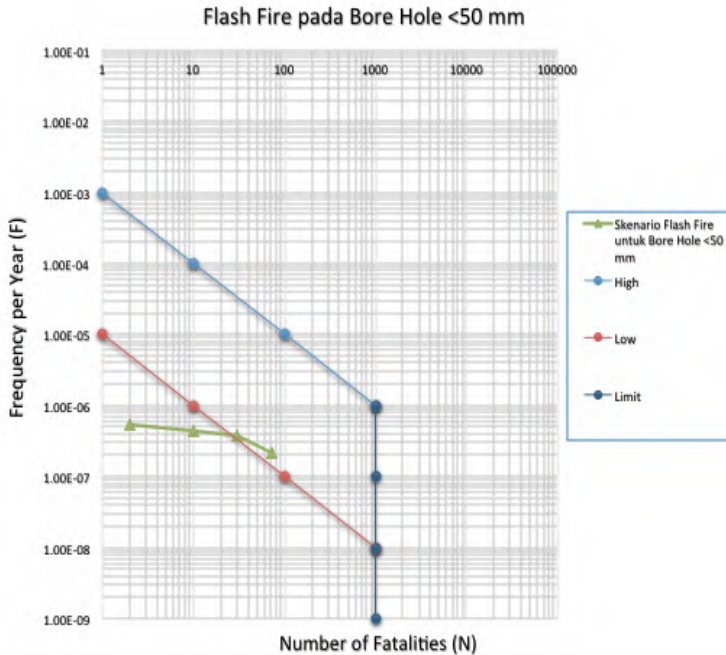
4.6.1 Representasi Risiko Flash Fire

Berikut adalah rekapitulasi frekuensi, frekuensi kumulatif dan konsekuensi skenario flash fire untuk masing- masing lokasi analisa.

Tabel 4. 16 Rekapitulasi skenario *flash fire* pada kebocoran small bore <50 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	30	1.62E-07	1.62E-07
2,3,&4	Regasification Unit	2	9.43E-08	2.57E-07
5	Buffer Tank	73	2.15E-07	4.72E-07
6	FRU to PIG Launcher	10	6.73E-08	5.39E-07

Setelah itu nilai konsekuensi yang didapat dari perangkat lunak ALOHA dan frekuensi kumulatif dari hasil perhitungan *Event Tree Analysis* dimasukkan ke dalam F-N *curve* seperti di bawah ini.



Gambar 4. 19 Flash Fire pada bore hole <50 mm

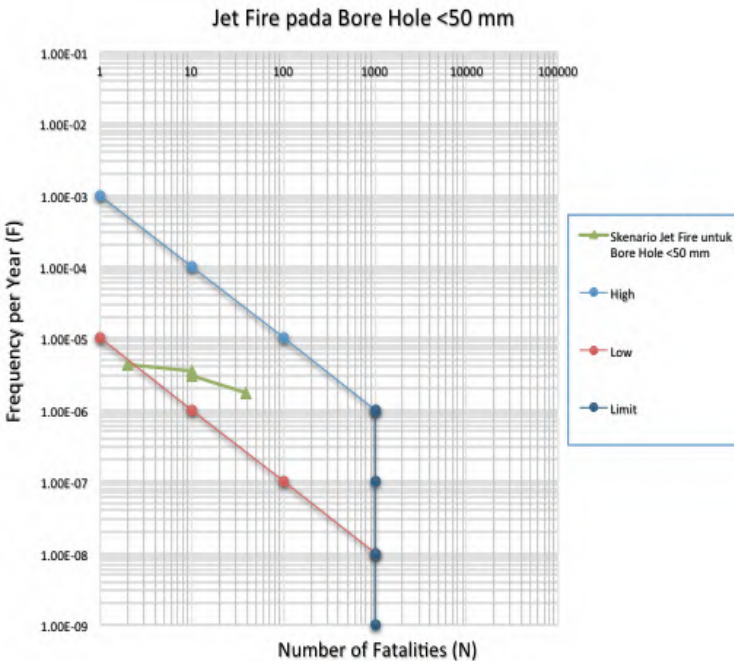
4.6.1 Representasi Risiko Jet Fire

Berikut adalah rekapitulasi frekuensi, frekuensi kumulatif dan konsekuensi skenario jet fire untuk masing- masing lokasi analisa.

Tabel 4. 17 Rekapitulasi skenario *jet fire* pada kebocoran small bore <50 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	10	1.31E-06	1.31E-06
2,3,&4	Regasification Unit	2	7.46E-07	2.06E-06
5	Buffer Tank	39	1.74E-06	3.80E-06
6	FRU to PIG Launcher	10	5.45E-07	4.34E-06

Setelah itu nilai konsekuensi yang didapat dari perangkat lunak ALOHA dan frekuensi kumulatif dari hasil perhitungan *Event Tree Analysis* dimasukkan ke dalam F-N curve seperti di bawah ini.



Gambar 4. 20 Jet Fire pada bore hole <50 mm

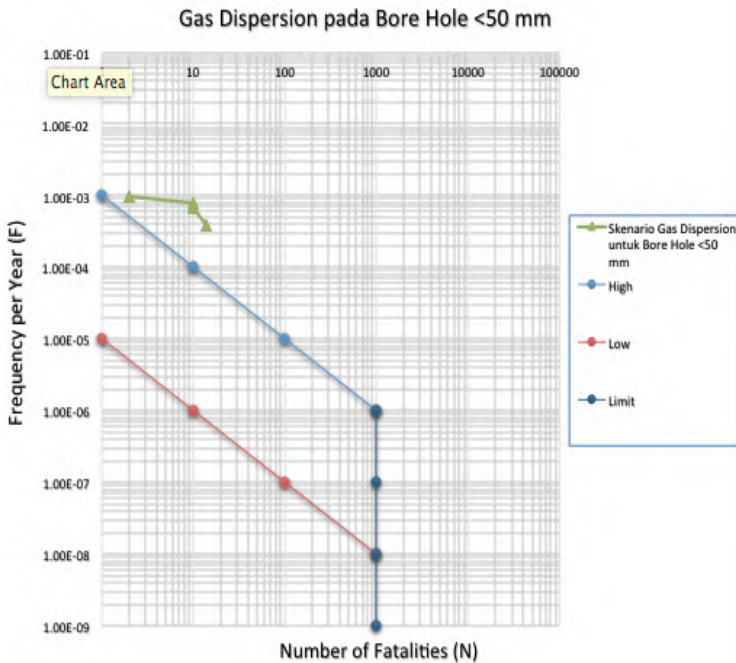
4.6.1 Representasi Risiko Gas Dispersion

Berikut adalah rekapitulasi frekuensi, frekuensi kumulatif dan konsekuensi skenario gas dispersion untuk masing- masing lokasi analisa.

Tabel 4. 18 Rekapitulasi skenario *gas dispersion* pada kebocoran small bore <50 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	10	2.94E-04	2.94E-04
2,3,&4	Regasification Unit	2	1.71E-04	4.64E-04
5	Buffer Tank	14	3.89E-04	8.53E-04
6	FRU to PIG Launcher	10	1.22E-04	9.75E-04

Setelah itu nilai konsekuensi yang didapat dari perangkat lunak ALOHA dan frekuensi kumulatif dari hasil perhitungan *Event Tree Analysis* dimasukkan ke dalam F-N *curve* seperti di bawah ini.



Gambar 4. 21 Gas dispersion pada bore hole <50 mm

4.7 Mitigasi

Mitigasi dalam skripsi ini menggunakan metode LOPA. Mitigasi ini berupaya untuk mengurangi frekuensi kejadian yang terlalu tinggi dengan menambahkan IPL (Independent Protection Layer) untuk menurunkan tingkat frekuensinya. Setelah frekuensi menjadi turun dan tingkat risiko bahaya juga dapat turun sekurang-kurangnya ke level ALARP, maka mitigasi tersebut dikatakan selesai.

Tindakan mitigasi dalam skripsi ini akan dilakukan pada skenario-skenario yang menghasilkan tingkat risiko yang tidak dapat diterima atau berada dalam garis *unacceptable* pada *F-N curve*. Dari analisa *F-N curve*, didapatkan bahwa seluruh skenario dari *gas dispersion* pada bore hole <50 mm, bore hole 50-150 mm, dan >150 mm.

4.7.1 Mitigasi pada skenario *gas dispersion* pada bore hole <50 mm

Mitigasi dilakukan pada bore hole ukuran <50 mm pada skenario *gas dispersion* untuk semua node. Tabel di bawah ini menunjukkan rekapitulasi skenario *gas dispersion* pada *small bore hole* (<50mm) yang memerlukan adanya mitigasi.

Tabel 4. 19 Rekapitulasi skenario *gas dispersion* pada *small bore hole* (<50mm) sebelum dilakukan mitigasi

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	10	2.94E-04	2.94E-04
2,3,&4	Regasification Unit	2	1.71E-04	4.64E-04
5	Buffer Tank	14	3.89E-04	8.53E-04
6	FRU to PIG Launcher	10	1.22E-04	9.75E-04

Untuk itu mitigasi perlu dilakukan untuk menurunkan tingkat frekuensi dan risiko pada node ini. Hasil mitigasi dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 4. 20 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 1 pada ukuran kebocoran *small bore* (<50 mm)

Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole <50	Node: 1	
		Probability	Frequency (per Year)
Description			
Concequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 2 inch gas pipe		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.95.E-01	
Frequency of Unmitigated Concequence			2.94.E-04
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Concequence			1.62.E-06
Risk Status		ALARP	

Tabel 4. 21 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 2,3,&4 pada ukuran kebocoran *small bore* (<50 mm)

Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole <50	Node: 2,3,&4	
		Probability	Frequency (per Year)
Concequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 2 inch gas pipe		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.95.E-01	
Frequency of Unmitigated Concequence			1.71.E-04
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Concequence			9.42.E-07
Risk Status		ACCEPTABLE	

Tabel 4. 22 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 5 pada ukuran kebocoran *small bore* (<50 mm)

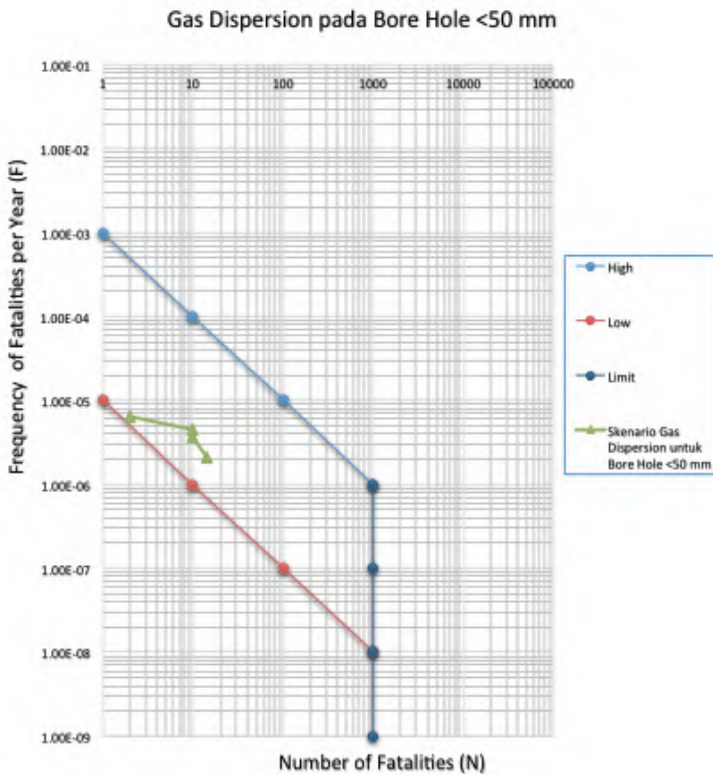
Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole <50	Node: 5	
		Probability	Frequency (per Year)
Description			
Concequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 2 inch gas pipe		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.95.E-01	
Frequency of Unmitigated Concequence			3.89.E-04
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Concequence			2.15.E-06
Risk Status		ALARP	

Tabel 4. 23 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 6 pada ukuran kebocoran *small bore* (<50 mm)

Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole <50	Node: 6	
		Probability	Frequency (per Year)
Concequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 2 inch gas pipe		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.95.E-01	
Frequency of Unmitigated Concequence			1.22.E-04
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Concequence			6.72.E-07
Risk Status		ALARP	

Tabel 4. 24 Rekapitulasi *gas dispersion* pada ukuran kebocoran *small bore* (<50 mm) setelah mitigasi

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	10	1.62E-06	1.62E-06
2,3,&4	Regasification Unit	2	2.15E-06	3.77E-06
5	Buffer Tank	14	2.15E-06	5.92E-06
6	FRU to PIG Launcher	10	6.72E-07	6.59E-06



Gambar 4. 22 F-N curve *gas dispersion* pada *small bore* (<50 mm) setelah mitigasi

4.7.2 Mitigasi pada skenario *gas dispersion* pada bore hole 50-150 mm

Mitigasi dilakukan pada bore hole ukuran 50-150 mm pada skenario *gas dispersion* untuk semua node. Tabel di bawah ini menunjukkan rekapitulasi skenario *gas dispersion* pada *medium bore hole* (50-150 mm) yang memerlukan adanya mitigasi.

Tabel 4. 25 Rekapitulasi skenario *gas dispersion* pada *medium bore hole* (50-150 mm) sebelum dilakukan mitigasi

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	10	3.60E-05	3.60E-05
2,3,&4	Regasification Unit	2	5.60E-05	9.20E-05
5	Buffer Tank	42	1.22E-05	1.04E-04
6	FRU to PIG Launcher	10	1.80E-05	1.22E-04

Untuk itu mitigasi perlu dilakukan untuk menurunkan tingkat frekuensi dan risiko pada node ini. Hasil mitigasi dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 4. 26 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 1 pada ukuran kebocoran *medium bore* (50-150 mm)

Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole 50 -	Node: 1	
		Probability	Frequency (per Year)
Concequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 4 inch gas pipeline		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.83.E-01	
Frequency of Unmitigated Concequence			3.60.E-05
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Concequence			1.99.E-07
Risk Status		ACCEPTABLE	

Tabel 4. 27 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 2,3,&4 pada ukuran kebocoran *medium bore* (50-150 mm)

Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole 50 -	Node: 2,3,&4	
		Probability	Frequency (per Year)
Description			
Consequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 4 inch gas pipeline		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.83.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			5.60.E-05
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Consequence			3.09.E-07
Risk Status		ACCEPTABLE	

Tabel 4. 28 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 5 pada ukuran kebocoran *medium bore* (50-150 mm)

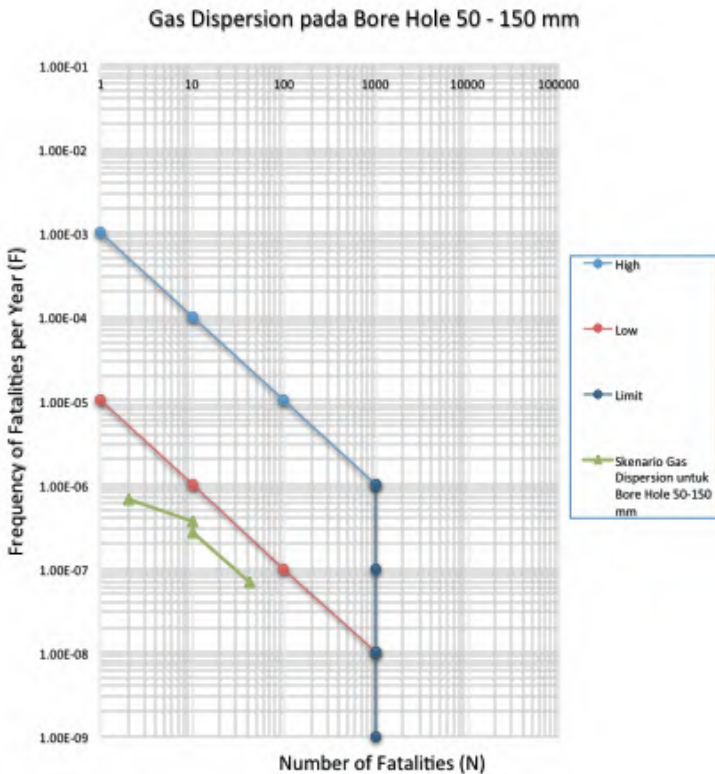
Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole 50 -	Node: 5	
		Probability	Frequency (per Year)
Concequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 4 inch gas pipeline		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.83.E-01	
Frequency of Unmitigated Concequence			1.22.E-05
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Concequence			6.76.E-08
Risk Status		ACCEPTABLE	

Tabel 4. 29 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 6 pada ukuran kebocoran *medium bore* (50-150 mm)

Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole 50 -	Node: 6	
		Probability	Frequency (per Year)
Description			
Consequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 4 inch gas pipeline		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.83.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			1.80.E-05
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Consequence			9.94.E-08
Risk Status		ACCEPTABLE	

Tabel 4. 30 Rekapitulasi *gas dispersion* pada ukuran kebocoran *medium bore* (50-150 mm) setelah mitigasi

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	10	1.99.E-07	1.99.E-07
2,3,&4	Regasification Unit	2	3.09.E-07	5.081E-07
5	Buffer Tank	42	6.76.E-08	5.76E-07
6	FRU to PIG Launcher	10	9.94.E-08	6.75E-07



Gambar 4. 23 F-N curve *gas dispersion* pada *medium bore* (50-150 mm) setelah mitigasi

4.7.3 Mitigasi pada skenario *gas dispersion* pada bore hole >150 mm

Mitigasi dilakukan pada bore hole ukuran <50 mm pada skenario *gas dispersion* untuk semua node. Tabel di bawah ini menunjukkan rekapitulasi skenario *gas dispersion* pada *small bore hole* (<50mm) yang memerlukan adanya mitigasi.

Tabel 4. 31 Rekapitulasi skenario *gas dispersion* pada *full bore hole* (>150mm) sebelum dilakukan mitigasi

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	30	7.19E-05	7.19E-05
2,3,&4	Regasification Unit	2	1.30E-05	8.49E-05
5	Buffer Tank	57	4.43E-05	1.29E-04
6	FRU to PIG Launcher	10	3.60E-05	1.65E-04

Untuk itu mitigasi perlu dilakukan untuk menurunkan tingkat frekuensi dan risiko pada node ini. Hasil mitigasi dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 4. 32 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 1 pada ukuran kebocoran *full bore* (>150 mm)

Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole >150	Node: 1	
		Probability	Frequency (per Year)
Concequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 5 inch gas pipeline		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.67.E-01	
Frequency of Unmitigated Concequence			7.19.E-05
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Concequence			3.97.E-07
Risk Status		ACCEPTABLE	

Tabel 4. 33 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 2,3,&4 pada ukuran kebocoran *full bore hole* (>150mm)

Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole >150	Node: 2,3,&4	
		Probability	Frequency (per Year)
Description			
Consequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 5 inch gas pipeline		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.67.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			1.30.E-05
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Consequence			7.19.E-08
Risk Status		ACCEPTABLE	

Tabel 4. 34 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 5 pada ukuran kebocoran *full bore hole* (>150mm)

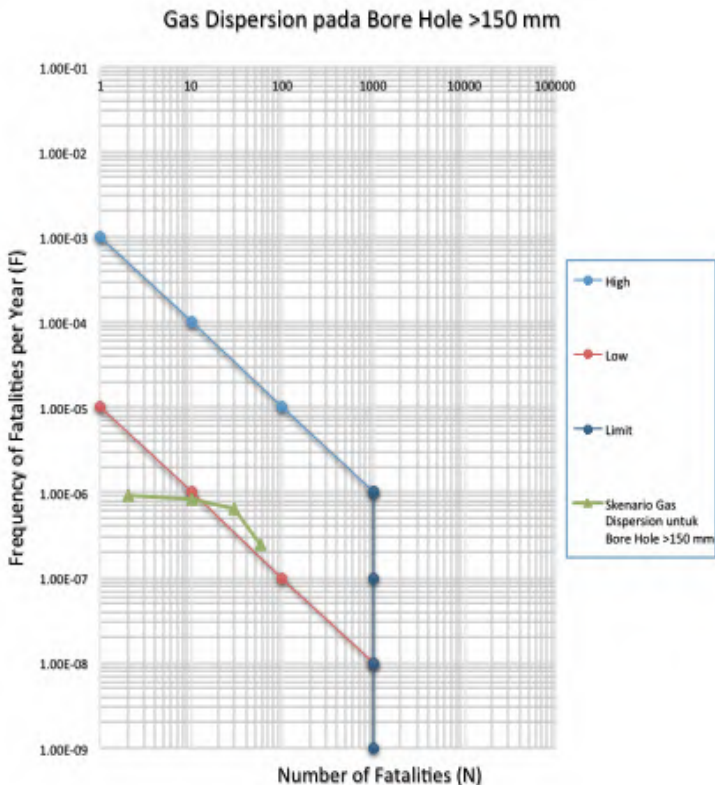
Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole >150	Node: 5	
		Probability	Frequency (per Year)
Description			
Concequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 5 inch gas pipeline		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.67.E-01	
Frequency of Unmitigated Concequence			4.43.E-05
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Concequence			2.44.E-07
Risk Status		ALARP	

Tabel 4. 35 Hasil mitigasi skenario *gas dispersion* pada node 6 pada ukuran kebocoran *full bore hole* (>150mm)

Skenario Gas Dispersion	Skenario Bore Hole: Gas Dispersion in FSU pipe to FRU pipe on Bore Hole >150	Node: 6	
		Probability	Frequency (per Year)
Description			
Concequence Description	Pipe or equipment failure leak / venting that lead to fire or explosion		
Risk Tolerance (frequency)	Action required		1.E-04
	Tolerable		1.E-06
Initiating Event (Frequency)	Gas release / Venting from 5 inch gas pipeline		
Conditional Modifiers	No Ignition Probability	9.67.E-01	
Frequency of Unmitigated Consequence			3.60.E-05
Protection Layers	Pressure Indicator	5.52.E-02	
	Gas Detector	1.00.E-01	
Total Protection Layers		5.52.E-03	
Frequency of Mitigated Consequence			1.99.E-07
Risk Status		ALARP	

Tabel 4. 36 Rekapitulasi *gas dispersion* pada ukuran kebocoran *full bore* (>150 mm) setelah mitigasi

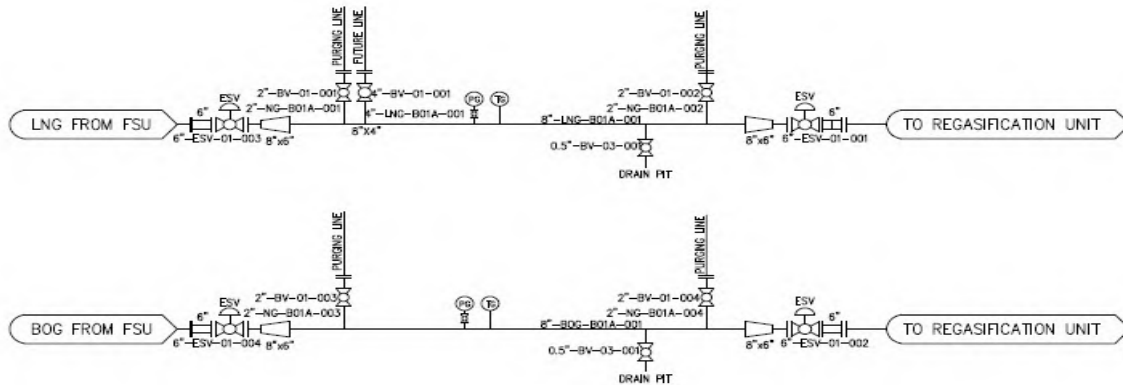
Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	30	3.97.E-07	3.97.E-07
2,3,&4	Regasification Unit	2	7.19.E-08	4.69.E-07
5	Buffer Tank	57	2.44.E-07	7.13.E-07
6	FRU to PIG Launcher	10	1.99.E-07	9.12.E-07



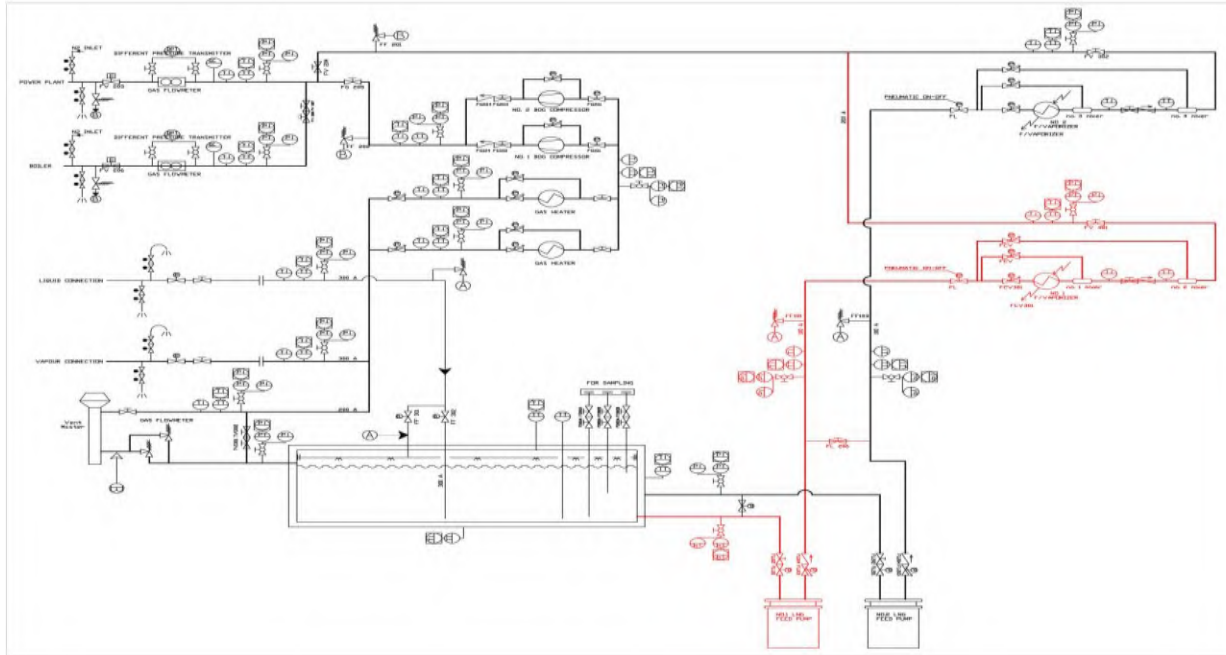
Gambar 4. 24 F-N curve *gas dispersion* pada *full bore* (>150 mm) setelah mitigasi

