



TESIS - ME 142516

# ANALISA RISIKO KEBAKARAN PROSES GAS LIQUEFACTION PADA FLNG

MUNIR M

4113 204 006

DOSEN PEMBIMBING:

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

A.A.B. Dinariyana., ST., MES., Ph. D.

PROGRAM MAGISTER

BIDANG KEAHLIAN TEKNIK SISTEM DAN PENGENDALIAN KELAUTAN

PROGRAM STUDI TEKNOLOGI KELAUTAN

FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2015



TESIS - ME 142516

# FIRE RISK ASSESSMENT OF GAS LIQUEFACTION PROCESS IN FLNG UNIT

MUNIR M

4113 204 006

SUPERVISOR:

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

A.A.B. Dinariyana., ST., MES., Ph. D.

MASTER PROGRAM

STUDY PROGRAM OF MARINE ENGINEERING AND CONTROL SYSTEM

DEPARTMENT OF MARINE TECHNOLOGY

FACULTY OF MARINE TECHNOLOGY

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2015

# LEMBAR PENGESAHAN

## TESIS

Judul Tesis : ANALISA RISIKO KEBAKARAN PROSES GAS LIQUEFACTION  
PADA FLNG

Oleh : Munir M  
NRP : 4113204006

Telah Diujikan pada:

Hari / Tanggal : Senin/ 26 Januari 2015  
Periode Wisuda : Maret 2015

Untuk Mendapatkan Gelar Magister Teknik (MT) Pada  
Program Pascasarjana Teknologi Kelautan – Fakultas Teknologi Kelautan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

### Dosen Pembimbing

1. Prof. Dr. Ketut Buda Artana, ST., M.Sc.  
NIP. 19710915 199412 1 001
2. A.A.B. Dinariyana D.P, ST., MES., Ph.D.  
NIP. 19750510 200003 1 001

### Dosen Penguji

1. Dr. Eng. Trika Pitana, ST., M.Sc.  
NIP. 19760129 200112 1 001
2. Dr. Eng. M. Badrus Zaman, ST., MT.  
NIP. 19770802 200801 1 007

Direktur Program Pascasarjana  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, M.T.  
NIP. 19640405 199002 1 001

# ANALISA RISIKO KEBAKARAN PROSES GAS LIQUEFACTION PADA FLNG

**Nama Mahasiswa** : Munir M  
**NRP** : 4113 204 006  
**Jurusan** : Teknik Sistem Perkapalan  
**Dosen Pembimbing** : 1. Prof. Dr. Ketut Buda Artana., ST., MSc.  
: 2. A.A.B. Dinariyana., ST., MES., Ph. D.

## ABSTRAK

Potensi gas bumi yang dimiliki Indonesia berdasarkan status tahun 2008 mencapai 170 Triliun *Specific Cubic Feet* (TSCF) dan lokasi jauh dari daratan, sehingga untuk mengamankan aset tersebut pemerintah Indonesia merencanakan sebuah bangunan lepas pantai yang mampu melakukan eksploitasi dengan aman dan ekonomis, maka *Floating Liquefied Natural Gas* (FLNG) merupakan sebuah pilihan tepat. Namun instalasi tersebut merupakan sebuah teknologi instalasi lepas pantai yang sangat kompleks, sehingga dibutuhkan sebuah analisa yang tepat dalam memelihara keberlangsungan proses pengelolaan gas tersebut dengan aman. Terlebih pada proses *liquefaction unit* yang kondisi gasnya masih sangat rentan untuk terjadinya kebakaran yang ditimbulkan oleh *gas release* dan jenis pendingin yang digunakan adalah termasuk jenis chemical yang mudah terbakar. Untuk itu perlu dilakukan analisa risiko terhadap sistem tersebut. Metode penilaian risiko dilakukan berdasarkan peraturan *Risk Assessment Applications for The Marine and Offshore OIL and Gas Industries*. Dimana hazard identifikasi dilakukan dengan menggunakan *HAZard Operability* (HAZOP), analisa frekuensi *gas release* dengan menggunakan *Fault Tree Analysis* (FTA). Dari nilai tersebut ditentukan frekuensi terjadinya kemungkinan akibat dari gas release seperti *Jet Fire*, *Flash Fire*, *Gas Explosion* dan *Gas Dispersion* dengan menggunakan *Event Tree Analysis* (ETA). Selanjutnya dilakukan analisa Konsekuensi dengan menggunakan *software* ALOHA. Berdasarkan hasil analisis *frequency* dan *consequences*, maka tingkat risiko direpresentasikan dengan menggunakan *f-N curve* yang mengacu pada standard UK Offshore 1991 diperoleh hasil bahwa potensi yang ditimbulkan oleh jenis risiko *jet fire* untuk hole 50 mm berada pada kondisi (*As Low As Reasonably Practicable*) ALARP, Dimana kondisi ini masih berada pada kondisi risiko yang aman, namun bisa juga dilakukan mitigasi, salah satu langkah mitigasi yang dilakukan yaitu menambah komponen pengaman untuk mencegah terjadinya overpressure pada pipa serta menambah alat keselamatan para pekerja. Sedangkan untuk diameter kebocoran 100 mm dan 200 mm berada pada kondisi *Acceptable* artinya risiko berada pada kondisi dapat diterima. Untuk konsekuensi gas explosion kemungkinan terjadinya sangat kecil dengan nilai frekuensinya  $<10^{-6}$ . Dan konsekuensi gas dispersion tidak dapat mengakibatkan efek beracun pada manusia karena gas yang terilis berada dibawah 50,000 ppm.

**Kata Kunci:** *Risk Assessment, FLNG, Fire Modeling, Representasi Risiko*

# FIRE RISK ASSESSMENT OF GAS LIQUEFACTION PROCESS IN FLNG UNIT

**Student Name** : Munir M  
**Student ID Number** : 4113 204 006  
**Department** : Department of Marine Engineering  
**Supervisor** : 1. Prof. Dr. Ketut Buda Artana., ST., MSc.  
: 2. A.A.B. Dinariyana., ST., MES., Ph. D.

## ABSTRACT

*The potential amount of natural gas owned by Indonesia, based on the data in 2008, reached 170 Trillion Specific Cubic Feet (TSCF) and it is located far away from the mainland. To secure this asset, the Government of Indonesia planned to build an offshore facility to be able to exploit it safely and economically, which is why the Floating Liquefied Natural Gas (FLNG) became an ideal option. However, FLNG is an offshore installation with a complex technology, so a proper analysis to maintain the continuity of the process gas safety management is a necessity. This becomes very important especially in the liquefaction unit process that is very vulnerable to fire due to gas release and inflammable type of chemical refrigerant. Therefore, risk assessment on the system must be conducted. The method of risk assessment conducted complied with the Risk Assessment Applications for The Marine and Offshore Oil and Gas Industries, in which hazard identification was carried out using Hazard Operability (HAZOP) and the analysis of gas release frequency was performed using Fault Tree Analysis (FTA). The results of these analyses were used to run Event Tree Analysis (ETA) to find out the possible frequency of gas release related cases, such as Jet Fire, Flash Fire, Gas Explosion, and Gas Dispersion. After that, consequences analysis was conducted using ALOHA software. Frequency and consequences analyses showed a level of risk indicated with f-N curve, referring to UK Offshore 1991. The results revealed that the chance for a jet fire to take place with a 50 mm hole is considered ALARP (As Low As Reasonably Practicable), which means that this is a safe condition but mitigations can still be carried out. Some of the possible mitigations that can be done are to add safety components to prevent overpressure in the pipe and provide additional safety equipment for workers. Furthermore, a leak with a diameter of 100 mm and 200 mm is considered acceptable, which means that the risk is on an acceptable level. The possibility of gas explosion to take place is also very low with a frequency value  $<10^{-6}$  and gas dispersion will not have a hazardous effect on human since the released gas is under 50,000 ppm.*

**Keywords:** Risk Assessment, FLNG, Fire Modeling, Risk Representation

## KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmanirrahim

Assalamua'laikum Warahmatullahi Wabarakatuh.

Alhamdulillah, segala puji dan syukur kepada Allah SWT atas segala rahmat, taufik dan hidayahNya hingga penulis dapat menyelesaikan TESIS dengan judul “ANALISA RISIKO KEBAKARAN PROSES GAS LIQUEFACTION PADA FLNG”.dengan baik.

Penelitian ini merupakan salah satu persyaratan untuk memperoleh gelar Magister pada Program Studi Teknik Sistem dan Pengendalian Kelautan, Program Pascasarjana Teknologi Kelautan, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Selama proses pelaksanaan penelitian tesis ini penulis telah banyak mendapatkan bimbingan dan dukungan dari berbagai pihak sehingga pada kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Ketut Buda Artana., ST., MSc. selaku dosen pembimbing I yang telah memberikan bimbingan dan kepercayaan kepada penulis sehingga tesis ini dapat terselesaikan dengan baik.
2. Bapak A.A.B. Dinariyana., ST., MES., Ph. D. selaku dosen pembimbing II yang telah memberikan bimbingan kepada penulis sehingga tesis ini dapat terselesaikan dengan baik.
3. Bapak Dr.Eng.Trika Pitana, ST., M.Sc. selaku dosen wali dalam masa perkuliahaan penulis dan selaku Tim penguji pada Ujian Tesis
4. Bapak Dr. Eng. Badruz Zaman ST., MT. selaku Tim penguji pada Ujian Tesis.
5. Bapak Prof. Dr. Ir. Adi Soeprijanto, MT. selaku Direktur Program Pascasarjana Institut Teknologi Sepuluh Nopember
6. Jajaran Direksi PT.Biro Klasifikasi Indonesia yang telah memberikan kesempatan kepada penulis untuk meneruskan studi sehingga dapat dijadikan sebagai transfer ilmu yang dapat berguna bagi pengembangan PT.BKI yang lebih baik dimasa mendatang.
7. Ibu Sitti Rohani Akil,Spd dan Bapak Muradi HL, Bapak Amran Madjid dan Ibu Anida Amran selaku orang tua penulis yang selalu memberikan dukungan dan mendoakan penulis hingga bisa menyelesaikan tugas belajar dengan baik.

8. Untuk istriku tercinta Ade Irma Afriani.,SE. dan kedua putra kebanggaan Fairel Athhariz AL Amnir dan Farras Zihni Al Amnir yang telah memberikan dukungan, doa, pengorbanan, inspirasi dan motivasi dalam menyelesaikan tugas belajar.
9. Musdalipah Muradi, Spd, Munawarah Muradi, Spd., Mpd, Munandar Muradi, Spd., Mutmainnah Muradi, Muhammad Rizky Satrio yang selalu mendoakan, memberikan motivasi dan inspirasi kepada penulis.
10. Semua rekan-rekan RnD PT. Biro Klasifikasi Indonesia yang telah memberikan masukan dan dukungan kepada penulis.
11. The Lekong's pasca siskal 2013, Amril, Mas Arul, Mba Bene, Erick F, Suardi, Rizki, Mas Yuniar, Pak Teddy, Pak Imam, Mba Arinta, Syafiuddin yang telah memberikan masukan yang berharga, bantuan kepada penulis selama tugas belajar.
12. Seluruh Staf Pengajar Program Pascasarjana FTK, Prodi Teknik Sistem dan Pengendalian Kelautan yang telah memberikan pelajaran dan ilmunya kepada penulis.
13. Seluruh Staf dan Karyawan program Pascasarjana FTK yang telah senantiasa membantu dan melayani kebutuhan mahasiswa selama tugas belajar.

Segala saran dan masukan yang positif sangat diharapkan demi pengembangan penelitian ini, karena penulis menyadari masih terdapat kekurangan dalam penyusunan tesis ini. Semoga Allah SWT melimpahkan rahmat-Nya kepada kita semua. Semoga laporan penelitian tesis ini dapat bermanfaat bagi pembacanya. Amin Ya Rabbal Alamin

Surabaya, Januari 2015

Munir M

## DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN .....	i
ABSTRAK .....	iii
KATA PENGANTAR .....	vii
DAFTAR ISI .....	ix
DAFTAR GAMBAR .....	xi
DAFTAR TABEL .....	xiii
<b>BAB 1. PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	6
1.3 Batasan Masalah .....	6
1.4 Tujuan .....	7
1.5 Manfaat Penulisan .....	7
<b>BAB 2. TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI</b> .....	<b>9</b>
2.1 Tinjauan Pustaka .....	9
2.2 Dasar Teori .....	11
2.2.1 Deskripsi FLNG .....	11
2.2.2 Crew pada FLNG .....	15
2.2.3 Potensi bahaya dari FLNG .....	17
2.2.4 Penilaian Risiko .....	18
2.2.5 Fire Modeling .....	29
<b>BAB 3. METODOLOGI PENELITIAN</b> .....	<b>31</b>
3.1 Langkah-langkah Penelitian .....	31
3.2 Identifikasi dan Perumusan Masalah .....	32
3.3 Deskripsi Sistem .....	32
3.4 Studi Literatur .....	32
3.5 Pengumpulan Data .....	32
3.6 Analisa Risiko .....	33



3.7	Identifikasi Hazard .....	33
3.8	Perkiraan Frekuensi .....	33
3.9	Perkiraan Konsekuensi .....	34
3.10	Risk Representation .....	34
3.11	Risk Mitigation .....	34
3.12	Kesimpulan .....	34
<b>BAB 4. ANALISIS DAN PEMBAHASAN .....</b>		<b>35</b>
4.1	Identifikasi Masalah .....	35
4.2	Deskripsi Sistem .....	35
4.3	Pengumpulan Data .....	39
4.3.1	Data FLNG .....	39
4.3.2	Rencana sistem yang ter-install .....	40
4.3.3	Piping Instrumentation Diagrams Gas Liquefaction Process .....	41
4.3.4	Data Lingkungan rencana lokasi FLNG beroperasi .....	42
4.3.5	Karakteristik dan sifat gas Methane .....	42
4.3.6	Desain and Operating Intent .....	42
4.4	Identifikasi Hazard .....	44
4.5	Perhitungan Frekuensi .....	65
4.6	Perhitungan Konsekuensi .....	73
4.7	Representasi Risiko .....	80
<b>BAB 5. KESIMPULAN .....</b>		<b>87</b>
5.1	Kesimpulan .....	87
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>89</b>
<b>BIOGRAFI PENULIS .....</b>		
<b>LAMPIRAN I .....</b>		
<b>LAMPIRAN II .....</b>		
<b>LAMPIRAN III .....</b>		

## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Perbedaan FS, PRE-FEED & FEED .....	14
Tabel 2.2 Tahapan EPC .....	14
Tabel 2.3 Crew pada FLNG .....	15
Tabel 2.4 Potensi bahaya dan aturannya .....	17
Tabel 2.5. Kadar ppm Gas Methane dan Bahayanya .....	18
Tabel 2.6 Kategori bahaya dengan ALOHA .....	29
Tabel 4.1 Kondisi dan Komposisi Feed Gas .....	36
Tabel 4.2 Desain and Operation Intent WMR Accumulator .....	42
Tabel 4.3 Desain and Operation Intent Cold MCHE .....	43
Tabel 4.4 Desain and Operation Intent Warm MCHE .....	43
Tabel 4.5 Pembagian Node .....	44
Tabel 4.6 HAZOP Node 1-Warm MCHE.....	46
Tabel 4.7 HAZOP Node 2-WMR Accumulator .....	52
Tabel 4.8 HAZOP Node 3-CMR Separator .....	55
Tabel 4.9 HAZOP Node 4-Cold MCHE.....	60
Tabel 4.10 Gas Release Frequency/ year/ equipment .....	65
Tabel 4.11 Ignition Probability vs Release Rate .....	67
Tabel 4.12 Explosion and flash fire probability .....	67
Tabel 4.13. Hasil perhitungan Frekuensi gas release untuk masing-masing ukuran hole pada masing-masing node dengan FTA .....	70
Tabel 4.14 Proses terjadinya Jet Fire, Flash Fire, Explosion dan Gas Dispersion .....	70
Tabel 4.15 Hasil perhitungan Frekuensi Terjadinya insident dengan ETA .....	72
Tabel 4.16 Kemungkinan terjadinya konsekuensi untuk setiap node .....	75
Tabel 4.17. Hasil simulasi Jet fire untuk beberapa rentang diameter kebocoran .....	77
Tabel 4.18. Hasil simulasi gas dispersion beberapa rentang diameter kebocoran .....	80
Tabel 4.19. Nilai analisis frekuensi risiko untuk Node 1. Warm MCHE .....	81
Tabel 4.20. Nilai analisis frekuensi risiko untuk Node 2. WMR Accumulator .....	82
Tabel 4.21. Nilai analisis frekuensi risiko untuk Node 3. CMR Separator .....	83
Tabel 4.22 Nilai analisis frekuensi risiko untuk Node 4. Cold MCHE .....	85

## DAFTAR PUSTAKA

- ABS,(2000), Risk Assessment Applications For The Marine and Offshore Oil and GAS Industries, Legislature of the state of New York
- Artana, B, K., Dinariyana, B., Ariana, M, I., Sambodho, K, (2013), “Penilaian Risiko Pipa Bawah Laut” Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Edisi Pertama, Penerbit Guna Widya, Surabaya
- CCPS, (1994).”Guidelines for Evaluating the Characteristics of Vapor Cloud Explosions, Flash Fires and BLEVE’s”. Center for Chemical Process Safety, American Institute of Chemical Engineers, New York
- CLUSIF, (2009). “Risk Management-Concepts and Methods” Methods Commission of CLUSIF
- ESDM, MIGAS,(2007), “Rencana Penyediaan Gas Bumi Nasional” Departemen Energi dan Sumber Daya Mineral, Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi, Jakarta
- Evans, J. R. dan Olson, D. L. (2002), *Introduction to Simulation and Risk Analysis Second Edition*, Prentice Hall, New Jersey.
- f-N Curve UK Offshore 1991, f-N Curve Plot Standard. London, United Kingdom
- Giannakis, M. dan Louis, M. (2011), “A Multi-Agent Based Framework for *Supply Chain Risk Management*” *Journal of Purchasing and Supply Management*, Vol. 17, 23-31.
- Gorrod, M, (2004) 'Risk Management Systems, Process, Technology and Trends" Pallgrave, Macmillan, ISBN 1-4039-1617-9
- Hallikas, J., Karvonen, I., Pulkkinen, U., Virolainen, V. M., dan Tuominen, M. (2004), “Risk Management Processes in Supplier Networks”, *International Journal of Production Economics*, Vol. 90, hal. 47-58.
- Hocquet, J., Gourrierc, Y, L., Paris, L., (2000) Challenges in Using Risk and Performance Based Design Methods for FLNG Safety Engineering.
- Hui, S., Guoning, D, (2012), “Risk quantitative calculation and ALOHA simulation on the leakage accident of natural gas power plant” *Procedia Engineering* 45 (2012) 352 – 359, ELSELVIER
- Risk Assessment Data Directory “International Association of Oil and Gas Producers” Process Release Frequency., London, United Kingdom (2010).

Risk Assessment Data Directory “International Association of Oil and Gas Producers”  
Ignition Probability,. London, United Kingdom (2010).

Risk Assessment Data Directory “International Association of Oil and Gas Producers”  
Consequence Modeling. London, United Kingdom.(2010)

Jianhua, L., Zhenghua, H, (2012), “Fire and explosion risk analysis and evaluation for  
LNG ships” *Procedia Engineering* 45 ( 2012 ) 70 – 76, ELSELVIER

Manuj, I., Mentzer, J. T., dan Bowers, M. R. (2009), “Improving the Rigor of  
Discrete-Event Simulation in Logistics and Supply Chain Research”,  
*International Journal of Physical Distribution & Logistics  
Management*, Vol/39, No/3, hal. 172-201.

Peraturan DIRJEN MIGAS No. 84. K/38/DJM/1998” Pedoman dan Tata Cara  
Pemeriksaan Keselamatan Kerja atas Instalasi, Peralatan dan Teknik yang  
Dipergunakan Dalam Pertambangan Minyak dan Gas Bumi dan Penguasaan  
Sumber Daya Panas Bumi”. Jakarta

Peraturan Menteri ESDM, No.03 Tahun 2010, “Alokasi dan Pemanfaatan Gas Bumi  
untuk Pemenuhan Kebutuhan Dalam Negeri” MIGAS. Jakarta

Peraturan Pemerintah No. 11 Tahun 1979” Keselamatan Kerja Pada Pemurnian dan  
Pengolahan Minyak dan Gas Bumi” Jakarta.

Peraturan Pemerintah No. 17 Tahun 1974” Pengawasan Pelaksanaan Eksplorasi Dan  
Eksplotasi Minyak Dan Gas Bumi Di Daerah Lepas Pantai” Jakarta

Spouge, J,(1999), *A Guide to Quantitive Risk Assessment For Offshore Installation”*  
Det Norske Veritas, CMPT, DNV Technica, ISBN I 870553 365

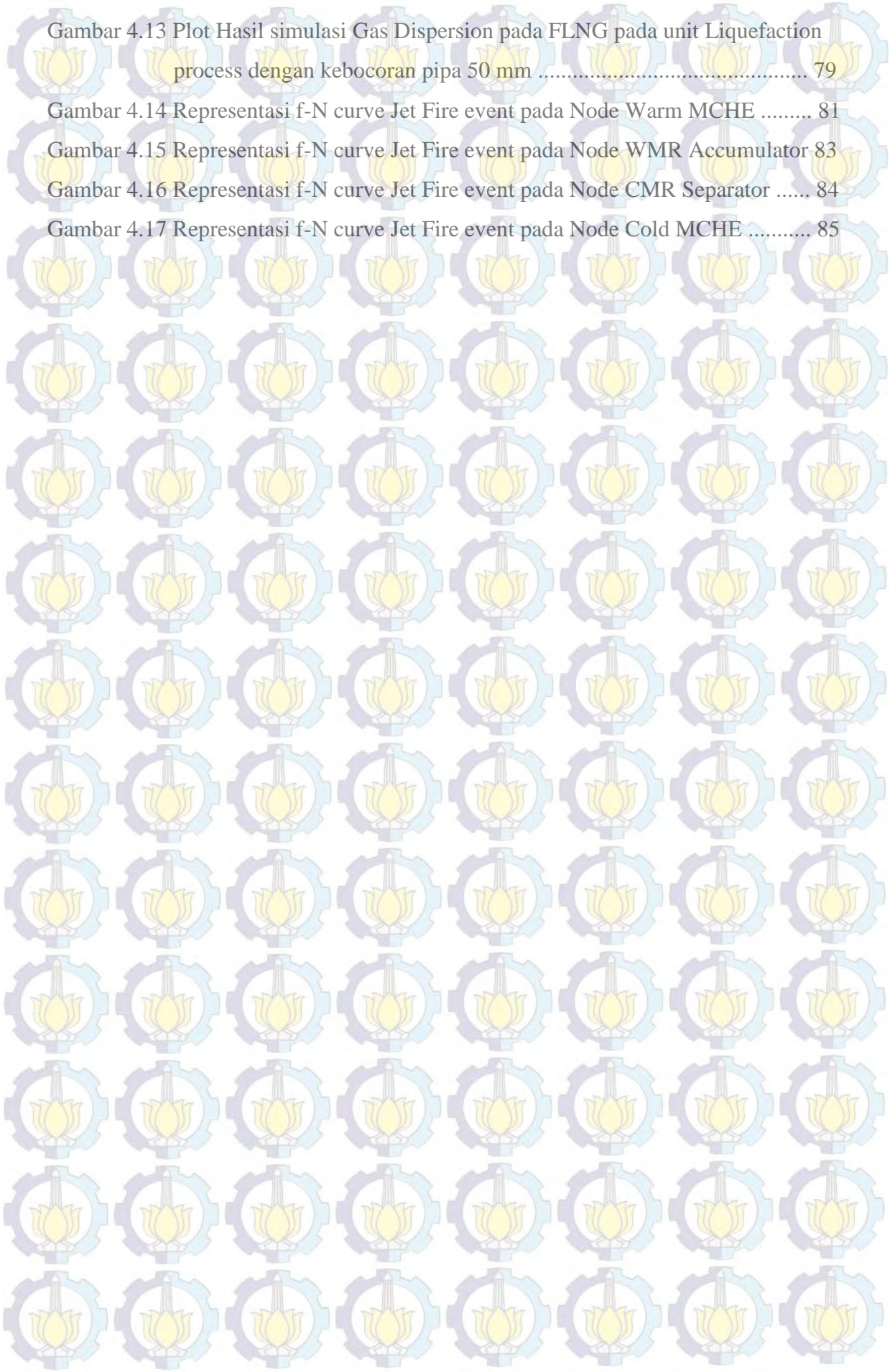
Singhal, P., Agarwal, G., dan Mittal, M. L. (2011), “Supply Chain Risk Management:  
Review, Classification, and Future Research Directions”, *International Journal  
of Business Science and Applied Management*, Vol. 6, No. 3, hal. 15-42.

Tang, C. S. dan Tomlin, B. (2009), “How Much Flexibility Does It Take to Mitigate  
Supply Chain Risks?”, *Supply Chain Risk: A Handbook of Assessment,  
Management, and Performance*, eds. Zsidisin, G. A. dan Ritchie, B., Springer,  
hal. 155-172.

Woodroff, (2005) 'Consequence and likelihood in risk estimation: A matter of balance  
in UK health and safety risk assessment practice” *International journal of Safety  
Science* 43 (2005) 345–353

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Peta Neraca Gas Indonesia 2007-2015 .....	1
Gambar 1.2 Lokasi Blok ABADI .....	2
Gambar 1.3 Rantai proses produksi gas FLNG.....	3
Gambar 1.4 Topside General Arrangement of FLNG .....	4
Gambar 1.5 Cause of fire accident .....	5
Gambar 2.1 Fire Modelling Gas Liquefaction system .....	10
Gambar 2.2 Tahapan Proyek FLNG unit .....	12
Gambar 2.3 Feasibility study .....	13
Gambar 2.4 Tahapan penilaian risiko secara umum .....	19
Gambar 2.5 Posisi analisa risiko pada Proyek FLNG .....	20
Gambar 2.6 Element of Risk Assessment .....	21
Gambar 2.7 Penilaian risiko kualitatif dan kuantitatif .....	22
Gambar 2.8 The Risk Assessment Methods .....	23
Gambar 2.9 The HAZOP study procedure .....	24
Gambar 2.10 Contoh HAZOP .....	25
Gambar 2.11 The FTA Roadmap .....	26
Gambar 2.12 Contoh FTA.....	26
Gambar 2.13 f-N Curve Risk acceptance criteria .....	28
Gambar 3.1 Alur Penelitian .....	31
Gambar 4.1 Process Flow Diagram Gas Liquefaction Processing .....	38
Gambar 4.2 Lokasi Blok Abadi .....	39
Gambar 4.3 Piping Instrumentation Diagram Gas Liquefaction Process .....	41
Gambar 4.4 Hole Diameter vs Release Rate Graphic .....	66
Gambar 4.5 Ignition Probability Graphic .....	68
Gambar 4.6 Skenario kegagalan sistem (gas release) .....	68
Gambar 4.7. Frekuensi terjadinya overpressure hole 50 mm .....	69
Gambar 4.8. Proses perhitungan frekuensi terjadinya hole 50 mm dengan ETA .....	71
Gambar 4.9 Hasil Simulasi Jet Fire pada software ALOHA .....	75
Gambar 4.10 Hasil plot simulasi jet fire pada FLNG pada Gas Liquefaction Process hole 50 mm .....	76
Gambar 4.11 Hasil Simulasi Gas Explosion pada software ALOHA .....	77
Gambar 4.12 Hasil Simulasi Gas Dispersion pada software ALOHA .....	78



Gambar 4.13 Plot Hasil simulasi Gas Dispersion pada FLNG pada unit Liquefaction process dengan kebocoran pipa 50 mm ..... 79

Gambar 4.14 Representasi f-N curve Jet Fire event pada Node Warm MCHE ..... 81

Gambar 4.15 Representasi f-N curve Jet Fire event pada Node WMR Accumulator 83

Gambar 4.16 Representasi f-N curve Jet Fire event pada Node CMR Separator ..... 84

Gambar 4.17 Representasi f-N curve Jet Fire event pada Node Cold MCHE ..... 85

## BIOGRAFI PENULIS



Munir Muradi lahir di Watampone pada tanggal 26 Februari 1987 merupakan anak ketiga dari lima bersaudara dari pasangan Muradi HL dan Sitti Rohani Akil. Pada tahun 2002-2005 penulis menyelesaikan pendidikan Sekolah Menengah Umum Negeri 2 Watampone, Sulawesi Selatan. Pada tahun 2005 penulis diterima sebagai mahasiswa Universitas Hasanuddin, Fakultas Teknik, Jurusan Perkapalan bidang Sistem Perkapalan. Selama menempuh perkuliahan,

penulis aktif sebagai asisten dosen untuk mata kuliah Propulsi Kapal, Permesinan Kapal serta Konstruksi Kapal. Dan Penulis berhasil melaksanakan penelitian Tugas Akhir dengan judul “ Studi Efisiensi Propulsi Kapal Tunda Bosowa -X Setelah Perubahan Alat Propulsi ”.

Penulis sejak Agustus 2011 resmi menjadi Pegawai PT.Biro Klasifikasi Indonesia (persero). Diterima pada Divisi Research and Development sebagai Peneliti bidang Sistem Permesinan dan Propulsi Kapal.

Pada September 2013 mendapatkan penugasan untuk menempuh studi pada Program Pascasarjana Teknologi Kelautan, Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Dengan mengambil konsentrasi pada Bidang Sistem Pengendalian Kelautan serta mempelajari Penilaian Risiko instalasi Gas Processing sebagai penunjang penelitian Tesis yang berjudul ” **Analisa Risiko Kebakaran Proses Gas Liquefaction Pada FLNG** ”.

Hingga saat ini penulis aktif mengikuti training dan workshop tentang Oil and Gas Installation and Production. Pada Agustus 2012 penulis menikahi Ade Irma Afriani, SE dan saat ini telah dikaruniai 2 putra kebanggaan yakni Fairel Atthariz Al Amnir dan Farras Zihni Al Amnir.

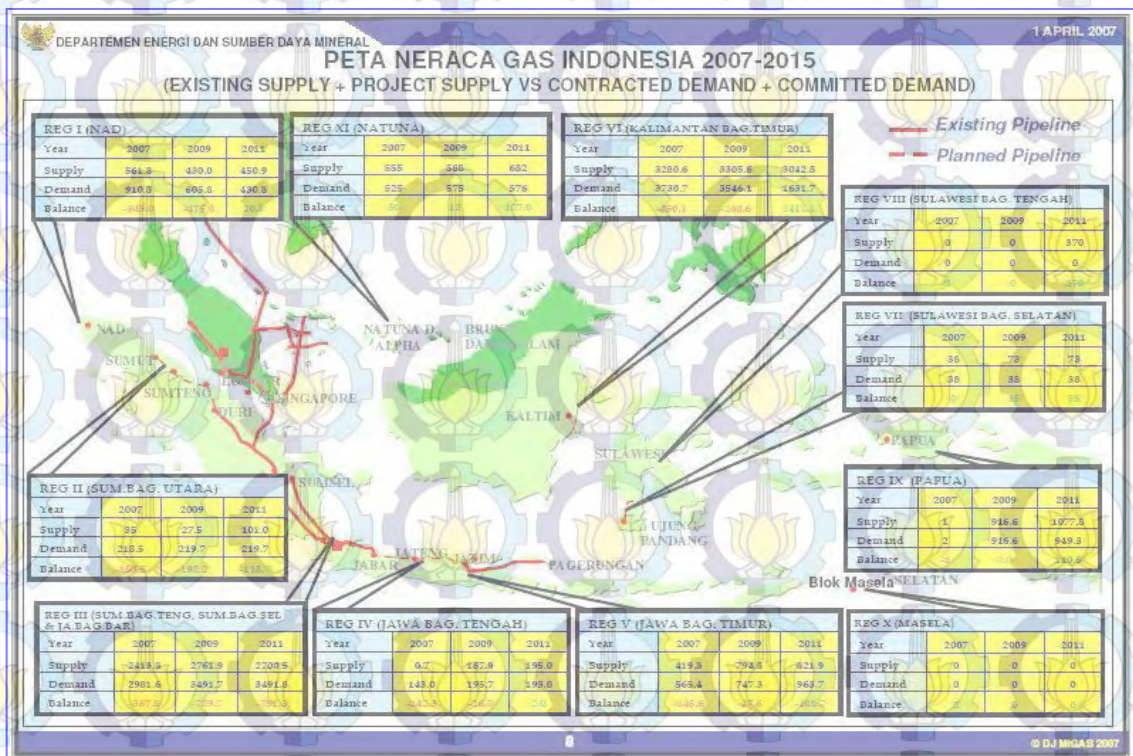
*“Menjadi seorang peneliti handal dan sukses merupakan cita-cita penulis serta mengamalkan ilmu yang dimiliki untuk bekal dunia akhirat”.*

*E-mail: [munirradyet@rocketmail.com](mailto:munirradyet@rocketmail.com)*

# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1 LATAR BELAKANG

Gas alam sebagai sumber energi dan sumber bahan baku memiliki peran penting di Indonesia saat ini dan masa mendatang. Potensi gas alam yang dimiliki Indonesia berdasarkan status tahun 2008 mencapai 170 *Trillion Specific Cubic Feet* (TSCF) dan produksi per tahun mencapai 2,87 TSCF, dengan komposisi tersebut Indonesia memiliki *reserve to production* (R/P) mencapai 59 tahun [ESDM, 2014]. Gas bumi masih memiliki potensi besar untuk dikembangkan, untuk itu maka pemerintah dalam rangka mendukung perencanaan pasokan gas untuk pemenuhan kebutuhan dalam negeri melakukan kajian dan menetapkan Neraca Gas Bumi Indonesia 2007-2015 dan menetapkan Rencana Induk Jaringan Transmisi dan Distribusi Gas Alam Nasional serta memprioritaskan pemanfaatan melalui Kebijakan Penetapan Alokasi dan Pemanfaatan Gas Alam dalam Negeri.



Gambar 1.1 Peta Neraca Gas Indonesia 2007-2015  
(sumber: Neraca Gas Indonesia 2007-2015,ESDM)

Terkait dengan pemanfaatan gas bumi untuk domestik, pemerintah telah mengeluarkan Peraturan Menteri ESDM No.03 Tahun 2010 tentang Alokasi dan



Pemanfaatan Gas Bumi Untuk Kebutuhan Dalam Negeri. Menteri ESDM menetapkan alokasi gas bumi untuk ini bertujuan untuk menjamin ketersediaan gas bumi untuk kebutuhan dalam negeri secara optimal dengan mempertimbangkan ketersediaan infrastruktur dan keekonomian pengembangan lapangan gas bumi.

Berdasarkan peta neraca gas tersebut diatas terlihat bahwa Blok MASELA adalah blok yang memiliki cadangan gas namun belum di kelola, berdasarkan data SKK MIGAS, Blok tersebut memiliki cadangan gas sebesar 9,18 TCF yang dapat diproduksi selama 50 tahun. Blok MASELA terletak dilepas pantai, yaitu Laut Arafura sekitar 155 km arah barat daya kota Saumlaki, dan sisi selatan Blok tersebut tepat pada perbatasan perairan Indonesia-Australia. Jarak terdekat dari sumur yang akan di bor adalah sekitar 85 km dari ujung selatan kepulauan Tanimbar yang jauh dari kawasan konservasi dan tidak bersilangan dengan jalur pelayaran.

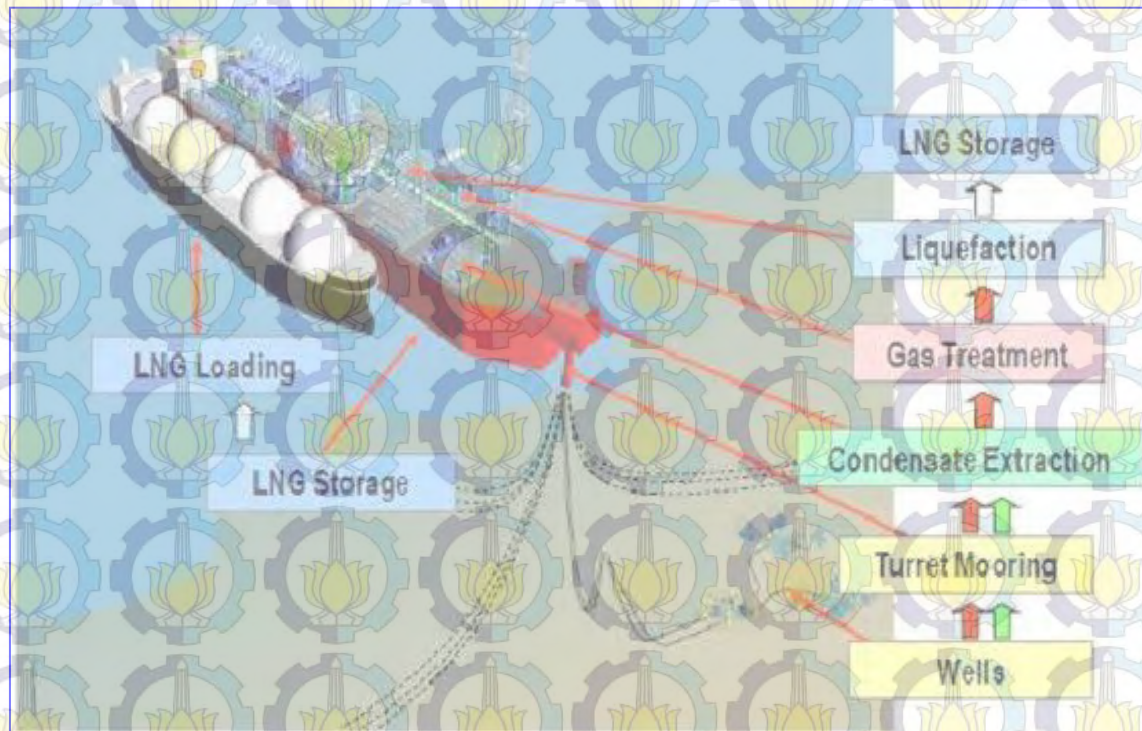


Gambar 1.2 Lokasi Blok ABADI

(sumber: <http://bharatanews.com>)

Pemerintah Indonesia saat ini tengah melakukan perencanaan untuk eksploitasi blok tersebut dengan membangun sebuah *Floating Liquefied Natural Gas (FLNG)*, dimana FLNG adalah sebuah bangunan terapung yang berfungsi sebagai terminal atau tempat penyimpanan sementara LNG yang akan didistribusikan pada kapal-kapal lain seperti

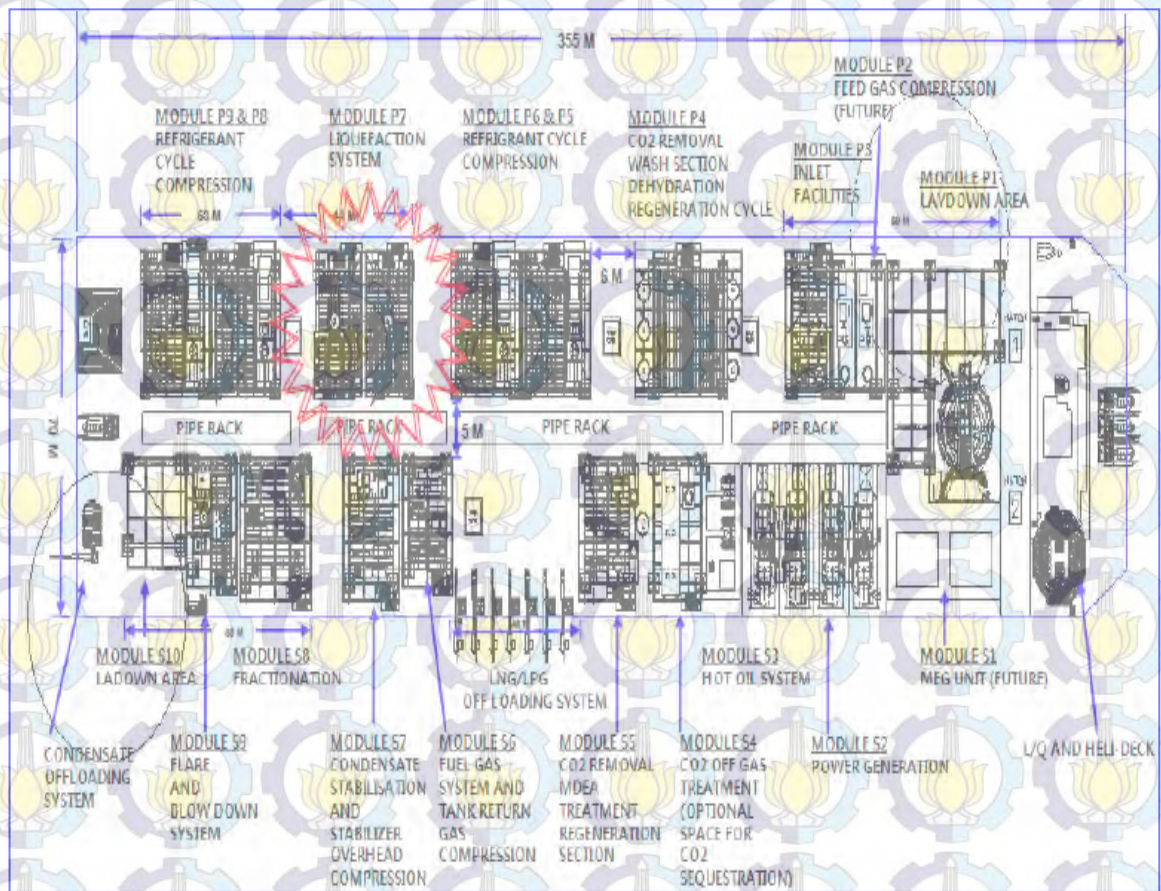
*LNG Carrier* atau *shuttle tanker*. Dibuatnya bangunan terapung ini dianggap lebih efisien, karena dalam proses pengiriman LNG, perusahaan yang berkepentingan tidak perlu menyimpan LNG ke terminal yang di daratan dan kemudian ditransfer kembali ke tempat tujuannya.



Gambar 1.3 Rantai proses produksi gas FLNG  
(sumber:<http://majarimagazine.com>)

FLNG adalah sebuah instalasi gas yang dibangun sebagai suatu fasilitas mandiri yang dapat menerima gas dari *subsurface*, melakukan *processing* (pengolahan, pemisahan, dan pencairan), penyimpanan, dan *off-loading* di suatu lapangan gas di laut. Pada desain FLNG, kilang *gas liquefaction* yang akan di install diatas geladak berukuran besar dan kompleks, tetapi itu semua harus cukup ditempatkan diatas deck dengan ruang yang terbatas. Hal ini dapat menimbulkan risiko adanya kebocoran gas dengan risiko-risiko yang timbul maka peralatan dalam operasi pertambangan minyak dan gas alam wajib dilaksanakan pemeriksaan Keselamatan Kerja [DIRJEN MIGAS, 84.K/38/DJM/1998]. Untuk itu pengadaan sebuah instalasi yang dibangun dengan tujuan pengolahan gas alam harus memenuhi syarat-syarat teknis dan keselamatan kerja yang sesuai dengan sifat-sifat khusus dari proses dan lokasi yang bersangkutan [Peraturan Pemerintah no.11,1979]. Dalam mendirikan instalasi pertambangan harus dilakukan tindakan-tindakan sedemikian rupa sehingga: a. dapat menjamin keamanan pekerja; b. dapat menjamin keamanan pelayaran; c. dapat mencegah kemungkinan rusaknya

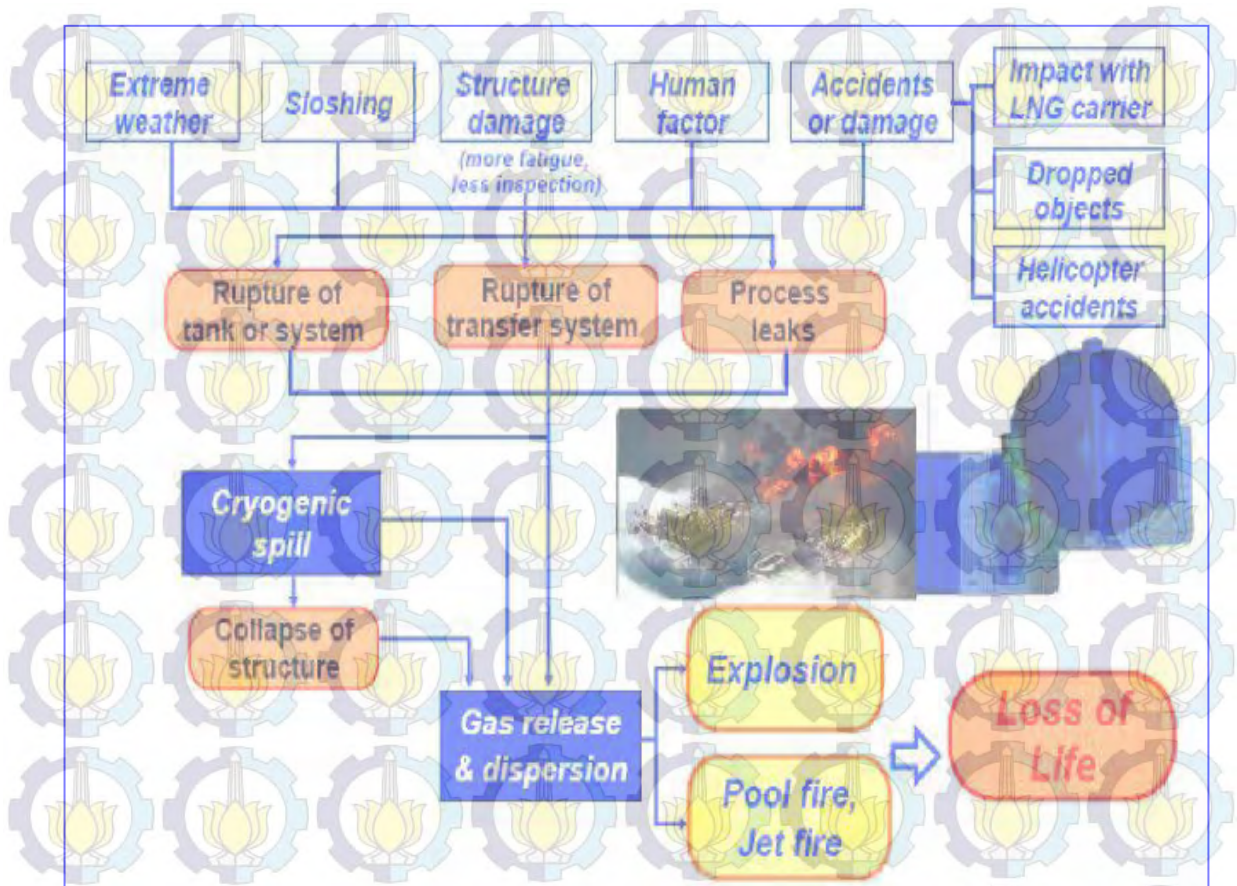
kabel atau pipa penyalur dibawah permukaan air; d. dapat dicegah kemungkinan pelongsoran, penggeseran, dan penghanyutan instalasi pertambangan [Peraturan Pemerintah No. 17 Tahun 1974].



Gambar 1.4 Topside General Arrangement of FLNG

(sumber:Kiil Nam, dkk (tanpa tahun))

Minimnya pengalaman proses *liquefaction* yang pernah dibuat diatas *floating facility unit* dan terhadap pengaruh olah gerak FLNG ataupun pengaruh lainnya sehingga menimbulkan ketidakpastian pada beberapa teknologi yang akan digunakan. Dalam perencanaan sebuah instalasi FLNG harus memperhatikan banyak hal penting salah satunya adalah Instalasi gas *liquefaction process* Namun dengan adanya gangguan terhadap instalasi tersebut baik gangguan internal ataupun *external* sehingga dapat menyebabkan kerusakan pada sistem yang dapat mengakibatkan kebocoran gas hingga terjadinya kebakaran diatas deck FLNG dan berdampak pada instalasi lainnya melalui gas yang terdispersi.



Gambar 1.5 Cause of fire accident

(sumber: <https://pmahatrisna.wordpress.com/category/oil-gas/>)

Walaupun sistem proteksi kebakaran sudah diatur sejak awal desain namun tetap saja setiap kebakaran akan muncul baik dalam skala kecil ataupun skala besar, maka dari itu perlu dibuat sebuah pengembangan eksperimental dalam sistem proteksi kebakaran terhadap sistem-sistem instalasi diatas FLNG dalam hal ini adalah sistem instalasi *gas liquefaction*. Dari pengamatan terhadap adanya gejala tersebut, maka peneliti tertarik untuk melakukan analisa risiko kebakaran terhadap instalasi tersebut dengan memodelkan gas-gas yang terdispersi tersebut serta dampak sebaran gas yang mengakibatkan ledakan hingga akhirnya terjadi kebakaran.

## 1.2 RUMUSAN MASALAH

Perumusan masalah terkait yang akan dikaji dalam tugas akhir ini sebagai berikut:

1. Menentukan identifikasi hazard yang mungkin terjadi pada FLNG ketika proses operasional *gas liquefaction unit*.
2. Menentukan analisa frekuensi setiap kejadian pada FLNG ketika proses operasional *gas liquefaction unit*.
3. Menentukan analisa konsekuensi setiap kejadian pada FLNG ketika proses operasional *liquefaction unit*.
4. Menentukan representasi risiko dari hasil analisa frekuensi dan analisa konsekuensi
5. Bagaimana melakukan proses mitigasi jika level risiko tidak bisa diterima pada FLNG ketika proses operasional *gas liquefaction unit*.

## 1.3 BATASAN MASALAH

Dari permasalahan yang harus diselesaikan di atas maka perlu adanya pembatasan masalah serta ruang lingkungannya agar dalam melakukan analisa nantinya tidak melebar dan mempermudah dalam melakukan analisa, batasan tersebut yaitu penilaian risiko kebakaran terhadap instalasi proses *gas liquefaction unit* dengan skenario bahwa terjadinya *gas release* akibat *overpressure* pada pipa gas sehingga mengakibatkan *pipe rupture* dan akhirnya gas terdispersi menimbulkan *jet fire*, *fire flash* dan *gas explosion*. Kondisi tersebut akan dimodelkan dengan menggunakan *software* ALOHA sebagai fungsi dari dari konsekuensi yang ditimbulkan. Metode penilaian risiko yang dilakukan adalah dengan menggunakan peraturan *American Bureau of Shipping (ABS) Risk Assessment Applications for The Marine and Offshore Oil and Gas Industries*, *flow release rate* dengan *International Association of Oil and Gas Procedures* dan *A Guide To Quantitative Risk Assessment for Installations*.

#### 1.4 TUJUAN

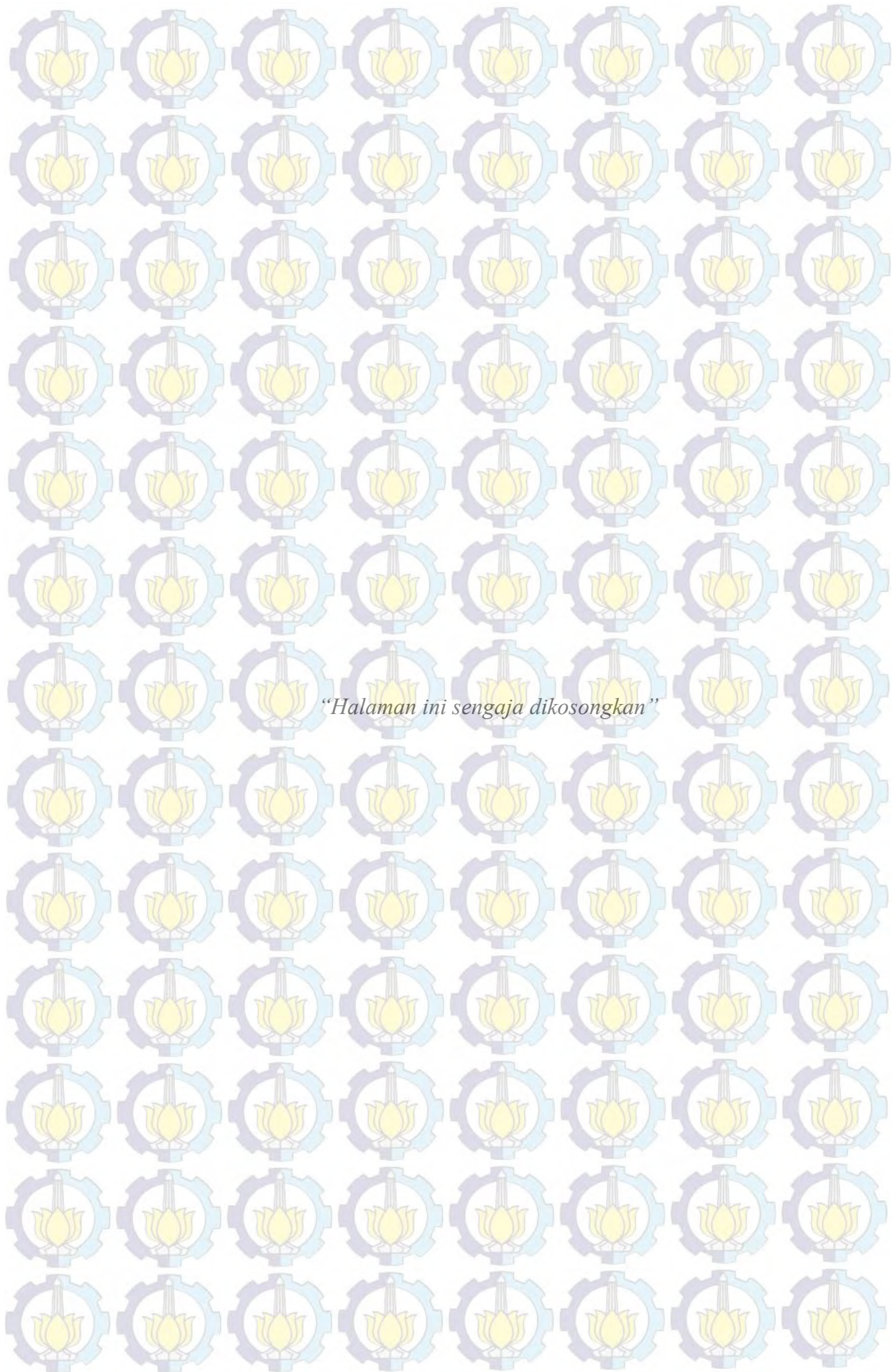
Tujuan penulisan Tesis ini adalah :

1. Menentukan bahaya yang mungkin terjadi pada FLNG ketika proses operasional *gas liquefaction unit* dengan *Hazard Identification*.
2. Menentukan frekuensi kejadian pada FLNG ketika proses operasional *gas liquefaction unit*.
3. Menentukan konsekuensi pada FLNG ketika proses operasional *gas liquefaction unit*.
4. Menentukan hasil representasi risiko dari analisa frekuensi dan konsekuensi
5. Mengusulkan bentuk mitigasi yang tepat jika level risiko tidak bisa diterima ketika proses operasional *gas liquefaction*.

#### 1.5 MANFAAT PENULISAN

Manfaat yang dapat diperoleh dari penulisan Tesis ini antara lain :

1. Dapat mengetahui dampak yang ditimbulkan terhadap terjadinya kebakaran untuk sebuah unit *gas liquefaction* bangunan FLNG
2. Dapat mengetahui tingkat bahaya yang sering terjadi pada sebuah bangunan FLNG
3. Dapat dijadikan referensi khusus dalam pengambilan keputusan terhadap penilaian risiko kebakaran pada bangunan FLNG
4. Referensi teknis untuk keperluan akademik
5. Referensi teknis untuk pengembangan dan penelitian terhadap *risk assessment* pada bangunan FLNG untuk masa mendatang



*“Halaman ini sengaja dikosongkan”*

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

### 2.1 Tinjauan Pustaka

Setiap instalasi lepas pantai memiliki potensi untuk menyebabkan kerusakan, seperti rusaknya instalasi, kerugian dari segi biaya hingga hilangnya nyawa. Situasi fisik yang memiliki potensi untuk menyebabkan kerusakan tersebut dikenal sebagai bahaya [Spouge, J, 1999]. Hasil proses produksi dari FLNG adalah zat yang sangat mudah terbakar dan meledak dengan titik pengapian pada suhu 650°C, perambatan api yang cepat, massa yang besar serta laju pembakaran sekitar dua kali lebih banyak daripada bensin, temperatur nyala yang tinggi, sehingga pembakaran radiasi panas yang kuat, mudah untuk membentuk penyebaran api.

Fenomena lain yang terjadi dari proses produksi FLNG adalah *BLEVE* (cairan mendidih memperluas ledakan uap) merupakan fenomena fisik yang ledakan yang dihasilkan dari kegagalan bejana berisi cairan pada suhu jauh di atas titik didih pada tekanan atmosfer normal [CCPS, 1994]. Pada kondisi lambung kapal dengan muatan cargo cair umumnya terkoneksi dengan suhu ultra-rendah serta pendinginan lokal menghasilkan tegangan termal yang berlebihan sehingga dapat mengakibatkan risiko kerusakan pada konstruksi tangki. Dalam berbagai faktor risiko, kebocoran dan difusi gas merupakan faktor risiko yang paling penting seperti kebakaran, ledakan, keracunan menjadi perhatian yang fokus dalam pencegahan dan pemeliharaan proses produksi [Hui, S, 2012].

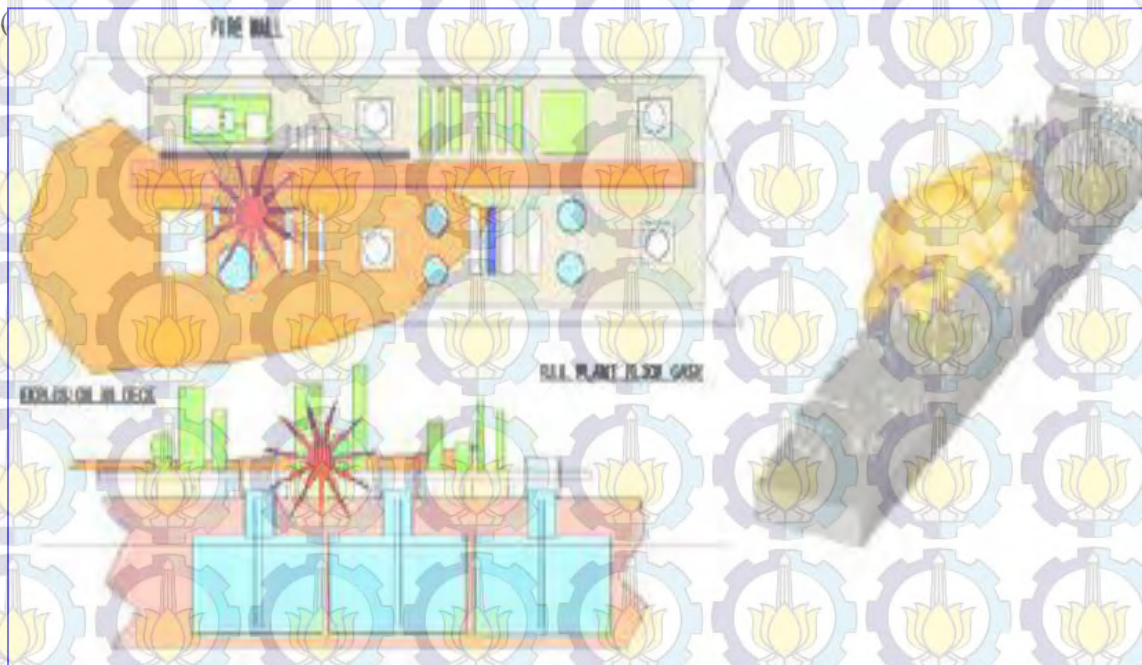
Risiko berbasis metode design untuk keselamatan sebuah bangunan FLNG mengandung Prinsip-prinsip keselamatan yang harus dipertimbangkan ketika melakukan studi teknik keamanan yang berkaitan dengan fasilitas FLNG, alasan yang terkait dengan kebutuhan untuk menggunakan pendekatan berbasis kinerja untuk fasilitas FLNG daripada pendekatan preskriptif telah digambarkan sebagai keuntungan yang utama dan kelemahan dari masing-masing pendekatan desain [Hocquet, dkk., 2000].

Untuk melakukan analisa risiko seperti metode *DOW* juga dapat digunakan untuk mengidentifikasi, menganalisis dan mengevaluasi api yang melekat atau potensi bahaya ledakan dalam proses operasi atau produksi, dan yang menyebabkan keseriusan konsekuensi untuk mengukur jumlah sistem atau risiko dari suatu tindakan



menurut indeks set, level, atau probabilitas [Jianhua, LI, dkk., 2012]. Dengan metode tersebut dilakukan identifikasi indeks bahaya kebakaran dan ledakan berdasarkan tingkat fatalitas kejadian dan diatasi dengan langkah-langkah pengamanan yang terkompensasi.