LAMPIRAN A
P&ID

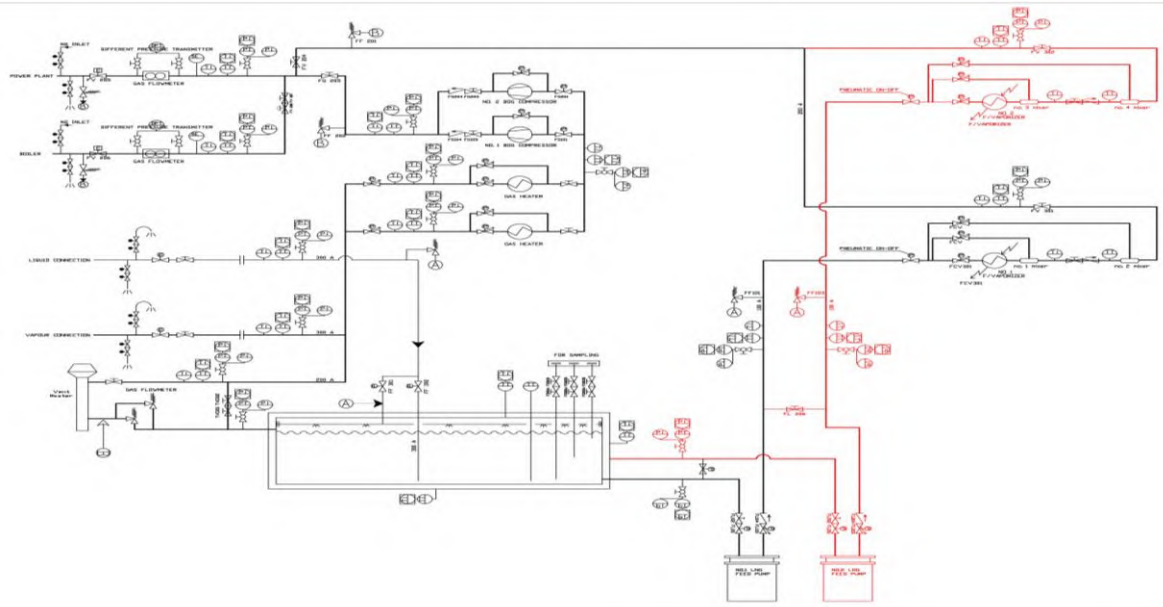
Halaman ini sengaja dikosongkan



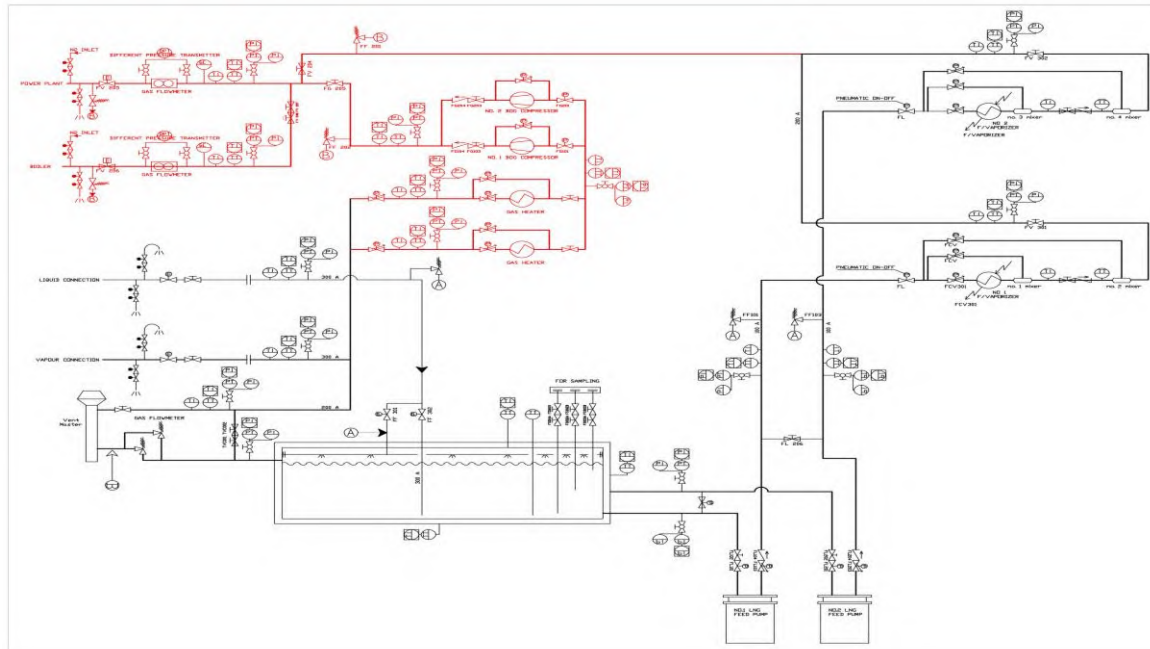
Gambar 1. Node 1 FSU Pipeline – LNG and BOG from FSU to FRU



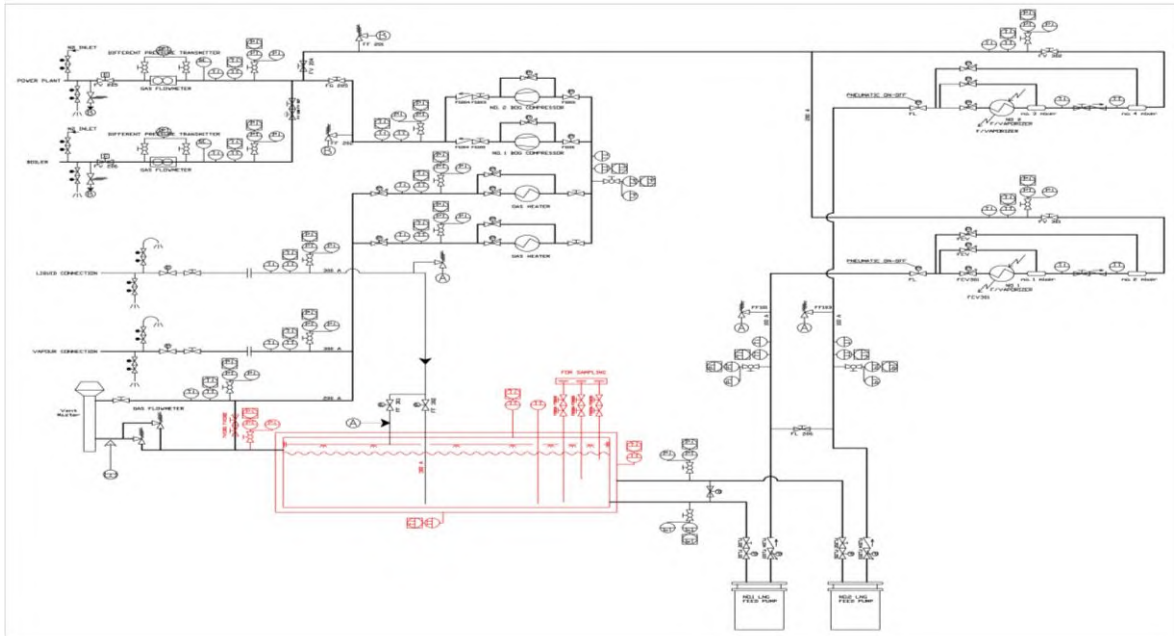
Gambar 2. Node 2 LNG Feed Pump 1



Gambar 3. Node 3 LNG Feed Pump 2



Gambar 4. Node 4 BOG Processor



Gambar 5. Node 5 Buffer Tank



Gambar 6. Node 6 FRU Pipeline – FRU to PIG LAUNCHER

LAMPIRAN B
HAZOP

Halaman ini sengaja dikosongkan

Tabel 1. Analisa HAZOP node 1

STUDY TITLE	=	TERMINAL PENERIMA PELABUHAN BENOA			Sheet 1 of 1	
DRAWING NO.	=	DWG. NO.	NODE: 1		P & ID	
PART CONSIDERED	=	FSU PIPELINE - LNG & BOG FROM FSU TO FRU				
DESIGN INTENT	=	SOURCE	1. Ball Valve	5. Pressure Indicator	ACTIVITY:	
			2. Butterfly Valve	6. NRV	Sending LNG and BOG from FSU to FRU	
			3. Temperature Indicator	7. PSV		
			4. Piping	8. SWIVEL JOINT		
NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMMENDATIONS
1	No flow	ESV-001	Close	Pressure built up at LNG Feed Pump (upstream) that may lead to pump damage	High pressure shutdown at upstream	Ensure availability of high pressure shutdown at upstream
2	No flow	ESV-002	Close	Pressure built up at LNG Feed Pump (upstream) that may lead to pump damage	High pressure shutdown at upstream	Ensure availability of high pressure shutdown at upstream
3	No flow	ESV-003	Close	Pressure vacuum at LNG tank during LNG transfer	Low pressure shutdown protection at upstream	Ensure availability of low pressure shutdown at upstream

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

4	No flow	ESV-004	Close	Pressure vacuum at LNG tank during LNG transfer	Low pressure shutdown protection at upstream	Ensure availability of low pressure shutdown at upstream
5	More Temperature	Piping System	Heat environment during normal operation	BOG built up that may lead to increase pressure at piping	BOG compressor at FRU system	Ensure pressure built up is not higher than design pressure
6	More Temperature	ESV-001	Valve leakage	Over pressure in piping system that leads to pipe rupture		Ensure pressure built up is not higher than design pressure
7	More Temperature	ESV-002	Valve leakage	Over pressure in piping system that leads to pipe rupture		Ensure pressure built up is not higher than design pressure
8	More Temperature	ESV-003	Valve leakage	Over pressure in piping system that leads to pipe rupture		Ensure pressure built up is not higher than design pressure
9	More Temperature	ESV-004	Valve leakage	Over pressure in piping system that leads to pipe rupture		Ensure pressure built up is not higher than design pressure

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

10	Loss of containment	Piping System	Hose disconnected due to emergency	LNG spill to environment	Breakaway coupling	Ensure SOP for routine inspection
11	Loss of containment	Piping System	Leak at flanges or valves	LNG spill to environment	Portable gas detector and routine inspection	Ensure SOP for routine inspection

Tabel 2. Analisa HAZOP node 2

STUDY TITLE	=	TERMINAL PENERIMA PELABUHAN BENOA			Sheet 1 of 1	
DRAWING NO.	=	DWG. NO.	NODE: 2		P & ID	
PART CONSIDERED	=	LNG FEED PUMP 1				
DESIGN INTENT	=	SOURCE	1. Ball Valve	5. Presure Indicator	ACTIVITY:	
			2. Butterfly Valve	6. NRV	Sending LNG and BOG from FSU to FRU	
			3. Temp. Indicator	7. PSV		
			4. Piping	8. SWIVEL JOINT		
NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONCEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMMENDATIONS
1	No flow	FL101, FL102, FL103, FL104 (ahead of vaporizer)	Valve Failure	Unable to supply LNG to vaporizer 1	2 x 100% feed pumps configuration on separated lines	Preventive maintenance
2	No flow	FF101	Valve open by failure	LNG supply to vaporizers by feed pump 1 decreases	2 x 100% feed pumps configuration on separated lines	Preventive maintenance
3	No flow	FV301, FV204, FV205 (to power plant)	Valve Failure	Unable to supply NG to powerplant	pressure relief valve (FF201)	Check trip condition if pressure in the pipe to high
4	No flow	FV301, FV204, FV206, FV207, FV208 (to boiler)	Valve Failure	Unable to supply NG to vaporizer	pressure relief valve (FF201)	Check trip condition if pressure in the pipe to high

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

5	No flow	FF201, FF202	Valve open by failure	NG flows out to vent mast through pressure relieve valve		Preventive maintenance
6	No flow	pump	pump failure / performance degradation	LNG flow rate to vaporizer 1 decreases	2 x 100% feed pumps configuration on separated lines	Preventive maintenance
7	No flow	Vaporizer	Vaporizer 1 performance degradation (plugging, fouling, blockage, etc..)	NG supply decreases	Vaporizer 2 for redundancy	
8	No flow	Vaporizer	Vaporizer tube rupture (Gas)	Gas supply loss, fire and explosion risk in stream	additional PSV	Consider gas detecting method in return steam line. Proper ESD procedure should be made
9	No flow	Piping system	Leak from pipe and valves	Fire, explosion, loss of NG	Check pressure in the tank and connecting pipes	Determine proper number of gas detectors and install locations to cover all hazardous zone for gas leak, prepare automatic safety sequence linked to alarm

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

10	No flow	Buffer tank	Insufficient LNG in buffer tank	Unable to supply NG to powerplant		Prepare safety trip procedure for low level state
11	More Flow	Pump	Pump malfunction	Gas supply increases		Prepare trip procedure for abnormal P and or T at the outlet of regasification unit
12	More Temperature	FL 104	Valve control error	Gas supply increases		Prepare trip procedure for abnormal P and or T at the outlet of regasification unit
13	Reverse flow	FL 303	Valve control error	Potential reverse flow from no 1 mixer	check valve (FL 103)	
14	Low Temperature	Vaporizer	Vaporizer 1 performance degradation (plugging, fouling, blockage, etc..)	NG supply decreases		Check pressure and temperature of steam

Tabel 3. Analisa HAZOP node 3

STUDY TITLE	=	TERMINAL PENERIMA PELABUHAN BENOA			Sheet 1 of 1	
DRAWING NO.	=	DWG. NO.	NODE: 3		P & ID	
PART CONSIDERED	=	LNG FEED PUMP 1				
DESIGN INTENT	=	SOURCE	1. Ball Valve	5. Presure Indicator	ACTIVITY:	
			2. Butterfly Valve	6. NRV	Sending LNG and BOG from FSU to FRU	
			3. Temp. Indicator	7. PSV		
			4. Piping	8. SWIVEL JOINT		
NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONCEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMMENDATIONS
1	No flow	FL201, FL202, FL203, FL204 (ahead of vaporizer)	Valve Failure	Unable to supply LNG to vaporizer 1	2 x 100% feed pumps configuration on separated lines	Preventive maintenance
2	No flow	FF103	Valve open by failure	LNG supply to vaporizers by feed pump 1 decreases	2 x 100% feed pumps configuration on separated lines	Preventive maintenance
3	No flow	FV302, FV204, FV205 (to power plant)	Valve Failure	Unable to supply NG to powerplant	pressure relief valve (FF201)	Check trip condition if pressure in the pipe to high
4	No flow	FV302, FV204, FV206, FV207, FV208 (to boiler)	Valve Failure	Unable to supply NG to vaporizer	pressure relief valve (FF201)	Check trip condition if pressure in the pipe to high

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

5	No flow	FF201, FF202	Valve open by failure	NG flows out to vent mast through pressure relieve valve		Preventive maintenance
6	No flow	pump	pump failure / performance degradation	LNG flow rate to vaporizer 1 decreases	2 x 100% feed pumps configuration on separated lines	Preventive maintenance
7	No flow	Vaporizer	Vaporizer 2 performance degradation (plugging, fouling, blockage, etc..)	NG supply decreases	Vaporizer 2 for redundancy	
8	No flow	Vaporizer	Vaporizer tube rupture (Gas)	Gas supply loss, fire and explosion risk in stream		Consider gas detecting method in return steam line. Proper ESD procedure should be made
9	No flow	Piping system	Leak from pipe and valves	Fire, explosion, loss of NG	Check pressure in the tank and connecting pipes	Determine proper number of gas detectors and install locaions to cover all hazardous zone for gas leak, prepare automatic safety sequemce linked to alarm

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

10	No flow	Buffer tank	Insufficient LNG in buffer tank	Unable to supply NG to powerplant		Prepare safety trip procedure for low level state
11	More Flow	Pump	Pump malfunction	Gas supply increases		Prepare trip procedure for abnormal P and or T at the outlet of regasification unit
12	More Temperature	FL 104	Valve control error	Gas supply increases		Prepare trip procedure for abnormal P and or T at the outlet of regasification unit
13	Reverse flow	FL 303	Valve control error	Potential reverse flow from no 1 mixer	check valve (FL 103)	
14	Low Temperature	Vaporizer	Vaporizer 2 performance degradation (plugging, fouling, blockage, etc..)	NG supply decreases		Check pressure and temperature of steam

Tabel 4. Analisa HAZOP node 4

STUDY TITLE	=	TERMINAL PENERIMA PELABUHAN BENOA			Sheet 1 of 1	
DRAWING NO.	=	DWG. NO.	NODE: 4		P & ID	
PART CONSIDERED	=	Boil Off Gas Processing				
DESIGN INTENT	=	SOURCE	1. Ball Valve	5. Pressure Indicator	ACTIVITY:	
			2. Butterfly Valve	6. NRV	Sending LNG and BOG from FSU to FRU	
			3. Temp. Indicator	7. PSV		
			4. Piping	8. SWIVEL JOINT		
NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMMENDATIONS
1	No flow	FG001A/B, FG002, FG003	Valve failure	Unable to supply BOG to power plant and/or boiler, pressure rise in buffer tank		Preventive maintenance valve
2	No flow	TCV001, TCV002	Valve failure	Unable to supply BOG to power plant and/or boiler, pressure rise in buffer tank		Preventive maintenance valve
3	No flow		Valve control error	BOG supply to power plant and boiler decreases, pressure rise in buffer tank		Preventive maintenance valve

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

4	No flow	FG101, 103, 104 / FG201, 203, 204	Valve failure	Unable to supply BOG to power plant and/or boiler, pressure rise in buffer tank		Preventive maintenance valve
5	No flow	FG205	Valve failure	Unable to supply BOG to power plant and/or boiler, pressure rise in buffer tank		Preventive maintenance valve
6	No flow	BOG Compressor	BOG compressor performance degradation	BOG supply to power plant and boiler decreases, Low pressure and temperature in BOG	2 x 100% BOG compressor configuration	Preventive maintenance compressor and equipment
7	No flow	FF301/302, FF201/202	Pressure relief valve malfunction	BOG supply to power plant and boiler decreases		Preventive maintenance valve
8	No flow	Piping system	Leak from pipe and valves	Fire, explosion, loss of NG	check pressure in the tank and connecting pipes	Determine proper number of gas detectors and install locations to cover all hazardous zone for gas leak, prepare automatic safety sequence linked to alarm

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

9	More Flow	TVC001, 002	Valve control error			Preventive maintenance valve
10	Less flow	BOG Compressor	BOG compressor performance malfunction	Excessice BOG supply		Preventive maintenance compressor and equipment
11	More Flow	BOG Compressor	BOG compressor performance malfunction	Excessice BOG supply	FF 202 to discharge BOG to vent master	add HH alarm to pressure and temperature sensors at BOG compressor outlet

Tabel 5. Analisa HAZOP node 5

STUDY TITLE	=	TERMINAL PENERIMA PELABUHAN BENOA			Sheet 1 of 1	
DRAWING NO.	=	DWG. NO.	NODE: 5		P & ID	
PART CONSIDERED	=	LNG BUFFER TANK				
DESIGN INTENT	=	SOURCE	1. Ball Valve	5. Pressure Indicator	ACTIVITY: Sending LNG and BOG from FSU to FRU	
			2. Butterfly Valve	6. NRV		
			3. Temp. Indicator	7. PSV		
			4. Piping	8. SWIVEL JOINT		
NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMMENDATIONS
1	More Temperature		Heat ingress	Excessive BOG generation, pressure and temperature rise in LNG buffer tank	Temperature sensor on tank outer wall, Independent BOG vent line	Calculate the maximum endurance time without venting BOG in severe condition
2	More Temperature		Damage on insulation	Excessive BOG generation, pressure and temperature rise in LNG buffer tank	Temperature sensor on tank outer wall, Independent BOG vent line	Calculate the maximum endurance time without venting BOG in severe condition
3	More Temperature		Fire	Excessive BOG generation, pressure and temperature rise in LNG buffer tank, BLEVE	Portable fire extinguisher, water spray, dry powder injection facility, Check pressure & temperature inside LNG buffer	Determine proper number of gas detectors and install locations to cover all hazardous zone for gas leak, prepare automatic safety sequence linked to alarm

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

4	High pressure		BOG generation in LNG bunkering process (receiving LNG from FSU)	pressure rise in LNG buffer tank	Temperature sensor on tank outer wall, Independent BOG vent line	Calculate the maximum endurance time without venting BOG in severe condition
5			High pressure while LNG bunkering	pressure rise in LNG buffer tank		Consider to add a pressure relief valve between FLO01 and FLO02 bunkering manifold
6	Less pressure	Piping system	Leak from pipe and valves	Fire and explosion, Loss of LNG	Check pressure in the tank and connecting pipes	Determine proper number of gas detectors and install locations to cover all hazardous zone for gas leak, prepare automatic safety sequence linked to alarm
7	Less pressure	FF301/302	Valve open by failure	NG flows out to vent mast through pressure relief valve, NG supply to power plant and boiler decreases		Preventive maintenance

LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

8	Less pressure	FS001-003 A/B)	Sampling valve open	LNG leak, Fire and explosion	Blind flanges, Check pressure in the tank and connecting pipes	Determine proper number of gas detectors and install locations to cover all hazardous zone for gas leak, prepare automatic safety sequence linked to alarm
9	Less pressure		Vacuum or negative pressure in LNG buffer tank occurs if pump operates while FG001 A/B are closed	Damage on pumps		

Tabel 6. Analisa HAZOP node 6

STUDY TITLE	=	TERMINAL PENERIMA PELABUHAN BENOA			Sheet 1 of 1	
DRAWING NO.	=	DWG. NO.	NODE: 6		P & ID	
PART CONSIDERED	=	FRU PIPELINE - FRU TO PIG LAUNCHER				
DESIGN INTENT	=	SOURCE	1. Ball Valve	5. Pressure Indicator	ACTIVITY: Sending LNG from FSU and FRU to pipeline	
			2. Butterfly Valve	6. NRV		
			3. Temperature Indicator	7. PSV		
			4. Piping	8. SWIVEL JOINT		
NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMMENDATIONS
1	No flow	ESV-001/2	Closed	High pressure at FRU system	High pressure shutdown at FRU	High pressure shutdown at FRU
2	No flow	ESV-001	Valve leakage	Over pressure in piping system that leads to pipe rupture		High pressure shutdown at FRU
3	No flow	ESV-002	Valve leakage	Over pressure in piping system that leads to pipe rupture		High pressure shutdown at FRU
4	Reverse flow		Buyer shutdown	High pressure at pipeline and piping	High pressure shutdown at FRU	

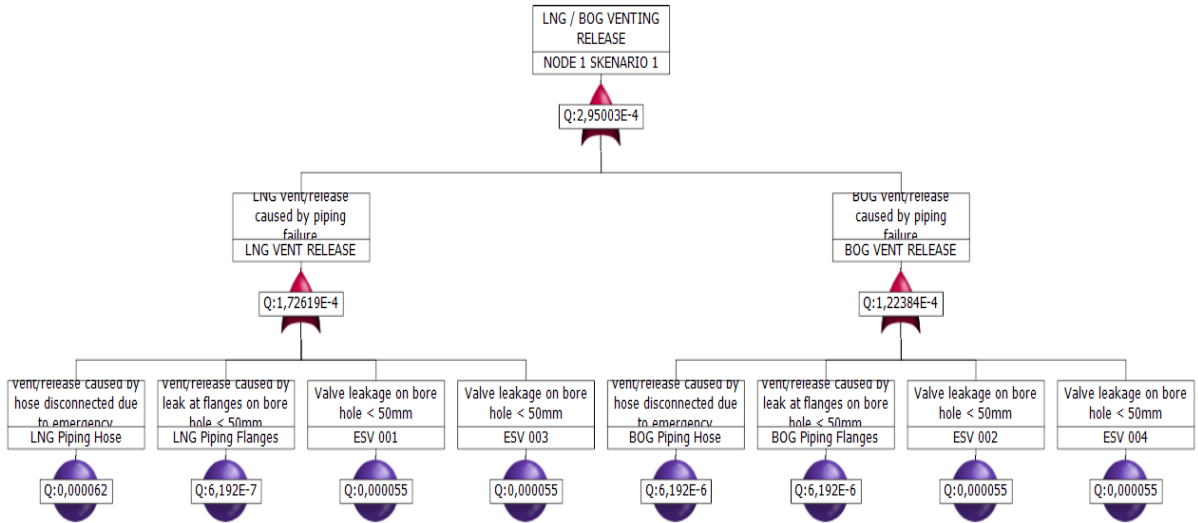
LANJUTAN DARI HALAMAN SEBELUMNYA

5	Loss of containment		Leak at pipeline and piping	Gas release to environment	pipeline and piping shutdown system	Ensure availability of shutdown system
6	Loss of containment		Hose disconnected due to emergency	LNG spill to environment	Breakaway coupling	Ensure SOP to incorporate emergency situation during hose disconnection
7	Less pressure		Leak at hose	Gas release to environment		Consider to install pressure transmitter