Ketika permasalahan melibatkan faktor-faktor risiko dan ketidakpastian, terjadi kesulitan dalam membangun suatu model matematis. Kompleksitas dan asumsi-asumsi dalam model matematis justru membatasi pemanfaatan model yang dikembangkan. Terlebih lagi, pada beberapa kasus, hubungan eksplisit antar variabel keputusan sukar untuk dimodelkan. Dalam situasi seperti ini, metode simulasi memberikan pendekatan alternatif untuk menganalisis rantai pasok dengan membangun lingkungan artifisial dimana perilaku dinamis dari risiko dapat dikaji



Gambar 2.1 Fire Modelling Gas Liquefaction system

(sumber: <https://pmahatrisna.wordpress.com/category/oil-gas/>)

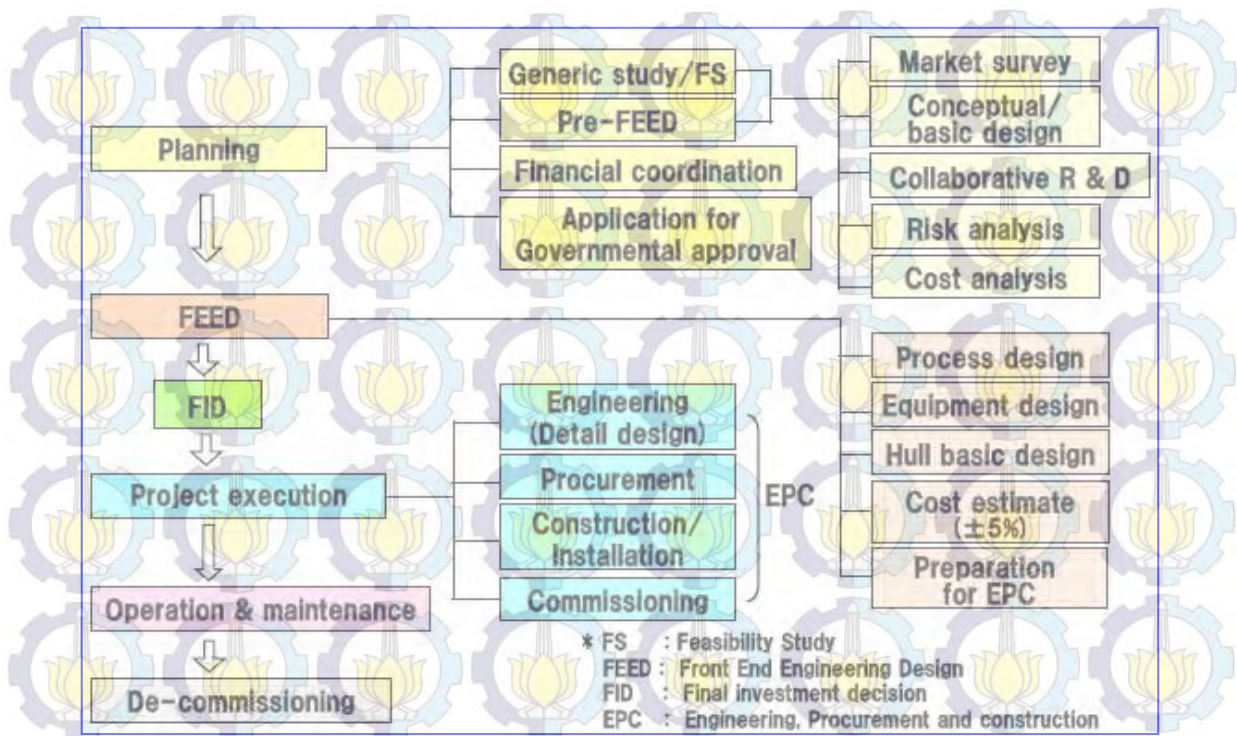
Simulasi merupakan pendekatan sistematis yang berguna untuk mempertimbangkan beberapa skenario yang bertujuan untuk memahami dampak relatif dan interaktif dari perubahan satu atau sejumlah variabel, dalam rangka mencari solusi optimal yang sulit dicapai melalui metode-metode optimasi (Manuj, dkk, 2009). Tujuan simulasi adalah untuk mendapatkan informasi mengenai perilaku sistem ataupun untuk membantu dalam proses pengambilan keputusan (Evans dan Olson, 2002).

Berbagai metode simulasi yang digunakan menjadi sesuatu yang sangat penting dalam hal pemilihan jenis perangkat yang akan dipakai dalam menerjemahkan sebuah risiko kebakaran. Simulasi yang digunakan disini adalah bertujuan untuk mengetahui seberapa besar dampak dari bahaya yang terjadi dalam hal ini pada sistem proses pemisahan serta dampak sebaran api yang terjadi. Disini penulis menggunakan software ALOHA (*Areal Location of Hazardous Atmospheres*). Dimana ALOHA adalah sebuah perangkat lunak yang menggunakan model Gaussian untuk memprediksi bagaimana gas yang sekitar sebagai apung seperti udara akan tersebar dalam atmosfer. Seperti "netral-apung" gas memiliki densitas yang sekitar sama seperti udara. Menurut model ini, angin dan turbulensi atmosfer adalah kekuatan yang menggerakkan molekul gas dirilis melalui udara sehingga sebagai awan lolos ditiup melawan arah angin, "pencampuran turbulen" menyebabkannya menyebar ke arah ke atas. Menurut model *Gaussian*, setiap *slice crosswind* dari polutan awan bergerak tampak seperti kurva berbentuk lonceng, tinggi di tengah dan di sisi bawah. Dengan pendekatan ini diharapkan dapat diketahui efek dari risiko yang terjadi pada proses pencairan gas ini.

## **2.2 Dasar Teori**

### **2.2.1 Deskripsi FLNG**

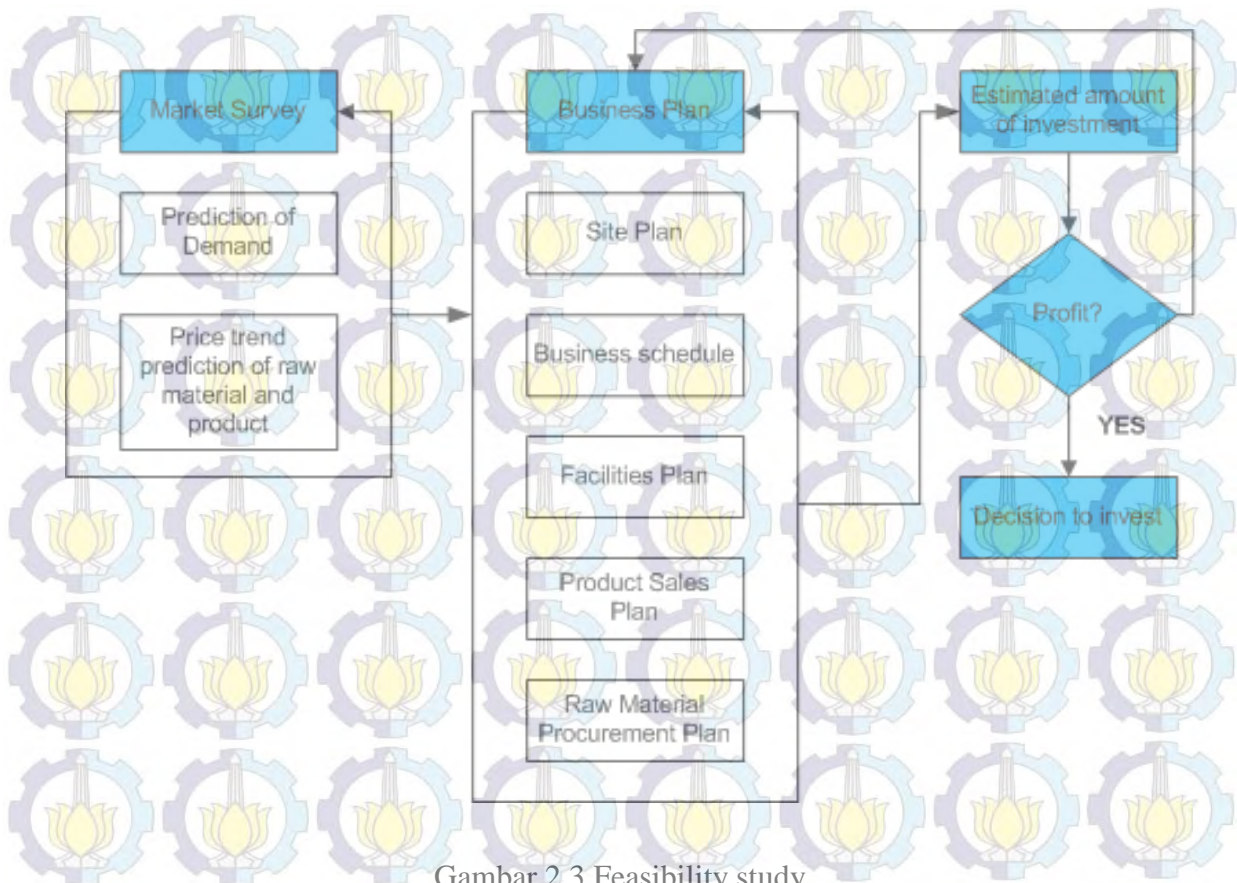
*Floating Liquefied Natural Gas (FLNG)* adalah sebuah bangunan terapung yang berfungsi sebagai terminal atau tempat penyimpanan sementara LNG yang akan didistribusikan pada kapal-kapal lain seperti LNG Carrier. FLNG merupakan perwujudan dari kumpulan beberapa proses/ sistem untuk memproduksi gas menjadi siap pakai. Pada desain sebuah FLNG unit, merupakan kilang *gas liquefaction* yang akan di install diatas geladak berukuran besar dan sangat kompleks dengan beberapa kumpulan sistem penunjang, tetapi itu semua harus cukup ditempatkan diatas deck kapal dengan ruang yang terbatas. Hal ini dapat menimbulkan risiko adanya kebocoran gas ke dalam ruang-ruang tertutup (*confined space*).



Gambar 2.2 Tahapan Proyek FLNG unit  
(sumber : <http://pmahatrisna.wordpress.com>)

Minimnya pengalaman proses liquefaction yang pernah dibuat diatas *floating unit* dan pengaruh olah gerak kapal, menimbulkan ketidakpastian pada beberapa teknologi yang akan digunakan. Pengaruh gelombang air laut pada keseluruhan peralatan proses dan permesinan pada hal ini harus benar-benar diperhitungkan, sehingga tindakan penanggulangan yang diperlukan dapat dimasukkan kedalam desain sejak awal. Pada gambar diatas dijelaskan tahapan proyek FLNG unit yang memiliki beberapa hal adalah sebagai berikut:

- a) *Feasibility study* (FS) merupakan sebuah metode yang digunakan untuk melakukan investigasi terhadap berbagai kemungkinan bahwa suatu ide/ gagasan adalah layak untuk dilanjutkan sebagai sebuah proyek. FS biasanya dilakukan beberapa kali dengan tingkat ketepatan yang berbeda-beda tergantung dari alur proyek yang sedang dikerjakan. FS diantaranya meliputi kegiatan-kegiatan sebagai berikut:



Gambar 2.3 Feasibility study

(sumber: Artana, 2012)

b) *Front End Engineering Design* (FEED) dilakukan untuk menentukan *basic engineering* dari fasilitas yang akan dibangun. FEED mencakup perhitungan kasar berbagai unsur teknis, jadwal dan biaya investasi yang akan dibutuhkan dalam pengembangan konsep sebuah FLNG unit. Serangkaian kegiatan yang dilakukan dari tahap tersebut yaitu melibatkan pihak-pihak yang terkait seperti owner, kontraktor, asuransi dan yang terpenting adalah pihak badan klasifikasi yang nantinya mengklasifikasikan kapal dan fasilitas-fasilitas yang ada pada unit FLNG tersebut hingga pada pengawasan.

Tabel 2.1. Perbedaan *FS*, *PRE-FEED* & *FEED*

<i>FS</i>	<i>PRE-FEED</i>	<i>FEED</i>
<i>Study based on selected gas field</i>	<i>Obtain project cost and schedule</i>	<i>Obtain ACCURATE project cost and schedule</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>- <i>Plant outline design</i></li> <li>- <i>gas field</i></li> <li>- <i>plant capacity and liquefaction process</i></li> <li>- <i>plant cost estimate (+/-30%)</i></li> <li>- <i>hull system study</i></li> <li>- <i>tank type selection</i></li> <li>- <i>offloading system selection</i></li> <li>- <i>classification society selection</i></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- <i>Plant design</i></li> <li>- <i>basic plant layout design</i></li> <li>- <i>safety risk analysis</i></li> <li>- <i>plant weight</i></li> <li>- <i>plant cost estimate (+/-20%)</i></li> <li>- <i>hull system study</i></li> <li>- <i>safety risk analysis</i></li> <li>- <i>hull fatigue analysis</i></li> <li>- <i>classification society review</i></li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- <i>Plant design</i></li> <li>- <i>detail design</i></li> <li>- <i>equipment design</i></li> <li>- <i>P&amp;ID HAZOP</i></li> <li>- <i>plant cost estimate (+/-5%)</i></li> <li>- <i>hull basic design</i></li> <li>- <i>safety risk analysis</i></li> <li>- <i>hull fatigue detail analysis</i></li> <li>- <i>classification society review</i></li> </ul>

(sumber: Artana, Presentasi FLNG di BKI, 2012)

c) *Engineering, Procurement and Construction (EPC)*

Berdasarkan pada kebutuhan dan hasil *FEED*, desain fasilitas dan integritas ruangnya akan diwujudkan secara lebih mendalam, parallel dengan mempertimbangkan jadwal proyek yang disediakan, proses pengadaan, *construction*, *commissioning*, dan *maintenance*.

Tabel 2.2. Tahapan *EPC*

<i>Engineering, Procurement and Construction (EPC)</i>
<i>Full execution of all project activities after FEED</i>
<ul style="list-style-type: none"> <li>- <i>Plant detail design</i></li> <li>- <i>process and equipment detail design</i></li> <li>- <i>plant layout detail design</i></li> <li>- <i>topside plant detail design</i></li> </ul>

Dilanjutkan.....

- *EPS full activities*
- *long lead item purchase order and delivery*
- *other items purchase order and delivery*
- *module fabrication and installation*
- *plant cost control*
- *project schedule control*
- *EPS full activities*
- *detail design, material purchasing, assembling and construction*
- *commissioning and trial*
- *classification society review*

(sumber: Artana, Presentasi FLNG di BKI, 2012)

### 2.2.2 Crew pada Unit FLNG

Untuk data mengenai crew/ pekerja yang akan bekerja pada saat proses produksi ditentukan berdasarkan pada standar yang digunakan. Adapun estimasi pekerja yang bekerja pada unit FLNG dapat dilihat pada tabel dibawah berikut ini:

Tabel 2.3. Crew pada FLNG

<i>Unit division</i>	<i>Number of person</i>	<i>Responsibility of</i>
<i>Management</i>	7	<ul style="list-style-type: none"> <li>- <i>Operation division</i></li> <li>- <i>Marine Division</i></li> <li>- <i>Loading/ Unloading Div.</i></li> <li>- <i>Production Div.</i></li> <li>- <i>Maintenance Div</i></li> <li>- <i>Service Div.</i></li> <li>- <i>Safety Div.</i></li> </ul>
<i>Loss management</i>	3	<i>Loss prevention Advices, Environment and Medical Services</i>
<i>Production</i>	15	<ul style="list-style-type: none"> <li>- <i>Refrigerant Cycle Compression</i></li> <li>- <i>Liquefaction System</i></li> <li>- <i>CO2 Removal Wash Section</i></li> <li>- <i>Dehydration Regeneration Cycle</i></li> <li>- <i>Inlet Facilities</i></li> </ul>

Dilanjutkan.....

Lanjutan Tabel 2.3

		<ul style="list-style-type: none"> <li>- Feed Gas Compression</li> <li>- Condensate Offloading System</li> <li>- Fractionation Train</li> <li>- Flare and Blowdown System</li> <li>- Condensate Stabilization and Stabilizer Overhead Compression</li> <li>- Offloading System</li> <li>- Fuel Gas System and Tank Return Gas Compression</li> <li>- CO2 Removal MDEA Treatment Regeneration Section</li> <li>- CO2 Off Gas Treatment Optional (Space for CO2 Sequestration)</li> <li>- Power Generation</li> </ul>
<i>Marine</i>	3	<i>Marine Supervisor, Marine Operation</i>
<i>Maintenance</i>	15	<i>Supervision, instrument Maintenance, Mechanical Maintenance, Electrical Maintenance, Telecommunication Maintenance, Scheduling</i>
<i>Services</i>	17	<i>Supervision, Helideck, Deck Crew Supervision, Operation, Crane Operation, Radio Operation, Accommodation Services</i>
<b>Total</b>	<b>60 person</b>	

### 2.2.3 Potensi bahaya dari FLNG

Pada saat perencanaan desain pada sebuah FLNG, faktor keselamatan harus menjadi pertimbangan utama mengingat *layout* dari seluruh instalasi harus dapat direncanakan untuk mengurangi kemungkinan terjadinya kecelakaan kerja. Hal ini dapat dicapai melalui penempatan instalasi yang tepat dan pemisahan area-area peralatan, dengan contoh sebagai berikut:

- i. Area proses harus dipisahkan dari bagian atas tangki penyimpanan *cargo* dengan menggunakan *deck plate* dan ruang udara yang cukup diatas dek.
- ii. Ruang penyimpanan *cargo* (LNG, LPG, dan *Condensate*) area harus di desain di dalam lambung kapal pada tekanan atmosfer.
- iii. Peralatan (*vessel, piping, receivers, etc*) yang memuat *hydrocarbon* harus dilindungi pengaruh luar seperti benda jatuh.
- iv. Pemisahan antara *flammable hydrocarbon* dan sumber api harus dilakukan secara maksimum.
- v. *Living Quarter* harus ditempatkan di area yang paling aman.
- vi. Perencanaan jalan keluar dan evakuasi harus disediakan dengan baik

Tabel 2.4. Potensi bahaya dan aturannya

No	Potential hazard	Rules
1.	<i>Floating Offshore Liquefied Gas Terminal</i>	<i>ABS, Chapter 2. Section 2. 11.5</i>
2.	Data laju kegagalan	<i>Offshore Reliability Data DNV, Edisi 4</i>
3.	<i>Explosion and flash fire probability</i>	<i>Chemical Engineering Transaction</i>
4.	<i>Ignition probability</i>	<i>International Association of Oil and Gas Procedures</i>

Adapun hasil produksi yang dihasilkan oleh FLNG unit tersebut adalah *Liquefied Natural Gas* (LNG) merupakan produk yang harus memiliki penanganan khusus dan disimpan pada suhu serendah -259 ° F (-162 °C). LNG biasanya mengandung 85% - 96% *metana* secara volume, dengan sisanya menjadi *hidrokarbon* ringan sebagian besar lainnya seperti *etana, propana, butana*, dan sampai 1% *nitrogen*. *Metana* mudah terbakar di udara pada 5 sampai 15% (dengan volume). Pada tekanan 1 atmosfer dan suhu -259 ° F (-162 °C), titik didih normal , LNG bisa menguap, membentuk uap, yang memiliki berat jenis 1,7. Namun, uap LNG pada suhu kamar lebih ringan dari



udara, dan *gravitasi* tertentu relatif terhadap udara adalah 0,55. Oleh karena itu, uap LNG dari rilis cairan akan cenderung untuk tinggal di dekat permukaan tanah atau air sampai bercampur dengan udara dan menghangatkan dengan suhu sekitar -162 ° F (-108 ° C), di mana titik itu akan menjadi kurang padat daripada udara dan cenderung meningkat dan membubarkan lebih cepat.

*Gas dispersion* dari LNG (*gas methane*) dapat merusak sistem pernapasan bahkan menyebabkan kematian tergantung dengan kadar ppm dari gas methane yang keluar. Pada Tabel dibawah berikut disajikan data kadar ppm gas *methane* serta dampak yang ditimbulkan bagi manusia

Tabel 2.5. Kadar ppm Gas Methane dan Bahayanya

Kadar %	ppm	Efek Terhadap Manusia
<5	50.000	Tidak beracun
14	140.000	Gas <i>methane</i> memiliki kemampuan mengurangi kadar oksigen di atmosfer
30	300.000	Depresi sistem saraf pusat

(Source: Balai Pelatihan Kesehatan)

#### 2.2.4 Penilaian Risiko

Penilaian risiko adalah proses pengumpulan data dan sintesis informasi untuk mengembangkan pemahaman risiko sebuah objek tertentu. Risiko dapat diartikan bahwa representasi risiko diperoleh dengan menghubungkan tingkat frekuensi kemunculan bahaya dan tingkatan kosekuensi yang diakibatkan oleh munculnya bahaya tersebut [Artana, 2013].

$$\text{Risiko} = \text{Frekuensi} \times \text{Konsekuensi} \quad (1.1)$$

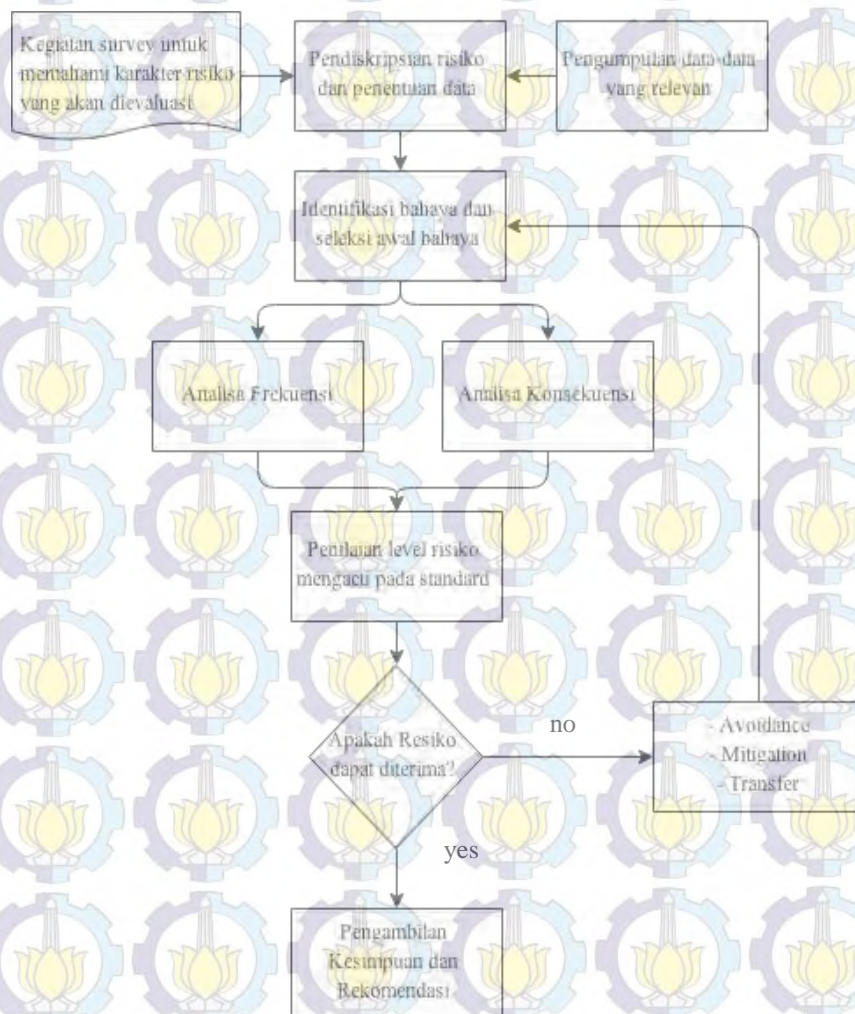
Dimana:

Risiko = Potensi kerugian atau terjadinya kerusakan yang disebabkan adanya bahaya dan kegagalan.

Frekuensi = Frekuensi kemungkinan terjadinya kejadian yang tidak diinginkan persatuan waktu, biasanya satu tahun.

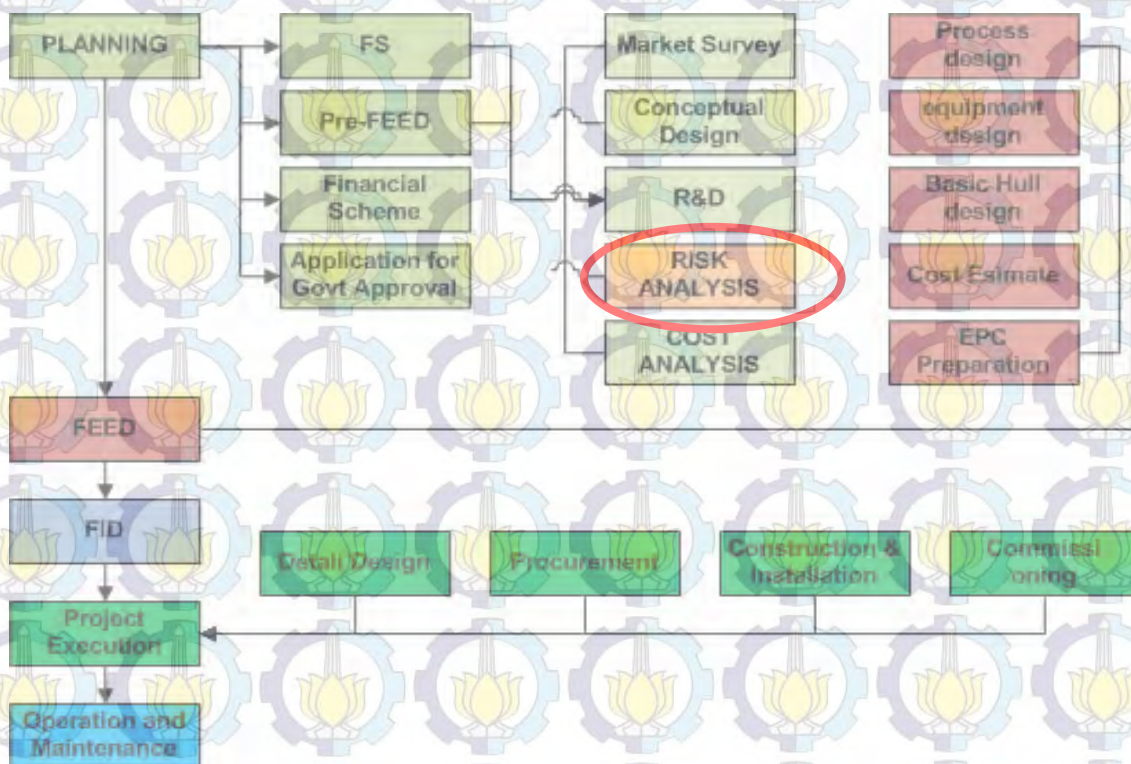
Konsekuensi = Konsekuensi yang meliputi besar/ tingkat dari kerusakan, kerugian, dan juga jumlah orang yang dipengaruhi (terluka/ terdampak) yang ditimbulkan karena adanya bahaya.

Penilaian risiko kebakaran merupakan persyaratan utama untuk setiap tempat kerja. Bahkan api kecil bisa berakibat fatal dan akan memiliki implikasi kerugian baik jiwa maupun material. Terdapat banyak hal yang mengindikasikan penyebab terjadinya kebakaran, termasuk yang disebabkan oleh perilaku manusia (*human error*). Analisis risiko mempertimbangkan berbagai kriteria seperti probabilitas terjadinya risiko, *level* risiko dan dampaknya, serta prioritas risiko sesuai dengan *output* dari proses ini (Giannakis dan Louis, 2011), berikut adalah posisi analisa risiko dari sebuah proyek FLNG. Berikut gambar dibawah ini adalah langkah-langkah penilaian risiko secara umum dengan asumsi pendekatan-pendekatan penilaian risiko yang berbeda-beda yang biasanya tergantung pada obyek yang dinilai risikonya, metode yang digunakan dalam analisa frekuensi dan konsekuensinya, representasi risiko, standar yang diacu dalam penilaian risikonya serta asumsi-asumsi yang diambil dalam kuantifikasi frekuensi dan konsekuensi [Artana, 2013].



Gambar 2.4 Tahapan penilaian risiko secara umum  
(Sumber: Artana,2013)

Dengan memperbaiki tindakan tidak aman (*unsafe act*) dan kondisi lingkungan kerja maka penyebab terjadinya kebakaran dapat dikurangi. Program proteksi kebakaran membutuhkan investasi baik personel kebakaran, peralatan kebakaran, waktu dan biaya-biaya lain yang cukup besar bagi perusahaan, namun hal ini dapat dijustifikasi dengan memperlihatkan bukti-bukti kerugian yang diakibatkan oleh kebakaran. Investasi yang ditanamkan untuk program pencegahan kebakaran sangatlah jauh lebih kecil jika dibandingkan dengan kerugian yang dapat terjadi akibat kebakaran, terlebih bila kejadian tersebut terjadi pada sebuah instalasi yang memiliki harga yang sangat tinggi seperti bangunan lepas pantai FLNG.



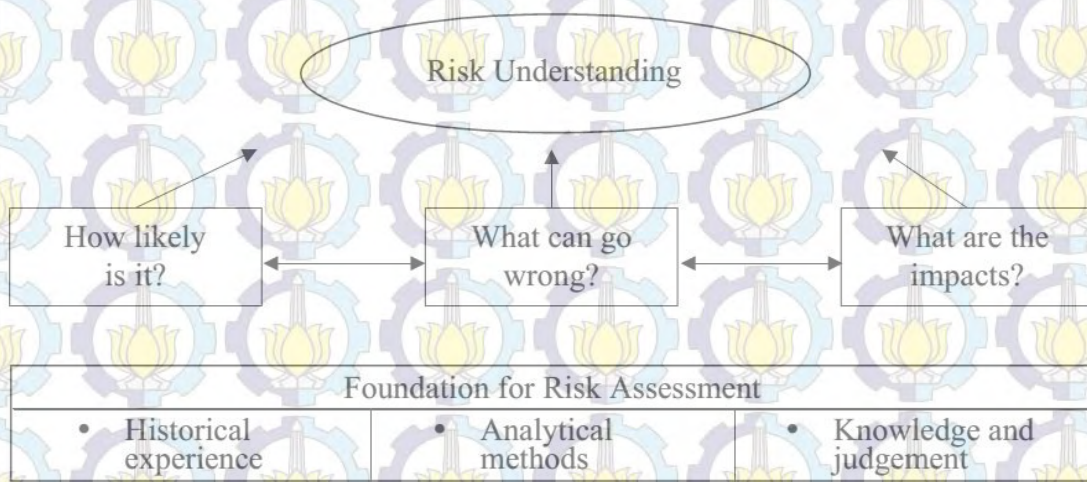
Gambar 2.5 Posisi analisa risiko pada Proyek FLNG  
(sumber: <http://pmahatrisna.wordpress.com>)

Dalam Perlindungan kebakaran yang memadai dari sebuah bangunan FLNG tergantung pada penilaian berbagai ruang diatas bangunan tersebut. Faktor-faktor ini meliputi: beban bahan bakar, probabilitas relatif dari pengapian, nilai, awak kapal, pelatih pemadam kebakaran, sistem deteksi, sistem pencegah kebakaran portabel dan diinstal, dan hambatan api secara pasif yang melekat pada desain kapal. Terlebih lagi instalasi sebuah FLNG adalah sangat kompleks sehingga memerlukan penanganan

khusus sesuai standar yang ada. Penilaian risiko tidak mungkin dilakukan tanpa mengacu pada peraturan/ standar yang disepakati bersama [Artana, 2013].

Telah banyak badan klasifikasi yang mengeluarkan peraturan-peraturan tentang penilaian risiko kebakaran seperti pada badan klasifikasi bertaraf internasional dan memiliki perseptif yang berbeda-beda terhadap penilaian risiko kebakaran.

Untuk memperoleh pemahaman tentang risiko suatu operasi, seseorang harus menjawab tiga pertanyaan seperti yang digambarkan pada gambar Berikut ini [American Beareu Shipping, 2000]



Gambar 2.6 Element of Risk Assessment

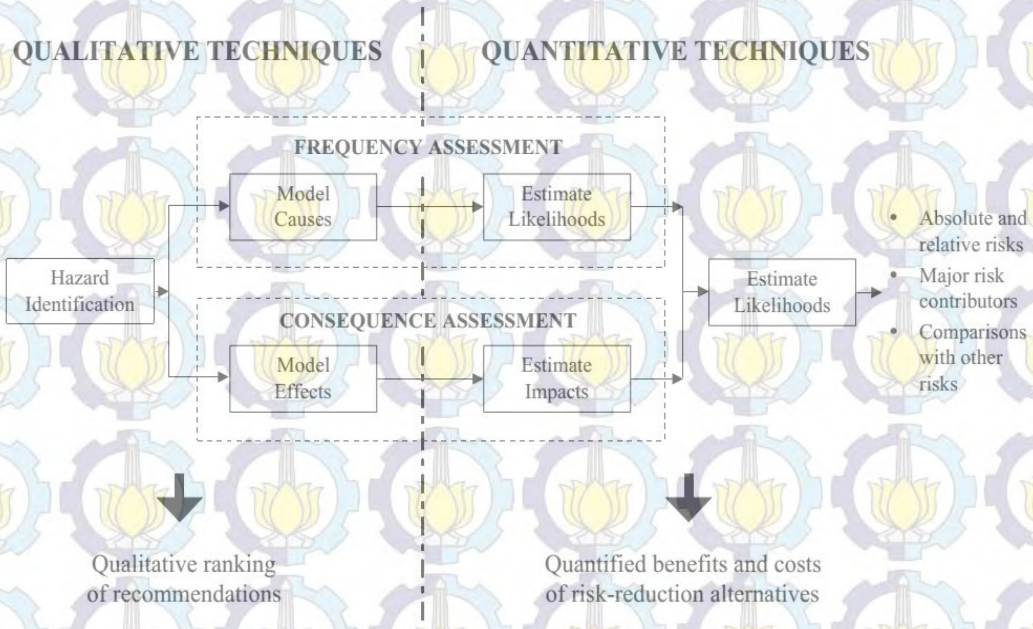
(sumber :ABS Guidance Note Risk Assessment of Oil and Gas Industries)

Dari gambar tersebut dijelaskan beberapa hal berikut:

- i) Hal apa saja yang bisa menyebabkan kemungkinan terjadinya bahaya?
- ii) Berapa besar kemungkinan terjadinya bahaya?
- iii) Apa saja dampak yang ditimbulkan dari bahaya yang terjadi?

Jawaban kualitatif untuk satu atau lebih dari pertanyaan-pertanyaan ini seringkali cukup untuk membuat keputusan yang baik. Sehingga dalam pengambilan sebuah keputusan dari akhir penilaian risiko sangat menentukan apakah tahapan penilaian risiko yang dilakukan telah sukses dilakukan atau tidak. Penilaian risiko bertujuan untuk mengetahui tingkat probabilitas dan dampak yang ditimbulkan dari sumber-sumber risiko rantai pasok secara sistematis, baik menggunakan metode kuantitatif maupun kualitatif (Hallikas, dkk, 2004; Tang dan Tomlin, 2009; Singhal, dkk, 2011). Ketika data-data masa lalu memadai, maka penilaian risiko secara kuantitatif menjadi lebih bermanfaat. Jika terjadi sebaliknya, maka pendekatan

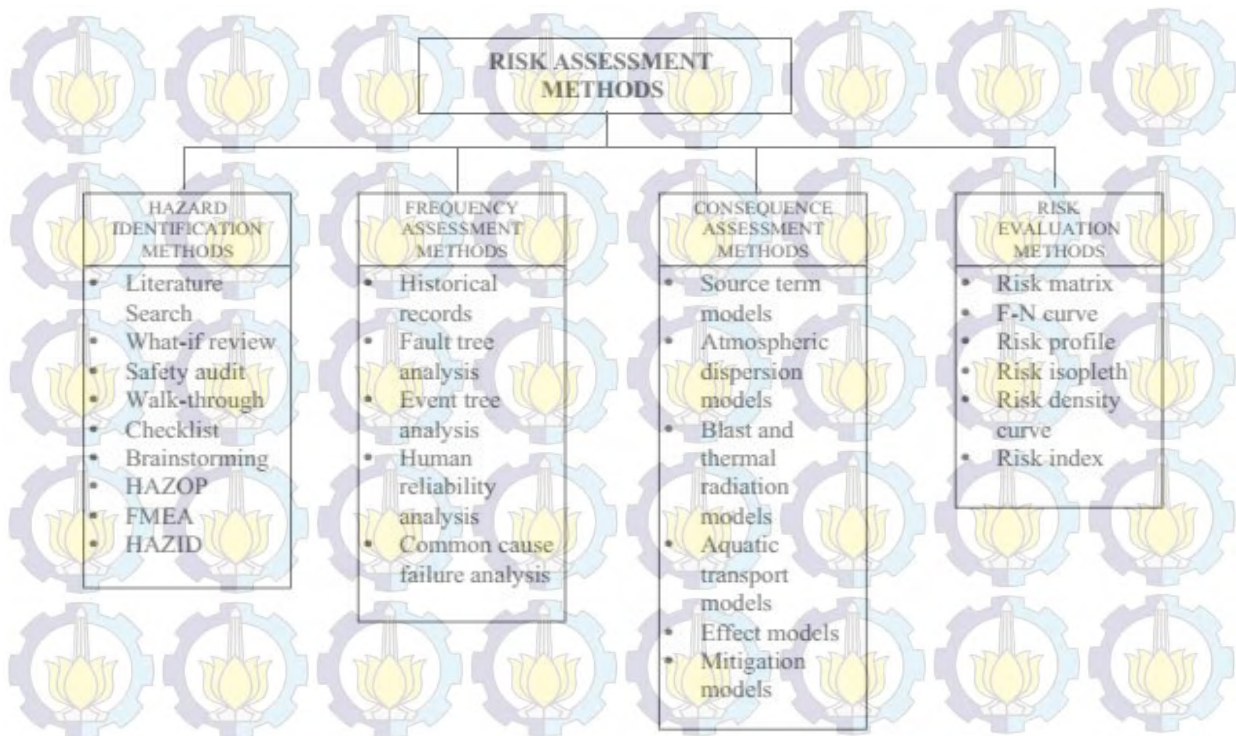
kualitatif menjadi lebih tepat untuk digunakan (Singhal, dkk, 2011). Tingkat informasi yang diperlukan untuk membuat keputusan sangat bervariasi. Dalam beberapa kasus, setelah mengidentifikasi bahaya, metode kualitatif digunakan untuk menilai frekuensi dan konsekuensi yang memuaskan. Dalam kasus lain, analisis kuantitatif lebih rinci diperlukan untuk melakukan identifikasi risiko [American Beareu Shipping, 2000].



Gambar 2.7 Penilaian risiko kualitatif dan kuantitatif

(sumber :ABS Guidance Note Risk Assessment of Oil and Gas Industries)

Penilaian risiko yang baik adalah penilaian yang dilakukan dengan langkah-langkah yang jelas dalam melakukan identifikasi risiko dan tidak memandang bahwa semua risiko itu akan berakibat buruk terhadap sebuah objek tergantung dari metode penilaian risiko yang digunakan [Clusif, 2009]. Untuk menentukan tingkat risiko, pada proses penilaian risiko diterapkan empat langkah dasar yang ditunjukkan pada gambar dibawah, yaitu: 1). Identifikasi Bahaya, 2). Penilaian Frekuensi., 3). Penilaian Konsekuensi, dan 4). Evaluasi Risiko [American Beareu Shipping, 2000].



Gambar 2.8 *The Risk Assessment Methods*

(sumber : ABS Guidance Note Risk Assessment of Oil and Gas Industries)

Berdasar pada gambar tersebut diatas dapat dijelaskan sebagai berikut:

- 1) **Hazard identification**, pada tahap ini dilakukan identifikasi terhadap bahaya yang mungkin terjadi dan identifikasi terkait peristiwa yang memiliki potensi untuk menghasilkan konsekuensi yang signifikan. Analisa bahaya dari fasilitas bangunan lepas pantai dapat dilakukan dengan mengidentifikasi potensi bahaya yang dapat mengakibatkan konsekuensi kepada personil (misalnya, cedera dan kematian), lingkungan (tumpahan minyak dan polusi), dan aset keuangan (misalnya, kehilangan produksi/ *delay*). Teknik identifikasi bahaya dapat diterapkan untuk seluruh atau sebagian dari fasilitas atau kapal untuk menganalisis prosedur operasional. Dalam melakukan identifikasi umumnya sistem yang dianalisa akan dipecah menjadi beberapa bagian sub-sistem dan selanjutnya sebuah tim akan melakukan evaluasi dengan metode *brain storming* atau dibantu dengan seperangkat *checklist* [Artana., 2013]. Serta dengan menggunakan metode **HAZOP**. HAZOP (*Hazard operability*) merupakan teknik terstruktur dan sistematis untuk memeriksa sebuah sistem, dengan tujuan [BS IEC 61882:2001]:

- i. Mengidentifikasi potensi bahaya dalam sistem. Bahaya yang terlibat dapat mencakup baik yang pada dasarnya relevan hanya untuk daerah dari sistem dan orang-orang dengan widersphere banyak pengaruh, misalnya beberapa bahaya lingkungan.
- ii. mengidentifikasi masalah potensial pengoperasian dengan sistem dan khususnya mengidentifikasi penyebab gangguan operasional dan cenderung mengarah pada penyimpangan produksi yang tidak sesuai.



Gambar 2.9 *The HAZOP study procedure*  
(sumber: BS IEC 61882:2001)

Metode ini lebih banyak digunakan untuk mengevaluasi atau mengidentifikasi bahaya dilevel sistem dengan pendekatan kualitatif [Artana, 2013].

STUDY TITLE: PIEZO VALVE CONTROL SYSTEM						SHEET: 1 of 3		
Drawing No.:			REVISION No.:			DATE:		
TEAM COMPOSITION: Development engineer, System engineer, Quality manager.						MEETING DATE: 04.11.97		
Part considered:		State 1: System closes valve						
Design intent:		Transfer a defined quantity of electrical charge to the piezo actuator to close the valve at a defined time						
Element	Guide word	Deviation	Possible causes	Consequences	Safeguards	Comments	Actions required	Action allocated to
Input Charge in C1	NO	No charge, including don't transfer	Power outage Failure of converter Fault in C1 T1 is permanently closed T2 is permanently open T1 faulty Diodes (D1, D3) failure: - Diode D1 with open circuit; no current flows - Diode D3 shorted; shortcut via D4 to low side of piezo valve or via R to ground C2 faulty Broken wires T4 faulty R faulty T3 faulty	No flow via C2 into piezo valve Valve does not close; permanently open Reactive material running into the vessel	None	Situation not acceptable Design change required	High-level alarm Test routine	J. Smith

Gambar 2.10 Contoh HAZOP  
(sumber: BS IEC 61882:2001)

2) **Frequency Assessment**, setelah melakukan identifikasi bahaya maka selanjutnya adalah menentukan tingkat frekuensi dari bahaya yang telah teridentifikasi. metode analisa frekuensi sangat tergantung dari *hazard* yang dianalisa dan pada struktur baru biasanya menggunakan data statistik namun model akan sangat berbeda untuk masing-masing *hazard scenario* seta analisa frekuensi juga sering menggunakan joint probability dengan banyak menggunakan asumsi [Artana, Presentasi FLNG di BKI, 2012]. Beberapa metode yang dapat digunakan dalam analisa frekuensi ini seperti:

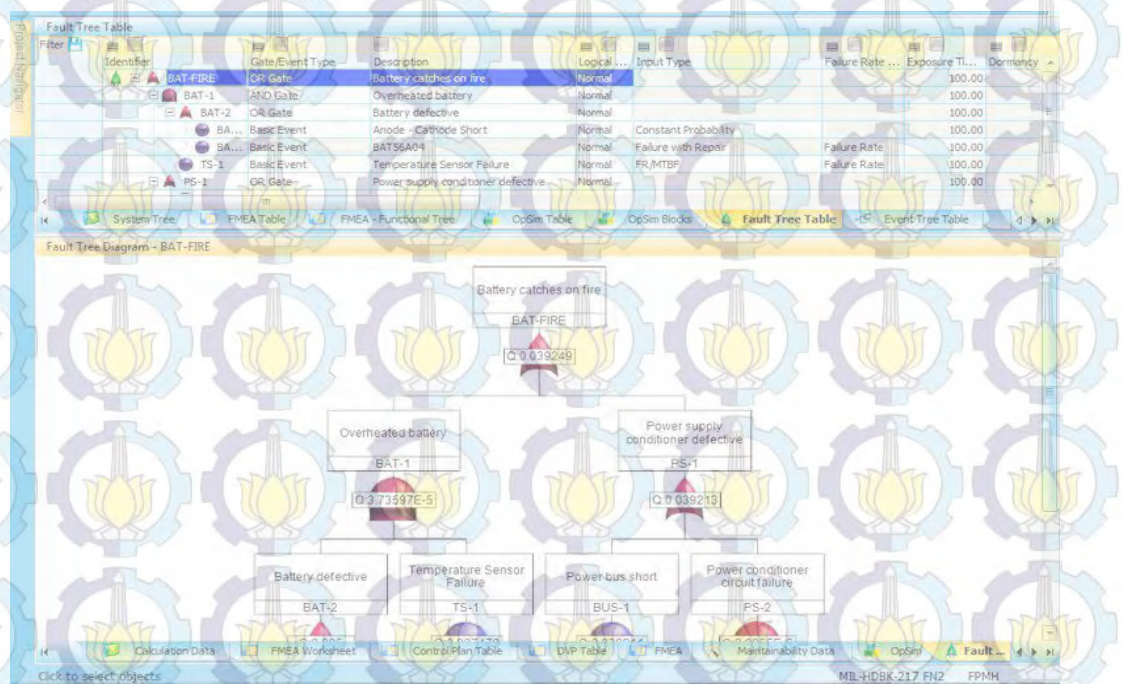
- i. *Historical Data Analysis* merupakan data historis atau catatan dari aset yang dianalisa. Namun perlu diperhatikan bahwa tidak semua data yang tercatat akan relevan dengan analisa frekuensi yang akan dilakukan pada sebuah sistem [Artana, 2013]
- ii. *Fault Tree Analysis (FTA)* merupakan sebuah metode evaluasi kegagalan dengan menggunakan *logical gates* untuk menghubungkan beberapa kejadian dengan kejadian yang lain dalam sebuah sistem. Berikut adalah *Roadmap* dari FTA:





Gambar 2.11 *The FTA Roadmap*  
 (sumber: The British Standards Institution 2008)

Sistem ini juga disebut *top-down approach* karena pada operasinya, kegagalan yang menjadi penyebab utama dari dari kegagalan seluruh sistem sebagai *top event* dan selanjutnya diteruskan hingga ke akar permasalahan yaitu *basic event*.



Gambar 2.12 Contoh FTA

(sumber : <http://www.pro-technologies.ru/upload/iblock/png/>.)

3) **Consequence Assessment**, pada tahap ini dilakukan penilaian tingkat kerusakan atau kerugian yang terjadi. Pemodelan konsekuensi biasanya melibatkan

penggunaan model analitis untuk memprediksi efek dari peristiwa tertentu yang menjadi perhatian. Contoh model konsekuensi termasuk model *source term*, Model dispersi atmosfer, ledakan dan model radiasi termal, model transportasi air dan model mitigasi. Kebanyakan konsekuensi pemodelan saat ini membuat penggunaan model analisis komputerisasi. Dalam permodelan kebakaran disini dijelaskan pada sub bab selanjutnya dengan contoh simulasi yaitu pada sub bab 2.2.5 *Fire Modelling*. Dalam konteks rekayasa risiko sistem, konsekuensi sering direpresentasikan dalam beberapa ukuran, antara lain [Artana, 2013]:

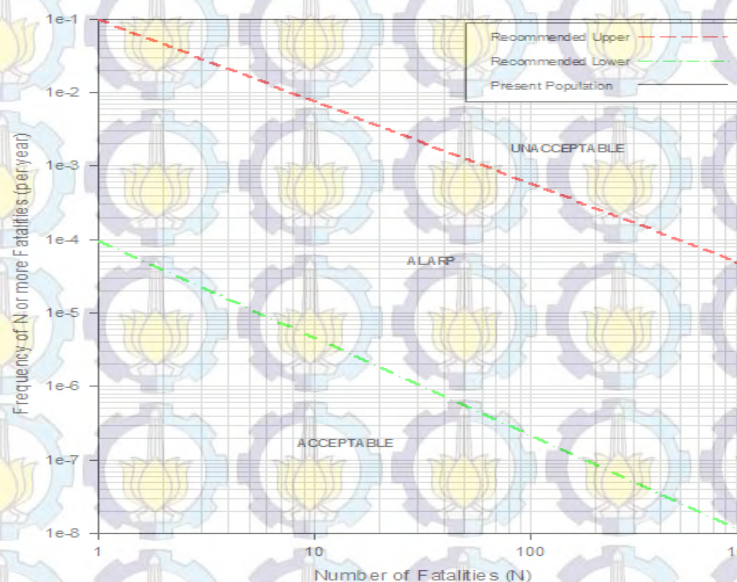
- a. Jumlah orang terdampak
- b. Jumlah kerugian material
- c. Luasan lingkungan terdampak
- d. Durasi terhentinya sistem/ proses produksi
- e. Citra di masyarakat, dll.

4) **Risk Evaluation**, yaitu Penentuan prioritas risiko melalui pembentukan hubungan kualitatif dan/ atau kuantitatif antara manfaat dan risiko yang terkait. Ketika mengevaluasi risiko dilakukan dengan perbandingan nilai-nilai kemungkinan baik pada batas atas dan bawah pada tingkat keparahan yang relevan [Woodruff, 2005]. Ketika menyajikan hasil penilaian risiko kuantitatif, sering diinginkan untuk menunjukkan sensitivitas risiko memperkirakan perubahan asumsi kritis yang dibuat dalam analisis. Namun pendekatan apapun yang dilakukan, yang penting adalah bahwa siklus proses yang sedang berlangsung terus pada nilai konstan [Gorrod, M, 2004]. Tingkatan risiko yang ada untuk beberapa hazards dibuat tingkatan prioritas manajemennya. Jika tingkat risiko ditetapkan rendah, maka risiko tersebut masuk ke dalam kategori yang dapat diterima dan mungkin hanya memerlukan pemantauan saja tanpa harus melakukan pengendalian. Analisa konsekuensi umumnya dilakukan dengan menggunakan *modeling* (fisik, matematis atau komputer) yang melibatkan penggunaan model analitis untuk memperkirakan efek dari kejadian sebuah bahaya [Artana, 2013].

Hasil dari analisa frekuensi dan hasil analisa konsekuensi selanjutnya digabungkan menjadi beberapa bentuk representasi risiko. Adapun bentuk representasi risiko yang digunakan disini adalah *f-N Curve UK Offshore*. *F-N Curve* merupakan sebuah bentuk representasi dari risiko yang digunakan berdasarkan jumlah populasi yang terdampak dari sistem yang mengalami kerusakan atau bentuk kerugian lainnya. Dimana fungsi

F, berada pada sisi ordinat (sumbu Y) yang mewakili frekuensi kumulatif dari N atau lebih dari jumlah orang yang terdampak persatuan waktu (bulan/tahun). Sementara fungsi N merupakan nilai yang menunjukkan jumlah dari orang yang terdampak yang bersesuaian dengan frekuensinya. Populasi terdampak dapat digambarkan melalui dua pola penggambaran, adalah sebagai berikut [Artana, 2013]:

1. Frekuensi non kumulatif, grafik pada pola ini dikenal dengan sebutan *f-N Curve*, dimana nilai yang diplot pada sumbu Y adalah frekuensi diskrit dari peluang kemunculan bahaya yang dievaluasi.
2. Frekuensi kumulatif, grafik pada pola ini dikenal dengan *F-N Curve*, dimana nilai yang diplot pada sumbu Y adalah frekuensi kumulatif dari peluang kemunculan bahaya yang dievaluasi



Gambar 2.13 *f-N Curve risk acceptance criteria*

(Sumber: UK HSE Offshore, 1991)

Bentuk representasi risiko yang digunakan berdasar pada standar yang digunakan dalam penilaian tesiko. Setiap standar yang ada akan memiliki kriteria penerimaan risiko yang berbeda-beda. Jika dari hasil analisa didapatkan bahwa risiko berada pada tingkatan yang dapat diterima, maka instalasi/ aset dapat dijalankan atau dioperasikan. Namun apabila dari hasil analisa risiko yang dilakukan berada pada tingkat tidak dapat diterima, maka harus dilakukan langkah mitigasi, langkah pencegahan dengan tujuan mengurangi risiko yang terjadi atau dengan sistem transfer (memindahkan risiko-mengasuransikan aset).

### 2.2.5 Fire Modeling

FLNG merupakan fasilitas yang menangani *flammable gas* pada tekanan yang sangat tinggi dan diprediksi akan terdapat banyak titik kebocoran *cryogenic liquid* pada topside liquefaction plant. Struktur instalasi dari tiap sistem yang ada diatas kapal harus desain dengan kekuatan yang memadai sehingga tidak roboh dan menyebabkan kerusakan pada tangki penyimpanan cargo. Proteksi terhadap kebakaran dan ledakan harus disediakan di atas dek utama kapal untuk mencegah lepasnya liquid hydrocarbon menyebar ke area lain. Bentuk pemisahan fisik antara area proses dan area lain harus dipertimbangkan dan bentuk penghalang fisik juga harus disediakan untuk melindungi personil dari potensi radiasi. Pada penelitian ini kebakaran dimodelkan dengan menggunakan software ALOHA (*Areal Location of Hazardous Atmospheres*), dimana gas-gas yang terdispersi akan disimulasikan dampaknya terhadap instalasi yang lain dan dampak kemungkinan terhadap para pekerja yang berada disekitar lokasi instalasi. Dengan menggunakan metode analisa risiko yang telah disebutkan sebelumnya, simulasi dengan beberapa kemungkinan-kemungkinan seperti gas dispersion/ kebocoran gas hingga akhirnya timbul explosion/ ledakan sehingga menimbulkan terjadinya kebakaran serta merusak instalasi lainnya. Berikut adalah kategori bahaya yang dimodelkan dalam ALOHA


Tabel 2.6. Kategori bahaya dengan ALOHA

<i>Scenario</i>	<i>Direct Source</i>	<i>Tank</i>	<i>Puddle</i>	<i>Gas Pipeline</i>
<i>Gas Dispersion</i>	<i>Gas release</i>	<i>Gas release</i>	<i>Gas release</i>	<i>Gas release</i>
<i>Flash Fire</i>	<i>Flammable area</i>	<i>Flammable area</i>	<i>Flammable area</i>	<i>Flammable area</i>
<i>Explosion</i>	<i>Overpressure</i>	<i>Overpressure</i>	<i>Overpressure</i>	<i>Overpressure</i>
<i>Pol Fire</i>	NA	<i>Thermal Rad.</i>	<i>Thermal Rad.</i>	NA
<i>Jet Fire</i>	NA	<i>Thermal Rad.</i>	NA	<i>Thermal Rad.</i>

(sumber: NOAA Technical Memorandum NOS OR&R 43 )

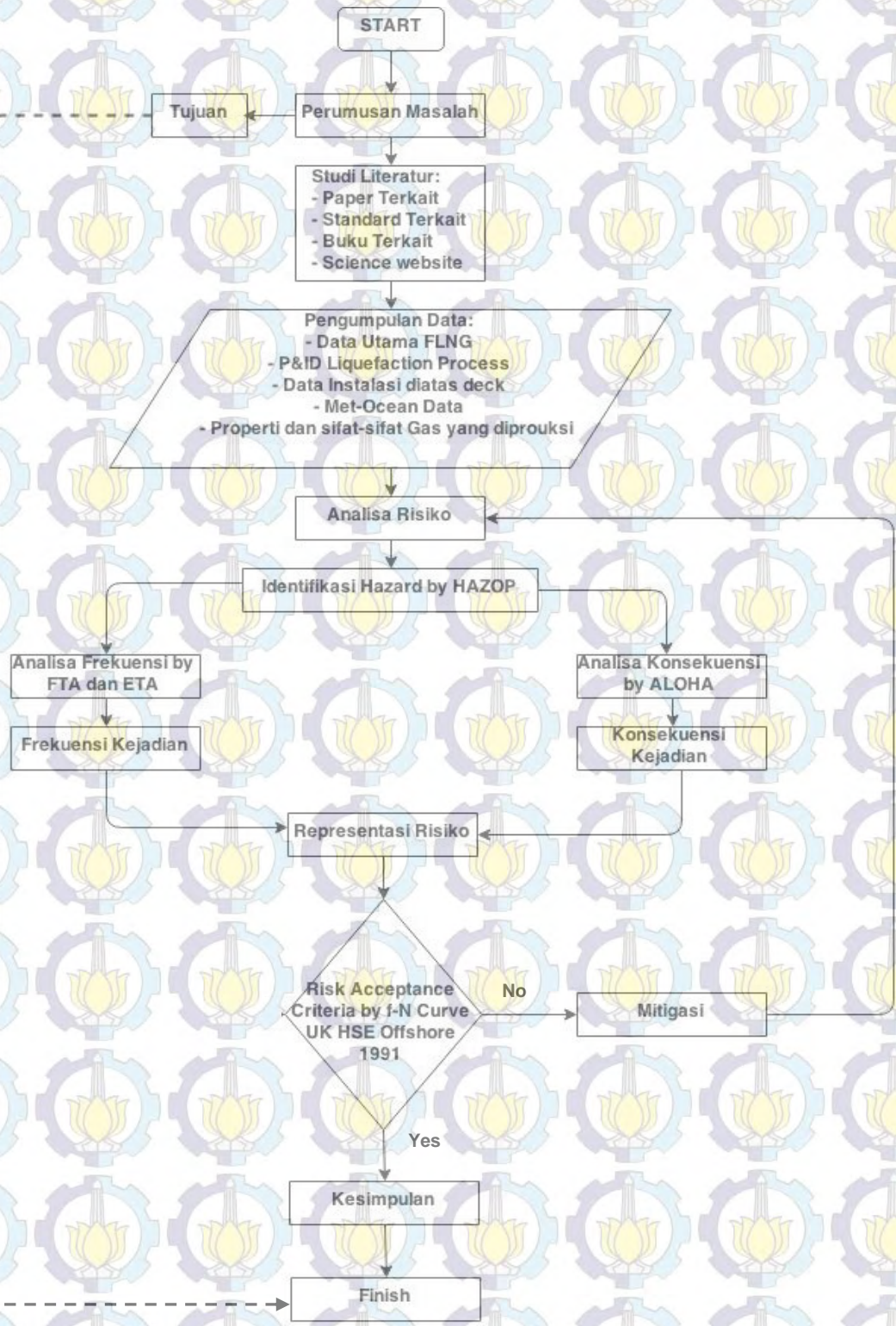
Pada kondisi yang akan diskenariokan adalah probabilitas atau tingkat kemungkinan yang terjadi akibat gas yang terilis dari *seal leakage* dikarenakan *blockage* pada *valve* atau kegagalan fungsi komponen-komponen dari sistem yang ada sehingga mengakibatkan terjadinya *overpressure*. untuk melakukan simulasi tersebut diatas diperlukan data-data yang lengkap sebagai berikut:

1. Data detail sistem yang dianalisa

- 
2. Lokasi kejadian terjadinya kemungkinan kebakaran
  3. Data lingkungan sekitar site berada
  4. Karakteristik gas (*chemical data*) yang menjadi media pembakar
  5. Denah objek yang diteliti
  6. Kondisi lingkungan sekitar site berada
  7. Sistem-sistem atau komponen-komponen yang berada disekitar instalasi

BAB III  
METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Langkah-Langkah Penelitian



Gambar 3.1 Alur Penelitian

### 3.2. Identifikasi dan Perumusan Masalah

Dalam melakukan penelitian ini diawali dengan mengidentifikasi dan merumuskan terhadap permasalahan yang ada. Pada penelitian ini, peneliti mengambil permasalahan yaitu pada Instalasi *gas liquefaction unit* ketika beroperasi mengalami kebocoran gas, terkontaminasi dengan udara sekitar dan terdapat sumber api hingga akhirnya mengalami ledakan dan terbakar. Namun sejauh mana dan sebesar apakah risiko yang ditimbulkan berakibat pada sistem yang lain dan lingkungan sekitar. Maka dari itu perlu adanya suatu pengukuran risiko, yaitu dengan penilaian risiko berdasarkan data-data dan studi sebelumnya serta standar yang digunakan untuk menyatakan apakah risiko yang terjadi dapat diterima atau tidak dan apabila tidak dapat diterima perlu dilakukan suatu langkah, yaitu mitigasi terhadap konsekuensi risiko yang ditimbulkan.

### 3.3. Deskripsi Sistem

Adapun tahapan selanjutnya setelah identifikasi dan perumusan masalah adalah mendeskripsikan sistem yang akan dianalisa sehingga tidak melebar, yaitu penilaian risiko terhadap kebocoran gas diatas dek FLNG pada sistem instalasi *gas liquefaction unit* ketika beroperasi.