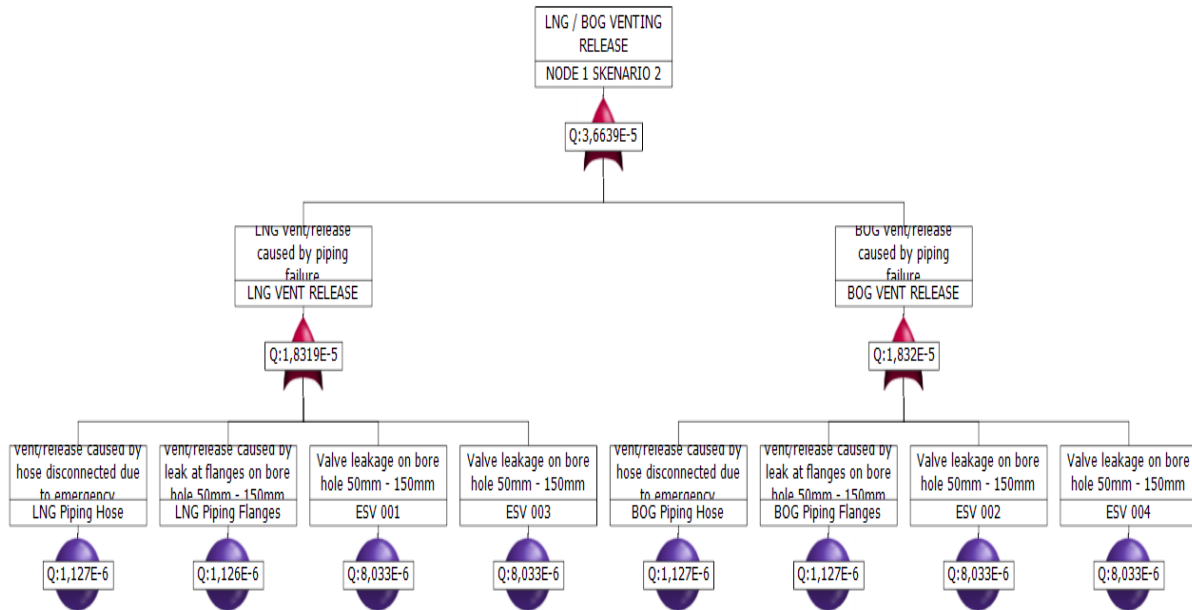
Halaman ini sengaja dikosongkan

LAMPIRAN C
FAULT TREE ANALYSIS

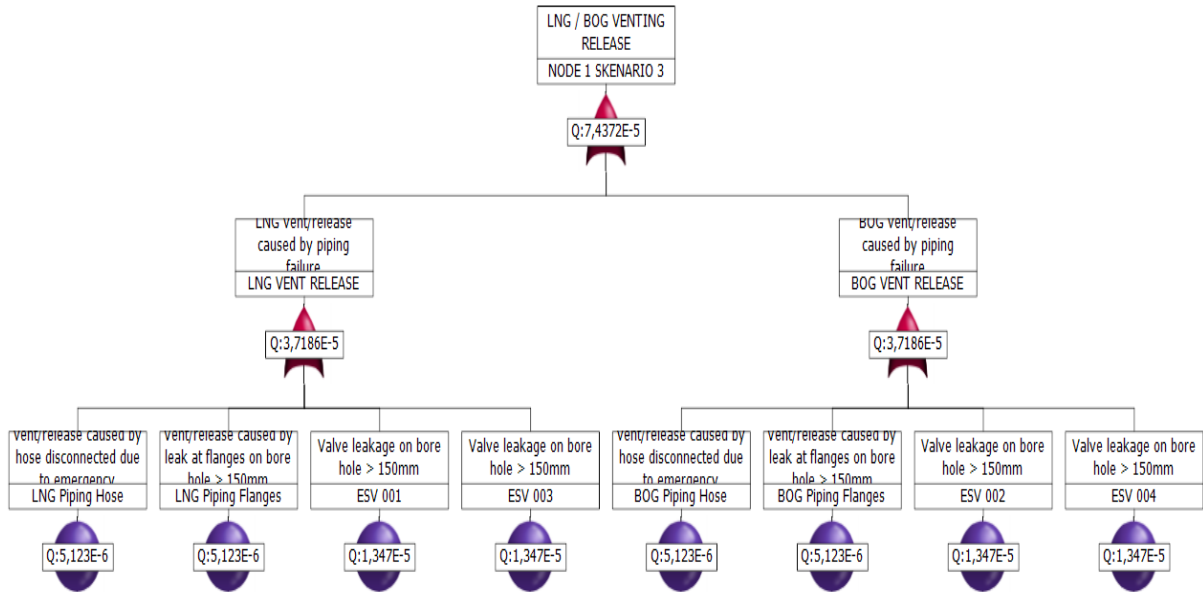
Halaman ini sengaja dikosongkan



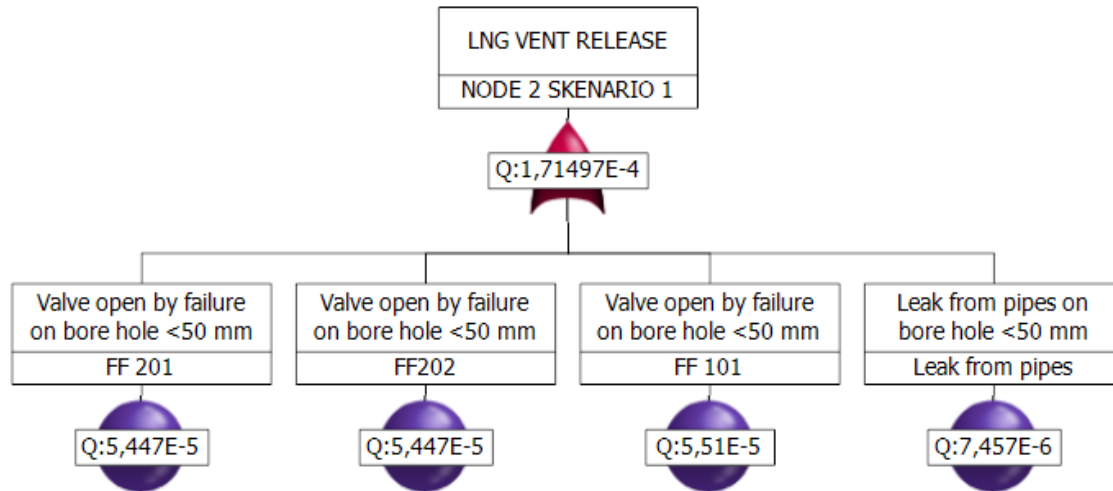
Gambar 7. Hasil FTA dari node 1 skenario 1



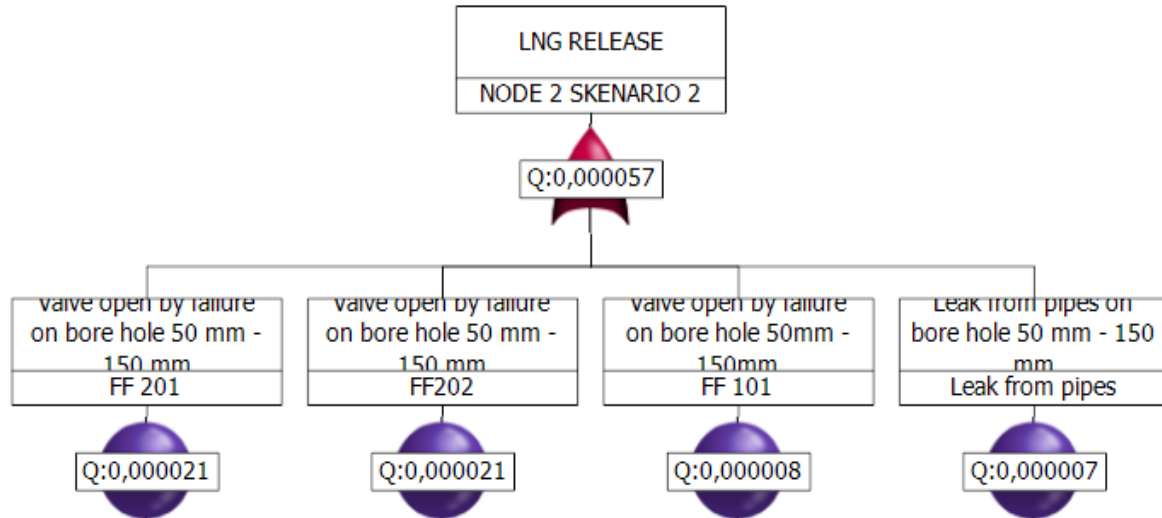
Gambar 8. Hasil FTA dari node 1 skenario 2



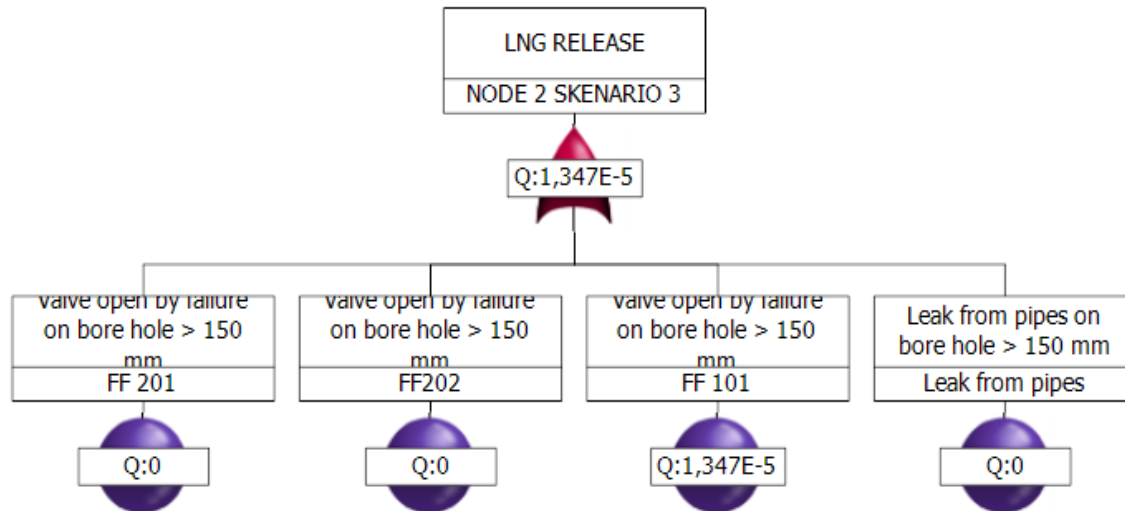
Gambar 9. Hasil FTA dari node 1 skenario 3



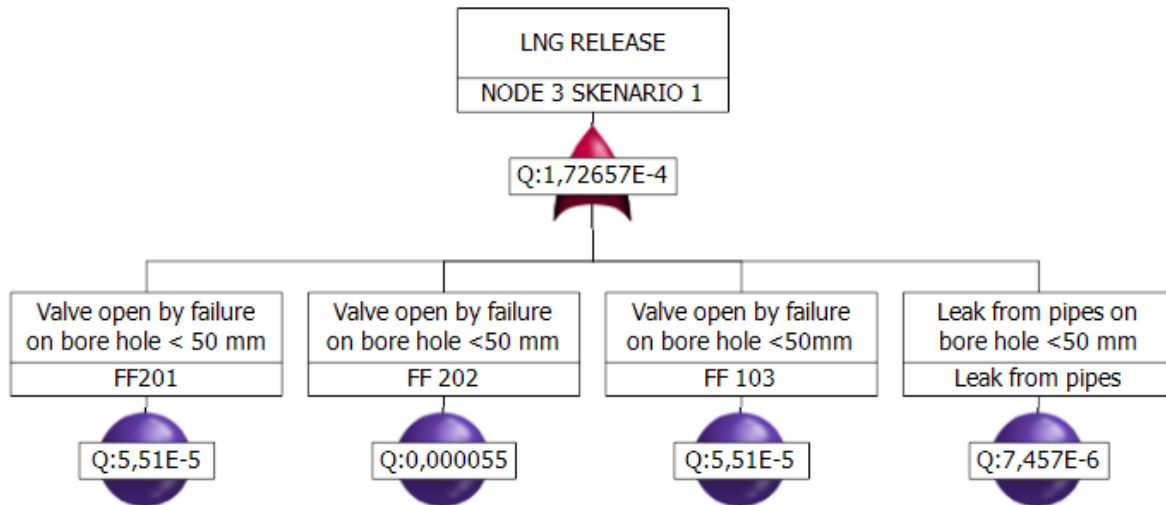
Gambar 10. Hasil FTA dari node 2 skenario 1



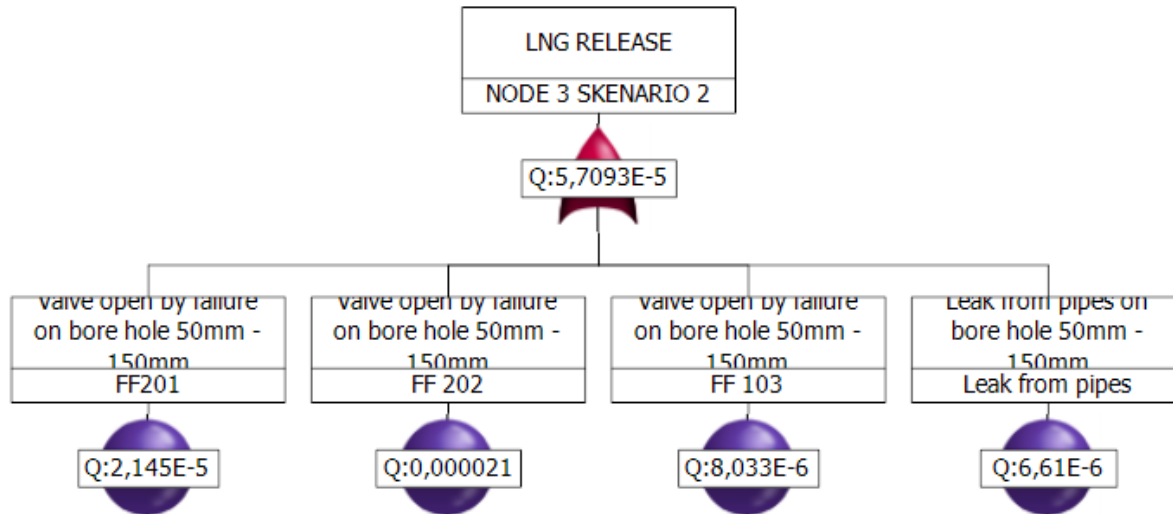
Gambar 11. Hasil FTA dari node 2 skenario 2



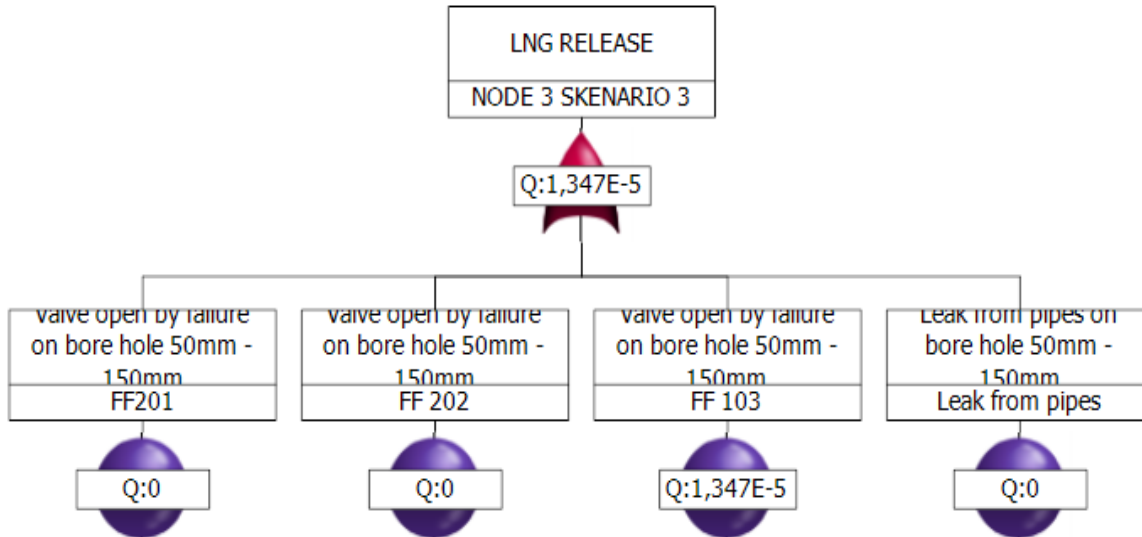
Gambar 12. Hasil FTA dari node 2 skenario 3



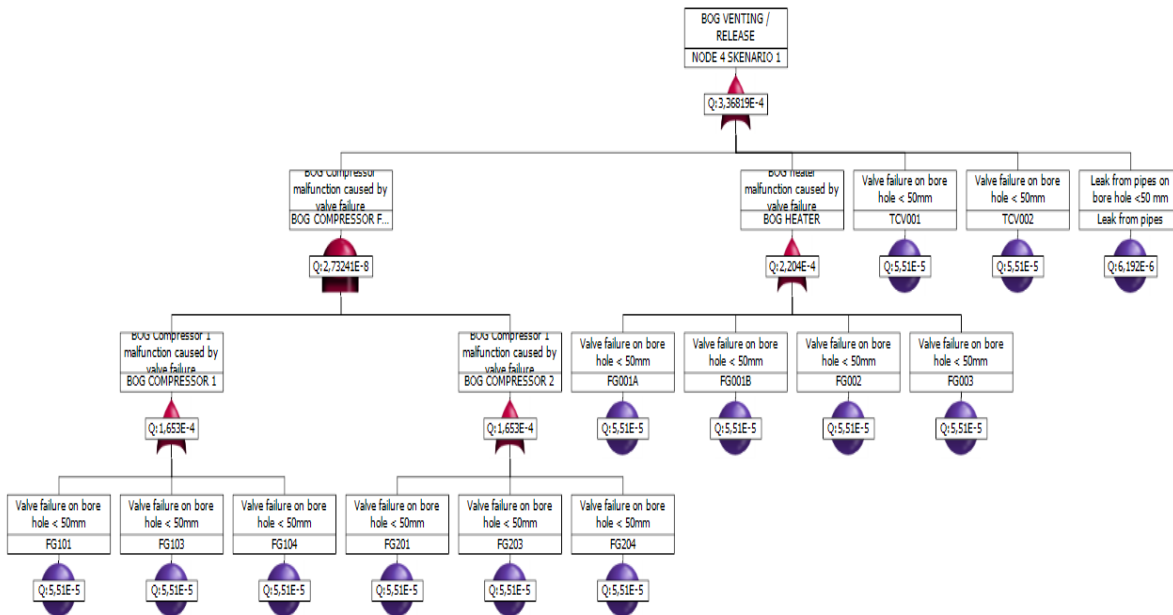
Gambar 13. Hasil FTA dari node 3 skenario 1



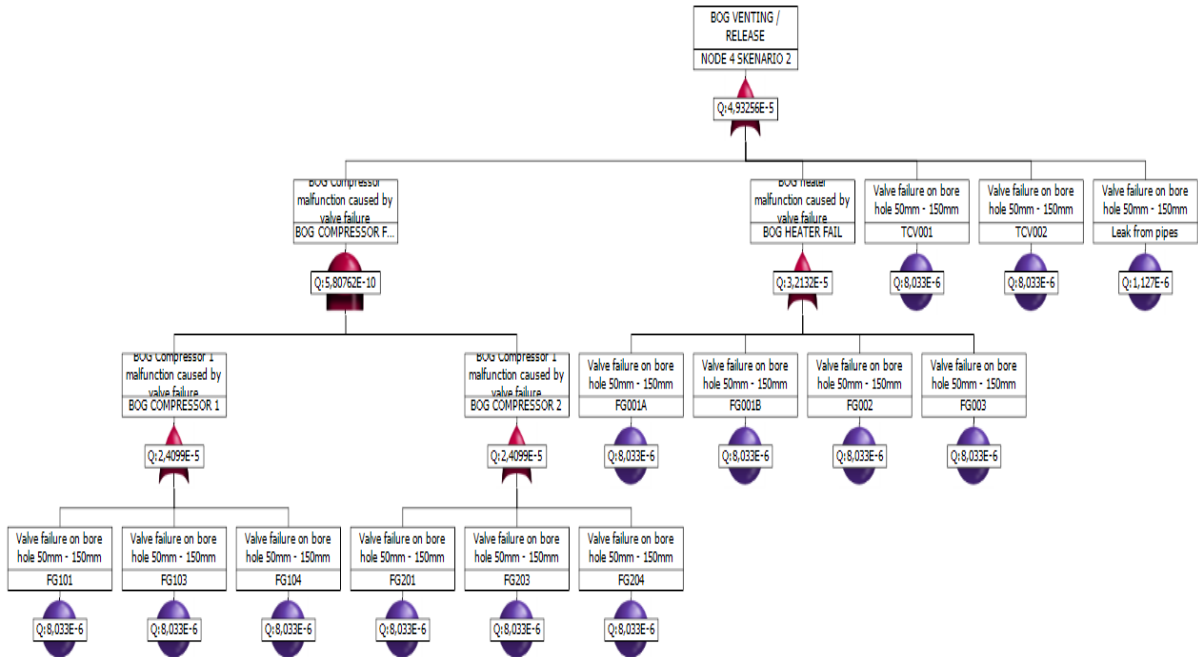
Gambar 14. Hasil FTA dari node 3 skenario 2



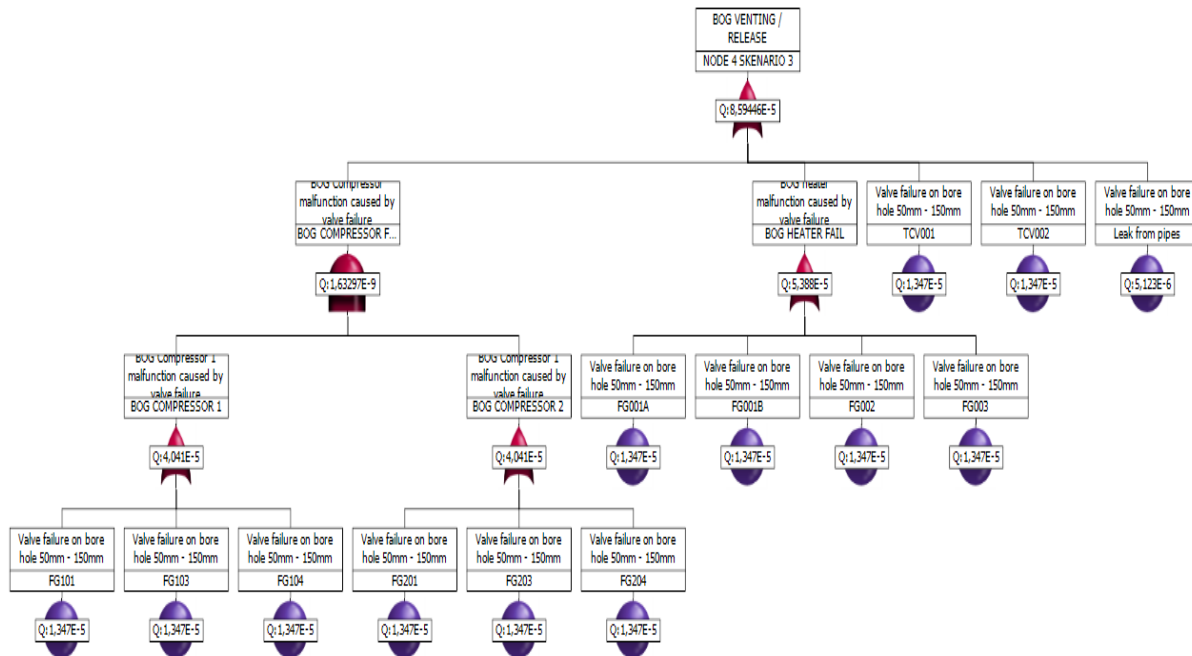
Gambar 15. Hasil FTA dari node 3 skenario 3



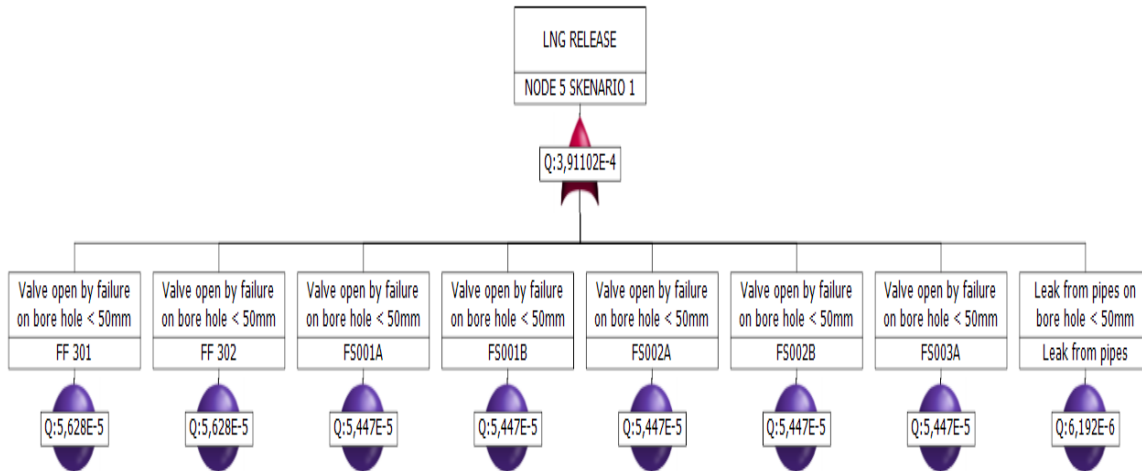
Gambar 16. Hasil FTA dari node 4 skenario 1



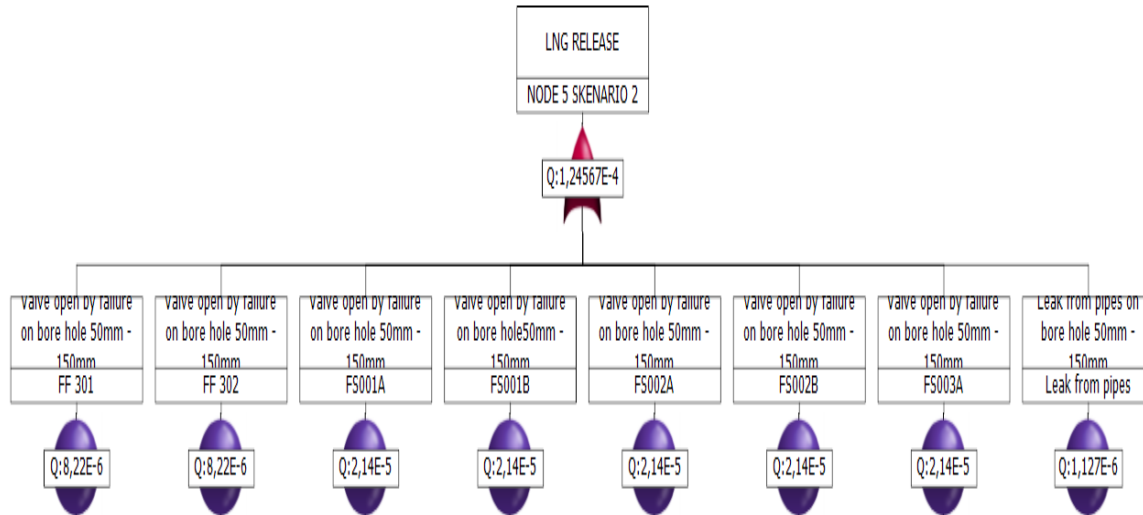
Gambar 17. Hasil FTA dari node 4 skenario 2



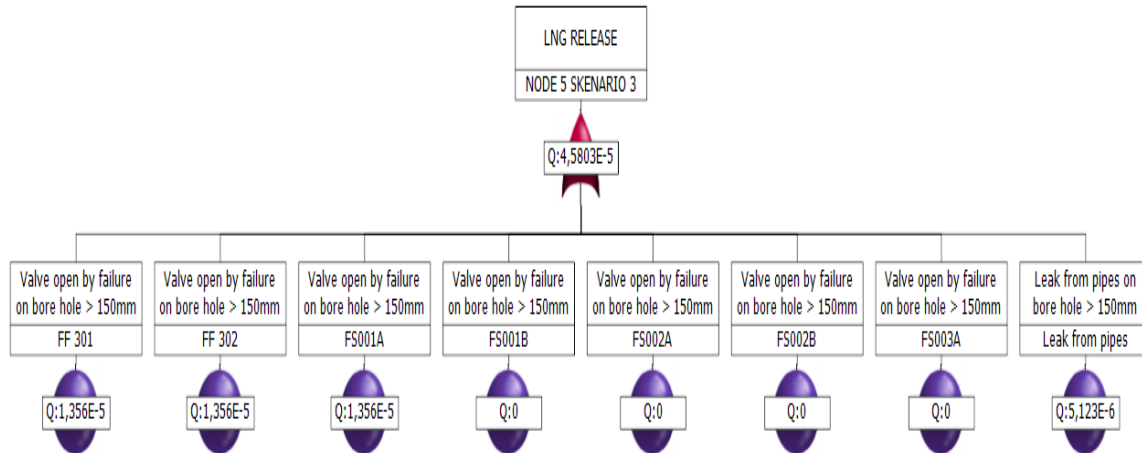
Gambar 18. Hasil FTA dari node 4 skenario 3