### 3.4. Studi Literatur

Studi literatur merupakan tahap pembelajaran mengenai teori-teori dasar yang akan dibahas pada penelitian ini. Pada studi literatur ini dilakukan dengan mencari referensi yang dapat berupa buku, paper, jurnal, buku ajar, dan lain-lain yang mendukung bahasa pada penelitian. Dan selanjutnya yaitu mempelajari *software ALOHA* untuk membantu dalam penelitian ini karena software tersebut merupakan software pembantu utama yang digunakan dalam penelitian ini.

### 3.5. Pengumpulan Data

Pengumpulan data dilakukan untuk mengetahui karakteristik dari FLNG dan keadaan perairan di Laut Arafuru. Kemudian pengambilan data dilakukan dengan survey lapangan dan pengambilan data pada badan-badan tertentu yang berkaitan dengan data yang akan diambil. Data-data pendukung bertujuan mempermudah untuk menyelesaikan permasalahan yang akan dibahas, berikut data yang diperoleh:

- Data FLNG
- Data instalasi diatas deck

- Data sistem instalasi *gas liquefaction unit*
- Data Meteorologi dan Lingkungan Laut Arafuru, Kepulauan Maluku (pulau Babar, pulau Tanimbar)
- Data sifat dan properti gas yang diproduksi

### 3.6. Analisa Risiko

Setelah data diperoleh, kemudian data tersebut dilakukan pengidentifikasian hazard serta melakukan analisa untuk memperkirakan besarnya frekuensinya dan konsekuensinya yang terjadi dan selanjutnya direpresentasikan dalam *f-N Curve*.

### 3.7. Identifikasi Hazard

Pada tahap ini dilakukan identifikasi hazard untuk mengenali bahaya yang mungkin terjadi dengan tanpa melihat hal yang diterima atau tidak diterima yang terjadi. Pendekatan yang digunakan dalam tahap ini yaitu HAZOP, dalam proses ini beberapa kata kunci seperti (*how, low, no, dll*) digunakan untuk mengetahui deviasi dari proses berdasarkan beberapa parameter yang telah ditetapkan seperti tekanan, temperatur, aliran, komposisi, dll. Pada tahap ini hazard identifikasi dilakukan dengan pembagian node untuk memudahkan dalam peng-identifikasi hazard.

### 3.8 Perkiraan Frekuensi

Untuk tahap perkiraan frekuensi dilakukan dengan melakukan studi literatur pada riset-riset yang telah dilakukan sebelumnya dan pada data-data yang telah ada. Dari studi literatur tersebut akan dianalisa nilai frekuensi kegagalan/kerusakan yang terjadi pada setiap komponen atau system persatuan waktu. Selain dengan menggunakan data-data yang telah ada. Skenario dibuat berdasarkan asumsi logis sehingga kemungkinan terjadinya suatu kejadian risiko bisa diterima dan nilai frekuensi yang didapat juga dapat digunakan untuk melakukan pengambilan keputusan pada hasil akhir. Skenario tersebut dituangkan dalam sebuah *Fault Tree Analysis (FTA)*. Pada tahap ini ditentukan skenario yang akan terjadi yaitu gas release sebab dari *seal leakage* atau *pipe rupture*, *seal leakage* disebabkan oleh adanya tekanan berlebih pada gas yang diproses, dan gas dengan tekanan yang berlebih diakibatkan oleh *valve blockage* atau kerusakan komponen lainnya.



### 3.9 Perkiraan Konsekuensi

Perkiraan konsekuensi dilakukan dengan melakukan simulasi pemodelan sesuai dengan bentuk skenario yang dibuat dengan menggunakan *software ALOHA*. Dari analisa *software* tersebut akan menghasilkan simulasi dampak yang dihasilkan akibat bahaya yang terjadi pada instalasi gas Liquefaction process pada unit FLNG. Dampak-dampak tersebut bisa berupa flux panas yang terjadi di sekitar lokasi kejadian serta jumlah orang (terdata/ pekerja pada FLNG) yang akan mengalami kematian akibat kejadian tersebut sehingga dari hasil tersebut bisa dimasukkan dalam konsekuensi yang ada sesuai standard yang nantinya akan digabungkan dengan frekuensi dalam risk acceptance criteria.

### 3.10 Representasi Risiko

Berdasarkan hasil analisa frekuensi dan konsekuensi yang sudah didapatkan, maka selanjutnya dibuat risk matriks yang mengacu pada grafik f-N Curve UK HSE Offshore, 1991. Risiko tersebut akan ditentukan dalam grafik tersebut apakah dapat diterima atau tidak. Jika ternyata risiko berada pada zona yang tidak dapat diterima (intolerable), maka harus dilakukan analisa risiko dan mitigasi hingga risiko yang didapatkan dapat diterima (dalam risk matriks memasuki daerah *acceptable* atau setidaknya di zona ALARP). Pada tahap ini dilakukan penggabungan analisa yang dihasilkan yaitu analisa frekuensi dan konsekuensi untuk setiap subsystem yang berisi tentang node/ subsystem. *Seal leakage*, lokasi pekerja, jumlah orang terdampak, *heat flux* (efek panas) serta fatal atau tidaknya dari kejadian tersebut.

### 3.11 Risk Mitigation

Tahap ini dilakukan apabila pada representasi risiko yang diperoleh, risiko tidak berada pada area yang dapat diterima.

### 3.12 Kesimpulan

Langkah terakhir dari setiap tahapan yang telah akan dilakukan adalah membuat kesimpulan dari keseluruhan proses yang telah dilakukan sebelumnya serta memberikan jawaban atas permasalahan yang ada.

BAB III  
METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Langkah-Langkah Penelitian



Gambar 3.1 Alur Penelitian

### 3.2. Identifikasi dan Perumusan Masalah

Dalam melakukan penelitian ini diawali dengan mengidentifikasi dan merumuskan terhadap permasalahan yang ada. Pada penelitian ini, peneliti mengambil permasalahan yaitu pada Instalasi *gas liquefaction unit* ketika beroperasi mengalami kebocoran gas, terkontaminasi dengan udara sekitar dan terdapat sumber api hingga akhirnya mengalami ledakan dan terbakar. Namun sejauh mana dan sebesar apakah risiko yang ditimbulkan berakibat pada sistem yang lain dan lingkungan sekitar. Maka dari itu perlu adanya suatu pengukuran risiko, yaitu dengan penilaian risiko berdasarkan data-data dan studi sebelumnya serta standar yang digunakan untuk menyatakan apakah risiko yang terjadi dapat diterima atau tidak dan apabila tidak dapat diterima perlu dilakukan suatu langkah, yaitu mitigasi terhadap konsekuensi risiko yang ditimbulkan.

### 3.3. Deskripsi Sistem

Adapun tahapan selanjutnya setelah identifikasi dan perumusan masalah adalah mendeskripsikan sistem yang akan dianalisa sehingga tidak melebar, yaitu penilaian risiko terhadap kebocoran gas diatas dek FLNG pada sistem instalasi *gas liquefaction unit* ketika beroperasi.

### 3.4. Studi Literatur

Studi literatur merupakan tahap pembelajaran mengenai teori-teori dasar yang akan dibahas pada penelitian ini. Pada studi literatur ini dilakukan dengan mencari referensi yang dapat berupa buku, paper, jurnal, buku ajar, dan lain-lain yang mendukung bahasa pada penelitian. Dan selanjutnya yaitu mempelajari *software ALOHA* untuk membantu dalam penelitian ini karena software tersebut merupakan software pembantu utama yang digunakan dalam penelitian ini.

### 3.5. Pengumpulan Data

Pengumpulan data dilakukan untuk mengetahui karakteristik dari FLNG dan keadaan perairan di Laut Arafuru. Kemudian pengambilan data dilakukan dengan survey lapangan dan pengambilan data pada badan-badan tertentu yang berkaitan dengan data yang akan diambil. Data-data pendukung bertujuan mempermudah untuk menyelesaikan permasalahan yang akan dibahas, berikut data yang diperoleh:

- Data FLNG
- Data instalasi diatas deck

- Data sistem instalasi *gas liquefaction unit*
- Data Meteorologi dan Lingkungan Laut Arafuru, Kepulauan Maluku (pulau Babar, pulau Tanimbar)
- Data sifat dan properti gas yang diproduksi

### 3.6. Analisa Risiko

Setelah data diperoleh, kemudian data tersebut dilakukan pengidentifikasian hazard serta melakukan analisa untuk memperkirakan besarnya frekuensinya dan konsekuensinya yang terjadi dan selanjutnya direpresentasikan dalam *f-N Curve*.

### 3.7. Identifikasi Hazard

Pada tahap ini dilakukan identifikasi hazard untuk mengenali bahaya yang mungkin terjadi dengan tanpa melihat hal yang diterima atau tidak diterima yang terjadi. Pendekatan yang digunakan dalam tahap ini yaitu HAZOP, dalam proses ini beberapa kata kunci seperti (*how, low, no, dll*) digunakan untuk mengetahui deviasi dari proses berdasarkan beberapa parameter yang telah ditetapkan seperti tekanan, temperatur, aliran, komposisi, dll. Pada tahap ini hazard identifikasi dilakukan dengan pembagian node untuk memudahkan dalam peng-identifikasi hazard.

### 3.8 Perkiraan Frekuensi

Untuk tahap perkiraan frekuensi dilakukan dengan melakukan studi literatur pada riset-riset yang telah dilakukan sebelumnya dan pada data-data yang telah ada. Dari studi literatur tersebut akan dianalisa nilai frekuensi kegagalan/kerusakan yang terjadi pada setiap komponen atau system persatuan waktu. Selain dengan menggunakan data-data yang telah ada. Skenario dibuat berdasarkan asumsi logis sehingga kemungkinan terjadinya suatu kejadian risiko bisa diterima dan nilai frekuensi yang didapat juga dapat digunakan untuk melakukan pengambilan keputusan pada hasil akhir. Skenario tersebut dituangkan dalam sebuah *Fault Tree Analysis (FTA)*. Pada tahap ini ditentukan skenario yang akan terjadi yaitu gas release sebab dari *seal leakage* atau *pipe rupture*, *seal leakage* disebabkan oleh adanya tekanan berlebih pada gas yang diproses, dan gas dengan tekanan yang berlebih diakibatkan oleh *valve blockage* atau kerusakan komponen lainnya.

### 3.9 Perkiraan Konsekuensi

Perkiraan konsekuensi dilakukan dengan melakukan simulasi pemodelan sesuai dengan bentuk skenario yang dibuat dengan menggunakan *software ALOHA*. Dari analisa *software* tersebut akan menghasilkan simulasi dampak yang dihasilkan akibat bahaya yang terjadi pada instalasi gas Liquefaction process pada unit FLNG. Dampak-dampak tersebut bisa berupa flux panas yang terjadi di sekitar lokasi kejadian serta jumlah orang (terdata/ pekerja pada FLNG) yang akan mengalami kematian akibat kejadian tersebut sehingga dari hasil tersebut bisa dimasukkan dalam konsekuensi yang ada sesuai standard yang nantinya akan digabungkan dengan frekuensi dalam risk acceptance criteria.

### 3.10 Representasi Risiko

Berdasarkan hasil analisa frekuensi dan konsekuensi yang sudah didapatkan, maka selanjutnya dibuat risk matriks yang mengacu pada grafik f-N Curve UK HSE Offshore, 1991. Risiko tersebut akan ditentukan dalam grafik tersebut apakah dapat diterima atau tidak. Jika ternyata risiko berada pada zona yang tidak dapat diterima (intolerable), maka harus dilakukan analisa risiko dan mitigasi hingga risiko yang didapatkan dapat diterima (dalam risk matriks memasuki daerah *acceptable* atau setidaknya di zona ALARP). Pada tahap ini dilakukan penggabungan analisa yang dihasilkan yaitu analisa frekuensi dan konsekuensi untuk setiap subsystem yang berisi tentang node/ subsystem. *Seal leakage*, lokasi pekerja, jumlah orang terdampak, *heat flux* (efek panas) serta fatal atau tidaknya dari kejadian tersebut.

### 3.11 Risk Mitigation

Tahap ini dilakukan apabila pada representasi risiko yang diperoleh, risiko tidak berada pada area yang dapat diterima.

### 3.12 Kesimpulan

Langkah terakhir dari setiap tahapan yang telah akan dilakukan adalah membuat kesimpulan dari keseluruhan proses yang telah dilakukan sebelumnya serta memberikan jawaban atas permasalahan yang ada.

## BAB IV ANALISIS DAN PEMBAHASAN

Dalam bab ini dipaparkan tentang analisa terhadap objek penelitian dengan mempergunakan data-data yang telah diperoleh. Adapun tahapan-tahapan yang dilakukan adalah sebagai berikut:

### 4.1 Identifikasi Masalah

Dalam tahap ini dilakukan identifikasi dan perumusan masalah. Pada penelitian ini, peneliti mengambil permasalahan yaitu skenario pada Instalasi *gas liquefaction unit* ketika beroperasi mengalami kebocoran gas (*gas release*), gas dispersion sehingga terkontaminasi dengan udara sekitar dan terdapat sumber api hingga akhirnya mengalami explosion dan terbakar, kejadian-kejadian tersebut disebabkan oleh beberapa hal seperti kerusakan pada material dan peralatan, kesalahan manusia, gagalnya proses dan sebab-sebab lainnya yang mungkin saja dapat terjadi. Sehingga dapat diketahui sejauh mana dan sebesar apakah risiko yang ditimbulkan dan besaran akibat pada sistem lain yang ada diatas unit FLNG serta dampaknya terhadap para pekerja serta lingkungan sekitar. Maka dari itu perlu adanya suatu penilaian risiko terhadap proses operasional gas liquefaction, yaitu dengan penilaian risiko berdasarkan data-data dan studi sebelumnya serta standar yang digunakan untuk menyatakan apakah risiko yang terjadi dapat diterima atau tidak dan apabila tidak dapat diterima perlu dilakukan suatu langkah, yaitu mitigasi terhadap konsekuensi risiko yang ditimbulkan

### 4.2 Deskripsi Sistem

Pada tahap ini dideskripsikan sistem yang akan dianalisa sehingga tidak melebar, yaitu penilaian risiko terhadap kebocoran gas diatas dek FLNG pada sistem instalasi gas liquefaction unit ketika beroperasi. Secara umum gas liquefaction merupakan sebagian dari instalasi proses pencairan gas yang mengubah gas menjadi fasa cair sehingga mudah untuk dikapalkan. Dari gambar rencana umum dapat dilihat lokasi keberadaan sistem tersebut. Proses gas liquefaction merupakan sebuah proses pencairan gas guna untuk penyimpanan dalam volume yang banyak karena volume gas pada saat fasa cair akan lebih berkurang volumenya hingga 600x dibanding dalam fasa gas.

Gas alam yang berasal dari sumur melalui turret sebelum dicairkan terlebih dahulu. Terhadap gas tersebut dilakukan beberapa tahapan seperti *feed gas separation unit*, dimana pada tahap ini dilakukan *filtrasi* terhadap unsur CO<sub>2</sub>, dengan tujuan agar tidak membeku pada temperatur dibawah 0°C dan tidak menimbulkan korosi pada sistem selanjutnya. Pemisahan ini menggunakan MDA (*Methyl, De-ethanol, Amina*) sebagai absorben-nya. Serta menghilangkan unsur *sulfur* dengan menggunakan sistem AGRU (*Acid Gas Removal Unit*). Selanjutnya tahap *dehydration* guna untuk menghilangkan kandungan air yang masih terkandung dalam gas, sehingga gas yang menuju ke proses pencairan adalah *dry gas*. Dimana pada *system dehydration* biasanya menggunakan zat *glycol* sebagai unsur penyerap air.

Tabel 4.1. Kondisi dan komposisi feed gas

<i>Properties</i>	<i>Feed Gas Stream</i>
<i>Pressure</i>	60 bar
<i>Temperature</i>	22 °C
<i>Component</i>	<i>Composition</i> (in %-mole)
<i>Nitrogen</i>	1.00
<i>Methane</i>	91.00
<i>Ethane</i>	4.90
<i>Propane</i>	1.70
<i>i-Butane</i>	0.35
<i>n-Butane</i>	0.40
<i>i-pentane</i>	0.15
<i>n-pentane</i>	0.15
<i>n-Hexane</i>	0.13
<i>n-Heptane</i>	0.10
<i>n-Octane</i>	0.04
<i>n-Nonane</i>	0.01
<i>n-Decane</i>	0.01
<i>Benzene</i>	0.03
<i>Toluene</i>	0.02
<i>m-Xylene</i>	0.01
<i>CO<sub>2</sub></i>	0.00
<i>H<sub>2</sub>O</i>	0.00

(Sumber: *Maya Kusmaya, Trondheim 2014*)

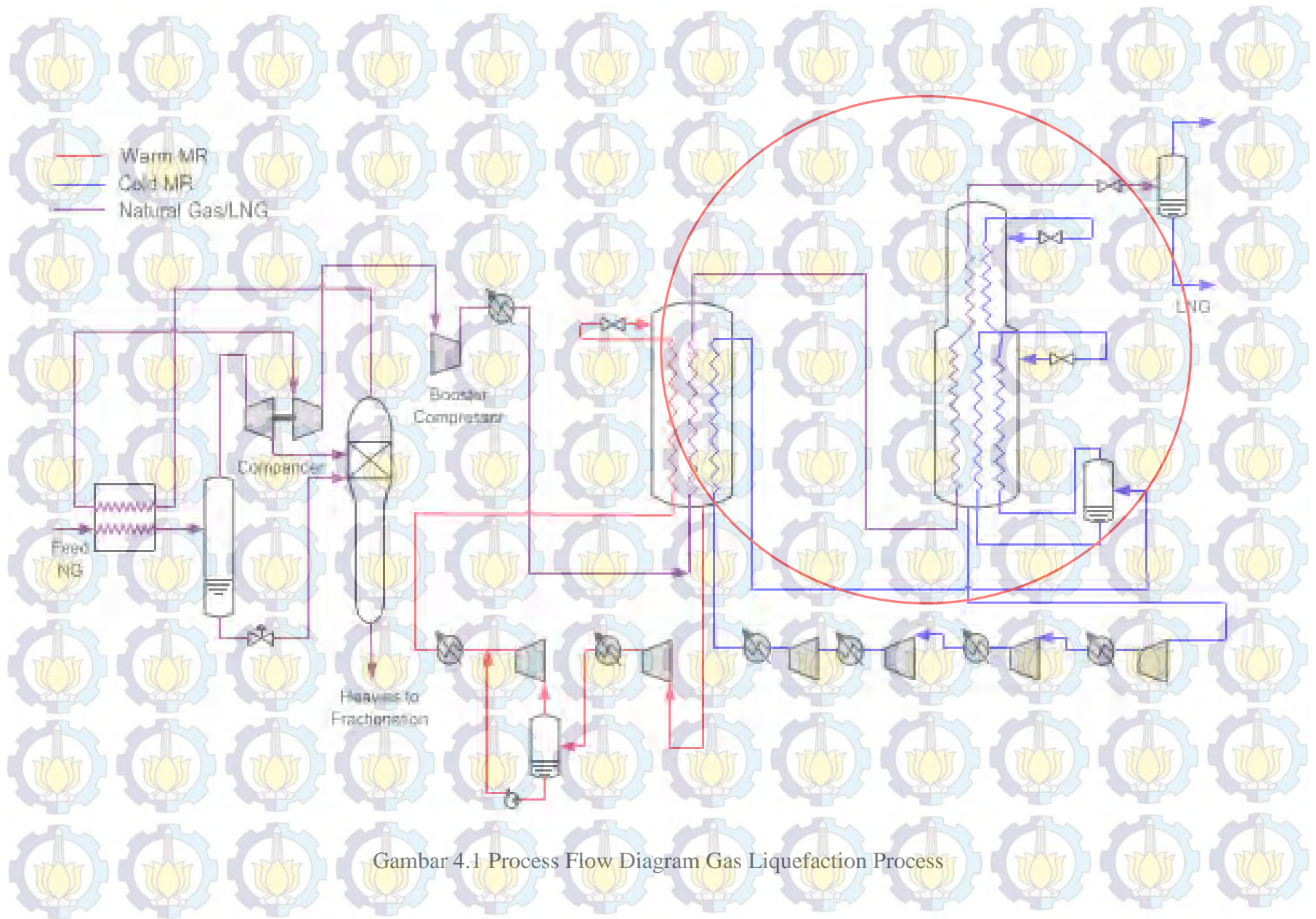
Gas yang telah di *dehidrasi* dilanjutkan ketahap selanjutnya yaitu *fractination*, Dalam tahap ini dilakukan pemisahan fraksi berat ( kandungan unsur C3 dan C4 ) dan fraksi ringannya ( kandungan unsur C1 dan C2 ), alat ini disebut juga *Scrub Column*. Fraksi

berat yang terpisah dari fraksi ringan kemudian dialirkan ke *DeEthanizer*, *DePropanizer*, dan *DeButanizer* untuk proses pemisahan selanjutnya dengan menggunakan *expander*. Pada tahap ini dilakukan pendinginan awal dibantu dengan rangkaian *refrigeration*. Pencairan gas merupakan proses pendinginan gas metana (C1) dengan menggunakan media pendingin (*refrigerant*) hingga mencapai suhu sekitar -160/ -162 °C.

Peralatan utama yang digunakan untuk proses pendinginan kompresi uap meliputi kompressor yang digunakan untuk mensirkulasikan pendingin, dan alat penukar panas untuk mencairkan dan menukar panas antar pendingin. Pada beberapa teknologi pencairan gas memiliki perbedaan dalam hal mendinginkan yaitu teknologi dari *license APCI* menggunakan komponen murni *propana*, biasanya digunakan untuk instalasi *land base gas liquefaction*. Sedangkan pada proses pencairan gas disini adalah dengan menggunakan *expander*, proses ini disebut dengan dengan siklus pra-pendinginan. Setelah melalui *expander*, aliran *natural gas* pada temperatur 28°C dan dengan tekanan 6900 *psia*. dilanjutkan ke dalam *Warm Main Cryogeic Heat Exchanger(MCHE)*, disini kembali didinginkan dengan cara siklus pendingin campuran (*mixed refrigerant*) yang berasal dari proses pemisahan pada *Cold Mixed Refrigerant (CMR) separator*, pendingin yang dicairkan secara parsial dipisahkan menjadi aliran uap (*Warm Mixed Refrigerant (WMR) Liquid*) dan cairan (*WMR Vapour*) pada suhu -35°C.

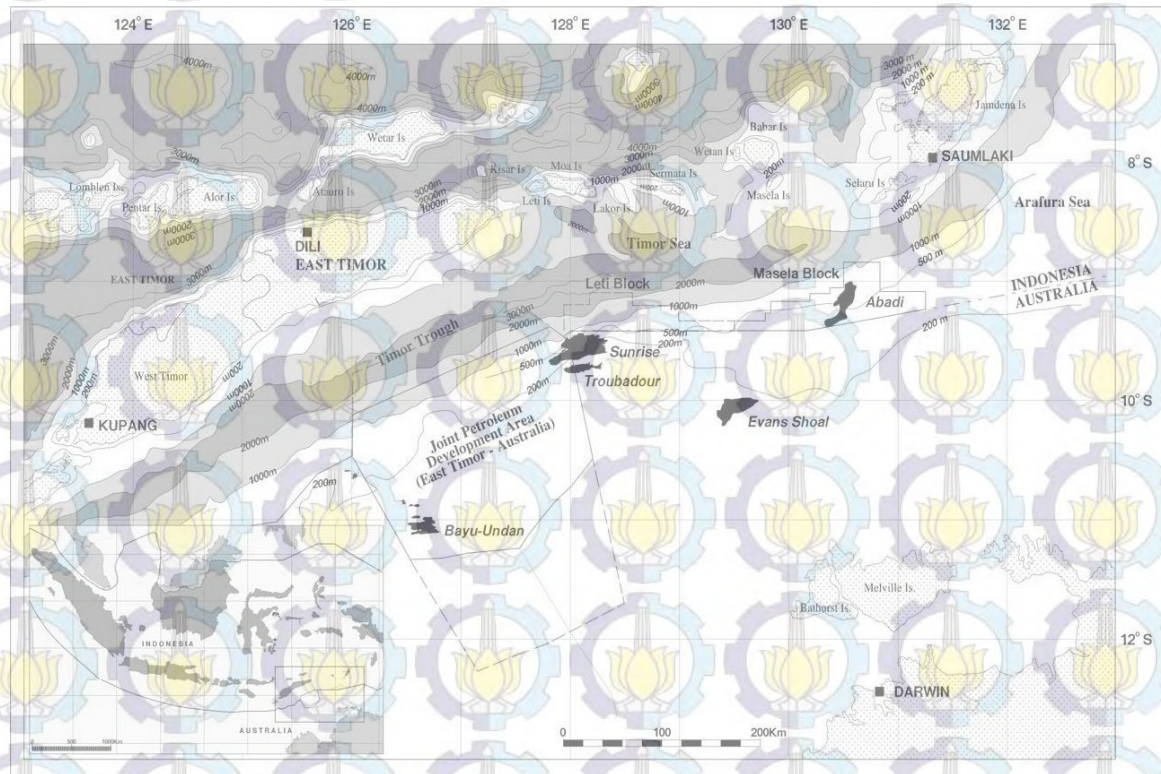
Gas yang telah didinginkan pada *Warm MCHE* dengan menggunakan pendingin pada *CMR Separator* dengan kondisi pendingin dengan temperatur awal 26°C dan dengan tekanan awal 5650 *psia*. Setelah memasuki *Warm MCHE* kondisi pendingin tersebut harus memiliki temperatur normal sebesar -30°C dan tekanan normal 1200 *psia*. Kemudian pendingin diteruskan ke *Cold MCHE* untuk proses pencairan, dimana pendingin yang digunakan adalah *MCR (Multi Component Refrigerant)* merupakan hasil sampingan pembuatan *LNG* yaitu terdiri dari campuran nitrogen, metana etana, propana, dan butana. Pada kondisi ini gas dicairkan dengan menggunakan aliran *Cold Mixed Refrigerant* yang juga terdiri dari dua aliran yaitu *CMR Liquid* dan *CMR Vapour* dengan cara disemprotkan pada *natural gas* yang berada dalam unit *Cold MCHE*. Gas yang keluar sebagai hasil pencairan dialirkan kedalam tangki penyimpanan melalui *end flash drum* untuk menghilangkan uapnya. Dengan maksud untuk menjaga tekanan dan suhu gas yang telah dicairkan untuk menghindari *flash* yang berlebihan dan mengurangi potensi tangki mengalami *over-pressure*.





Gambar 4.1 Process Flow Diagram Gas Liquefaction Process

Adapun rencana lokasi unit FLNG beroperasi adalah terletak dilepas pantai, yaitu Laut Arafura sekitar 155 km arah barat daya kota Saumlaki, dan sisi selatan Blok tersebut tepat pada perbatasan perairan Indonesia-Australia. Jarak terdekat dari sumur yang akan di bor adalah sekitar 85 km dari ujung selatan kepulauan Tanimbar yang jauh dari kawasan konservasi dan tidak bersilang dengan jalur pelayaran.



Gambar 4.2. Lokasi Blok Abadi  
(sumber: googleearth)

### 4.3 Pengumpulan data

Dalam melakukan analisa untuk penelitian ini diperlukan data-data yang valid terhadap objek yang diteliti, adapun data yang dimaksud adalah sebagai berikut:

#### 4.3.1 Data Unit FLNG

LOA : 355 m

B : 70 m

Capacity Production: 2.5 Milion Ton Per Annum (MTPA)

Produksi gas : 421 Milion Metric Specific Cubic Feet Day (MMSCFD)

Storage capacity: 6x37500 m<sup>3</sup>

Process plan: N2 Expander and Dual Mixed Refrigerant

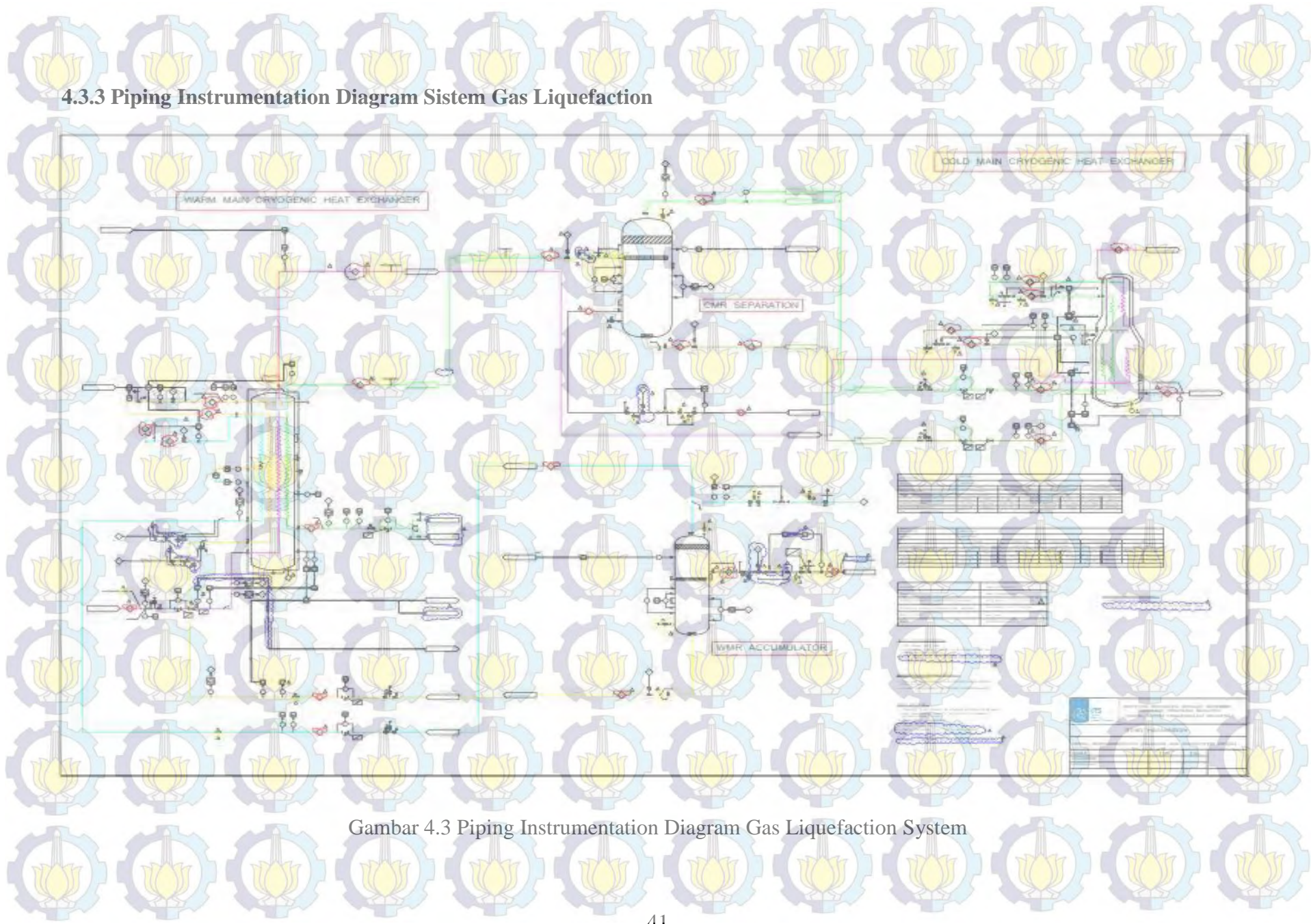
Manpower and operator: 60 person

#### 4.3.2 Rencana sistem yang terinstall

Adapun sistem yang akan terinstal/ terpasang pada FLNG terbagi dalam beberapa bagian adalah sebagai berikut:

- *Refrigerant Cycle Compression*
- *Liquefaction System*
- *CO2 Removal Wash Section Dehydration Regeneration Cycle*
- *Inlet Facilities*
- *Feed Gas Compression*
- *Laydown Area*
- *Condensate Offloading System*
- *Fractionation Train*
- *Flare and Blowdown System*
- *Condensate Stabilization and Stabilizer Overhead Compression*
- *Offloading System*
- *Fuel Gas System and Tank Return Gas Compression*
- *CO2 Removal MDEA Treatment Regeneration Section*
- *CO2 Off Gas Treatment (Optional Space for CO2 Sequestration)*
- *Hot Oil System*
- *Power Generation*
- *MFG unit*

### 4.3.3 Piping Instrumentation Diagram Sistem Gas Liquefaction



Gambar 4.3 Piping Instrumentation Diagram Gas Liquefaction System

#### 4.3.4 Data Lingkungan rencana lokasi FLNG beroperasi

Kecepatan angin	: 5.7 m s <sup>-1</sup> on March/April and September to December ( <i>calmest</i> )
Arah angin	: Scenario from West
Ketinggian pergerakan angin	: 20 m
Temperatur Udara	: 28 °C
Temperatur Air laut sekitar eksplorasi	: 30 °C
Kelembaban	: 70% and 80%

(Sumber: met-ocean data laut arafuru)

#### 4.3.5 Karakteristik dan sifat gas Methane

Chemical Name	: Methane
PAC-1	: 2900 ppm
PAC-2	: 2900 ppm
PAC-3	: 17000 ppm
Molecular Weight	: 16.04 g/mol
Low Explosion Limit	: 5000 ppm
Upper Explosion Limit	: 15000 ppm
Ambient Boiling Point	: -165.5°C
Vapour Pressure at Ambient Temp.	: > 1 atm

#### 4.3.6 Desain and Operation Intent

Desain and Operation intent merupakan deskripsi data terkait desain *pressure*, *desain temperature*, *operating pressure*, *operating temperature* untuk beroperasinya system. Berikut adalah data Desain and *Operation intent* untuk system *Liquefaction*

*Process*:

Tabel 4.2. *Design and Operation Intent WMR Accumulator*

<i>Equipment</i>	<i>WMR Accumulator</i>
<i>Design Pressure/ Temperature (min/max)</i>	4700 kPa-g / (-70.0) / (-60.0) °C
<i>Operate. Pressure/ Temperature (min/max)</i>	3200 kPa-g / 24.0 / 33.5 °C
<i>Sized (L x ID)</i>	mm x mm

Tabel 4.3. *Design and Operation Intent Cold MCHE*

<i>Equipment</i>	<i>Cold Main Heat Heat Exchanger</i>			
	<i>Shell</i>		<i>Natural gas</i>	
<i>Design pressure</i>	1100 kPa-g		8000 kPa-g	
<i>Design Temperature (min/ max)</i>	-175./60 °C		-165./60 °C	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Operating pressure</i>	400 kPa-g	350 kPa-g	8280 kPa-g	5880 kPa-g
<i>Operating Temperature</i>	-153°C	-42°C	-37°C	-124°C
	<i>Liquid WMR</i>		<i>Vapour WMR</i>	
<i>Design pressure</i>	7600 kPa-g		7600 kPa-g	
<i>Design Temperature (min/ max)</i>	-155./60 °C		-175./60 °C	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Operating pressure</i>	5050 kPa-g	4850 kPa-g	5050 kPa-g	4850 kPa-g
<i>Operating Temperature</i>	-35°C	-125°C	-35°C	-148°C

Tabel 4.4. *Design and Operation Intent Warm MCHE*

<i>Equipment</i>	<i>Warm Main Heat Heat Exchanger</i>			
	<i>Shell</i>		<i>Natural gas</i>	
<i>Design pressure</i>	1200 kPa-g		8000 kPa-g	
<i>Design Temperature (min/ max)</i>	-130.0 / 60.0°C		-130.0 / 60.0 °C	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Operating pressure</i>	430 kPa-g	350 kPa-g	6900 kPa-g	6280 kPa-g
<i>Operating Temperature</i>	-40°C	-28°C	-28°C	-37°C
	<i>Liquid WMR</i>		<i>Vapour WMR</i>	
<i>Design pressure</i>	4700 kPa-g		4700 kPa-g	
<i>Design Temperature (min/ max)</i>	-130.0 / 60.0 °C		-130.0 / 60.0 °C	
	<i>In</i>	<i>Out</i>	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Operating pressure</i>	3190 kPa-g	2620 kPa-g	3190 kPa-g	2620 kPa-g
<i>Operating Temperature</i>	-30°C	-37°C	-28°C	-37°C

Dilanjutkan.....

Lanjutan Tabel 4.4

CMR		
<i>Design pressure</i>	7600 kPa-g	
<i>Design Temperature (min/max)</i>	-105.0 / 60.0 °C	
	<i>In</i>	<i>Out</i>
<i>Operating pressure</i>	5650 kPa-g	5100 kPa-g
<i>Operating Temperature</i>	-26°C	-35°C

#### 4.4 Identifikasi Hazard

Setelah mendapatkan gambar P&ID dari sistem yang di analisa maka langkah awal yang dilakukan yaitu dengan melakukan identifikasi Hazard. Namun dalam pelaksanaan identifikasi dilakukan pembagian node agar mempermudah untuk melakukan analisa terhadap sistem yang diidentifikasi. Adapun pembagian Node yang telah dilakukan adalah sebagai berikut:

Tabel 4.5. Pembagian Node

No.	Node.	Description
1.	<i>Warm MCHE</i>	Merupakan proses pendinginan <i>dry natural gas</i> (FEED GAS) untuk memudahkan dalam proses pencairan, dalam hal penurunan suhu dari gas yang akan dicairkan kedalam tahap <i>Cold MCHE</i> dan mendinginkan <i>multi komponen refrigerant</i> . Dimana kondisi gas pada temperature -35 °C dan tekanan 5600 kPa.
2.	<i>WMR Accumulator</i>	WMR Accumulator merupakan system rangkaian <i>multicomponent refrigerant</i> dalam hal ini pengkondisian <i>gas butane</i> menjadi dua fasa yaitu liquid dan vapour yang digunakan untuk mendinginkan <i>feed gas</i> pada kondisi <i>temperature</i> -40°C dengan cara disemprotkan kedalam <i>Warm MCHE</i> sehingga gas mengalami pendinginan
3.	<i>CMR Separator</i>	<i>CMR Separator</i> merupakan rangkaian sistem pencairan gas, dimana pendingin ( <i>nitrogen</i> dan

Dilanjutkan.....

Lanjutan Tabel 4.5

		<p><i>ethane</i>) yang telah digunakan kedalam <i>Warm MCHE</i>, kembali digunakan selanjutnya pada <i>Cold MCHE</i>, namun sebelumnya <i>Multi Component Refrigerant</i> tersebut dicampur lagi dengan propane kedalam <i>CMR separator</i> tersebut, namun sebelum memasuki <i>Cold MCHE</i>, <i>Multicomponent Refrigerant</i> tersebut dibagi menjadi dua fasa yaitu <i>Vapour</i> dan <i>Liquid</i>. Setelah itu dilanjutkan untuk digunakan dalam CMCHE.</p>
4.	Cold MCHE	<p>Merupakan tahap proses pencairan dan subcooling pada <i>dry natural gas</i> sehingga mencair pada suhu <math>-162^{\circ}\text{C}</math> dengan menggunakan multi komponen refrigerant, dimana pada kondisi ini. Dua fasa MCR yang telah diubah oleh <i>CMR Separator</i> disemprotkan kedalam CMHE pada kondisi <i>liquid</i> dengan <i>temperature</i> <math>-129^{\circ}\text{C}</math>, <i>pressure</i> 400 kPa dan pada kondisi vapour dengan <i>temperature</i> <math>-148^{\circ}\text{C}</math>, <i>pressure</i> 350 kPa. Sehingga dengan hasil akhir LNG dengan kondisi <math>-162^{\circ}\text{C}</math> dan tekanan sebesar 400 kPa.</p>



Tabel 4.6. HAZOP Node Warm MCHE

STUDY TITLE	=	FLNG HASANUDDIN	SHEET	=	1 of 4	
DRAWING NO	=	DWG. NO.204.006.001	NODE :	1	P&ID	
PART CONSIDERED	=	WARM MAIN CRYOGENIC HEAT EXCHANGER				
		1. BUTTERFLY VALVE	6. TEMP.TRANSMITTER		ACTIVITY :	
DESIGN INTENT	=	SOURCE	2. GLOBE VALVE	7.TEMP.INDICATOR		
			3. FLOW TRANSMITTER	8. PRESSURE SAFETY VALVE	PRE-COOLING	
			4. FLOW INDICATOR	9. PRESSURE TRANSMITTER		
			5. GATE VALVE	10. PRESSURE INDICATING		
NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
		BV-01				1. Seal on the flange must be rigid
1.	No flow	(20")	if valve BV-01 and BV-02 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to Gas Dispersion and jet fire, flash fire if any source of fire	1.Flow transmitter/indicator	2. Seal on the flange must be insulated 3. Provide automatic cutoff valves for line leaks 4. Insulate through under drainage transfer lines
		BV-02				
		(20")				

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
2.	Overpressure	BV-01	if valve BV-01 and BV-02 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to Gas Dispersion and jet fire, flash fire if any source of fire	Process shutdown, pressure indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>
3.	No flow	BV-03 (30") BV-04	if valve BV-03 and 04 blockage, gas line overpressure and back flow to WMR Accumulator	overpressure on pipe high back pressure and butane (liquid WMR) back flow to WMR Accumulator, if pipe rupture gas release leads to Gas Dispersion and gas explosion if any source of fire	No.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated.</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks.</li> <li>4. Provide flow indicator</li> </ol>

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
4.	Overpressure	BV-03 BV-04	if valve BV-03 and 04 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to Gas Dispersion and flash fire if any source of fire and process shut down	Process shutdown, pressure indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> <li>5. Provide pressure indicator</li> </ol>
7.	No flow	BL-01 BL-02	if valve BL-01 blockage, gas line overpressure and back flow to WMR Accumulator	overpressure on pipe high back pressure and butane (liquid WMR) back flow to WMR Accumulator, if pipe rupture gas release leads to Gas explosion if any source of fire	No.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated.</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks.</li> <li>4. Provide flow indicator</li> </ol>

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
8.	Overpressure	BL-01 BL-02 (8")	if valve BL-01 blockage, gas line overpressure and back flow to WMR Accumulator	overpressure on pipe high back pressure and butane (liquid WMR) back flow to WMR Accumulator, if pipe rupture gas release leads to Gas explosion if any source of fire	Pressure indicator and process shutdown/PSD	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated.</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks.</li> <li>4. Provide flow indicator</li> </ol>
9.	No Function	PSD-01	if PSD not active in 5 second to activated (BV-01 and BV-02) when any trouble happen lead to overpressure	pipe rupture, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be insulated</li> <li>2. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>
10.	No Function	PSD-02	if PSD not active in 5 second to activated (BV-03 and BV-04) when any trouble happen lead to overpressure	pipe rupture, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be insulated</li> <li>2. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>
11.	No Function	PSD-03	if PSD not active in 5 second to activated (BL-01 and BL-02) when any trouble happen lead to overpressure	pipe rupture, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be insulated</li> <li>2. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
12.	No Flow	BV-05 (6")	if valve BV-05 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to Gas Dispersion and jet fire, flash fire if any source of fire	Flow transmitter/indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>
13.	Overpressure	BV-05	if valve BV-05 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to Gas Dispersion and jet fire, flash fire if any source of fire	Process shutdown, pressure indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>5. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>
14.	No Flow	BV-06 (24")	if valve BV-06 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to Gas Dispersion and jet fire, flash fire if any source of fire	Flow transmitter/indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
15.	Overpressure	BV-06	if valve BV-06 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to Gas Dispersion and jet fire, flash fire if any source of fire	Process shutdown, pressure indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>
16.	No Function	PSD-04	if PSD not active in 5 second to activated (BV-06) when any trouble happen lead to overpressure	pipe rupture, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be insulated</li> <li>2. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>
17.	No Function	PSD-05	if PSD not active in 5 second to activated (BV-05) when any trouble happen lead to overpressure	pipe rupture, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be insulated</li> <li>2. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>
18.	No Function	PSD-06	if PSD not active in 5 second to activated when any trouble happen lead to overpressure	pipe rupture, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be insulated</li> <li>2. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>

Tabel 4.7. HAZOP Node WMR Accumulator

STUDY TITLE	=	FLNG HASANUDDIN	SHEET	=	2 of 4
DRAWING NO	=	DWG. NO.204.006.001	NODE :	2	P&ID
PART CONSIDERED	=	WARM MIXED REFRIGERANT			
DESIGN INTENT	=	SOURCE	1. BUTTERFLY VALVE WITH END 2. BALL VALVE 3. FLOW TRANSMITTER 4. FLOW INDICATOR 5. GATE VALVE	6. TEMP.TRANSMITTER 7.TEMP.INDICATOR 8. PRESSURE TRANSMITTER 9. PSD	ACTIVITY : Separated stream for WMR Liquid and Vapour (MCR BUTANE)

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
1.	No Flow	BV-07	if valve BV-07 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No.	1.Seal on the flange must be rigid 2.Seal on the flange must be insulated 3.Provide automatic cutoff valves for line leaks 4.Insulate drainage through under transfer lines 5.Provide flow indicator

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
2.	Overpressure	BV-07	if valve BV-07 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	Process shutdown	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> <li>6. Provide pressure indicator</li> </ol>
3.	No flow	GT.V-01	if valve GT.V-01 blockage, BUTANE line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture BUTANE release leads to Gas Dispersion and flash fire if any source of fire	Flow indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>
4.	Overpressure	GT.V-01	if valve GT.V-01 blockage, BUTANE line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture BUTANE release leads to Gas Dispersion and flash fire if any source of fire	Process shutdown	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>



NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
5.	No. Flow	BL-03 BL-04 BL-05 BL-06	if valve BL-03,04,05,06 blockage, Multicomponent refrigerant (butane) line overpressure which could lead to gas release	overpressure on pipe high back pressure if pipe rupture MCR release leads to Gas Dispersion and flash fire if any source of fire	No	1. Seal on the flange must be rigid 2. Seal on the flange must be insulated 3. Provide automatic cutoff valves for line leaks. 4. Provide flow indicator 6. provide process shutdown
6..	Overpressure	BL-03 BL-04 BL-05 BL-06	if valve BL-03,04,05,06 blockage, Multicomponent refrigerant (butane) line overpressure which could lead to gas release	overpressure on pipe, if pipe rupture MCR release leads to Gas Dispersion and flash fire if any source of fire	No	1. Seal on the flange must be rigid 2. Seal on the flange must be insulated 3. Provide automatic cutoff valves for line leaks 4. Insulate drainage through under transfer lines 5. provide pressure indicator 6. provide process shutdown
7.	No Function	PSD-07	if PSD not active in 5 second to activated when any trouble happen lead to overpressure	pipe rupture, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	1. Seal on the flange must be insulated 2. Provide automatic cutoff valves for line leaks

Tabel 4.8. HAZOP Node CMR Separator

STUDY TITLE	=	FLNG HASANUDDIN	SHEET	=	3 of 4
DRAWING NO	=	DWG. NO.204.006.001	NODE :	3	P&ID
PART CONSIDERED	=	WARM MIXED REFRIGERANT			
DESIGN INTENT	=	SOURCE	1. BUTTERFLY VALVE WITH END 2. BALL VALVE 3. FLOW TRANSMITTER 4. FLOW INDICATOR 5. GATE VALVE	6. TEMP.TRANSMITTER 7. TEMP.INDICATOR 8. PRESSURE TRANSMITTER 9. PSD	ACTIVITY : Separated stream for CMR Liquid and Vapour (MCR PROPANE)

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
1.	No Flow	BV-08	if valve BV-08 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No.	1. Seal on the flange must be rigid 2. Seal on the flange must be insulated 3. Provide automatic cutoff valves for line leaks 4. Insulate drainage through under transfer lines 5. Provide flow indicator

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
2.	Overpressure	BV-08	if valve BV-08 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	Process shutdown	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> <li>5. Provide pressure indicator</li> </ol>
3.	No Flow	BV-09	if valve BV-09 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> <li>5. Provide flow indicator</li> </ol>
4.	Overpressure	BV-09	if valve BV-09 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	Process shutdown	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
5.	No. Flow	BL-07	if valve BL-07 blockage, Multicomponent refrigerant (butane) line overpressure which could lead to gas release	overpressure on pipe high back pressure if pipe rupture MCR release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	No	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks.</li> <li>4. Provide flow indicator</li> <li>5. provide process shutdown</li> </ol>
6.	Overpressure	BL-07	if valve BL-07 blockage, Multicomponent refrigerant (butane) line overpressure which could lead to gas release	overpressure on pipe, if pipe rupture MCR release leads to Gas Dispersion and flash fire if any source of fire	PSD	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> <li>5. provide pressure indicator</li> </ol>
7.	No flow	GT.V-02	if valve GT.V-02 blockage, PROPANE line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture PROPANE release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	Flow indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
8.	Overpressure	GT.V-02	if valve GT.V-02 blockage, BPROPANE line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture PROPANE release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	Process shutdown	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>3. Insulate drainage throughs under transfer lines</li> </ol>
9.	No. Flow	BL-08 BL-09 BL-10 BL-11	if valve BL-08,09,10,11 blockage, Multicomponent refrigerant (butane) line overpressure which could lead to gas release	overpressure on pipe high back pressure if pipe rupture MCR release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	No	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks.</li> <li>4. Provide flow indicator</li> <li>6. provide process shutdown</li> </ol>
10.	Overpressure	BL-08 BL-09 BL-10 BL-11	if valve BL-03,04,05,06 blockage, Multicomponent refrigerant (butane) line overpressure which could lead to gas release	overpressure on pipe, if pipe rupture MCR release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	PSD	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> <li>5. provide pressure indicator</li> <li>6. provide process shutdown</li> </ol>

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
11.	No Function	PSD-08	if PSD not active in 5 second to activated when any trouble happen lead to overpressure	pipe ruptre, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	1. Seal on the flange must be insulated 2. Provide automatic cutoff valves for line leaks
12.	No Function	PSD-09	if PSD not active in 5 second to activated when any trouble happen lead to overpressure	pipe ruptre, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	1. Seal on the flange must be insulated 2. Provide automatic cutoff valves for line leaks
13.	No Function	PSD-10	if PSD not active in 5 second to activated when any trouble happen lead to overpressure	pipe ruptre, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	1. Seal on the flange must be insulated 2. Provide automatic cutoff valves for line leaks
14.	No Function	PSD-11	if PSD not active in 5 second to activated when any trouble happen lead to overpressure	pipe ruptre, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	1. Seal on the flange must be insulated 2. Provide automatic cutoff valves for line leaks

Tabel 4.9. HAZOP Node Cold MCHE

STUDY TITLE	=	FLNG HASANUDDIN	SHEET	=	4 of 4	
DRAWING NO	=	DWG. NO.204.006.001	NODE :	2	P&ID	
PART CONSIDERED	=	COLD MAIN CRYOGENIC HEAT EXCHANGER				
DESIGN INTENT	=	SOURCE	ACTIVITY :	LIQUEFACTION AND SUBCOOLING		
		1. BUTTERFLY VALVE WITH END	7. TEMP.TRANSMITTER			
		2. GLOBE VALVE	8.TEMP.INDICATOR			
		3. REDUCER	9. PRESSURE SAFETY VALVE			
		4. FLOW TRANSMITTER	10.SPECTACLE BLIND OPEN			
		5. FLOW INDICATOR	11. PRESSURE TRANSMITTER			
		6. GATE VALVE	12. PRESSURE INDICATING			
NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
1.	No Flow	BV-10 BV-11	if valve BV-10 , BV-11 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No.	1.Seal on the flange must be rigid 2.Seal on the flange must be insulated 3.Provide automatic cutoff valves for line leaks

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
2.	Overpressure	BV-10 BV-11	if valve BV-10, BV-11 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	Pressure indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> <li>5. Provide pressure indicator</li> </ol>
3.	No Flow	BV-12 BV-13	if valve BV-12, BV-13 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	No.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> <li>5. Provide flow indicator</li> </ol>
4.	Overpressure	BV-12 BV-13	if valve BV-10, BV-11 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	Pressure indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>



NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
5.	No Flow	BV-14	if valve BV14 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> <li>5. Provide flow indicator</li> </ol>
6.	Overpressure	BV-14	if valve BV-14 blockage, MCR Liquid line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture MCR Liquid release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	Pressure indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>
7.	No flow	GT.V-03	if valve GT.V-03 blockage, MCR Liquid line overpressure which could lead to release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture MCR Liquid release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	Flow indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
8.	Overpressure	GT.V-03	if valve GT.V-03 blockage, MCR Liquid line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture MCR Liquid release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	Process shutdown	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage throughs under transfer lines</li> </ol>
9.	No Flow	BV-15	if valve BV-15 blockage, gas line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No.	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> <li>5. Provide flow indicator</li> </ol>
10.	Overpressure	BV-15	if valve BV-15 blockage, MCR Vapour which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture MCR Vapour release leads to explosion	Pressure indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>

NO	DEVIATION	SOURCE	POSSIBLE CAUSES	CONSEQUENCES	SAFEGUARDS	RECOMENDATIONS
11.	No flow	GT.V-04	if valve GT.V-04 blockage, MCR Vapour line overpressure which could lead to release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture MCR Vapour release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	Flow indicator	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage through under transfer lines</li> </ol>
12.	Overpressure	GT.V-04	if valve GT.V-04 blockage, MCR Vapour line overpressure which could lead to gas release on flanged	overpressure on pipe, if pipe rupture MCR Vapour release leads to jet fire and flash fire if any source of fire	Process shutdown	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be rigid</li> <li>2. Seal on the flange must be insulated</li> <li>3. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> <li>4. Insulate drainage throughs under transfer lines</li> </ol>
13.	No Function	PSD-12	if PSD not active in 5 second to activated when any trouble happen lead to overpressure	pipe rupture, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be insulated</li> <li>2. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>
14.	No Function	PSD-13	if PSD not active in 5 second to activated when any trouble happen lead to overpressure	pipe rupture, gas release leads to gas explosion and flash fire if any source of fire	No	<ol style="list-style-type: none"> <li>1. Seal on the flange must be insulated</li> <li>2. Provide automatic cutoff valves for line leaks</li> </ol>

#### 4.5 Perhitungan Frekuensi

Dalam menyelesaikan analisa risiko terhadap sistem yang dianalisa, juga harus dilakukan langkah analisa frekuensi dimana pada analisa ini akan diketahui intensitas kegagalan dari *sistem gas liquefaction*. Dengan menggunakan metode FTA (Fault Tree Analysis) analisa frekuensi akan dilakukan untuk nilai-nilai *initiating event* pada masing-masing komponen dasar dari sistem yang ada. Dalam perhitungan pada FTA dmasukkan data-data kegagalan suatu komponen yang berdasar pada data-data kejadian yang sudah pernah terjadi. Dalam penentuan nilai estimasi besarnya lubang kebocoran (*hole size*) berdasarkan *A Guide To Quantitative Risk Assessment for Offshore Installation* (DNV Technica) dan kondisi *gas release rate dan ignition probability* akibat kebocoran pipa mengacu pada *International Association of Oil and Gas Producers, Ignition Probability dan process release frequency* adalah sebagai berikut:

Tabel 4.10. *Gas Release frequency/ year/ equipment*

<b>Ball Valve</b>					
<i>Type hole size</i>	<i>Range Hole Diameter</i>	<b>2" Dia valve</b>	<b>6" Dia valve</b>	<b>20" Dia valve</b>	<b>30" Dia valve</b>
Small	10-50 mm	3.0E-05	6.6E-05	5.6E-05	5.0E-05
Medium	50-150 mm	0.0E+00	3.3E-05	1.2E-05	1.1E-05
Large	>150 mm	0.0E+00	0.0E+00	1.8E-05	1.7E-05
<b>Butterfly Valve</b>					
<i>Type hole size</i>	<i>Range Hole Diameter</i>	<b>2" Dia valve</b>	<b>6" Dia valve</b>	<b>20" Dia valve</b>	<b>30" Dia valve</b>
Small	10-50 mm	3.0E-05	6.6E-05	5.6E-05	5.0E-05
Medium	50-150 mm	0.0E+00	3.3E-05	1.2E-05	1.1E-05
Large	>150 mm	0.0E+00	0.0E+00	1.8E-05	1.7E-05

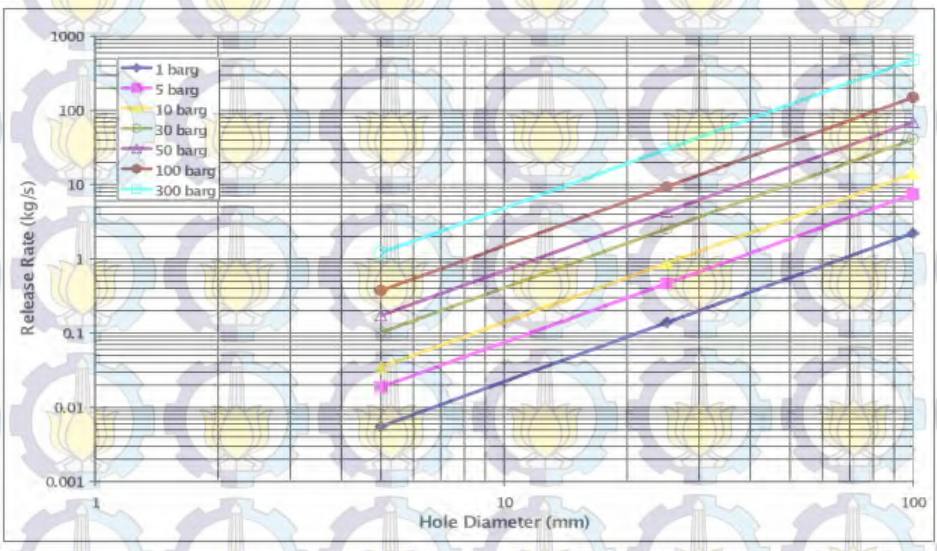
Dilanjutkan.....