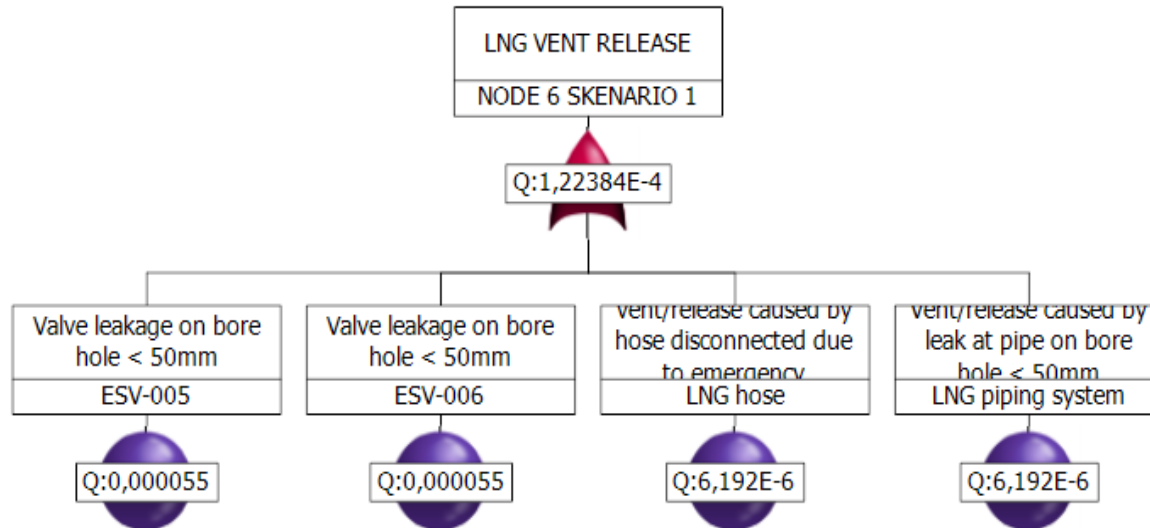
Gambar 19. Hasil FTA dari node 5 skenario 1



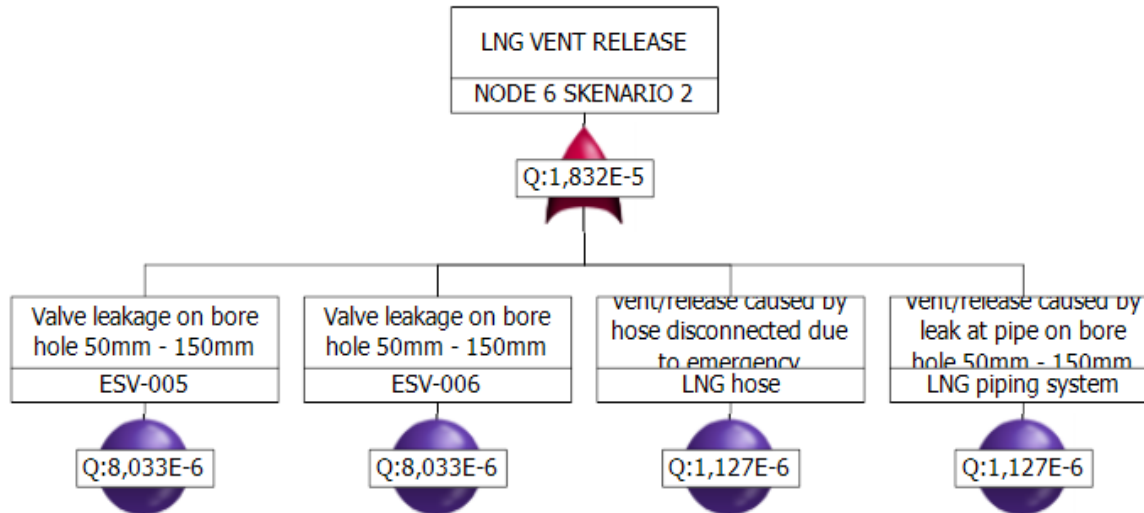
Gambar 20. Hasil FTA dari node 5 skenario 2



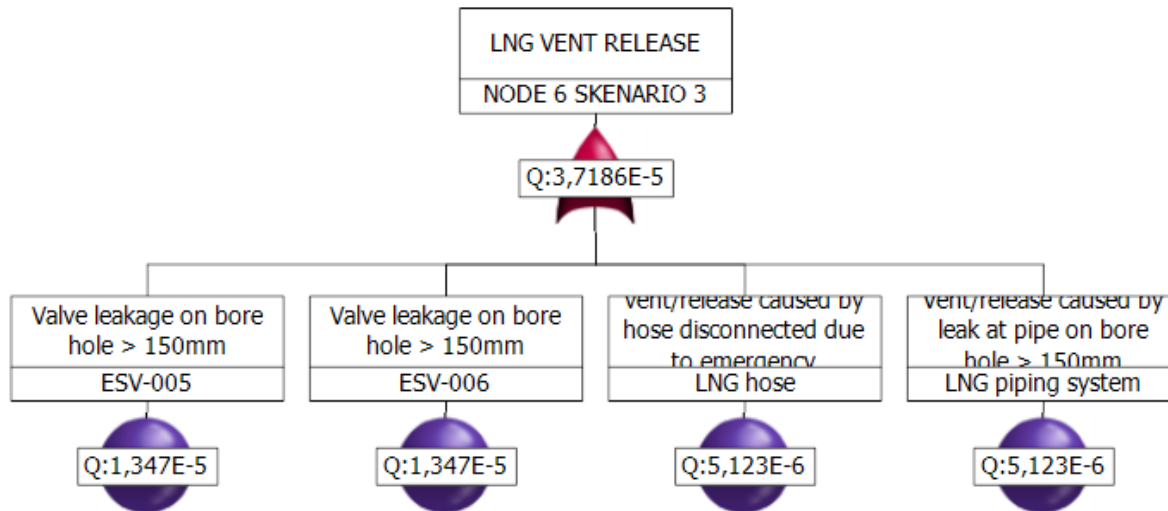
Gambar 21. Hasil FTA dari node 5 skenario 3



Gambar 22. Hasil FTA dari node 6 skenario 1



Gambar 23. Hasil FTA dari node 6 skenario 2



Gambar 24. Hasil FTA dari node 6 skenario 3

LAMPIRAN D
EVENT TREE ANALYSIS

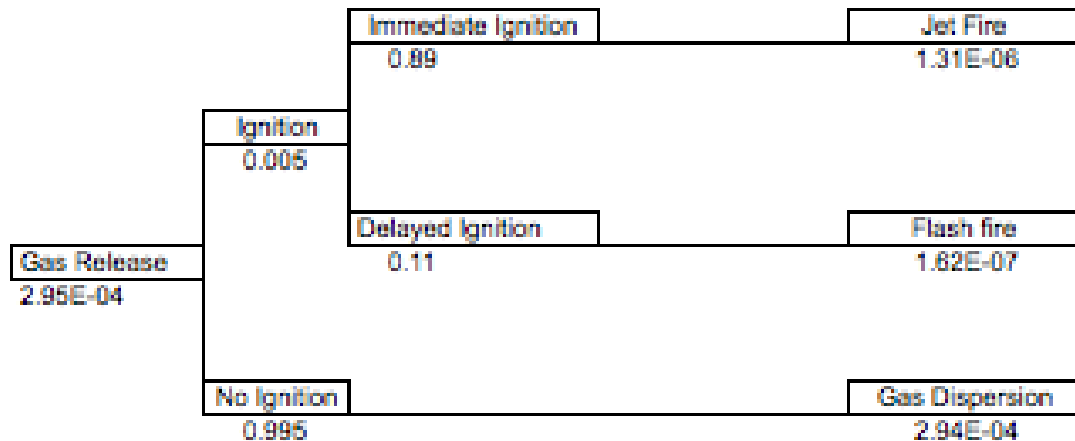
Halaman ini sengaja dikosongkan

Node 1 (small)

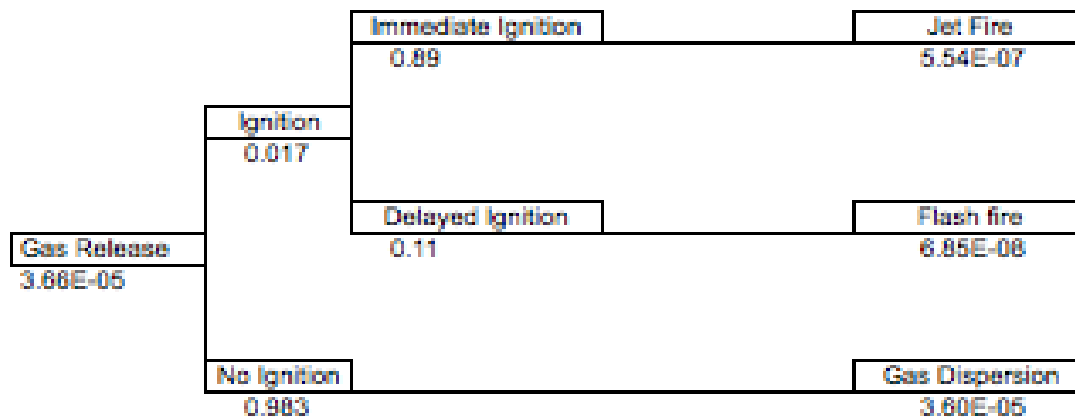
flow release 2.561 kg/s

ignition prob. OGP

type plant Large

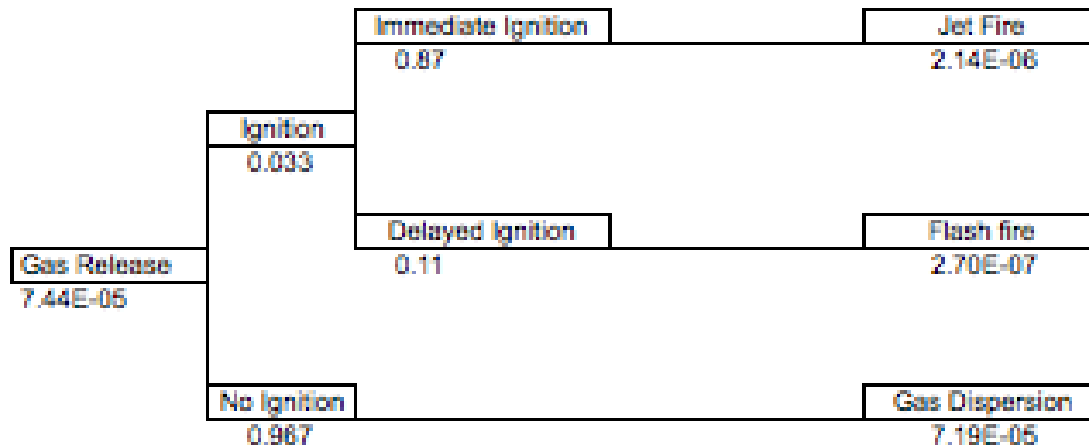


Node 1 (medium)
flow release 10.242 kg/s
ignition prob. OGP
type plant Large



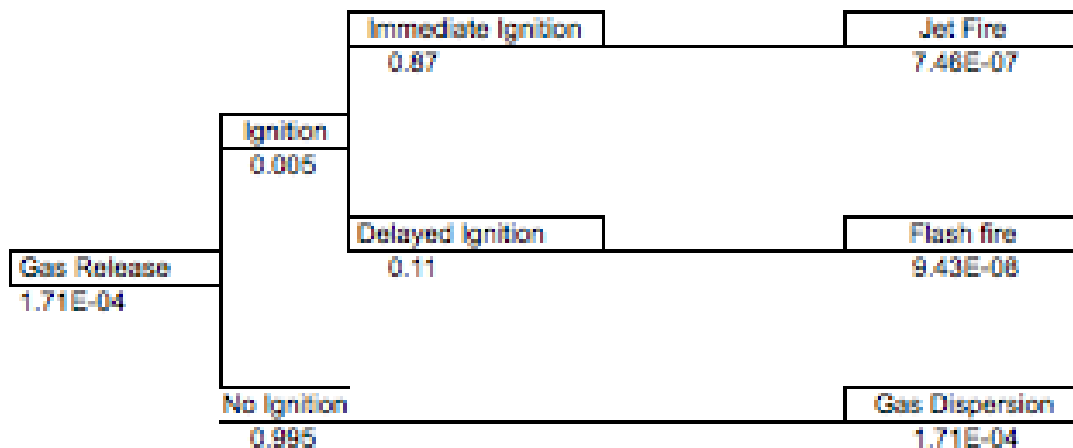
Node 1 (full)
flow release
ignition prob.
type plant

23.045 kg/s
OGP
Large



Node 2 (small)

flow release 2.561 kg/s
 ignition prob. OGP
 type plant Large

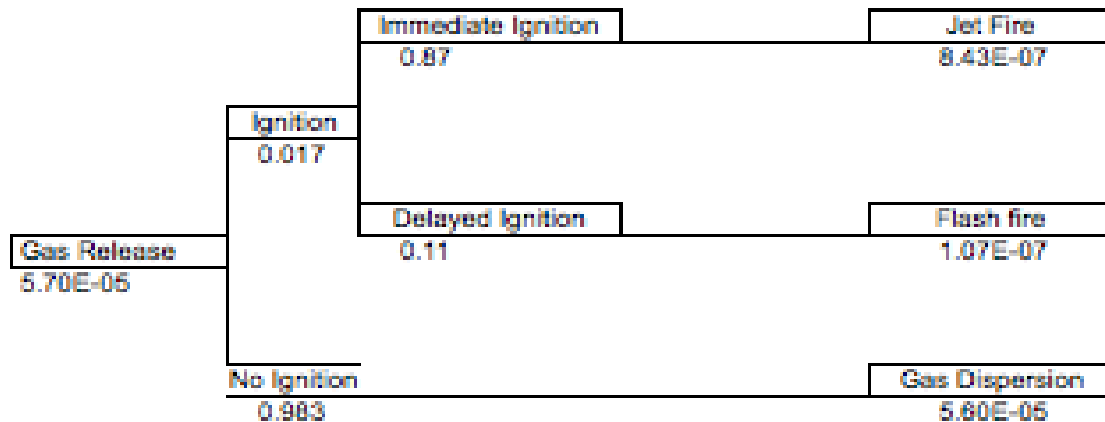


Node 2 (medium)

flow release 10.242 kg/s

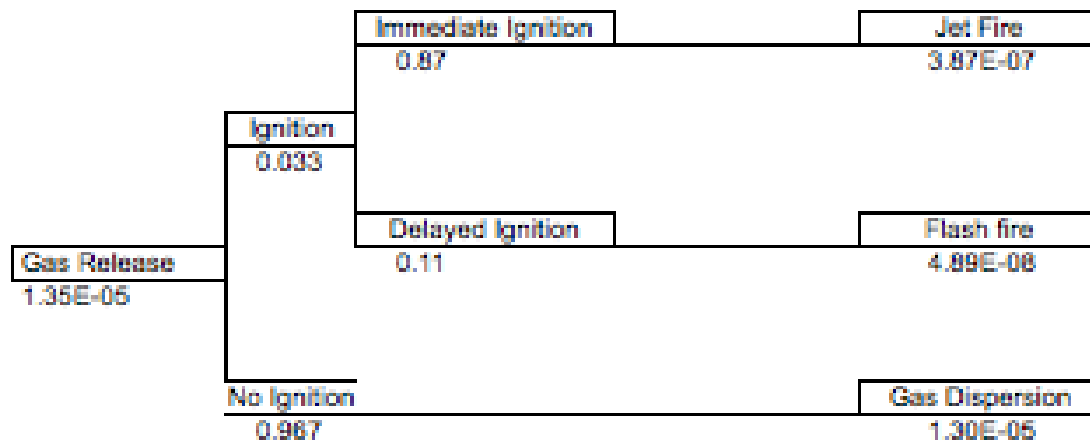
ignition prob. OGP

type plant Large



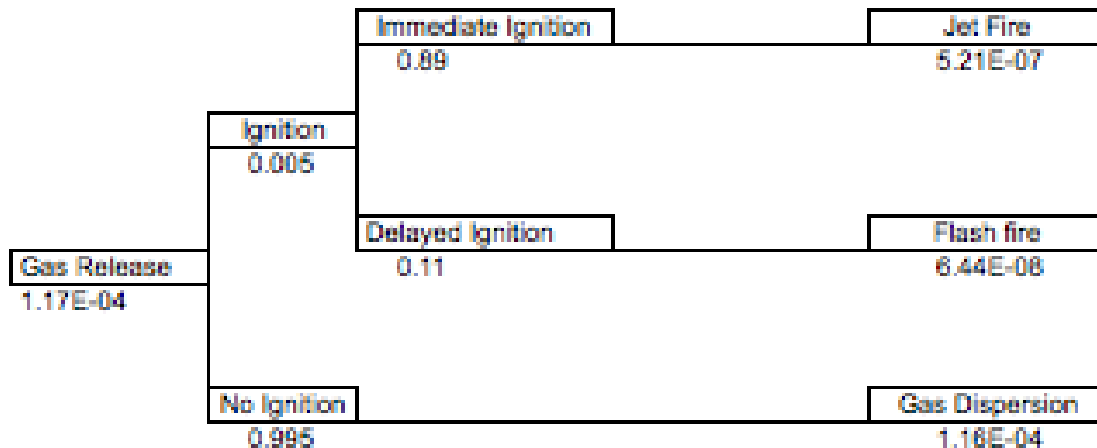
Node 2 (full)
 flow release
 ignition prob.
 type plant

23.045 kg/s
 OGP
 Large

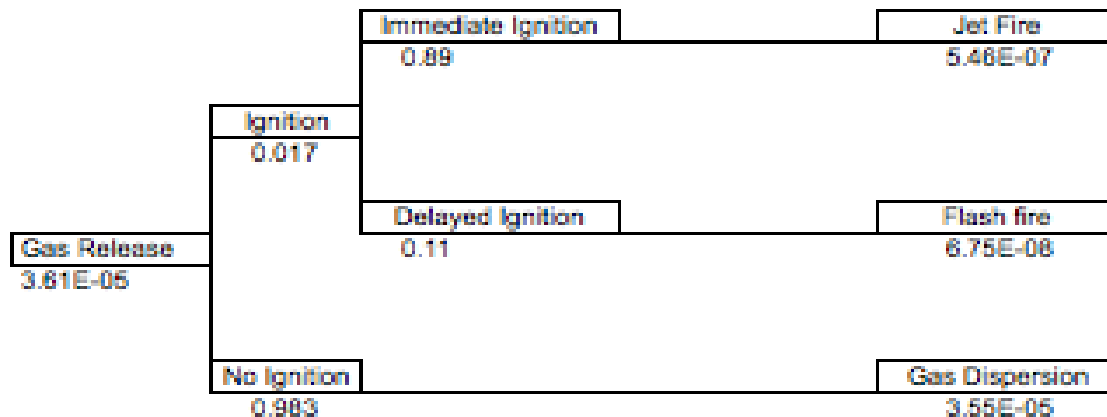


Node 3 (small)
flow release
ignition prob.
type plant

2.561 kg/s
OGP
Large



Node 3 (medium)
flow release 10.242 kg/s
ignition prob. OGP
type plant Large



Node 4 (small)

flow release

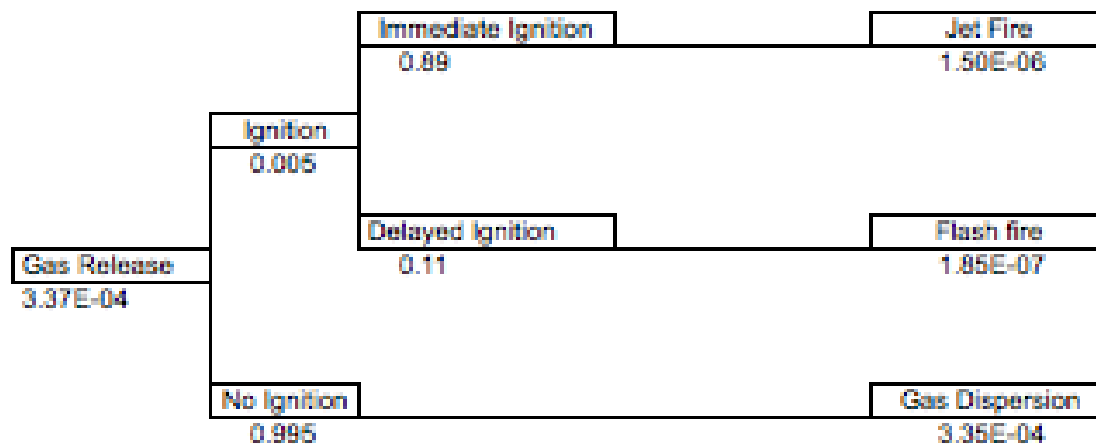
2.561 kg/s

ignition prob.

OGP

type plant

Large

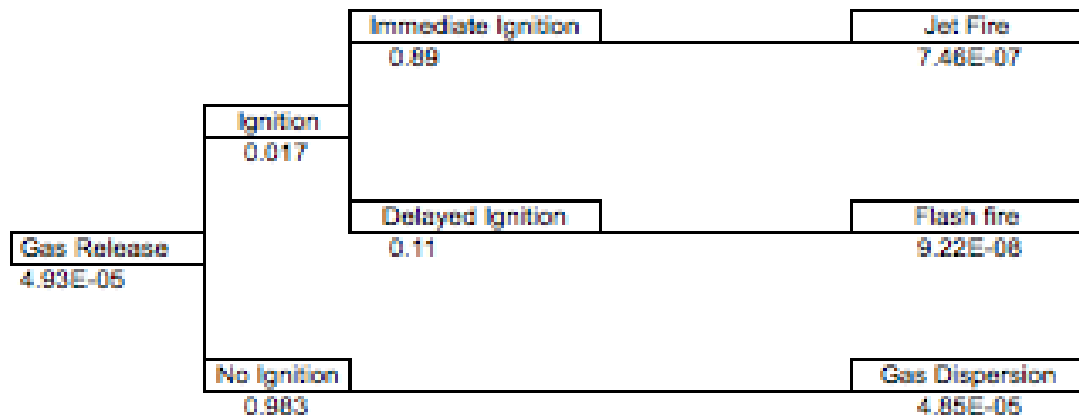


Node 4 (medium)

flow release 10.242 kg/s

ignition prob. OGP

type plant Large



Node 5 (small)

flow release

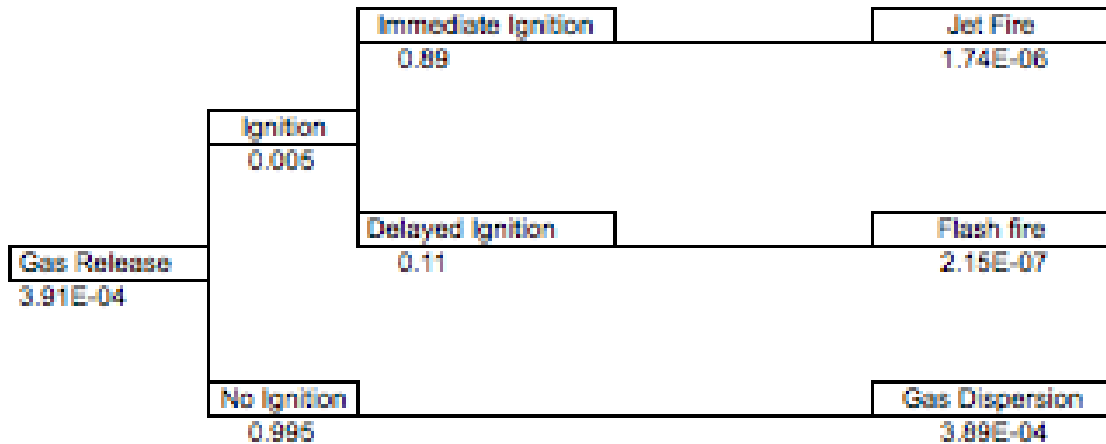
2.561 kg/s

ignition prob.