<i>Gate Valve</i>					
<i>Type hole size</i>	<i>Range Hole Diameter</i>	<b>2" Dia valve</b>	<b>6" Dia valve</b>	<b>20" Dia valve</b>	<b>30" Dia valve</b>
<i>Small</i>	10-50 mm	3.0E-05	6.6E-05	5.6E-05	5.0E-05
<i>Medium</i>	50-150 mm	0.0E+00	3.3E-05	1.2E-05	1.1E-05
<i>Large</i>	>150 mm	0.0E+00	0.0E+00	1.8E-05	1.7E-05

<i>PSD/ ESD</i>		
<i>Type hole size</i>	<i>Range Hole Diameter</i>	<i>Frequency release rate/ year</i>
<i>Small</i>	10-50 mm	0.000017
<i>Medium</i>	50-150 mm	0.0000022
<i>Large</i>	>150 mm	0.0000059

Sedangkan untuk nilai *release rate* berdasarkan besarnya lubang diameter kebocoran dapat dilihat pada grafik berikut ini (*ignition probability mengacu pada International Association of Oil and Gas Producers, Consequence Modeling*):



Gambar 4.4 Hole Diameter vs Release Rate Graphic

(source : *International Association of OGP, Process Release Frequencies* )

Dan nilai *ignition probability* berdasarkan gas yang terilis akibat kebocoran pipa dapat dilihat pada tabel berikut ini (*ignition probability mengacu pada International Association of Oil and Gas Producers, Consequence Modeling*):

Tabel 4.11. *Release rate vs Ignition Probability*

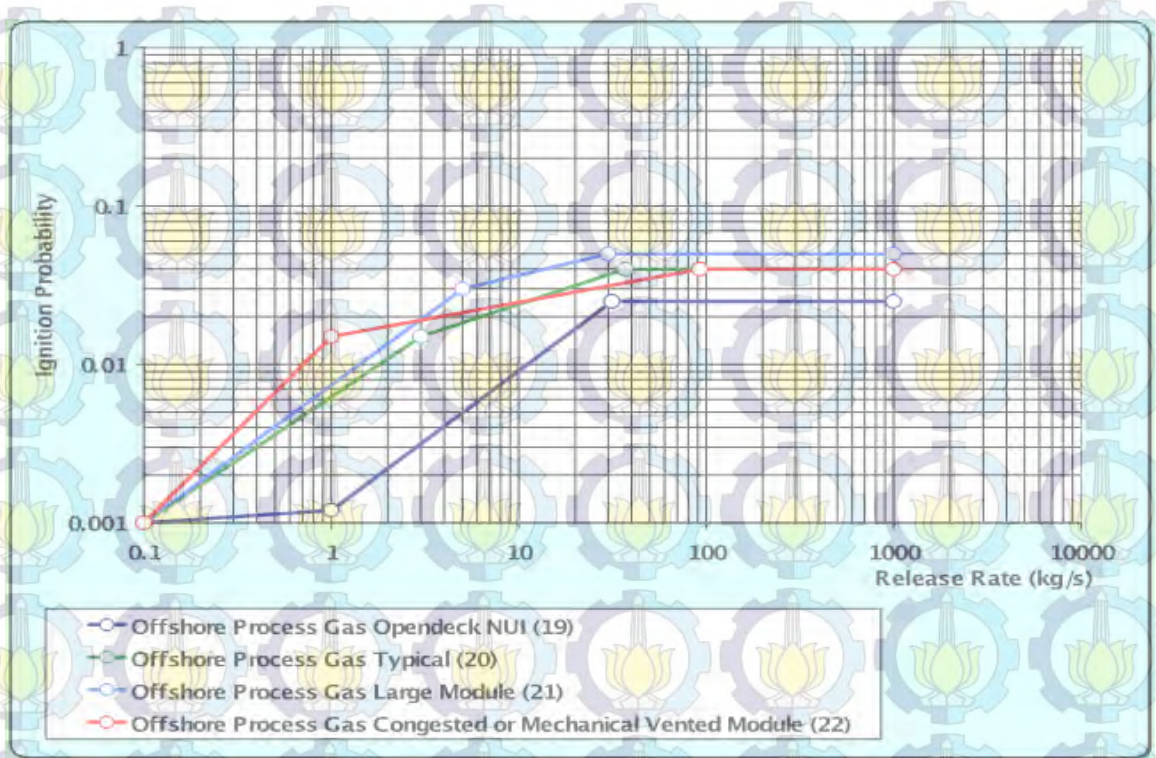
<i>Hole category</i>	<i>Hole pipe Diameter (mm)</i>	<i>Release Rate (kg/s)</i>	<i>Ignition Probability</i>
<i>Small</i>	50	20	0.0445
<i>Medium</i>	100	50	0.0500
<i>Large</i>	200	100	0.0500

Sedangkan untuk Probabilitas terjadinya *Flash Fire, Gas Explosion* berdasarkan data dari *Chemical Engineering Transaction Vol.36,2014, Risk Analysis of LNG Terminal* adalah diberikan pada tabel berikut ini:

Tabel 4.12 *Explosion and flash fire probability*

<i>Flammable mass (kg)</i>	<i>Explosion Probability</i>	<i>Flash Fire Probability</i>
<100	0	0.01
100-1000	0.001	0.003
>1000	0.03	0.1

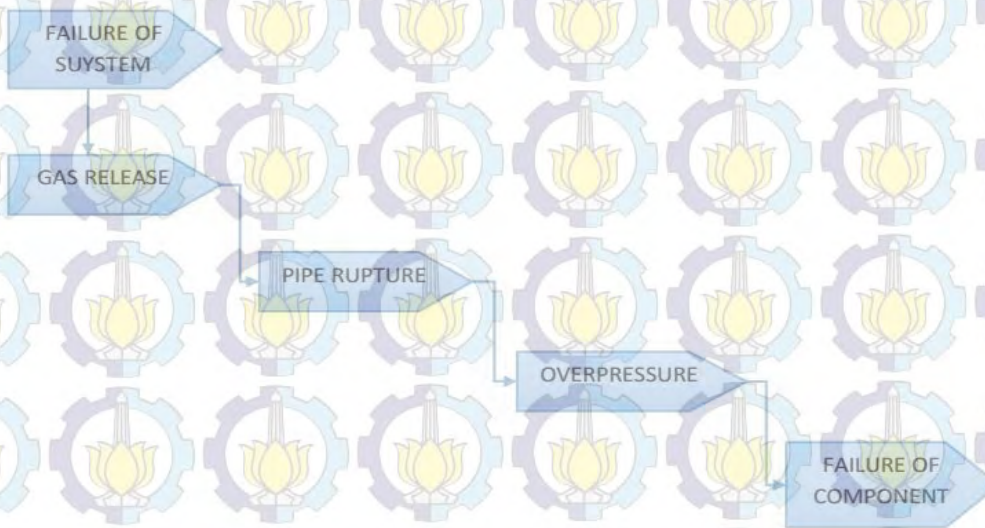
Sehingga berdasarkan pada tabel tersebut diatas dapat dikatakan bahwa untuk *explosion probability* hanya terjadi jika *release rate* gas sebesar 100 kg/s, itu berarti hanya terjadi pada *hole category Large* yaitu 200 mm. Dan untuk *hole category small* dan *medium* tidak terdapat kemungkinan terjadinya *explosion* karena nilai probabilitas untuk *hole category* tersebut bernilai nol.



Gambar 4.5. Ignition Probability Graphic

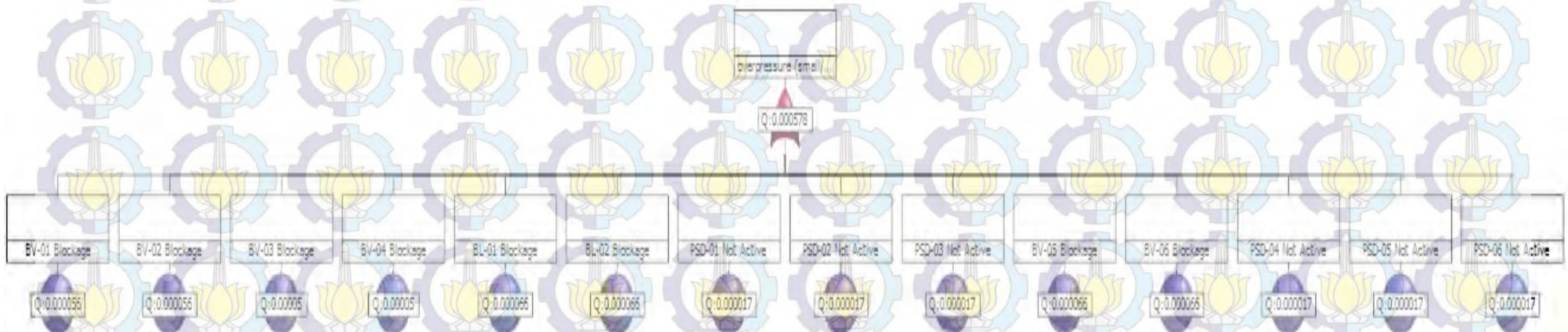
(source : *International Association of OGP, Process Release Frequences* )

Setelah data frekuensi kegagalan diperoleh, maka selanjutnya adalah melakukan perhitungan frekuensi kegagalan untuk tiap node, dalam simulasi ini diskenariokan gagalnya sistem sebagai berikut:



Gambar 4.6 Skenario kegagalan sistem (*gas release*)

Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release rate yang terdapat pada tabel 4.8 untuk tiap *Node* berdasar pada identifikasi *Hazard* yang dilakukan (HAZOP) sesuai dengan asumsi besarnya lubang kebocoran. Untuk *Node 1* berikut ini terdapat beberapa komponen-komponen system seperti *Butterfly Valve*, *Ball Valve* dan *Process Shut Down system*. Dan apabila diskenariokan berdasarkan pada *scenario* kegagalan system (gambar 4.6), maka terjadinya kegagalan fungsi dari *valve* yaitu mengalami *blockage* sehingga terjadi *overpressure* dan *Process Shut Down* (PSD) tidak berfungsi. Sehingga dalam pengerjaan FTA digunakan *Gate OR*. Hal ini dikarenakan oleh terjadinya *overpressure* disebabkan dari kegagalan fungsi dari *valve* dalam hal ini *Blockage* dan kegagalan fungsi dari PSD untuk menghentikan proses gas yang sedang berlangsung.



Gambar 4.7 Frekuensi terjadinya overpressure hole 50mm pada Node 1 dengan FTA

Pada gambar tersebut dapat dijelaskan bahwa untuk terjadinya overpressure dengan mengakibatkan kebocoran pipa sebesar 50 mm dapat menyebabkan terjadinya incident. Dan dari hasil perhitungan FTA tersebut diatas didapatkan nilai frekuensi terilisnya gas sebesar 5.78E-04. Hal yang sama juga dilakukan terhadap node yang lainnya untuk tiap rentang kebocoran (*Lampiran I*), dilakukan



analisa perhitungan frekuensi untuk setiap rentang kebocoran dengan input nilai *Gas Release frequency/ year/ equipment*. Dan hasil dari perhitungan direalisasikan dalam bentuk tabel yang dapat dilihat pada tabel dibawah. Frekuensi terjadinya gas release rate untuk masing-masing rentang diameter kebocoran pada masing-masing node.

Tabel 4.13. Hasil perhitungan Frekuensi gas release untuk masing-masing ukuran hole pada masing-masing node dengan FTA.

No.	Node.	Scenario	Gas release frequency		
			50 mm	100 mm	200 mm
1.	Warm MCHE	Gas release	5.78E-04	1.912E-04	1.054E-04
2.	WMR Accumulator	Gas release	3.97E-04	1.782E-04	2.29E-05
3.	CMR Separator	Gas release	3.70E-04	5.38E-05	4.16E-05
4.	Cold MCHE	Gas release	5.22E-04	1.63E-04	1.198E-04

Untuk hasil tersebut diatas tidak dapat digunakan secara langsung untuk kaitannya dalam menentukan representasi risiko dari analisa risiko yang dilakukan. Karena nilai tersebut belum dapat dipastikan dapat menimbulkan terjadinya *Jet Fire*, *Flash Fire*, *Explosion* dan *Gas Dispersion*, maka untuk itu dilakukan analisa ETA pada nilai frekuensi *gas release* untuk masing-masing *node*. Untuk penyebab terjadinya konsekuensi diurut berdasarkan kondisi terjadinya, kondisi tersebut dapat dilihat pada tabel berikut ini.

Tabel 4.14 Proses terjadinya *Jet Fire*, *Flash Fire*, *Explosion* dan *Gas Dispersion*

Possible Cause	Condition 1	Condition 2	Condition 3	Consequence
Gs Release	Ignition	Immediate	-	Jet Fire
Gs Release	Ignition	Delayed	Open Atmosphere	Flash Fire
Gs Release	Ignition	Delayed	Cong. Atmosphere	Explosion
Gs Release	No Ignition	-	-	Gas Dispersion

Berdasar pada table tersebut diatas maka susunan analisa ETA dapat dibuat Dengan menggunakan nilai pada *Release rate vs Ignition Probability* dan nilai *Explosion and flash fire probability* serta Hasil perhitungan Frekuensi terjadinya *gas release* untuk

masing-masing rentang diameter kebocoran pada masing-masing node. Sehingga untuk hasil perhitungannya dapat dilihat pada gambar berikut ini:

	<i>Immediate Ignition</i>		<i>Jet Fire</i>
	0.8		2.06E-05
<i>Ignition</i>	0.0445	<i>Open Atmosphere</i>	<i>Flash Fire</i>
		0.01	5.14E-08
	<i>Delayed</i>		
<i>Gas Release</i>	0.2		
5.78E-04		<i>Congested Atmosphere</i>	<i>Explosion</i>
		0	0.00E+00
<i>No Ignition</i>			<i>Gas Dispersion</i>
0.9555			5.52E-04

Gambar 4.8 Proses perhitungan frekuensi terjadinya hole 50 mm Node 1 dengan ETA

Untuk analisa yang sama pada gambar tersebut diatas (ETA) dilakukan terhadap *Node* yang lain untuk rentang diameter kebocoran (*hole size*) 50 mm, 100mm dan 200 mm (**Lampiran II**), sehingga hasilnya dapat dilihat pada tabel dibawah berikut ini:

Tabel 4.15 Hasil perhitungan Frekuensi Terjadinya insident dengan ETA

<i>Hole</i>	<i>Node</i>	<i>Gas Release</i>	<i>Jet Fire</i>	<i>Flash Fire</i>	<i>Gas Explosion</i>	<i>Gas Dispersion</i>
<b>50 mm</b>	<b>WMCHE</b>	5.78E-04	2.06E-05	5.14E-08	0.00E+00	5.52E-04
	<b>WMR</b>	3.97E-04	1.41E-05	3.53E-08	0.00E+00	3.79E-04
	<b>CMR</b>	3.70E-04	1.32E-05	3.29E-08	0.00E+00	3.54E-04
	<b>CMCHE</b>	5.22E-04	1.86E-05	4.65E-08	0.00E+00	4.99E-04
<b>100 mm</b>	<b>WMCHE</b>	1.91E-04	7.65E-06	1.91E-08	0.00E+00	1.82E-04
	<b>WMR</b>	1.78E-04	7.13E-06	1.78E-08	0.00E+00	1.69E-04
	<b>CMR</b>	5.83E-05	2.15E-06	5.38E-09	0.00E+00	5.11E-05
	<b>CMCHE</b>	1.63E-04	6.52E-06	1.63E-08	0.00E+00	1.55E-04
<b>200 mm</b>	<b>WMCHE</b>	1.05E-04	4.22E-06	1.05E-09	1.05E-09	1.00E-04
	<b>WMR</b>	2.29E-05	9.16E-07	2.29E-09	2.29E-10	2.18E-05
	<b>CMR</b>	4.16E-05	1.66E-06	4.16E-09	4.16E-10	3.95E-05
	<b>CMCHE</b>	1.20E-04	4.79E-06	1.20E-08	1.20E-09	1.14E-04

(Source: *Lampiran II*)

Pada table tersebut diatas terlihat hasil untuk terjadinya konsekuensi berupa *explosion*, hanya terjadi pada diameter kebocoran 200 mm. karena pada diameter tersebut mampu melepaskan gas sebesar 100 kg/s dan syarat terjadinya *explosion* adalah bila gas yang terilis adalah sebesar 100 kg/s berdasarkan nilai *Explosion and flash fire probability*.

#### 4.6 Perhitungan Konsekuensi

Analisa kebakaran yang timbul karena gagalnya sistem adalah disimulasikan dengan menggunakan software ALOHA (*Areal Locations Of Hazardous Area*) yang memberikan output nilai besarnya kebocoran dan radius sebaran api atau gas yang terdispersi. Adapun skenario yang disimulasikan adalah *Gas Dispersion*, *Flash Fire*, *Gas Explosion* dan *Jet Fire* dengan sumber kebocoran adalah pipa. Untuk data inputan dalam simulasi ini menggunakan data pada sub bab 4.3.

Untuk setiap insiden yang terjadi dalam hal ini berupa *Jet Fire*, *Flash Fire*, *Explosion* dan *Gas Dispersion* dijelaskan terlebih dahulu pada sub-bab ini:

- **Jet Fire** merupakan kebakaran akibat difusi turbulen yang dihasilkan dari pembakaran bahan bakar yang terus keluar dari tangki atau pipa yang dimampatkan. *Jet fire* dapat timbul akibat pelepasan gas. Dimana untuk konsekuensi terjadinya *jet fire* pada semua *sub-system/* node yaitu terjadi pada setiap node karena pada kondisi gas untuk setiap node terdapat gas yang termampatkan dan mudah terbakar yaitu *metane*, *butane*, *propane*, *ethane* dan *pentane*.
- **Explosion** adalah peristiwa terjadinya ledakan akibat kebocoran/ pecahnya bejana bertekanan karena paparan panas dari luar atau dalam bejana dimana bejana tersebut mengandung cairan bertekanan pada suhu di atas titik didih cairan bertekanan tersebut. Pada kondisi gas yang lepas dalam jumlah besar secara terus menerus dan menguap, serta terdapat sumber api maka sangat mungkin terjadi *explosion*. Untuk terjadi *explosion*. Setidaknya, harus terpenuhi 3 (tiga) syarat yaitu. 1) Terdapat dua fasa gas dalam bejana, yaitu cair dan vapour. 2) Temperatur dalam bejana 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 proses bekerja. Dimana kondisi ini dapat terjadi disemua sub system/ node karena mengandung uap *Multi Component Refrigerant* (MCR) yang sangat mudah terbakar.
- **Flash Fire** merupakan kondisi dimana terjadinya api kilat, karena peristiwa tersebut umumnya berlangsung dalam kisaran 0 - 5 detik, fenomena ini seperti ledakan - turbulensi campuran *flammables* (bahan yang mudah terbakar) dan udara yang menyebabkan kebakaran singkat, bergantung pada turbulensi dan besarnya *vapor cloud*. *Flash fire* (api singkat), dibentuk oleh adanya kumpulan

*flammable vapour* yang terbakar oleh sumber api. *Flammable vapour* dapat terbentuk dari 2 (dua) kejadian, pertama adalah *gas dispersion* dan yang kedua adalah terdapat kumpulan hidrokarbon atau LNG dalam fase cair yang membentuk *pool*. Jika genangan (*pool*) berubah fasa menjadi *vapour* dan ternyalakan oleh sumber api. Maka akan terjadi *flash fire*. Untuk kondisi ini tidak mungkin terjadi karena didahului dengan terjadinya *explosion*, dan kejadian tersebut tidak akan terjadi karena gas yang terdapat dalam aliran berada pada as gas yang bila terilis dan terdapat sumber api yang menyebabkan *jet fire* atau *explosion* tergantung dari kondisi gas pada saat itu dan tidak terbentuk genangan yang dapat menyebabkan *Flash Fire*.

- **Gas Dispersion** adalah peristiwa terilisnya *natural gas* dalam fasa gas akibat adanya kebocoran pipa atau komponen dalam suatu fasilitas. Terdapat 4 (empat) syarat terjadinya *gas dispersion*, 1) *natural gas* berada dalam fasa gas, 2) gas berada pada kondisi bertekanan, 3) terjadi kebocoran pada pipa atau komponen, 4) tidak terdapat sumber api. Pada kondisi ini terjadi gas dispersion namun gas yang terilis tidak beracun namun apabila terhirup oleh manusia akan menyebabkan *Asfiksi* ringan, dimana *Asfiksi* ringan adalah gangguan dalam pengangkutan oksigen ke jaringan tubuh yang disebabkan terganggunya fungsi paru-paru, pembuluh darah ataupun jaringan tubuh.

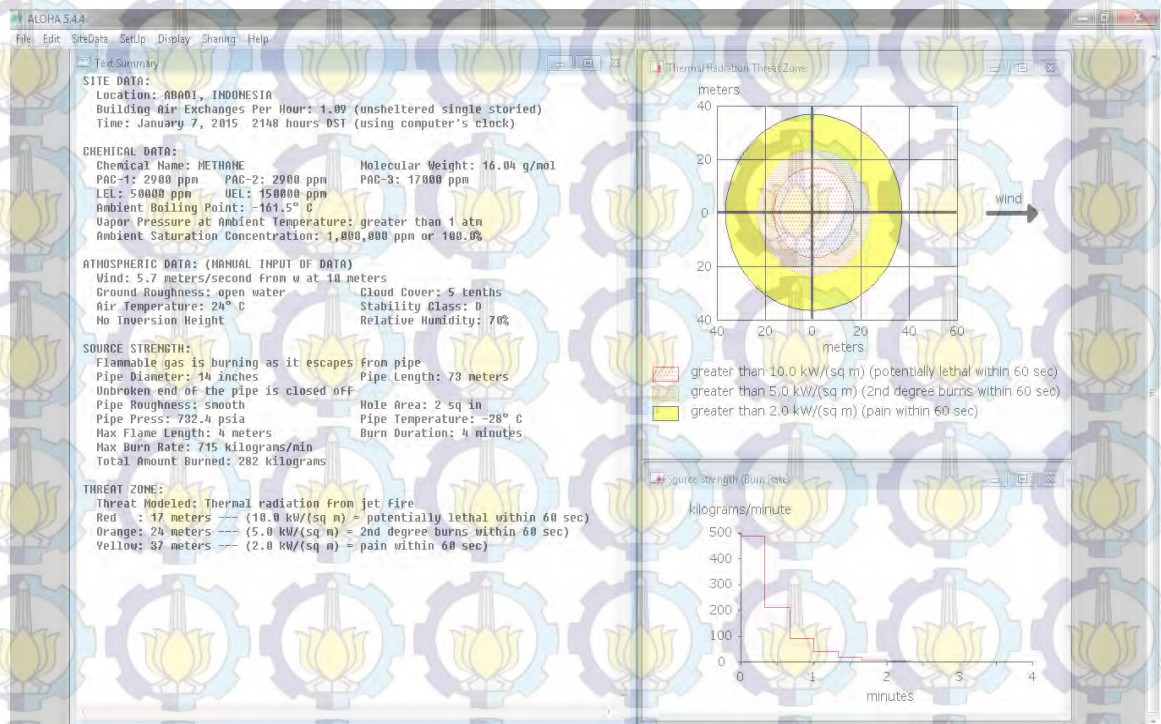
Berikut dibawah ini merupakan *scenario* konsekuensi yang mungkin terjadi untuk setiap *Node* pada *proses Gas Liqefaction*:

Tabel 4.16 Kemungkinan terjadinya konsekuensi untuk setiap node.

Node	Jet Fire			Explosion	Flash Fire	Gas Dispersion
	50 mm	100 mm	200 mm	(200 mm)		
Warm MCHE	√	√	√	√	-	√
WMR Accum.	√	√	√	√	-	√
CMR Separt.	√	√	√	√	-	√
Cold MCHE	√	√	√	√	-	√

Setelah data diinput dan dilakukan simulasi kedalam *software*, maka hasil yang akan diperoleh adalah sebagai berikut:

#### 4.6.1 Jet Fire

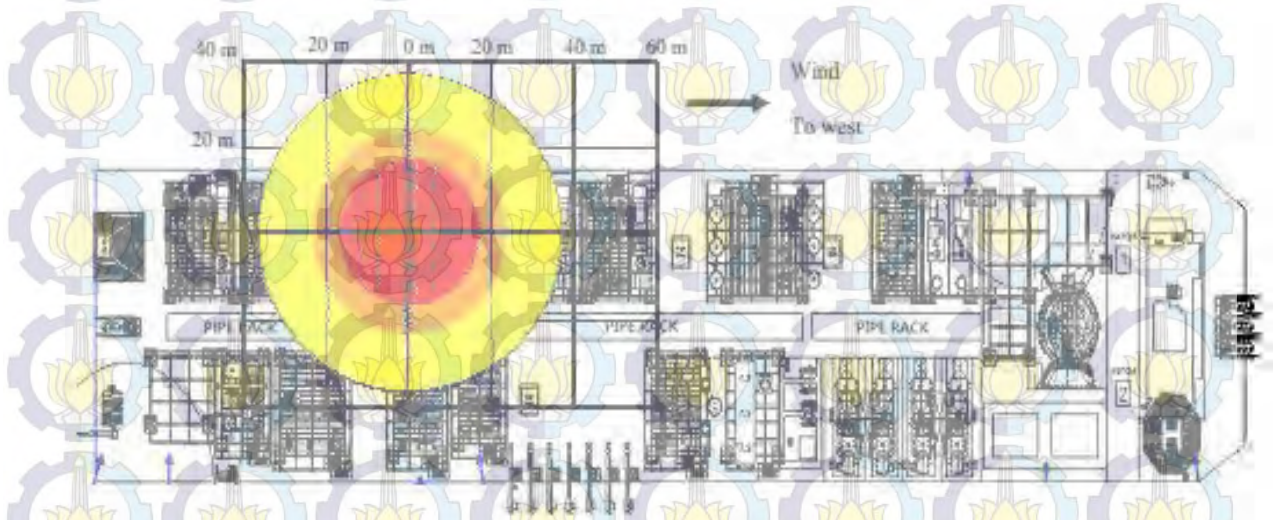


Gambar 4.9 Hasil Simulasi Jet Fire pada software ALOHA

Pada gambar tersebut diatas menjelaskan bahwa jarak dampak dari terjadinya *jet fire* yang disebabkan oleh gas yang terilis dikarenakan kebocoran pipa sebesar 50 mm:

*Threat Zone:*

- a) *Yellow Threat Zone* dengan jarak radiasi 37 m dari titik kebocoran, dan pada jarak ini dapat menyebabkan radiasi panas pada manusia dengan radiasi panas yang ditimbulkan sebesar 2 kw/sq m.
- b) *Orange Threat Zone* dengan jarak radiasi 24 m dari titik kebocoran, dan pada jarak ini dapat menyebabkan luka bakar dalam waktu 60 detik, dengan panas yang ditimbulkan sebesar 5 kw/sq m.
- c) *Red Threat Zone* dengan jarak radiasi 17 m dari titik kebocoran, dan ini dapat berpotensi untuk menimbulkan kematian hanya dalam waktu 60 detik, dengan panas yang ditimbulkan sebesar 10 kw/sq m.



Gambar 4.10. Hasil plot simulasi jet fire pada FLNG pada unit Liquefaction process hole 50 mm

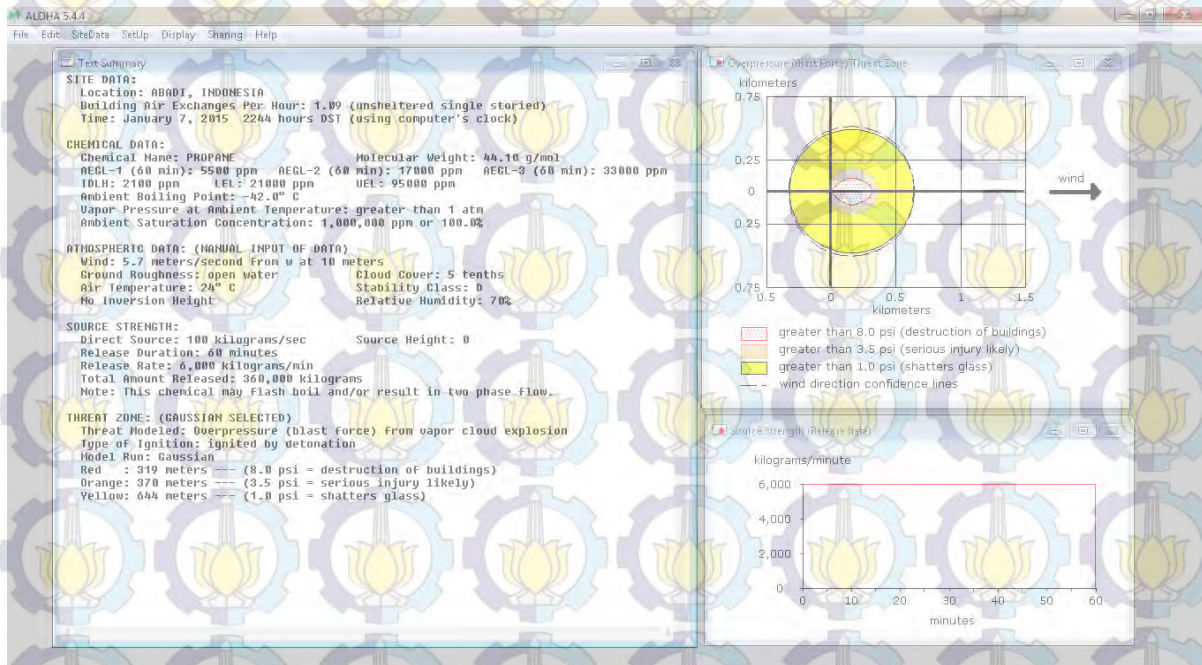
Dari hasil plot simulasi pada sistem, dapat diketahui jumlah orang yang terdampak mengacu pada tabel 2.3 Dan diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel 4.17. Hasil simulasi *Jet fire* untuk beberapa rentang diameter kebocoran

No	Ukuran kebocoran (mm)	Jumlah orang terdampak (N)			Radius (m)
		Mati	Luka bakar	Terpapar panas	
1	50	1	1	3	17
			1		24
				3	37
2	100	1	2	3	21
			2		29
				3	45
3	200	1	3	4	23
			3		32
				4	50

(source: Lampiran III)

## 4.6.2 Gas Explosion



Gambar 4.11 Hasil Simulasi *Gas Explosion* pada software ALOHA

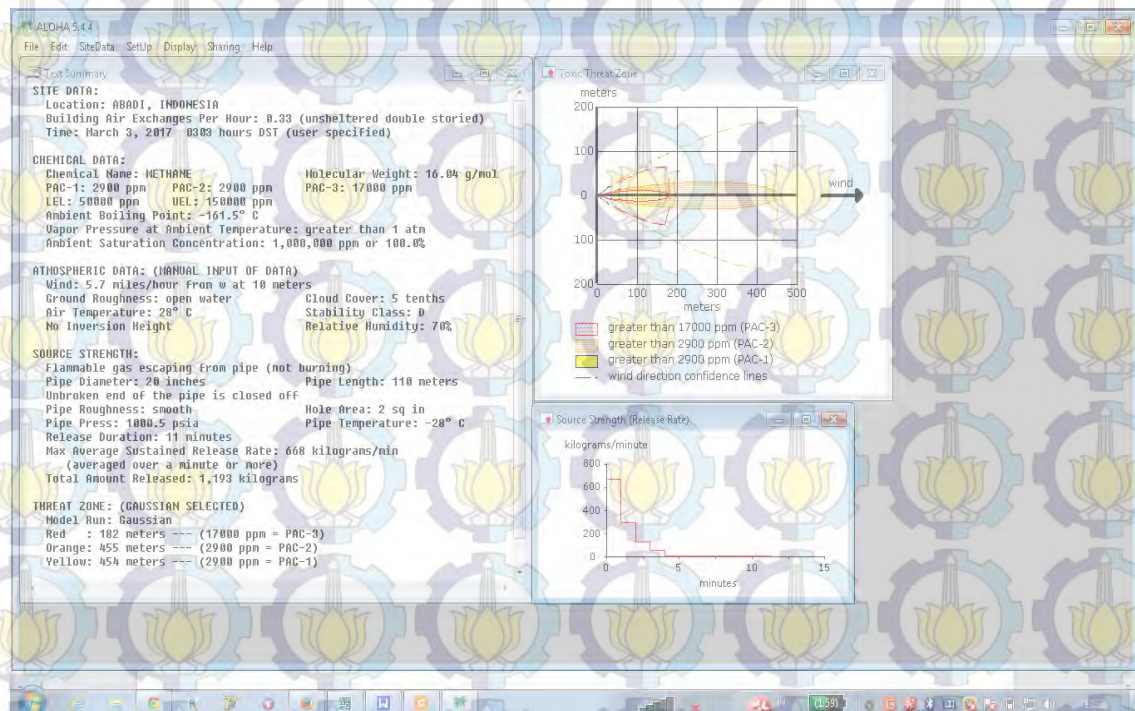
Pada gambar tersebut diatas menjelaskan bahwa jarak dampak dari terjadinya gas explosion yang disebabkan oleh gas yang terilis dikarenakan kebocoran pipa sebesar 200 mm, berdasarkan pada nilai *explosion probability*:



### Threat Zone

- a) *Yellow Threat Zone* dengan jarak efek ledakan 644 m dari titik kebocoran dapat menghancurkan kaca gedung dengan tekanan besar dari 1 psi.
- b) *Orange Threat Zone* dengan jarak efek ledakan 370 m dari titik kebocoran dapat menyebabkan luka serius pada pekerja dengan tekanan besar dari 3.5 psi.
- c) *Red Threat Zone* dengan jarak efek ledakan 319 m dari titik kebocoran dapat menyebabkan hancurnya instalasi dengan tekanan besar dari 8 psi.