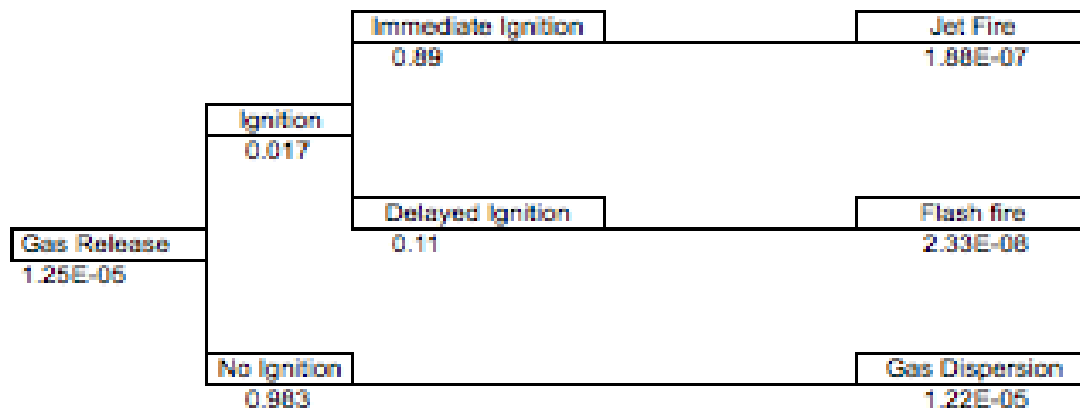
OGP

type plant

Large

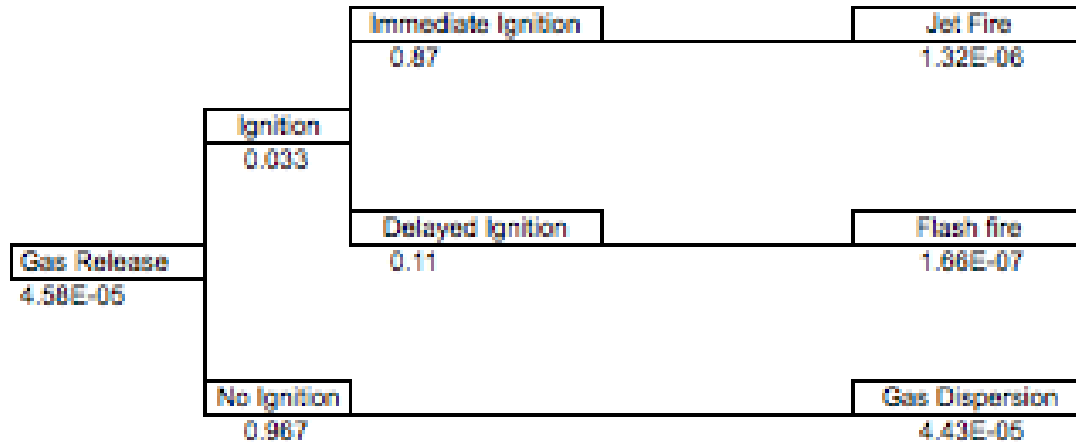


Node 5 (medium)
flow release 10.242 kg/s
ignition prob. OGP
type plant Large



Node 5 (full)
flow release
ignition prob.
type plant

23.045 kg/s
OGP
Large

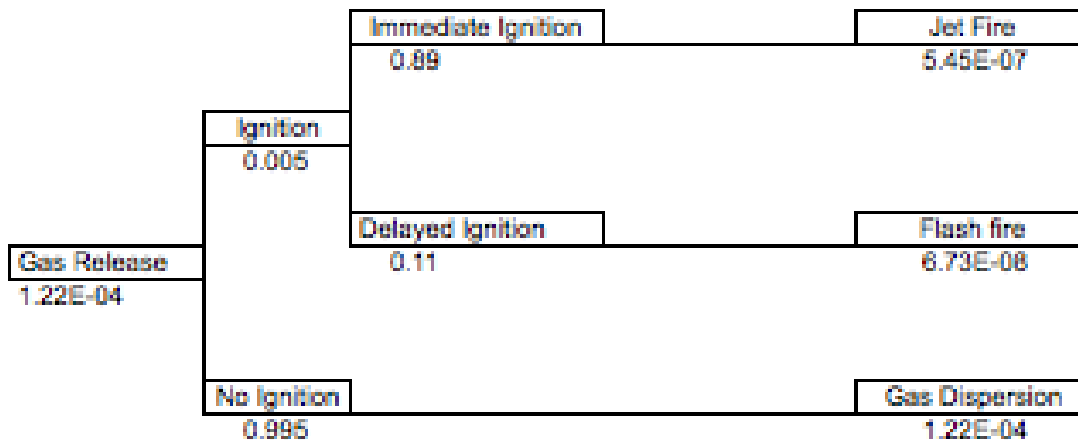


Node 6 (small)

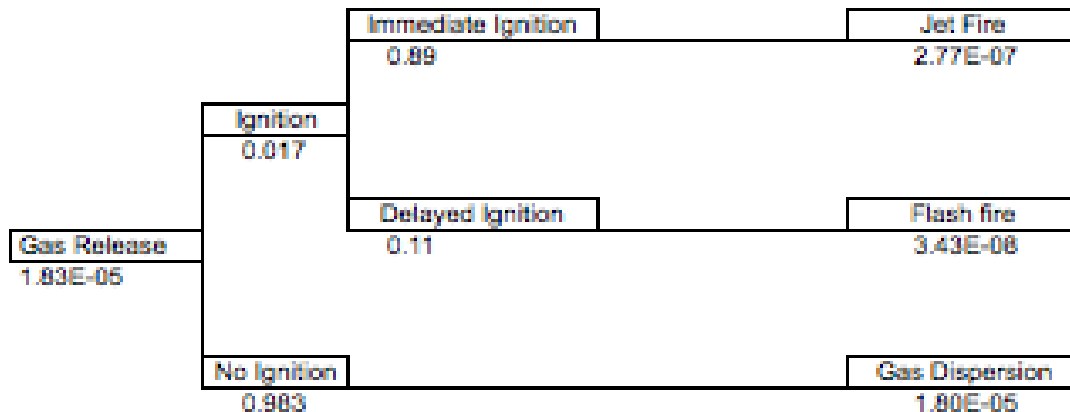
flow release 2.561 kg/s

ignition prob. OGP

type plant Large

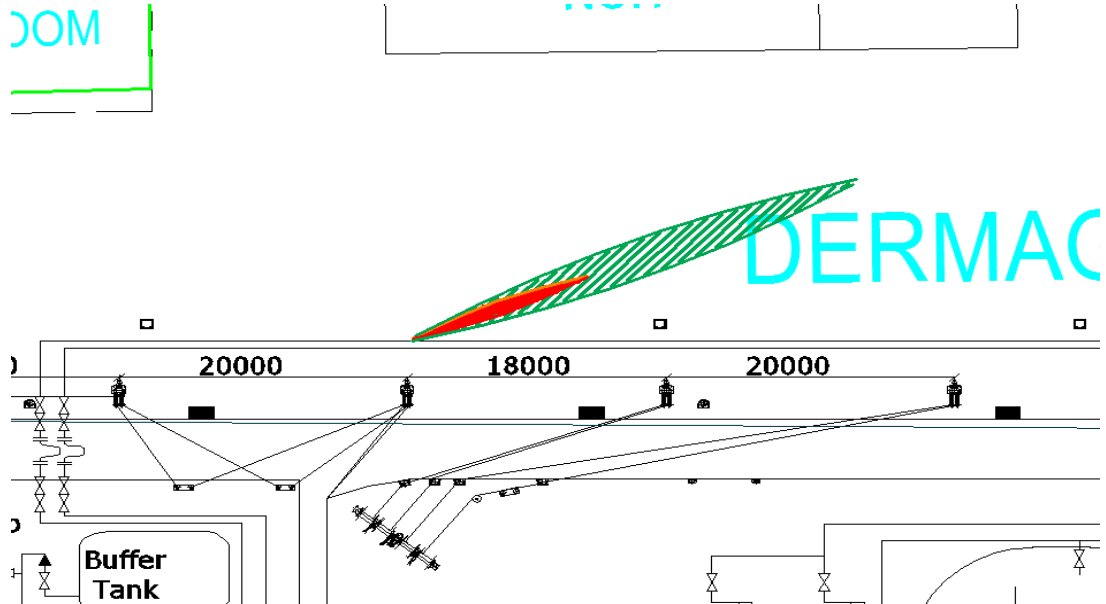


Node 6 (medium)
 flow release 10.242 kg/s
 ignition prob. OGP
 type plant Large

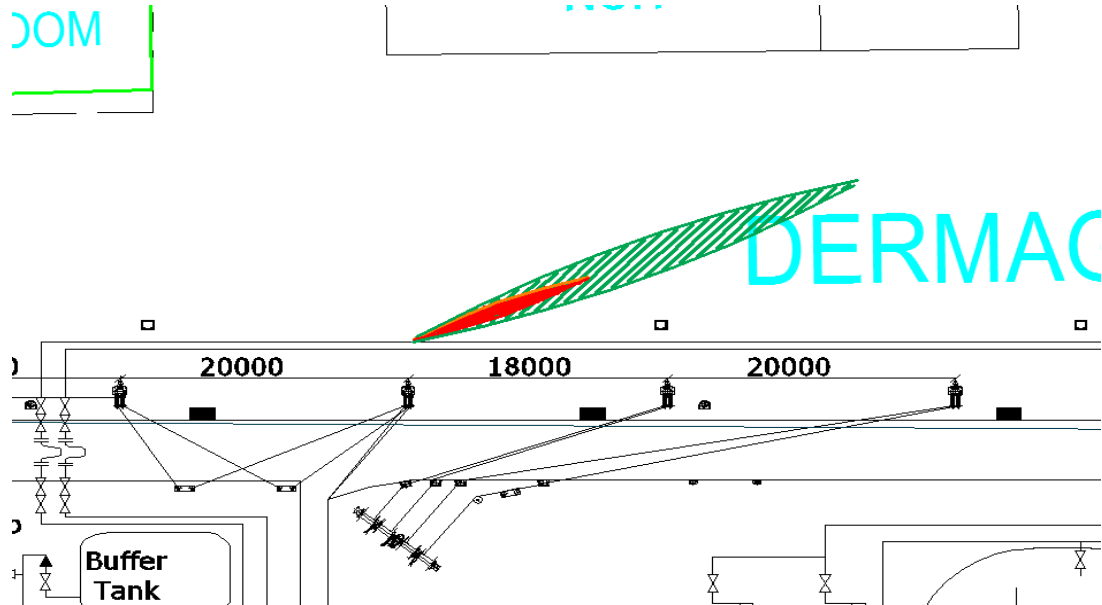


LAMPIRAN E
ANALISA KONSEKUENSI

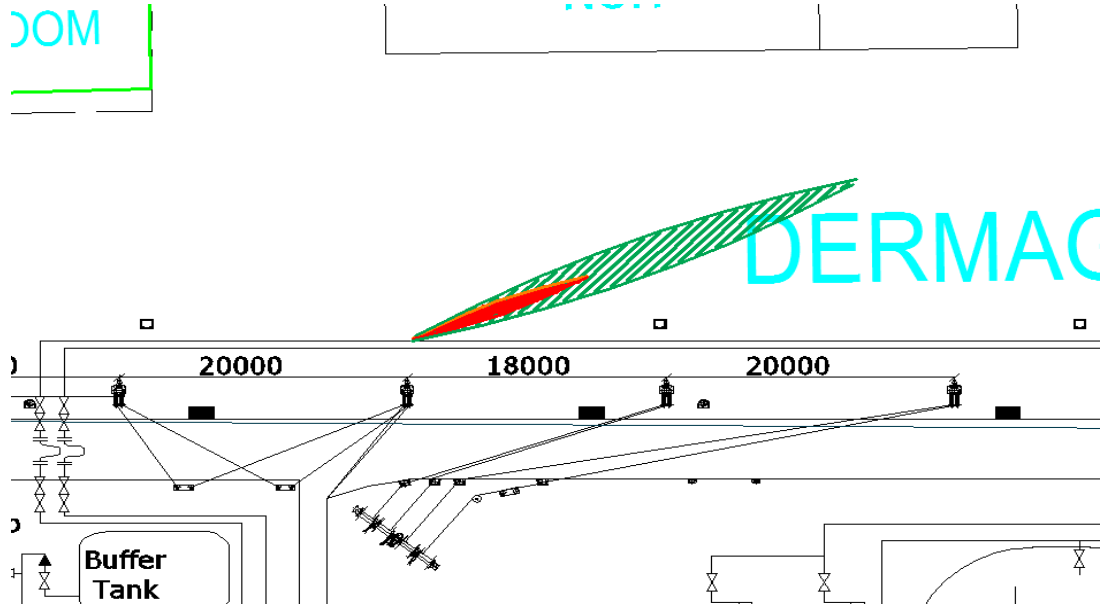
Halaman ini sengaja dikosongkan



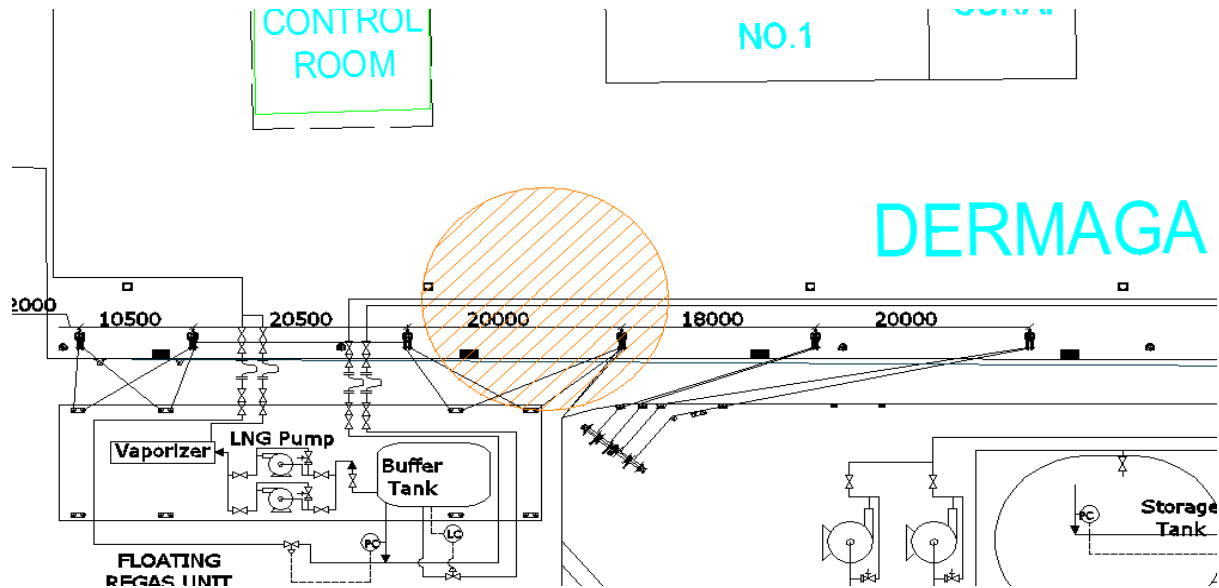
Gambar 25. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran <50 mm pada FSU to FRU Pipe



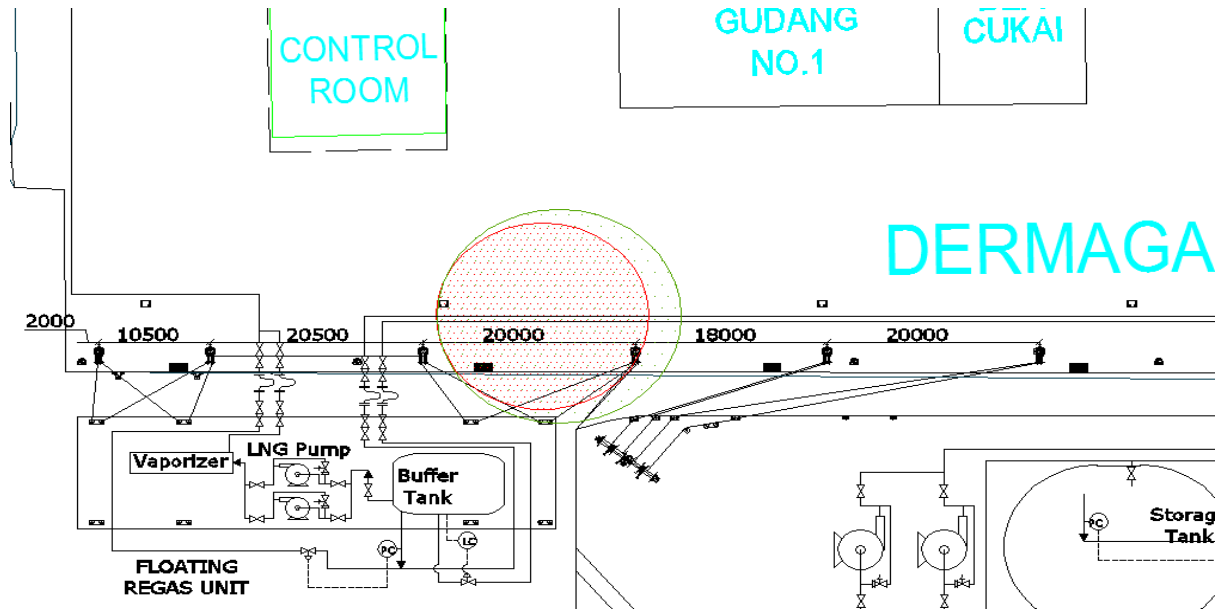
Gambar 26. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran 50–150 mm pada FSU to FRU Pipe



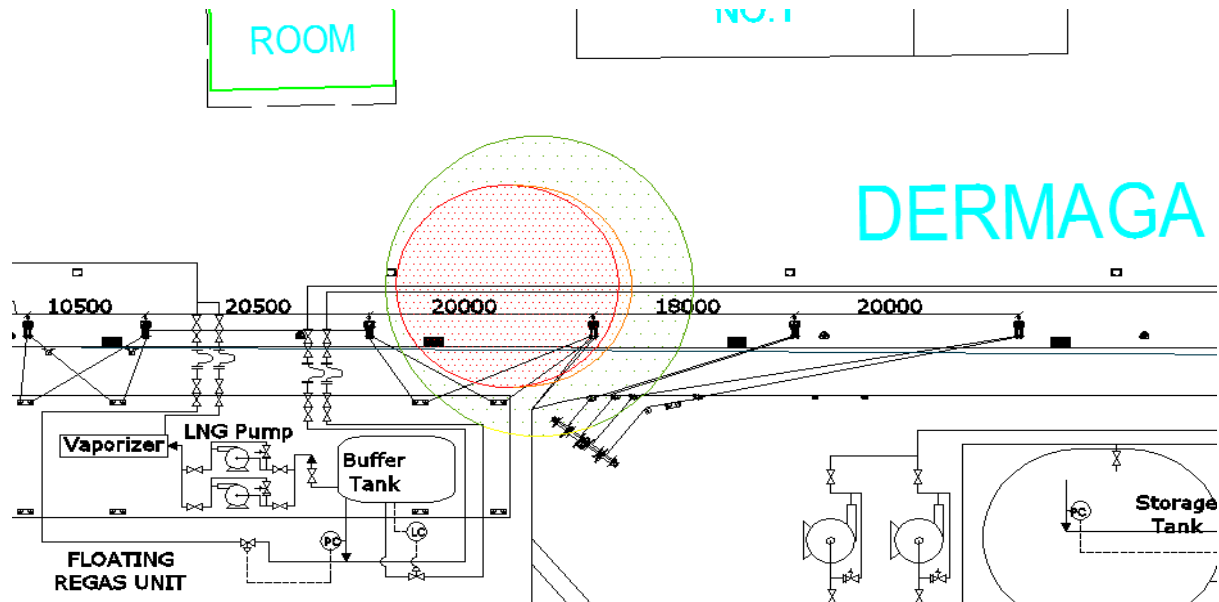
Gambar 27. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran >150 mm pada FSU to FRU Pipe



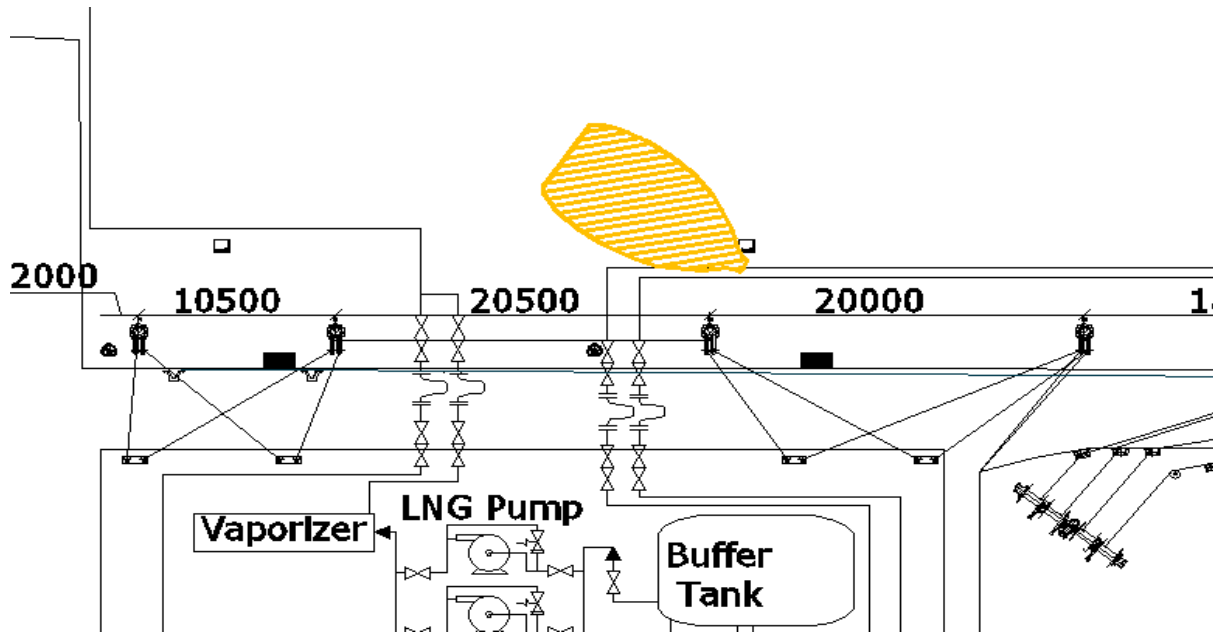
Gambar 28. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran >50 mm pada FSU to FRU Pipe



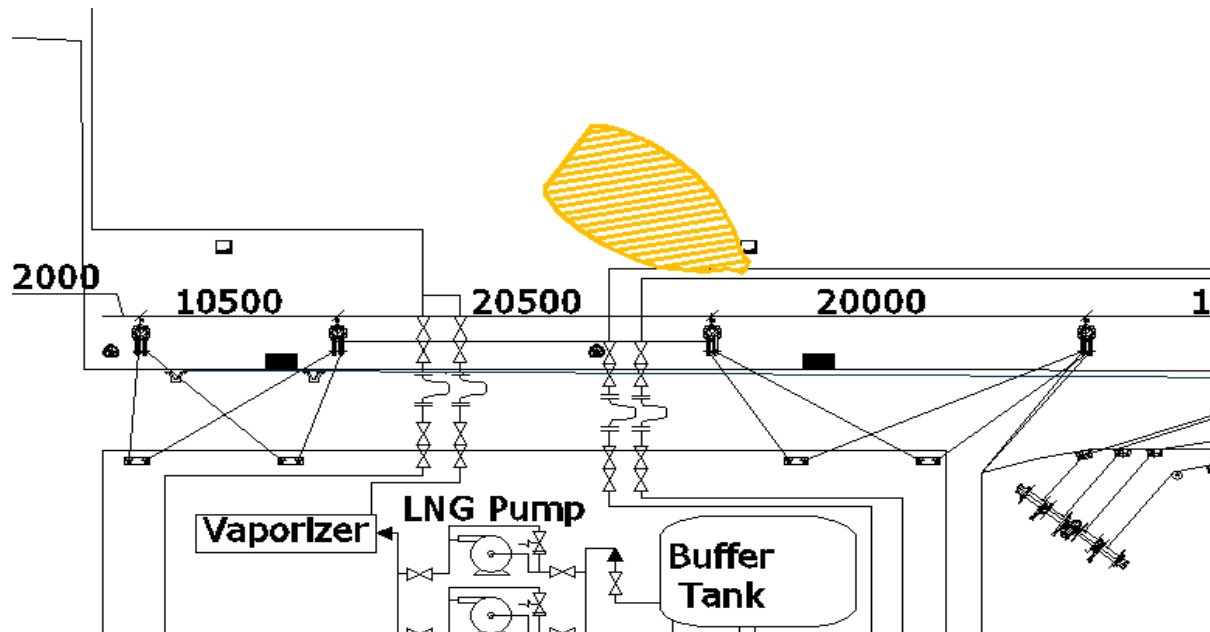
Gambar 29. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran 50-150 mm pada FSU to FRU Pipe



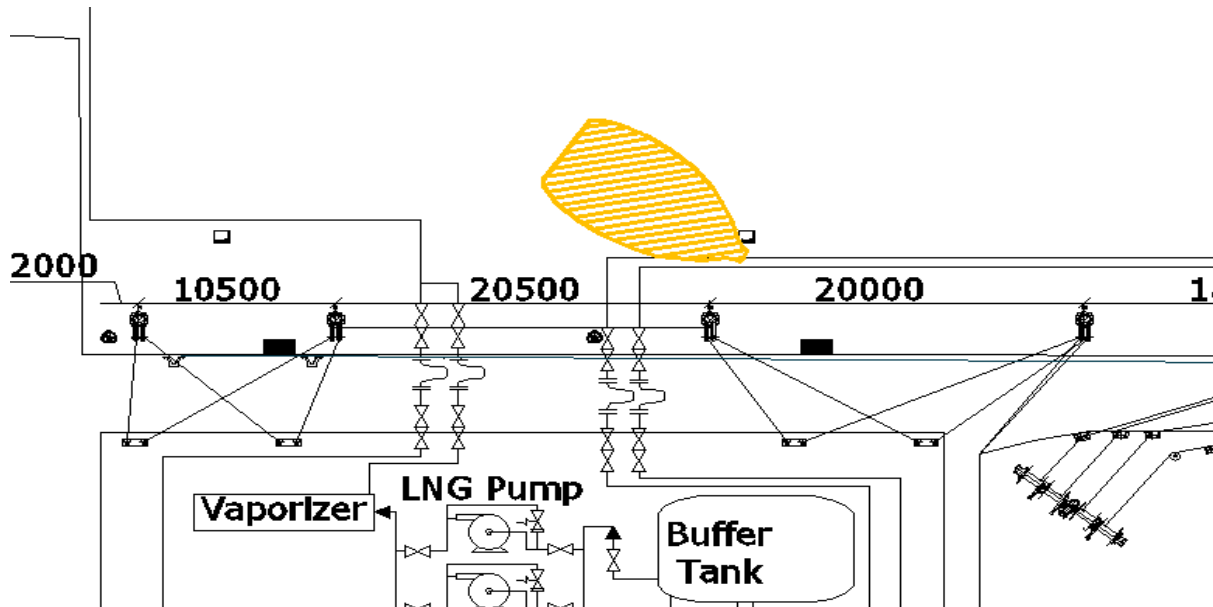
Gambar 30. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran >150 mm pada FSU to FRU Pipe



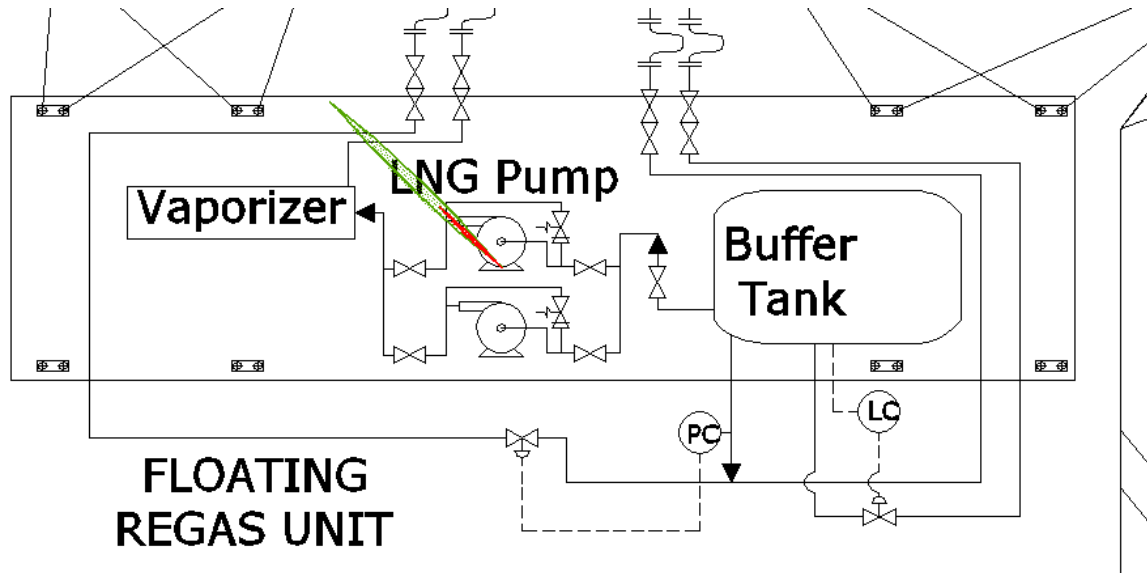
Gambar 31. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran <50 mm pada FSU to FRU Pipe



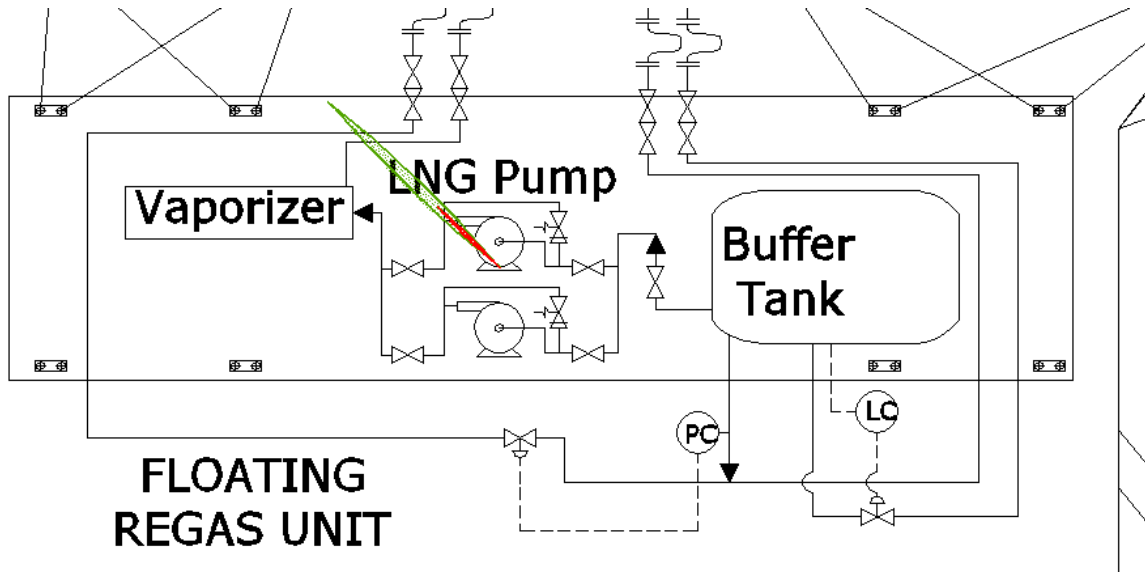
Gambar 32. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran 50-150 mm pada FSU to FRU Pipe



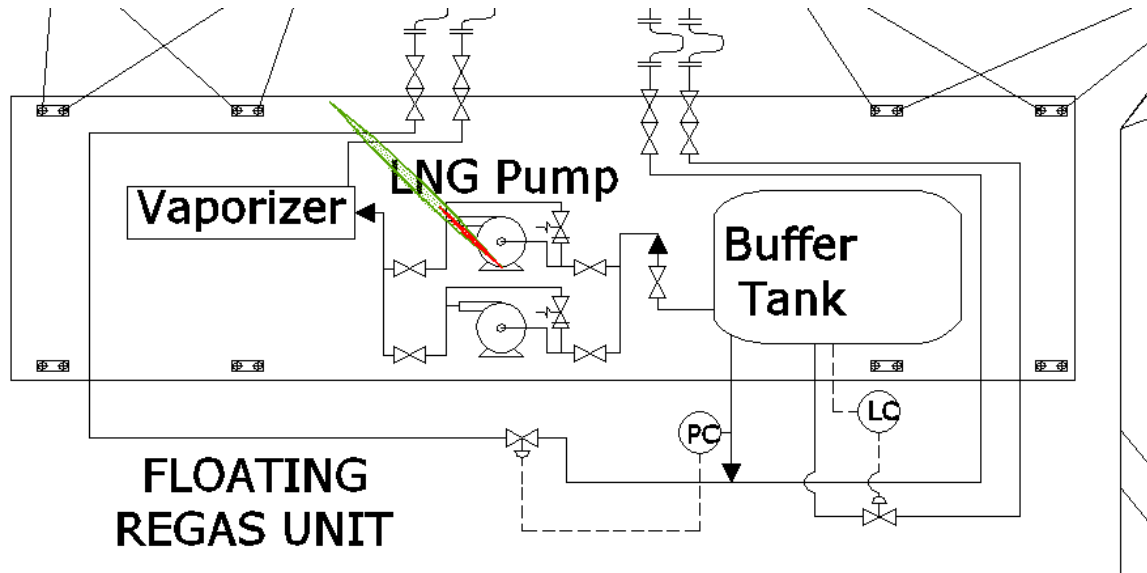
Gambar 33. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran >150 mm pada FSU to FRU Pipe



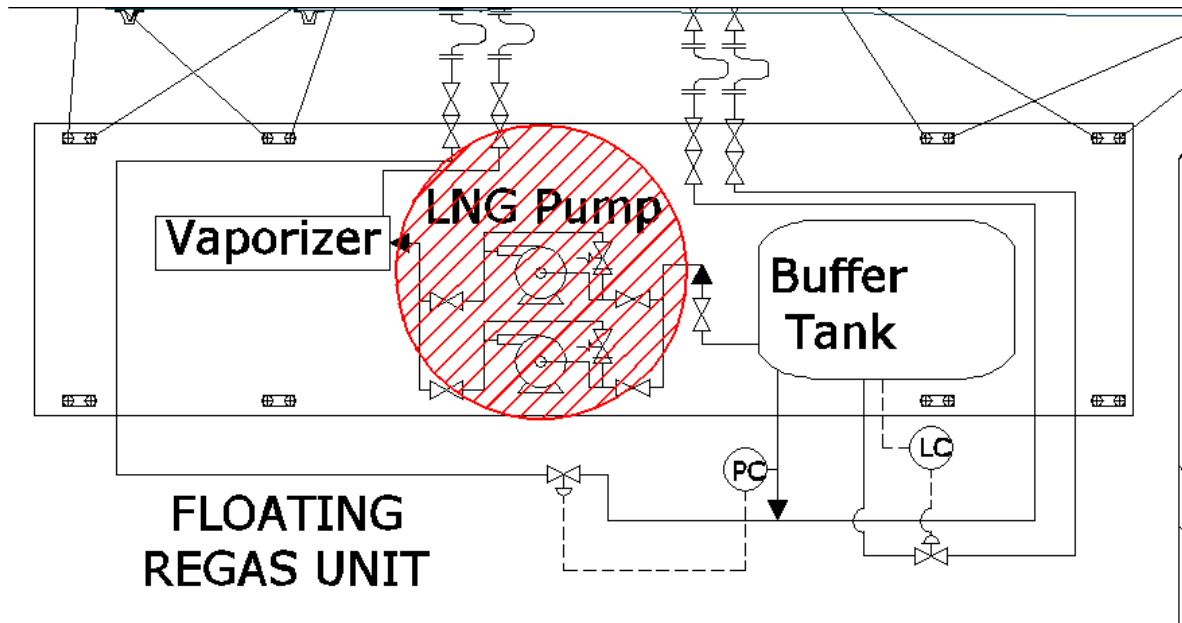
Gambar 34. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran <50 mm pada Regasification Unit



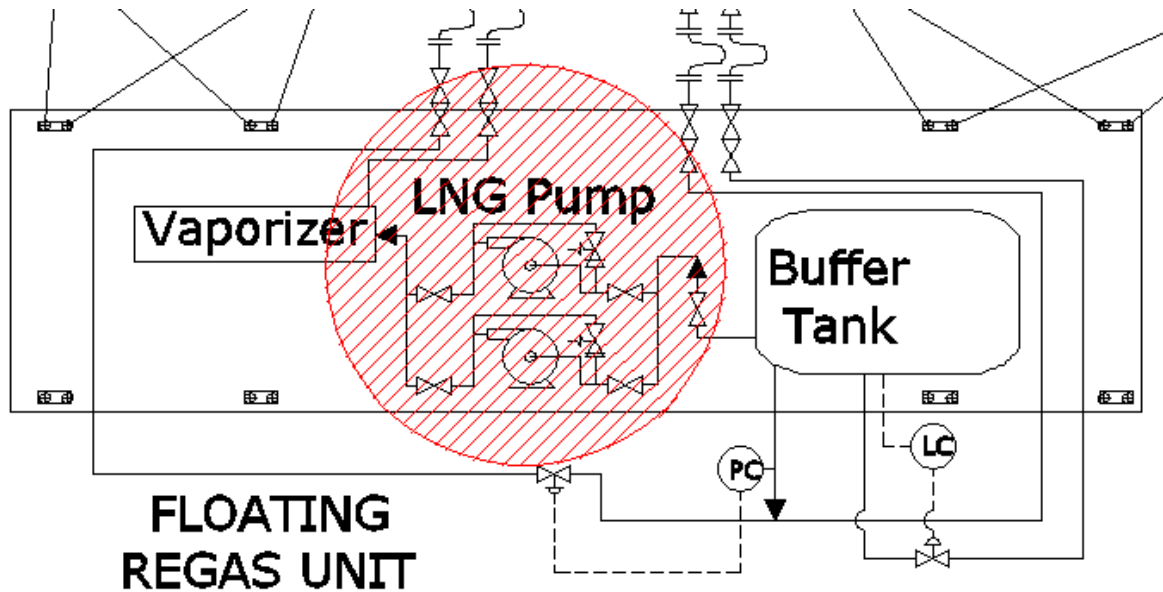
Gambar 35. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran 50-150 mm pada Regasification Unit



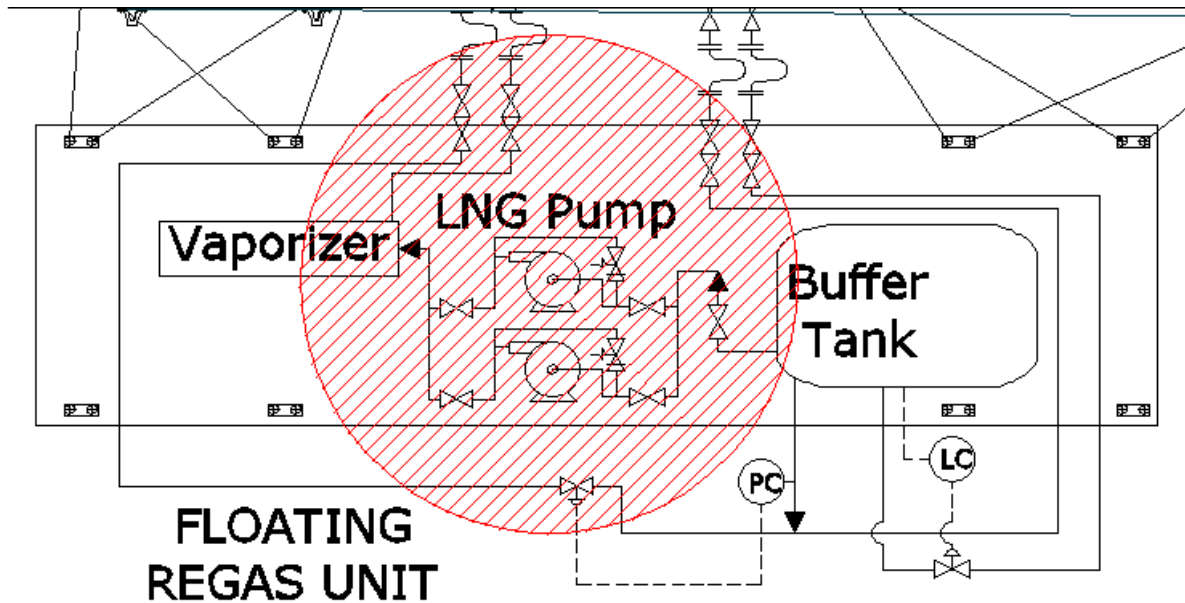
Gambar 36. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran >150 mm pada Regasification Unit



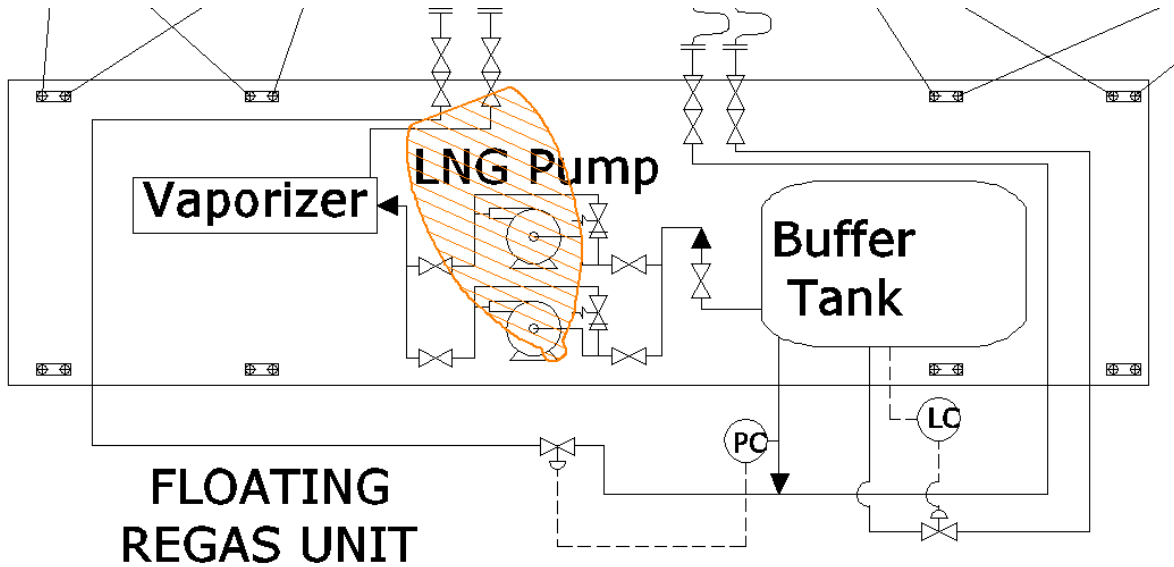
Gambar 37. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran <50 mm pada Regasification Unit



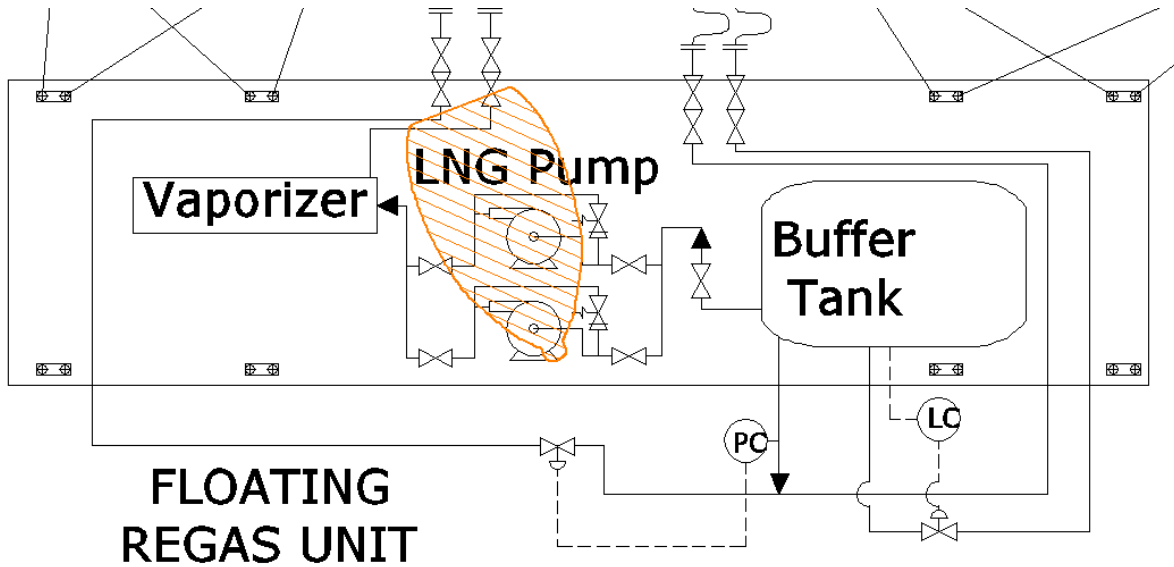
Gambar 38. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran 50-150 mm pada Regasification Unit



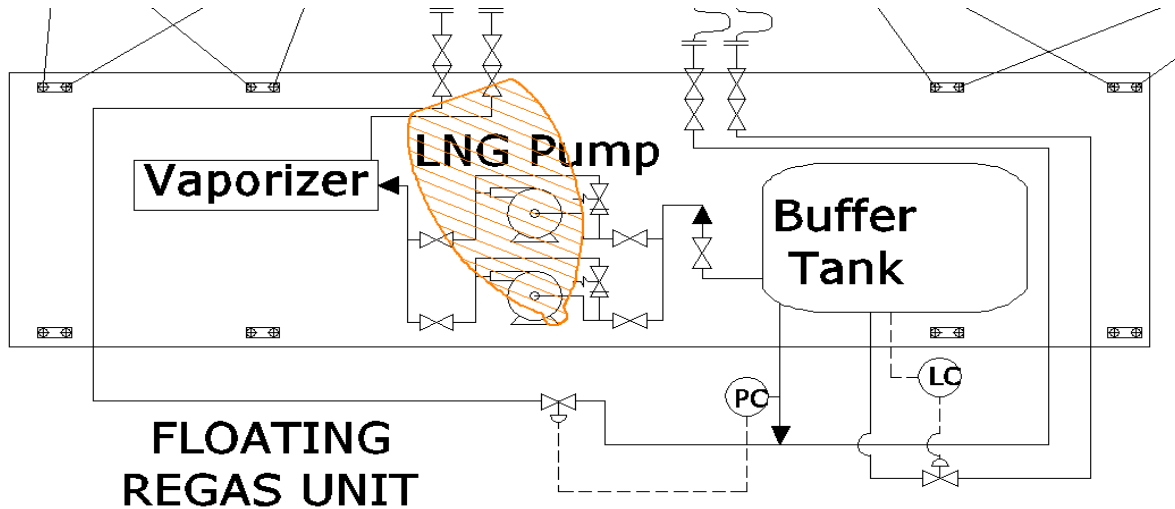
Gambar 39. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran >150 mm pada Regasification Unit



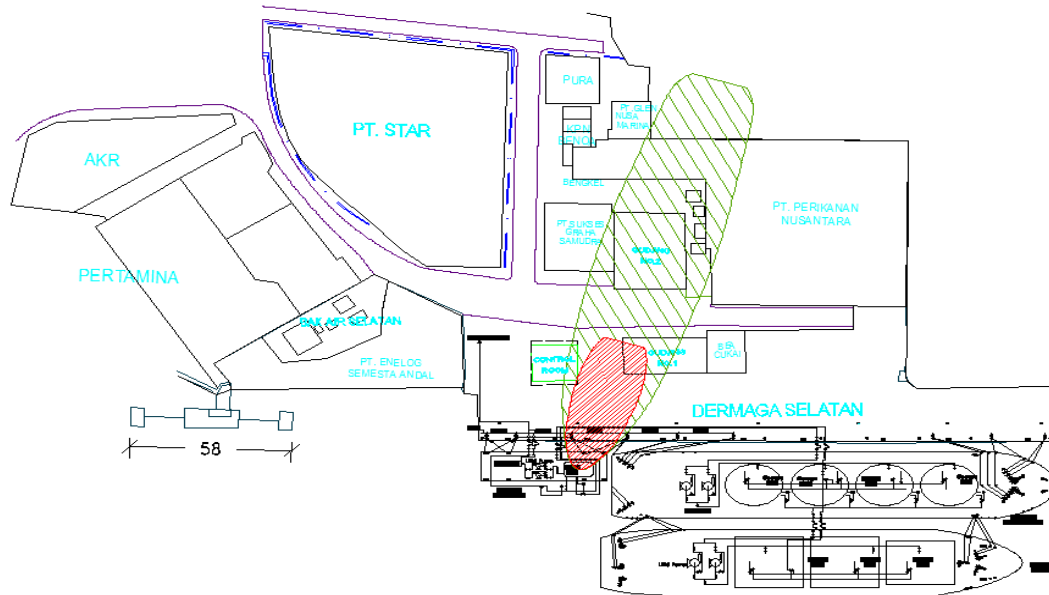
Gambar 40. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran <50 mm pada Regasification Unit



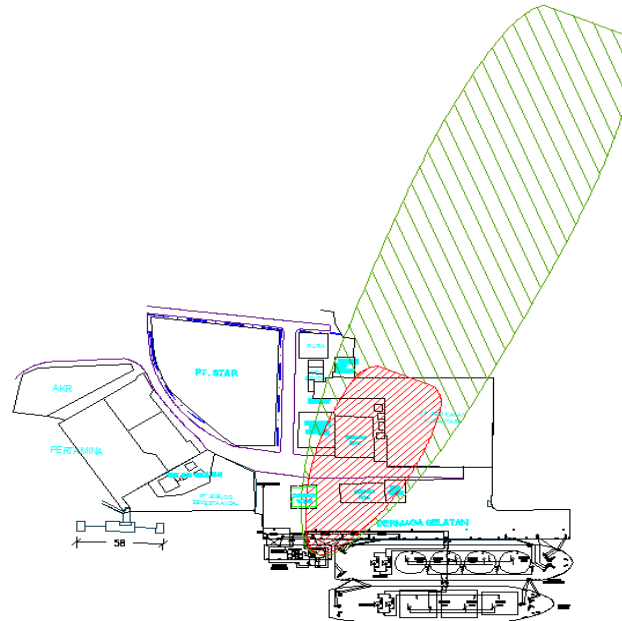
Gambar 41. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran 50-150 mm pada Regasification Unit



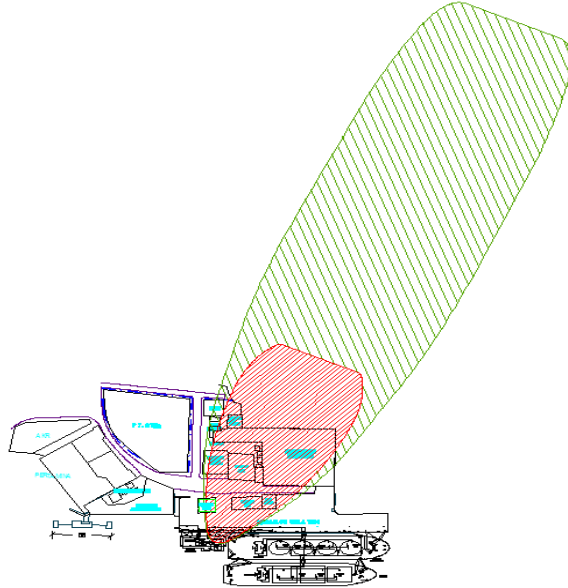
Gambar 42. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran >150 mm pada Regasification Unit



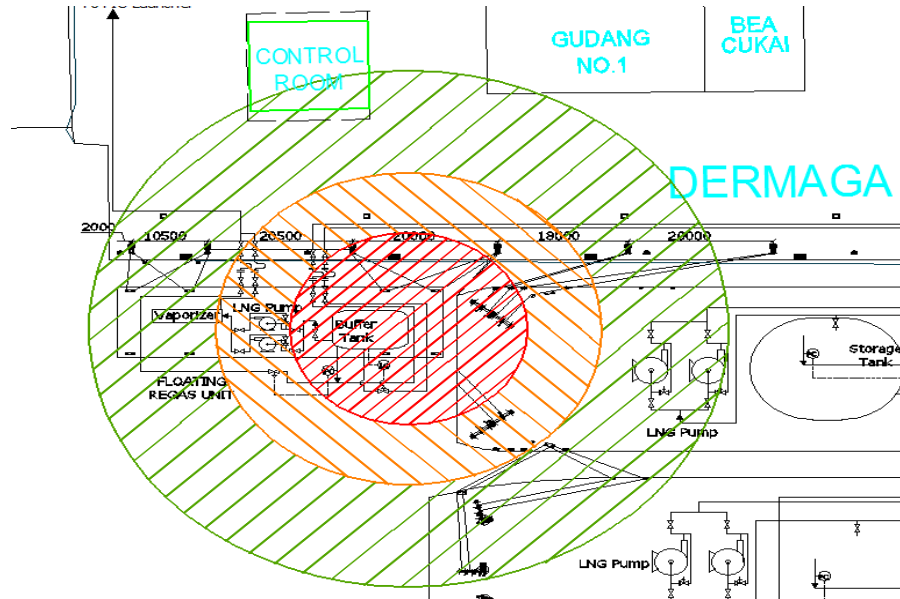
Gambar 43. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran <50 mm pada buffer tank



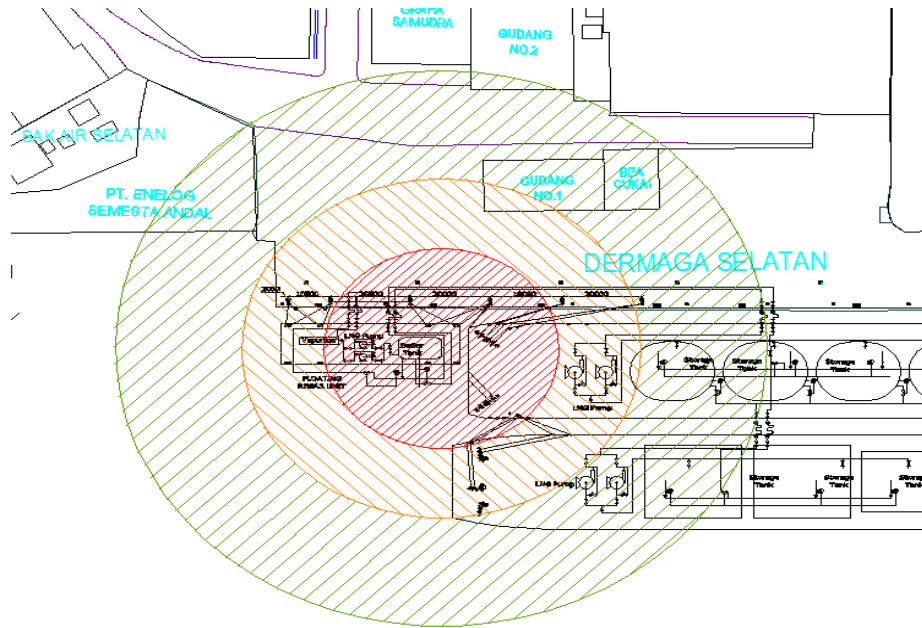
Gambar 44. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran <50 mm pada buffer tank



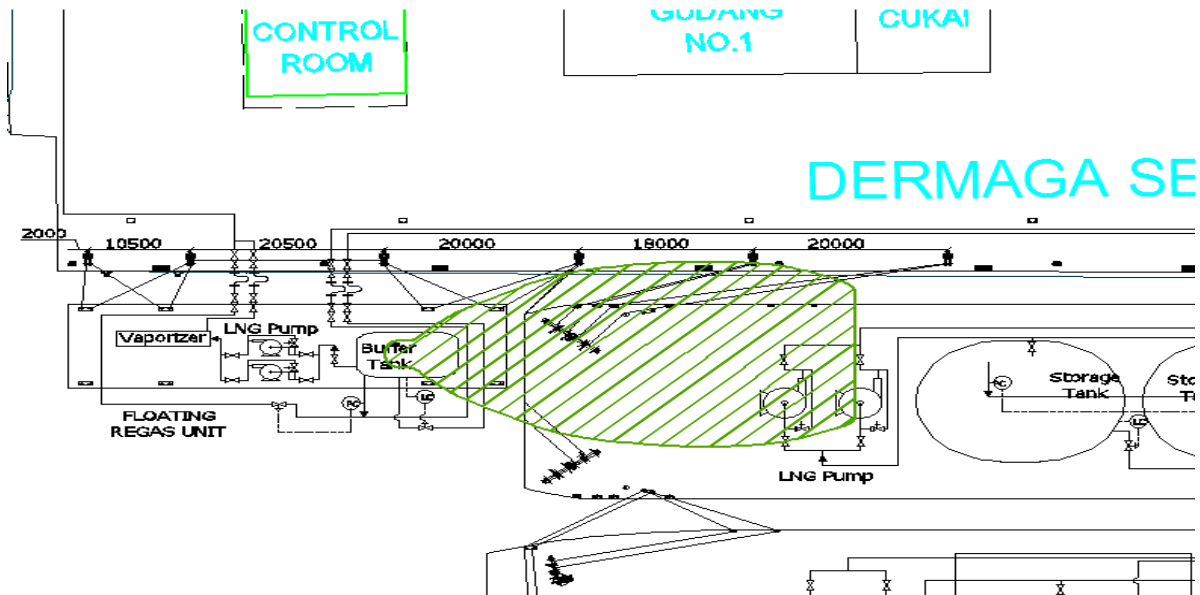
Gambar 45. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran >150 mm pada buffer tank



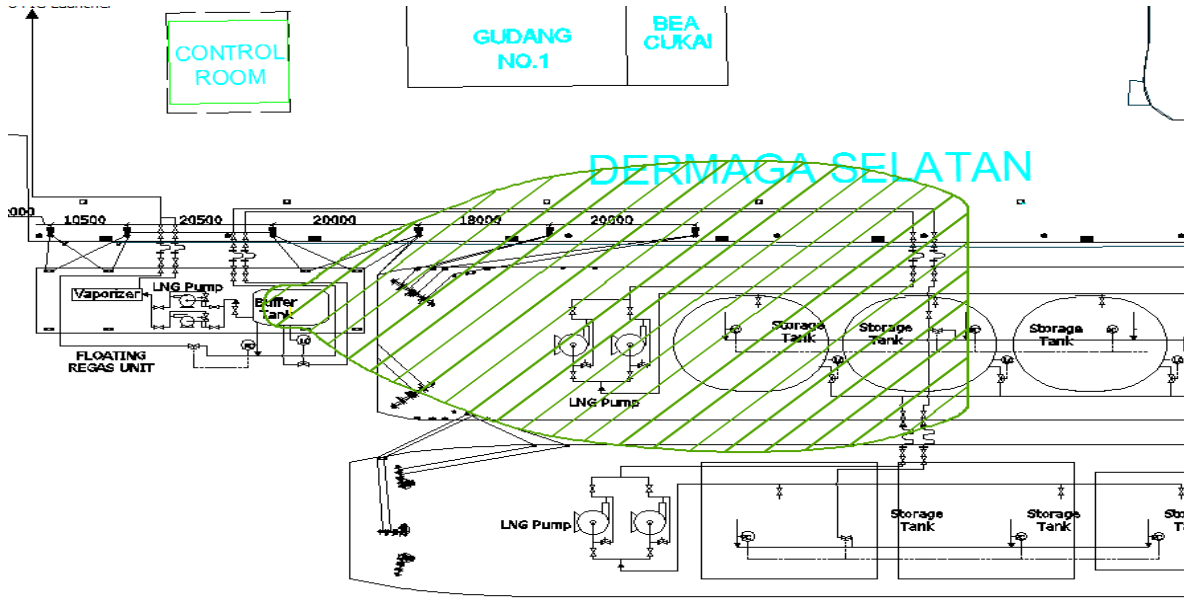
Gambar 46. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran <math>< 50\text{ mm}</math> pada buffer tank



Gambar 47. Hasil fire modeling ALOHA skenario jet fire dengan kebocoran 50-150 mm pada buffer tank

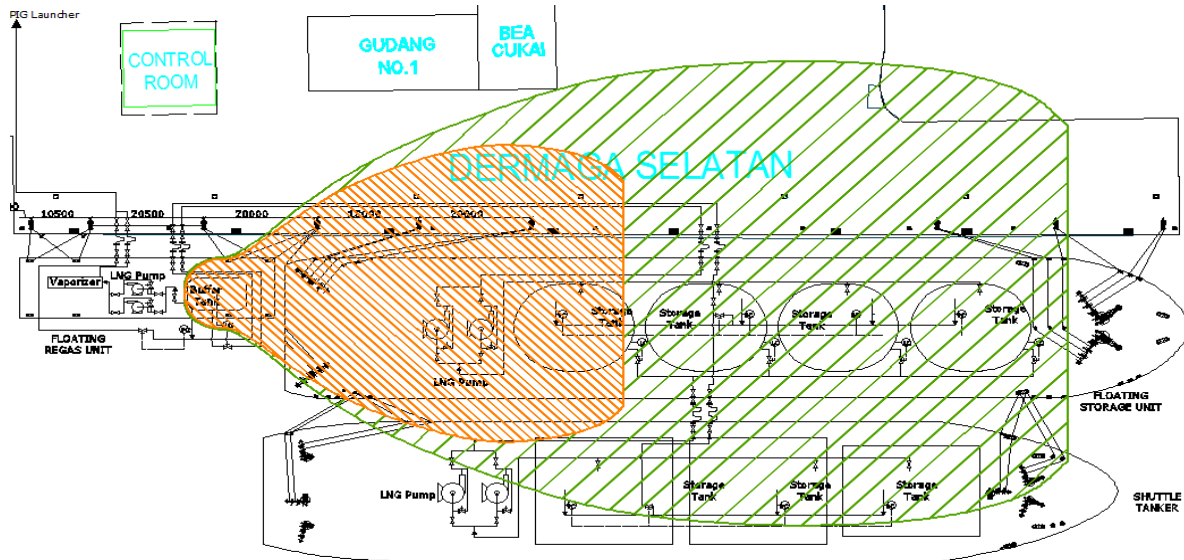


Gambar 49. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran <50 mm pada buffer tank

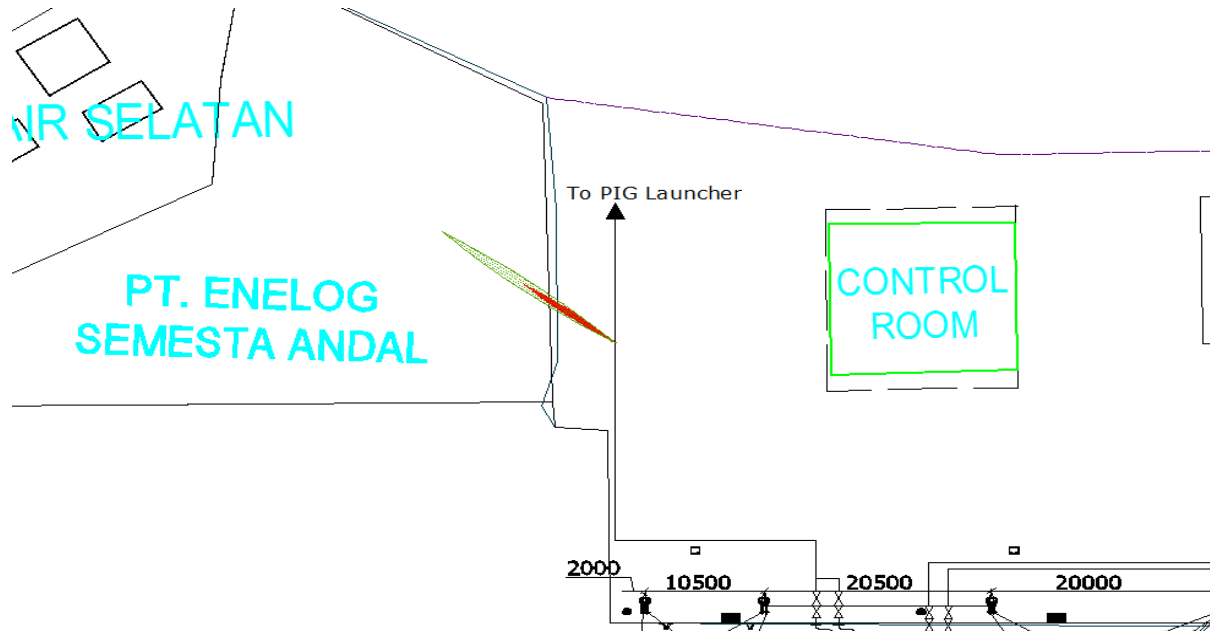


Gambar 50. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran 50-150 mm pada

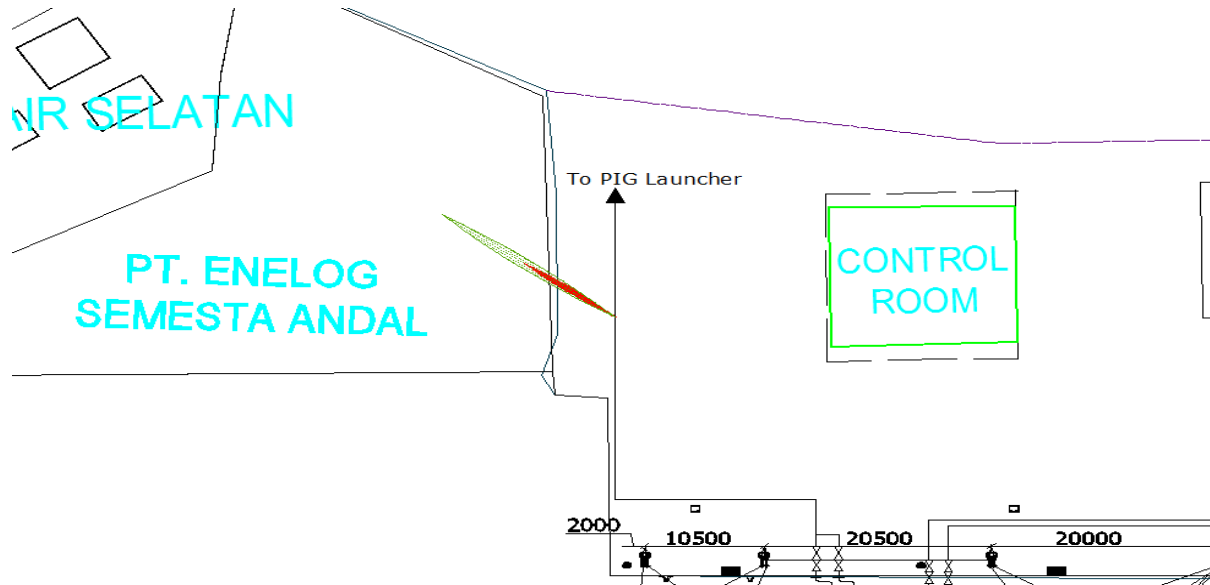
buffer tank



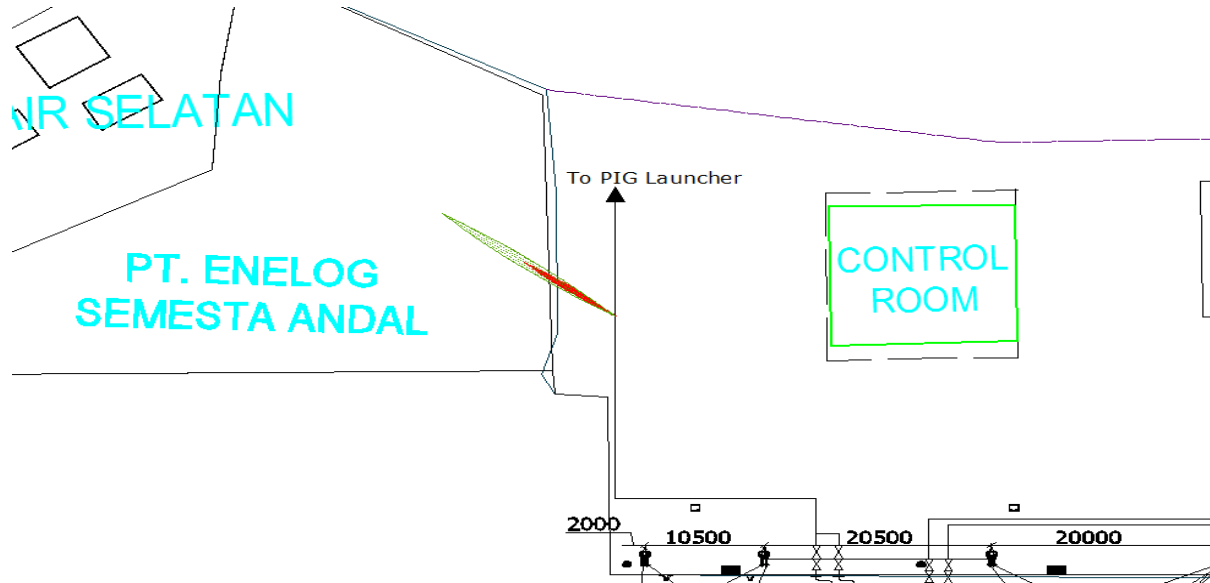
Gambar 51. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran <50 mm pada buffer tank.



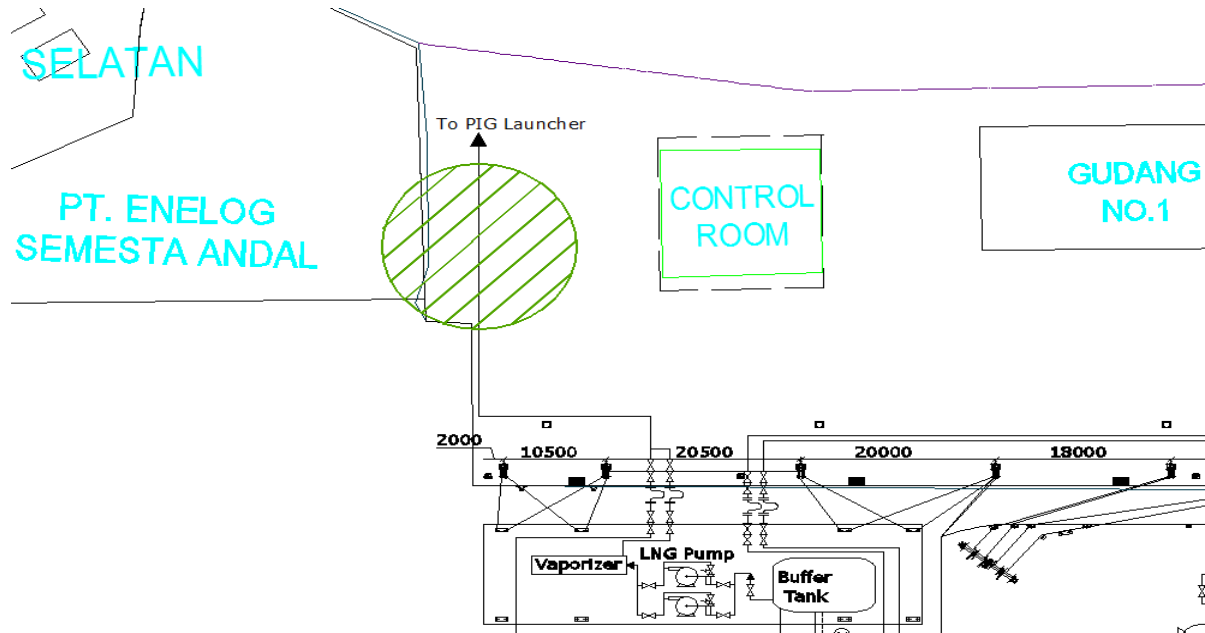
Gambar 52. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran <50 mm pada FRU to PIG Launcher



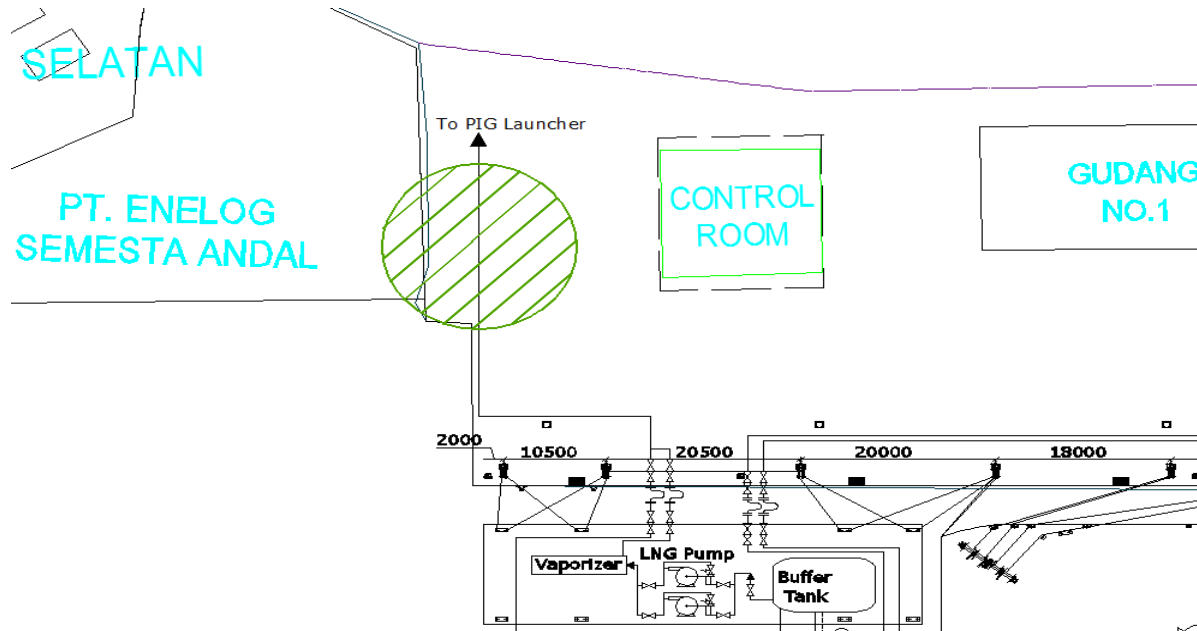
Gambar 53. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran 50-150 mm pada FRU to PIG Launcher



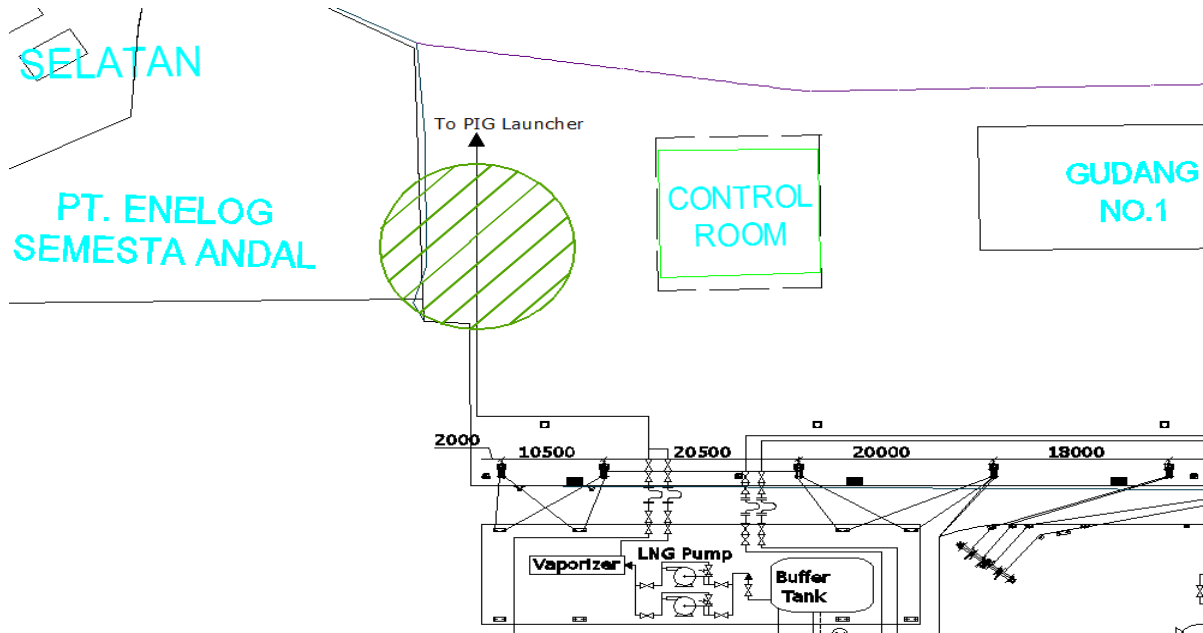
Gambar 54. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *flash fire* dengan kebocoran >150 mm pada FRU to PIG Launcher



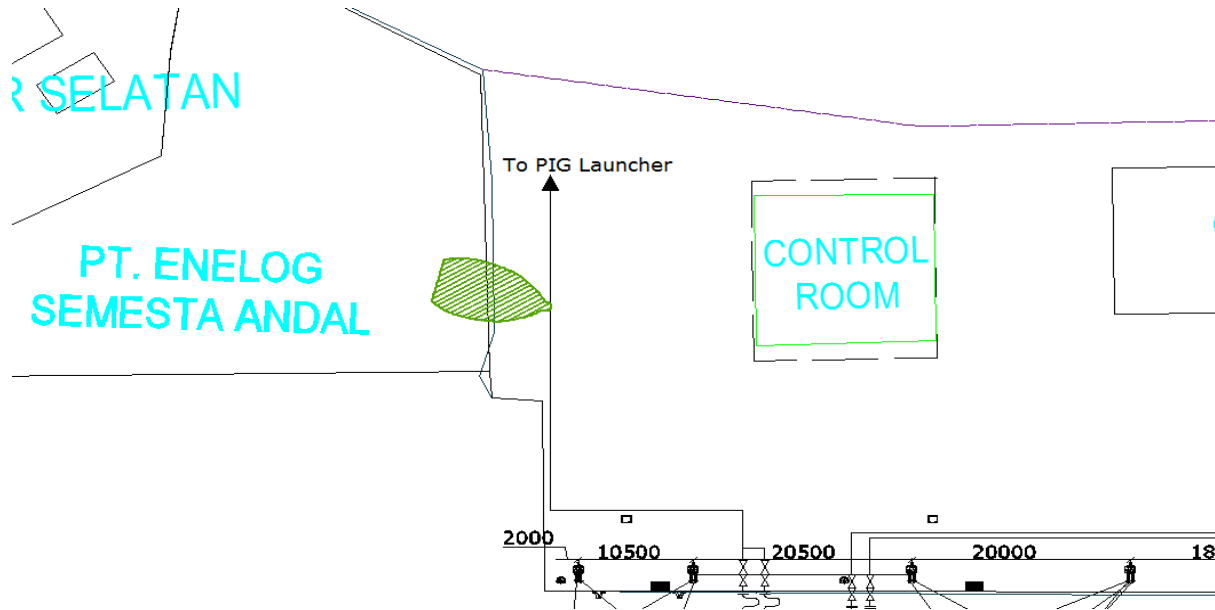
Gambar 55. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran <50 mm pada FRU to PIG Launcher



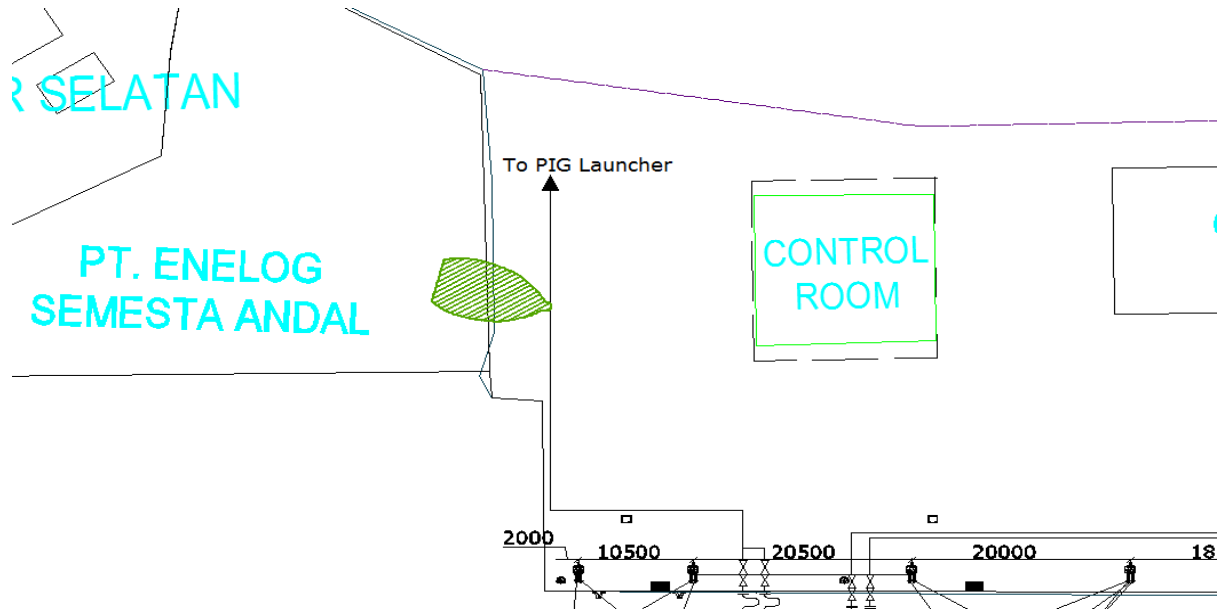
Gambar 56. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran 50-150 mm pada FRU to PIG Launcher



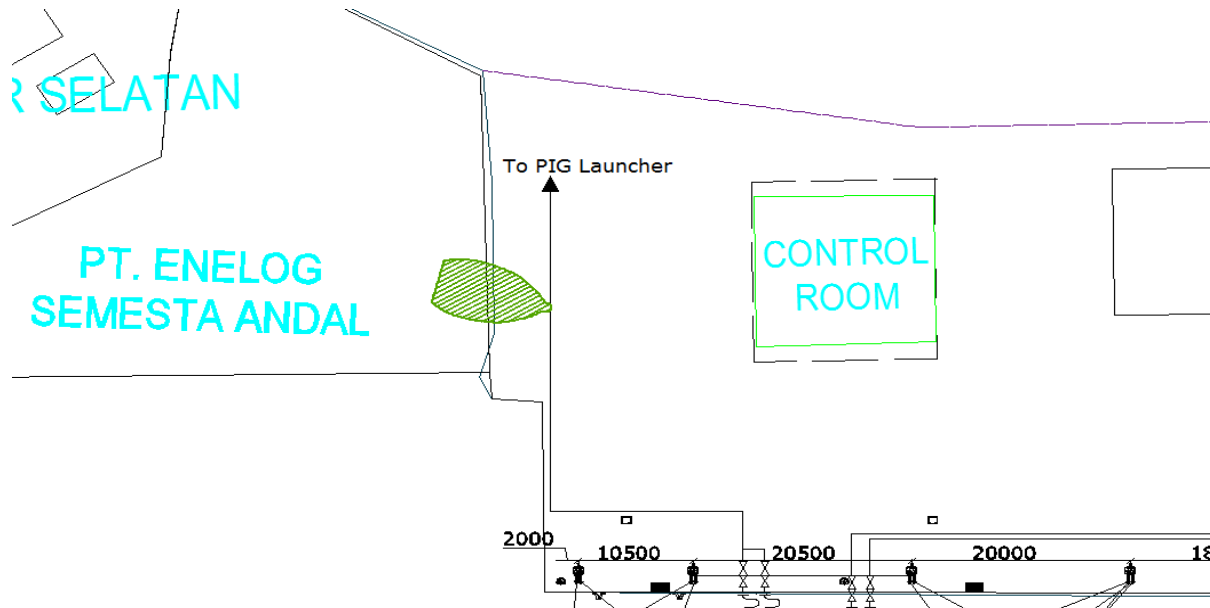
Gambar 57. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *jet fire* dengan kebocoran >150 mm pada FRU to PIG Launcher



Gambar 58. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran <50 mm pada FRU to PIG Launcher



Gambar 59. Hasil *fire modeling* ALOHA skenario *gas dispersion* dengan kebocoran 50-150 mm pada FRU to PIG Launcher



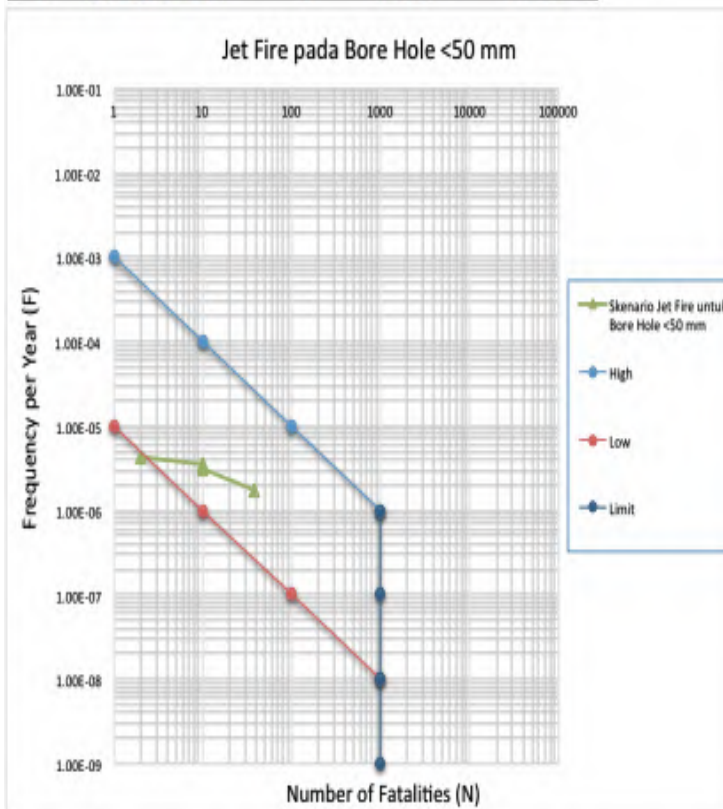
Gambar 60. Hasil fire modeling ALOHA skenario gas dispersion dengan kebocoran >150 mm pada FRU to PIG Launcher

LAMPIRAN F
REPRESENTASI RISIKO

Halaman ini sengaja dikosongkan

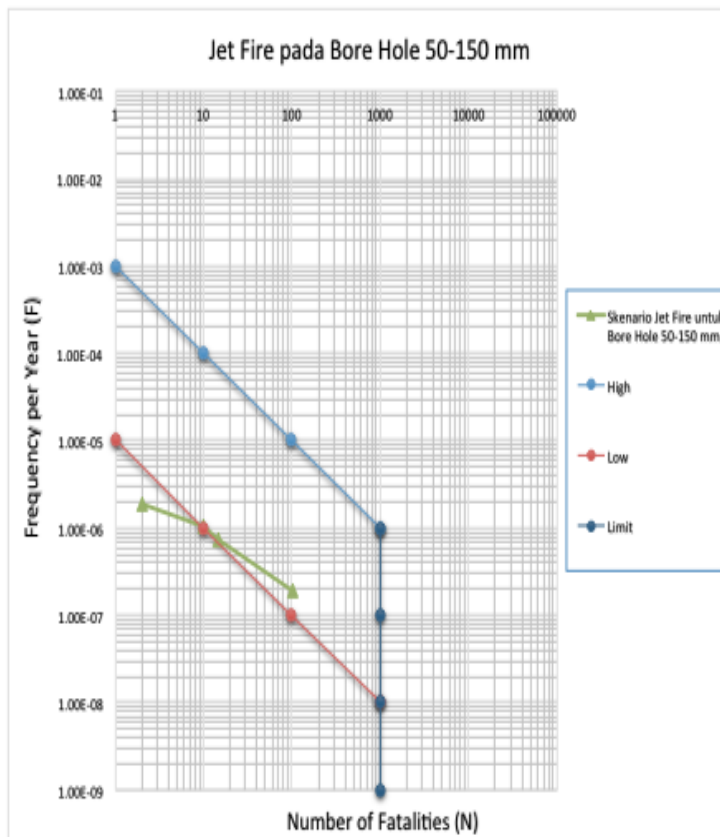
Skenario Jet Fire untuk Bore Hole <50 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	10	1.31E-06	1.31E-06
2,3,&4	Regasification Unit	2	7.46E-07	2.06E-06
5	Buffer Tank	39	1.74E-06	3.80E-06
6	FRU to PIG Launcher	10	5.45E-07	4.34E-06



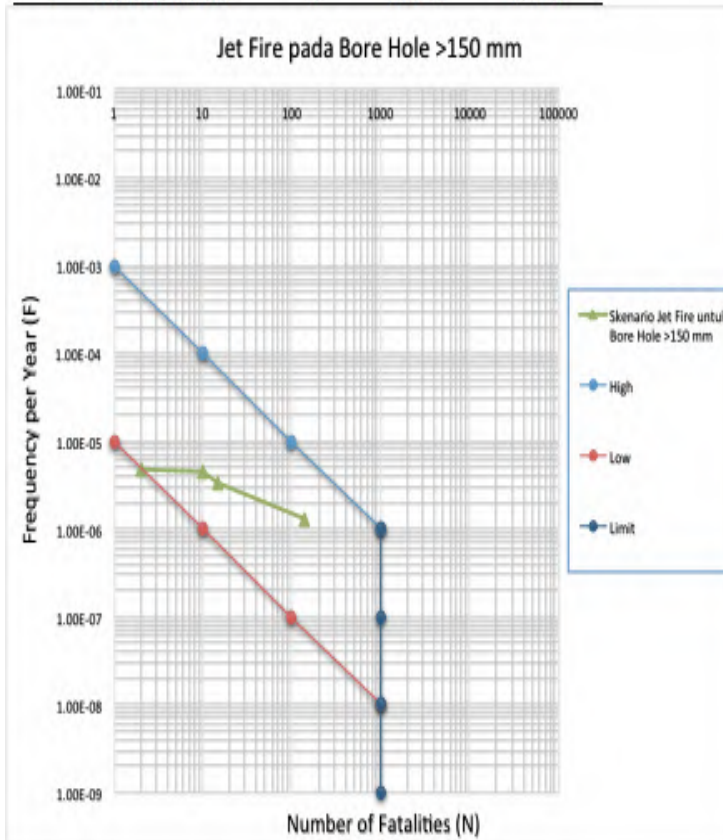
Skenario Jet Fire untuk Bore Hole 50-150 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	15	5.54E-07	5.54E-07
2,3,&4	Regasification Unit	2	8.43E-07	1.40E-06
5	Buffer Tank	102	1.88E-07	1.59E-06
6	FRU to PIG Launcher	10	2.77E-07	1.86E-06



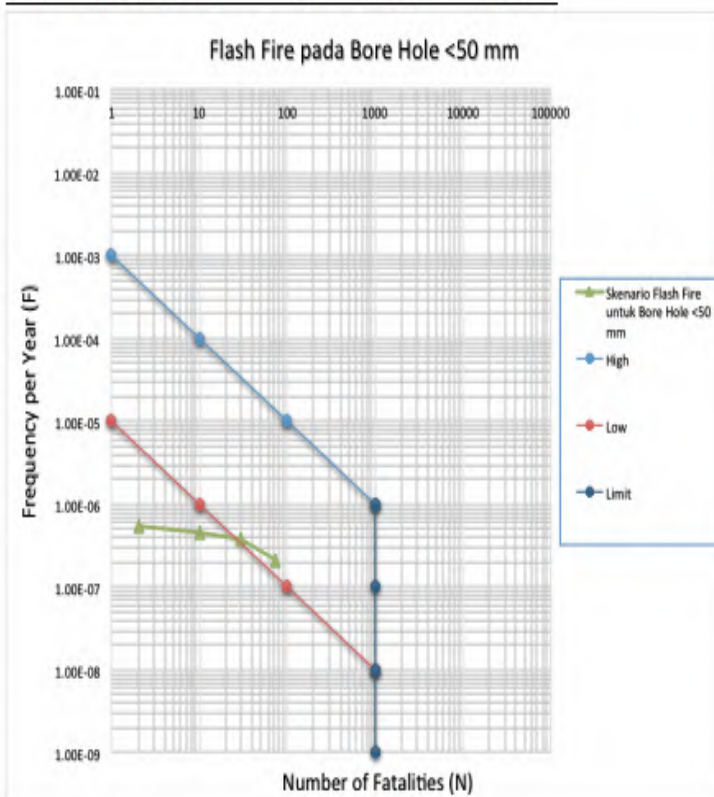
Skenario Jet Fire untuk Bore Hole >150 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	15	2.14E-06	2.14E-06
2,3,&4	Regasification Unit	2	3.87E-07	2.52E-06
5	Buffer Tank	138	1.32E-06	3.84E-06
6	FRU to PIG Launcher	10	1.00E-06	4.84E-06



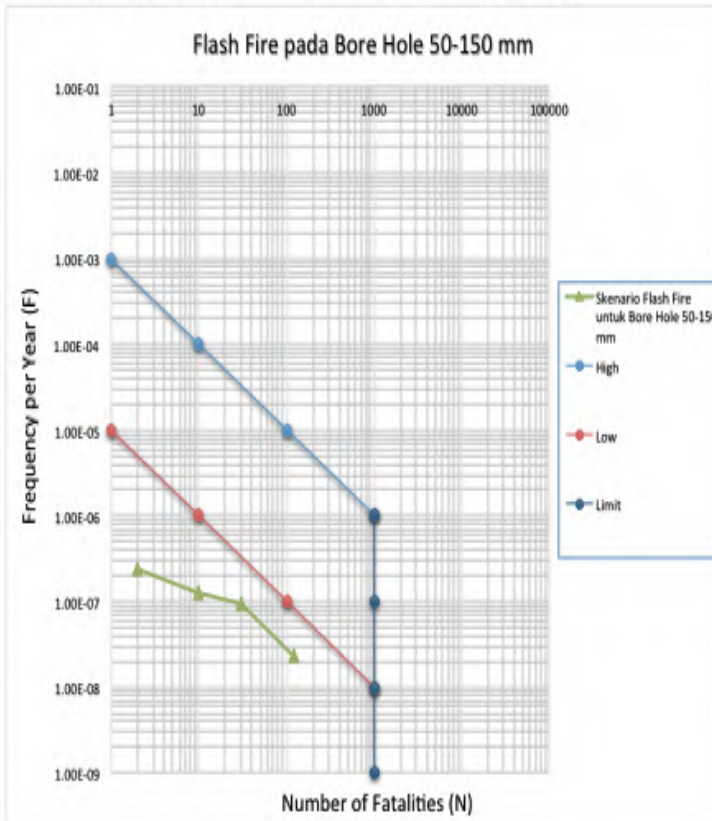
Skenario Flash Fire untuk Bore Hole <50 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	30	1.62E-07	1.62E-07
2,3,&4	Regasification Unit	2	9.43E-08	2.57E-07
5	Buffer Tank	73	2.15E-07	4.72E-07
6	FRU to PIG Launcher	10	6.73E-08	5.39E-07



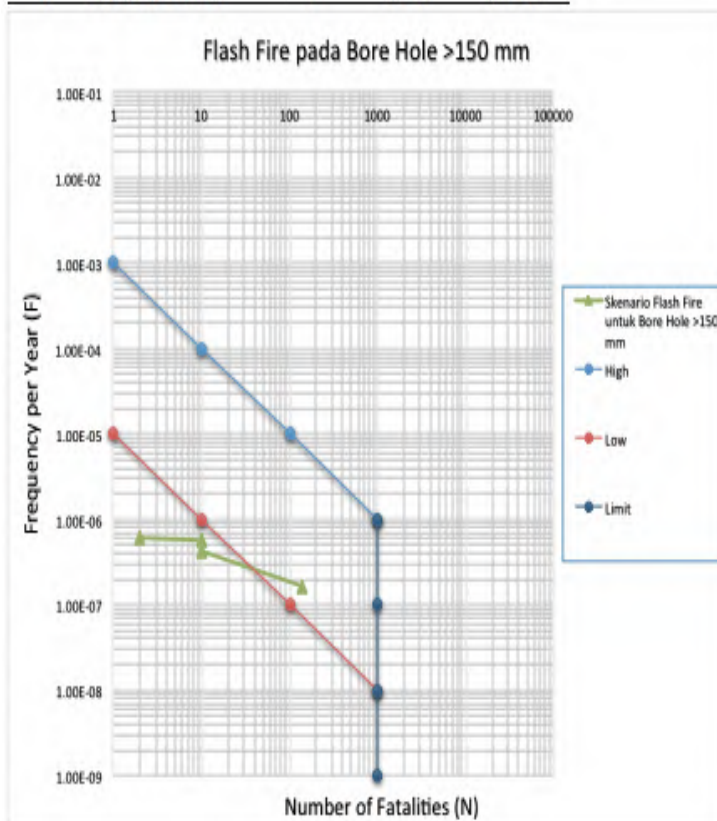
Skenario Flash Fire untuk Bore Hole 50-150 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	30	6.85E-08	6.85E-08
2,3,&4	Regasification Unit	2	1.07E-07	1.75E-07
5	Buffer Tank	119	2.33E-08	1.98E-07
6	FRU to PIG Launcher	10	3.43E-08	2.33E-07



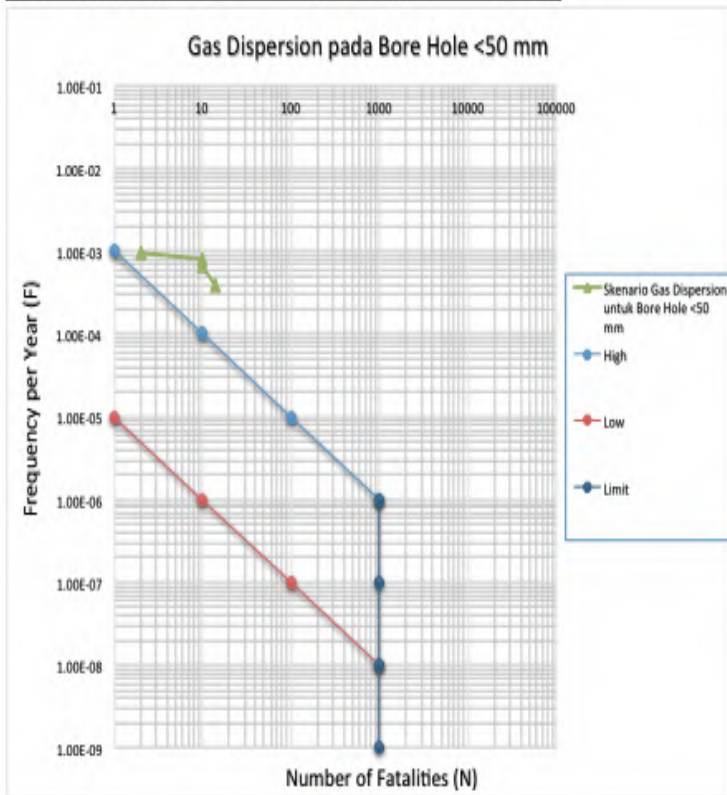
Skenario Flash Fire untuk Bore Hole >150 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	10	2.70E-07	2.70E-07
2,3,&4	Regasification Unit	2	4.89E-08	3.19E-07
5	Buffer Tank	139	1.66E-07	4.85E-07
6	FRU to PIG Launcher	10	1.27E-07	6.12E-07



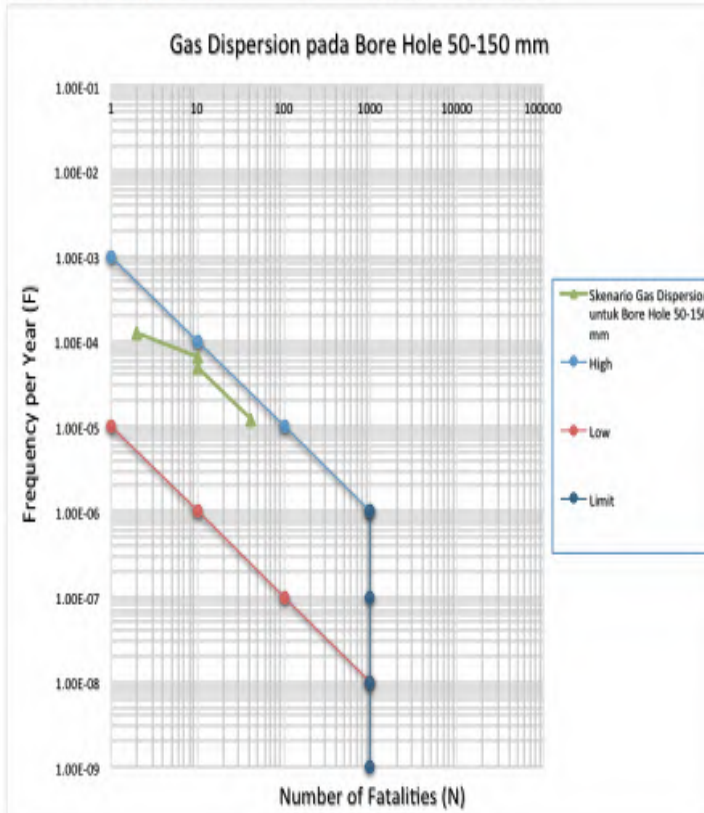
Skenario Gas Dispersion untuk Bore Hole <50 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	10	2.94E-04	2.94E-04
2,3,&4	Regasification Unit	2	1.71E-04	4.64E-04
5	Buffer Tank	14	3.89E-04	8.53E-04
6	FRU to PIG Launcher	10	1.22E-04	9.75E-04



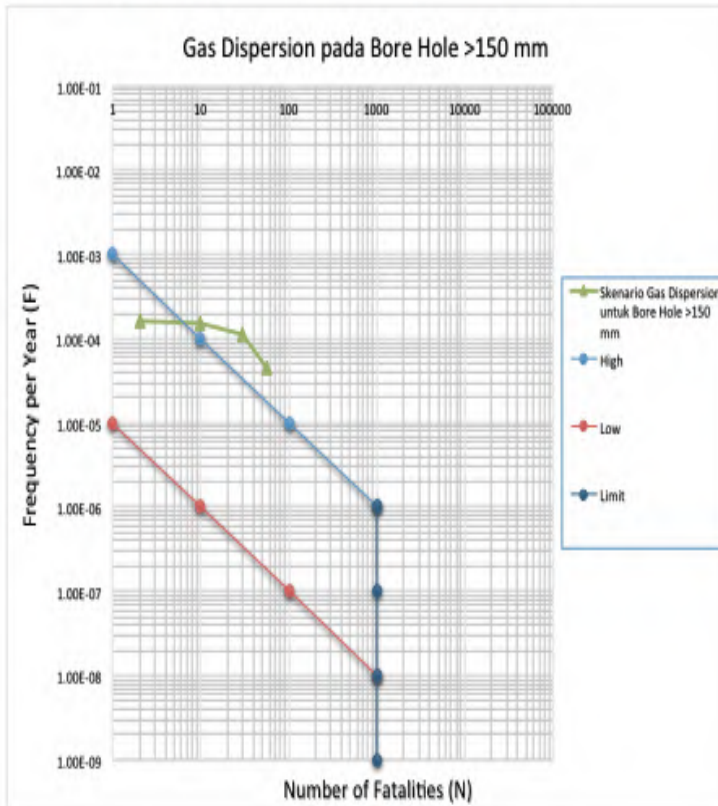
Skenario Gas Dispersion untuk Bore Hole 50-150 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequency	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	10	3.60E-05	3.60E-05
2,3,&4	Regasification Unit	2	5.60E-05	9.20E-05
5	Buffer Tank	42	1.22E-05	1.04E-04
6	FRU to PIG Launcher	10	1.80E-05	1.22E-04



Skenario Gas Dispersion untuk Bore Hole >150 mm

Node / Segmen	Locations	Fatalities	Frequence	Cumulative Frequency
1	FSU to FRU pipe	30	7.19E-05	7.19E-05
2,3,&4	Regasification Unit	2	1.30E-05	8.49E-05
5	Buffer Tank	57	4.43E-05	1.29E-04
6	FRU to PIG Launcher	10	3.60E-05	1.65E-04



Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil dari pengerjaan tugas akhir tentang Desain Fasilitas Pendukung Berbasis Risiko pada *Floating Storage Unit* (FSU) dengan *Floating Storage Unit* (FRU) pada Pelabuhan Benoa, didapatkan kesimpulan sebagai berikut:

1. Berdasarkan identifikasi bahaya yang menggunakan metode HAZOP, potensi bahaya yang paling banyak adalah LNG release melalui venting dari valve.
2. Dari hasil simulasi *software* ALOHA, kemungkinan risiko yang paling besar adalah *gas dispersion*, oleh karena itu setelah mitigasi perlu ditambahkan beberapa komponen seperti *gas detector* dan *pressure indicator*.
3. Dari hasil analisa risiko, skenario *gas dispersion* pada kebocoran <50 mm, 50-150 mm, dan >150 dan pada seluruh node (node 1 hingga node 6) mendapatkan hasil yang tidak dapat diterima, sehingga diperlukan tindakan mitigasi.
4. Hasil mitigasi yang dilakukan pada semua skenario *gas dispersion* adalah berupa penambahan *gas detector* dan *pressure indicator*.

5.1 Saran

Berdasarkan hasil dari pengerjaan tugas akhir tentang Desain Fasilitas Pendukung Berbasis Risiko pada *Floating Storage Unit* (FSU) dengan *Floating Storage Unit* (FRU) pada Pelabuhan Benoa, didapatkan saran sebagai berikut:

1. Diperlukan data-data yang lebih akurat yang berasal langsung dari perusahaan sebagai acuan yang tepat

sehingga hasil kajian yang dilakukan mewakili kondisi sebenarnya di terminal penerima.

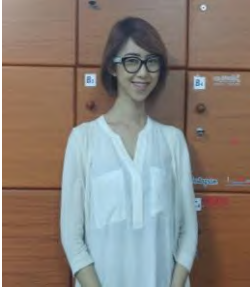
2. Pemasangan *firewall* di sekitar terminal penerima dan perkantoran dapat dilakukan untuk mengantisipasi kecelakaan seperti *jet fire* dan *flash fire* agar orang yang terdampak dapat berkurang.

DAFTAR PUSTAKA

- Aliyah, Y. F. 2014. *Analisis Risiko Sosial Pada Terminal Penerima LNG Pesanggaran dengan Metode Fire and Explosion Modelling. Studi Kasus : Terminal Penerima LNG Pesanggaran*. Surabaya: Skripsi. Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS).
- ALOHA. 2013. *ALOHA Example Scenarios*. Washington, D.C. The CAMEO Software Suite
- Badan Pusat Statistika Provinsi Bali. 2013. *Statistik Daerah Provinsi Bali 2013*. <http://bali.bps.go.id/flipbook/Statistik%20Daerah%20Provinsi%20Bali%202013/files/assets/basic-html/page12.html>. 9 Juli 2016 pukul (18.32)
- British Standard. 2003. *Hazard and Operability Studies Application Guide*. British Standar
- Dewabrata, Aldrin. 2013. *Kajian Desain Terminal Penerima LNG LNG di PLNG Gilamanuk, PLTG Pamaron, Dan PLTGPesanggaran Berdasarkan NFPA 59A*. Teknik Sistem Perkapalan. ITS
- Environmental Resource Management, 2005. *Liquefied Natural Gas (LNG) Receiving Terminal and Associated Facilities*. Hongkong. Environmental Resource Management
- Ertl, Boris. *New LNG Receiving Terminal Concepts: World Petroleum Congress*
- Harsono, Eko. 2011. *Piping and Instrumentation Diagram-P&ID*. <https://ekoharsono.files.wordpress.com/2011/09/piping-and-instrumentation-diagram1.pdf>. 3 juli 2016 (09.43)
- HSE, U. (n.d.). *Fire and Explosion Strategy*. Offshore Division.
- Linde. 2012. Linde Group. *Energy Underground*. Germany

- Pandey, M. 2005. Fault Tree Analysis. **Engineering and Sustainable**. University of Waterloo
- NFPA. 2006. NFPA 59A. *Standard for the Production, Storage, and Handling of Liquefied Natural Gas (LNG)*
- Oscarino N.S., Yohanes. 2011. *Distribusi Gas Alam Cair (LNG) dari Kilang Menuju Floating Storage Regasification Unit (FSRU) untuk Pemenuhan Kebutuhan Pembangkit Listrik di Indonesia melalui Pendekatan Simulasi*. Teknik Sistem Perkapalan. ITS
- Proposal FEED Taufany. 2014. *Penyusunan Pre-Front End Engineering Design (FEED) Sistem Distribusi LNG Melalui Terminal Khusus LNG Terapung Milik PT. Padma Energi Indonesia Di Celukan Bawang*
- Safita, Dinny. 2015. *Evaluasi Process Flow Diagram (PFD), Piping & Instrumentation Diagram (P&ID), Dan Spesifikasi Peralatan Guna Mendesain Layout Sistem Pada Terminal Lng Terapung (LNG Floating Storage Unit) : Studi Kasus Terminal Lng Terapung / Floating Storage Unit (FSU)*. Surabaya: Skripsi. Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS).
- Widarsono, Bambang. 2013. *Cadangan dan Produksi Gas Bumi Nasional: Sebuah Analisis atas Potensi dan Tantangannya*. Jakarta
- Z, Heery. 2012. **Loading Arm**. <http://piyohsiat.blogspot.com/2012/11/loading-arm.html>. 14 februari 2016.

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Surabaya pada tanggal 09 April 1996, dan merupakan anak kedua dari tiga bersaudara. Selama ini, penulis telah menempuh pendidikan formal di Kelas Akselerasi di SDN Pacarkeling III Surabaya, SMP GIKI 2, dan SMA GIKI 2 Surabaya. Pada tahun 2012, penulis diterima sebagai mahasiswi di Jurusan Teknik Sistem Perkapalan – FTK – ITS dengan NRP 4212 100 054 melalui jalur SNMPTN. Saat menempuh perkuliahan di Teknik Sistem Perkapalan, penulis pernah menjabat sebagai Sekretaris Departemen Hubungan Luar HIMASISKAL. Selain itu, penulis juga sempat menjadi juara 1 dalam Pekan Olahraga Mahasiswa ITS (POMITS) dalam cabang olahraga karate dan beberapa kejuaraan lain di luar ITS. Pengalaman Kerja Praktek yang pernah ditempuh oleh penulis antara lain di PT. PAL Surabaya dan PT. Biro Klasifikasi Indonesia. Dalam pengerjaan tugas akhir, penulis mengambil bidang *Reliability, Availability, Maintainability and Safety* (RAMS).