### 4.6.3 Gas Dispersion



Gambar 4.12 Hasil Simulasi *Gas Dispersion* pada *software* ALOHA

Untuk kasus *gas dispersion* disini adalah mengacu pada Tabel 2.5. Kadar ppm Gas Methane dan Bahayanya, yaitu jumlah ppm yang diisyaratkan bahwa gas tersebut beracun adalah apabila kadar gas yang terilis adalah 14% atau sama dengan 50,000 ppm. Dimana pada kejadian kebocoran dengan diameter 200 mm dengan jarak terdekat 182 m dan jumlah gas yang terilis hanya 17000 ppm, sehingga untuk kadar gas tersebut masih aman bagi para pekerja. Dari hasil simulasi tersebut dapat dijabarkan sebagai berikut:

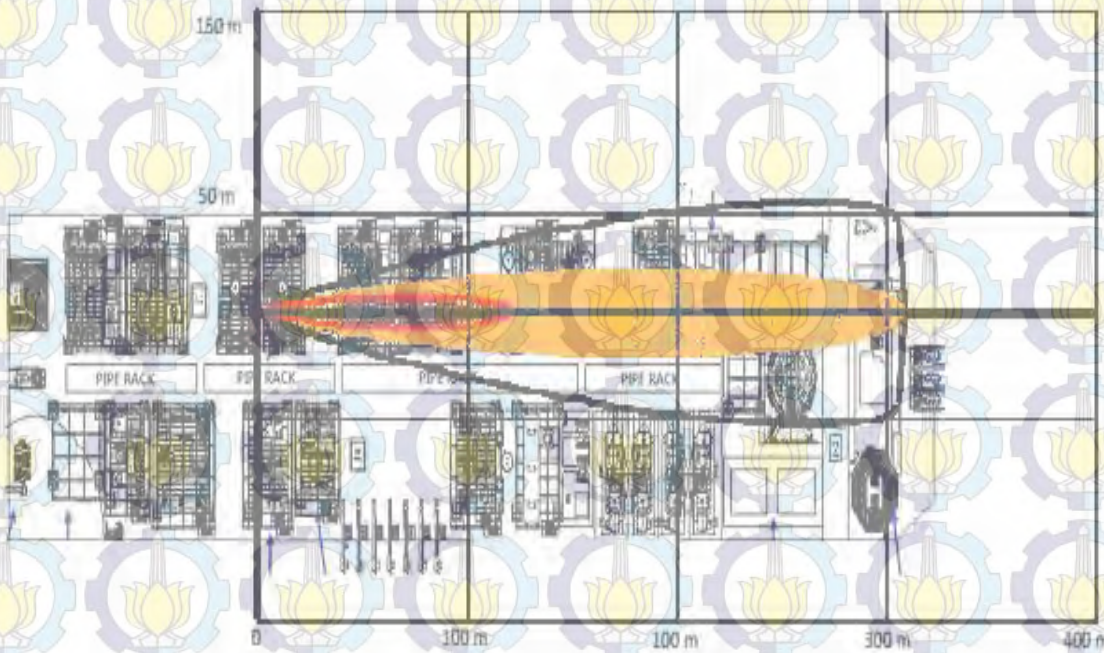
### Threat Zone

- a) *Yellow Threat Zone* dengan jarak sebaran 454 m dari titik kebocoran dan jumlah gas yang terilis sebanyak 2900 ppm

b) *Orange Threat Zone* dengan jarak sebaran 455 m dari titik kebocoran dan jumlah gas yang terilis sebanyak 2900 ppm

c) *Red Threat Zone* dengan jarak sebaran 182 m dari titik kebocoran dan jumlah gas yang terilis sebanyak 17000 ppm

Dari simulasi tersebut diatas diplotkan pada general arrangement FLNG, dan menghasilkan tampilan sebagai berikut:



Gambar 4.13 Plot Hasil simulasi Gas Dispersion pada FLNG pada unit *Liquefaction process hole 50 mm*

Dari hasil plot simulasi pada sistem, dapat diketahui jumlah orang yang terdampak mengacu pada tabel 2.3 Dan didapatkan hasil sebagai berikut:

Tabel 4.18. Hasil simulasi *gas dispersion* untuk beberapa rentang diameter kebocoran

No	Ukuran kebocoran (mm)	Radius (m)	Kadar gas (ppm)
1	50	182	17000
		454-455	2900
2	100	221	17000
		532	2900
3	200	243	17000
		569	2900

(source: *Lampiran III*)

Dari hasil tabulasi diatas disimpulkan bahwa untuk terjadinya gas dispersion untuk setiap rentang kebocoran dengan radius jarak 182 m – 569 m dengan maximum gas release sebesar 17,000 ppm sehingga dapat diartikan bahwa gas yang terilis tersebut, berdasarkan standar badan pelatihan kesehatan bahwa gas tersebut tidak membahayakan, sehingga masih berada dalam kondisi riiko yang dapat diterima.

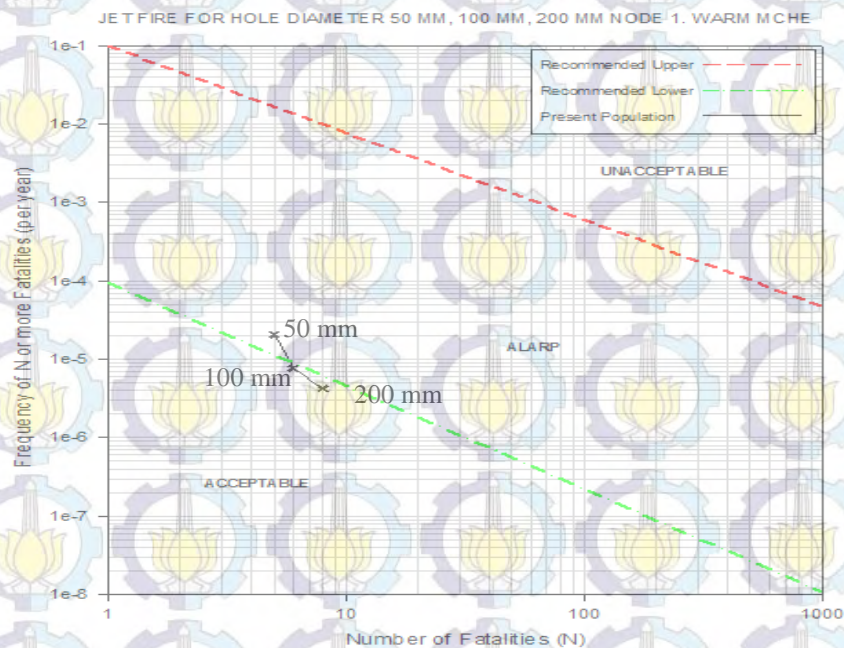
#### 4.7 Representasi Risiko

Setelah mendapatkan nilai frekuensi kejadian dan konsekuensi yang ditimbulkan karena terjadinya insident, maka kedua nilai tersebut dianalisa direpresentasikan dengan menggunakan *f-N curve*. Table hubungan frekuensi dan konsekuensi untuk setiap rentang ukuran dapat dilihat pada Tabel-tabel dibawah. Standard *f-N curve* yang digunakan adalah *f-N curve UK Offshore, f-N Plot Standard*. Dari representasi risiko yang terdapat pada *f-N curve*, didapatkan informasi suatu scenario berada pada posisi *acceptable*, ALARP atau *Un-acceptable*. Jika suatu skenario berada pada posisi ALARP, maka masih diperbolehkan tidak dilakukan tindakan mitigasi namun harus dapat dipastikan bahwa frekuensi dari skenario tersebut tidak berubah. Dan selanjutnya hasil plotting kedalam grafik *f-N Curve* dapat dilihat pada gambar-gambar dibawah berikut ini berdasarkan table frekuensi dan konsekuensi:

Tabel 4.19 Nilai analisis frekuensi dan konsekuensi untuk Node Warm MCHE

Hole (mm)	Jet Fire Freq.	N	Explosion Freq.	N	Flash Fire Freq.	N	Gas Dispersion Freq.	N
50	2.06E-05	5	0.00E+00	0	5.14E-08	0	5.52E-04	0
100	7.65E-06	6	0.00E+00	0	1.91E-08	0	1.82E-04	0
200	4.22E-06	8	1.05E-09	60	1.05E-09	0	1.00E-04	0

Pada table diatas menunjukkan bahwa untuk *Node Warm MCHE* pada kemungkinan risiko *jet fire* untuk setiap rentang kebocoran memiliki nilai fatalities sedangkan untuk *gas explosion* tidak menyebabkan fatalities kecuali pada diameter kebocoran 200 mm dengan tingkat fatalities yang tinggi yaitu sebanyak 60 orang, namun hal ini kemungkinan terjadinya sangat kecil dengan nilai frekuensi 1.05E-9. Untuk risiko terjadinya *flash fire* tidak mungkin terjadi karena akan didahului dengan terjadinya explosion atau jet fire. Dan untuk risiko *Gas Dispersion* dengan *release rate* 17000 ppm tidak termasuk dalam kategori berbahaya.



Gambar 4.14 Representasi f-N Curve Jet Fire event pada Node Warm MCHE

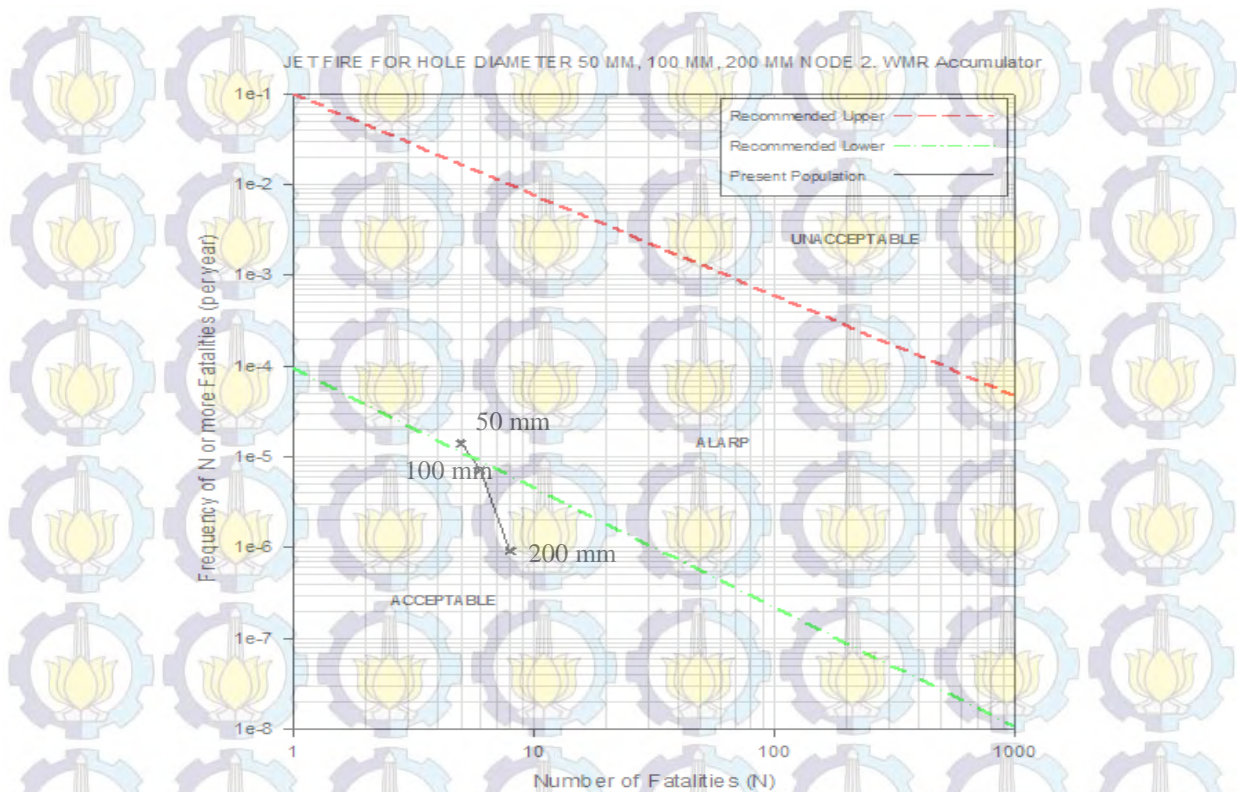
Pada gambar tersebut diatas bahwa untuk ketiga nilai kebocoran setelah dilakukan plotting terhadap *f-N Curve* dihasilkan bahwa untuk diameter kebocoran pipa 50 mm berada pada area ALARP. Sedangkan untuk diameter kebocoran 100 mm dan 200 mm berada pada area *acceptable*. Dan untuk representasi risiko dari terjadinya *gas explosion* dengan nilai frekuensi yang sangat kecil yaitu 1.05E-09 dan ini berada jauh

dibawah garis *Recommended Lower* yaitu dimana risiko berada pada kondisi yang dapat diterima. Berdasarkan UK HSE Offshore, 1991 bahwa untuk nilai frekuensi  $<10^{-6}$  adalah dapat diabaikan.

Tabel 4.20 Nilai analisis frekuensi dan konsekuensi untuk Node WMR Accumulator

Hole (mm)	Jet Fire Freq.	N	Explosion Freq.	N	Flash Fire Freq.	N	Gas Dispersion Freq.	N
50	1.41E-05	5	0.00E+00	0	3.53E-08	0	3.79E-04	0
100	7.13E-06	6	0.00E+00	0	1.78E-08	0	1.69E-04	0
200	9.16E-07	8	2.29E-10	60	2.29E-09	0	2.18E-05	0

Pada table diatas menunjukkan bahwa untuk *Node WMR Accumulator*, kemungkinan risiko *jet fire* untuk setiap rentang kebocoran memiliki nilai *fatalities* sedangkan untuk gas explosion tidak menyebabkan *fatalities* kecuali pada diameter kebocoran 200 mm dengan tingkat *fatalities* yang tinggi yaitu sebanyak 60 orang, namun hal ini kemungkinan terjadinya sangat kecil dengan nilai frekuensi  $2.29E-10$ . Untuk risiko terjadinya *flash fire* tidak mungkin terjadi karena akan didahului dengan terjadinya *explosion* atau *jet fire*. Dan untuk risiko *Gas Dispersion* dengan *release rate* 17000 ppm tidak termasuk dalam kategori berbahaya.



Gambar 4.15 Representasi f-N Curve Jet Fire event pada Node WMR Accumulator

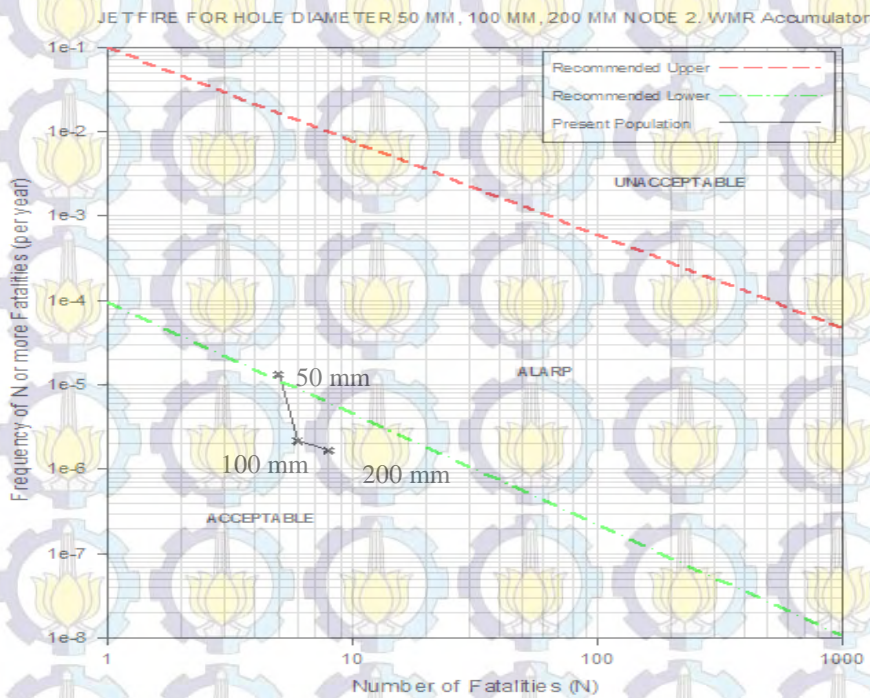
Pada gambar tersebut diatas bahwa untuk ketiga nilai kebocoran setelah dilakukan plotting terhadap *f-N Curve* dihasilkan bahwa untuk diameter kebocoran pipa 50 mm berada pada area ALARP. Sedangkan untuk diameter kebocoran 100 mm dan 200 mm berada pada area *acceptable*. Dan untuk representasi risiko dari terjadinya *gas explosion* dengan nilai frekuensi yang sangat kecil yaitu  $2.29E-10$  dan ini berada jauh dibawah garis *Recommended Lower* yaitu dimana risiko berada pada kondisi yang dapat diterima. Berdasarkan UK HSE Offshore, 1991 bahwa untuk nilai frekuensi  $<10^{-6}$  adalah dapat diabaikan.

Tabel 4.21 Nilai analisis frekuensi dan konsekuensi untuk Node CMR Separator

Hole (mm)	Jet Fire Freq.	N	Explosion Freq.	N	Flash Fire Freq.	N	Gas Dispersion Freq.	N
50	1.32E-05	5	0.00E+00	0	3.29E-08	0	3.54E-04	0
100	2.15E-06	6	0.00E+00	0	5.38E-09	0	5.11E-05	0
200	1.66E-06	8	4.16E-10	60	4.16E-09	0	3.95E-05	0

Pada table diatas menunjukkan bahwa untuk Node CMR Separator, kemungkinan risiko jet fire untuk setiap rentang kebocoran memiliki nilai fatalities sedangkan untuk

gas explosion tidak menyebabkan fatalities kecuali pada diameter kebocoran 200 mm dengan tingkat *fatalities* yang tinggi yaitu sebanyak 60 orang, namun hal ini kemungkinan terjadinya sangat kecil dengan nilai frekuensi  $4.16E-10$ . Untuk risiko terjadinya *flash fire* tidak mungkin terjadi karena akan didahului dengan terjadinya *explosion* atau *jet fire*. Dan untuk risiko *Gas Dispersion* dengan *release rate* 17000 ppm tidak termasuk dalam kategori berbahaya



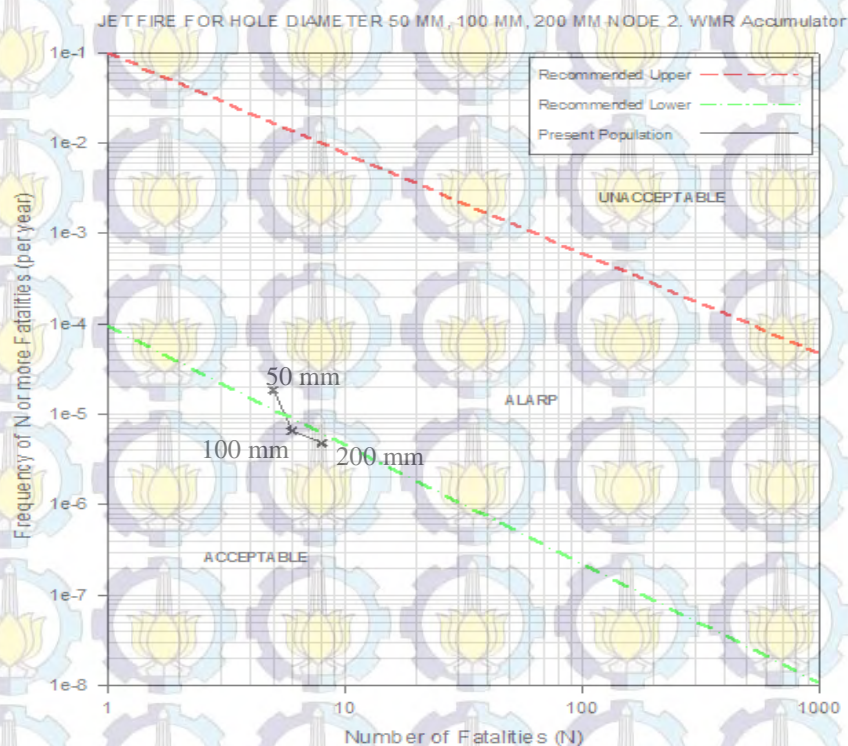
Gambar 4.16 Representasi f-N curve jet Fire event pada Node CMR Separator

Pada gambar tersebut diatas bahwa untuk ketiga nilai kebocoran setelah dilakukan plotting terhadap *f-N Curve* dihasilkan bahwa untuk diameter kebocoran pipa 50 mm berada pada area ALARP. Sedangkan untuk diameter kebocoran 100 mm dan 200 mm berada pada area *acceptable*. Dan untuk representasi risiko dari terjadinya *gas explosion* dengan nilai frekuensi yang sangat kecil yaitu  $4.16E-10$  dan ini berada jauh dibawah garis *Recommended Lower* yaitu dimana risiko berada pada kondisi yang dapat diterima. Berdasarkan UK HSE Offshore, 1991 bahwa untuk nilai frekuensi  $<10^{-6}$  adalah dapat diabaikan.

Tabel 4.22 Nilai analisis frekuensi dan konsekuensi untuk Node 4, Cold MCHE

Hole (mm)	Jet Fire		Explosion Freq.		Flash Fire Freq.		Gas Dispersion Freq.	
	Freq.	N	Freq.	N	Freq.	N	Freq.	N
50	1.86E-05	5	0.00E+00	0	4.65E-08	0	4.99E-04	0
100	6.52E-06	6	0.00E+00	0	1.63E-08	0	1.55E-04	0
200	4.79E-06	8	1.20E-09	60	1.20E-08	0	1.14E-04	0

Pada table diatas menunjukkan bahwa untuk *Node CMR Separator* pada kemungkinan risiko *jet fire* untuk setiap rentang kebocoran memiliki nilai *fatalities* sedangkan untuk *gas explosion* tidak menyebabkan *fatalities* kecuali pada diameter kebocoran 200 mm dengan tingkat *fatalities* yang tinggi yaitu sebanyak 60 orang, namun hal ini kemungkinan terjadinya sangat kecil dengan nilai frekuensi 1.20E-09. Untuk risiko terjadinya *flash fire* tidak mungkin terjadi karena akan didahului dengan terjadinya *explosion* atau *jet fire*. Dan untuk risiko *Gas Dispersion* dengan *release rate* 17000 ppm tidak termasuk dalam kategori berbahaya.

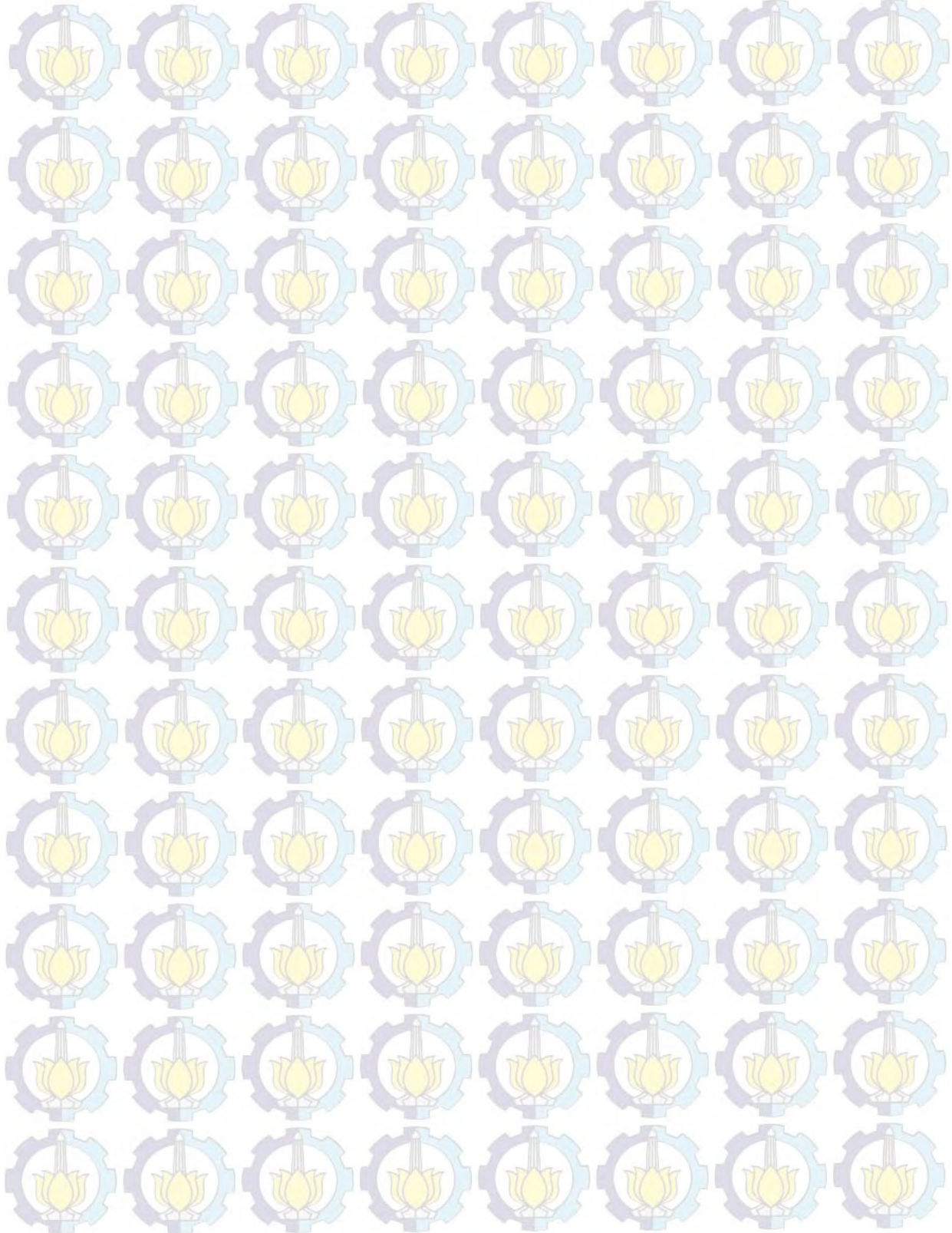


Gambar 4.17 Representasi f-N curve jet fire event pada Node Cold MCHE

Pada gambar tersebut diatas bahwa untuk ketiga nilai kebocoran setelah dilakukan plotting terhadap *f-N Curve* dihasilkan bahwa untuk diameter kebocoran pipa 50 mm



berada pada area ALARP. Sedangkan untuk diameter kebocoran 100 mm dan 200 mm berada pada area *acceptable*. Dan untuk representasi risiko dari terjadinya *gas explosion* dengan nilai frekuensi yang sangat kecil yaitu  $1.09E-09$  dan ini berada jauh dibawah garis *Recommended Lower* yaitu dimana risiko berada pada kondisi yang dapat diterima. Berdasarkan UK HSE Offshore, 1991 bahwa untuk nilai frekuensi  $<10^{-6}$  adalah dapat diabaikan.

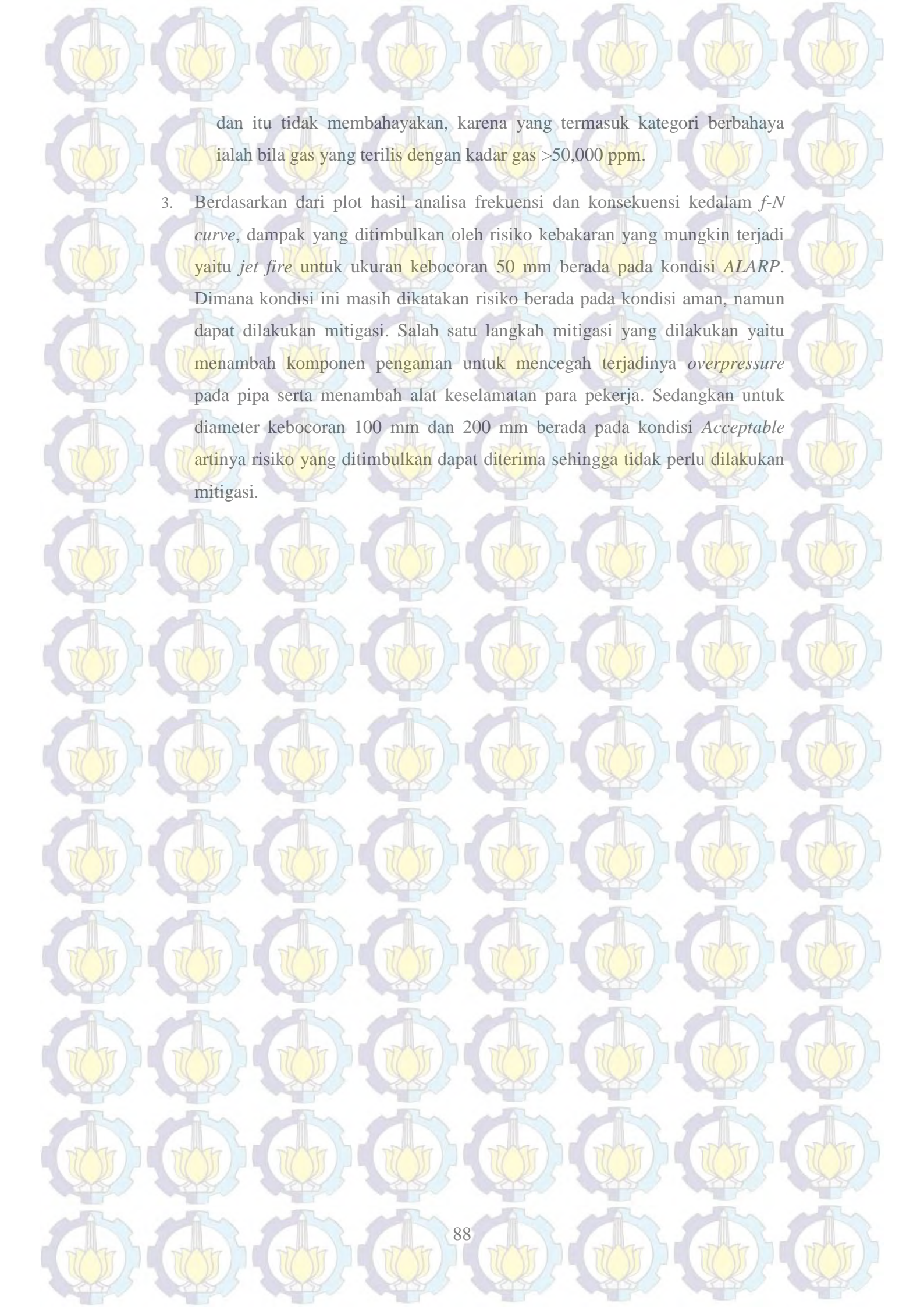


## BAB V KESIMPULAN

### 5.1 Kesimpulan

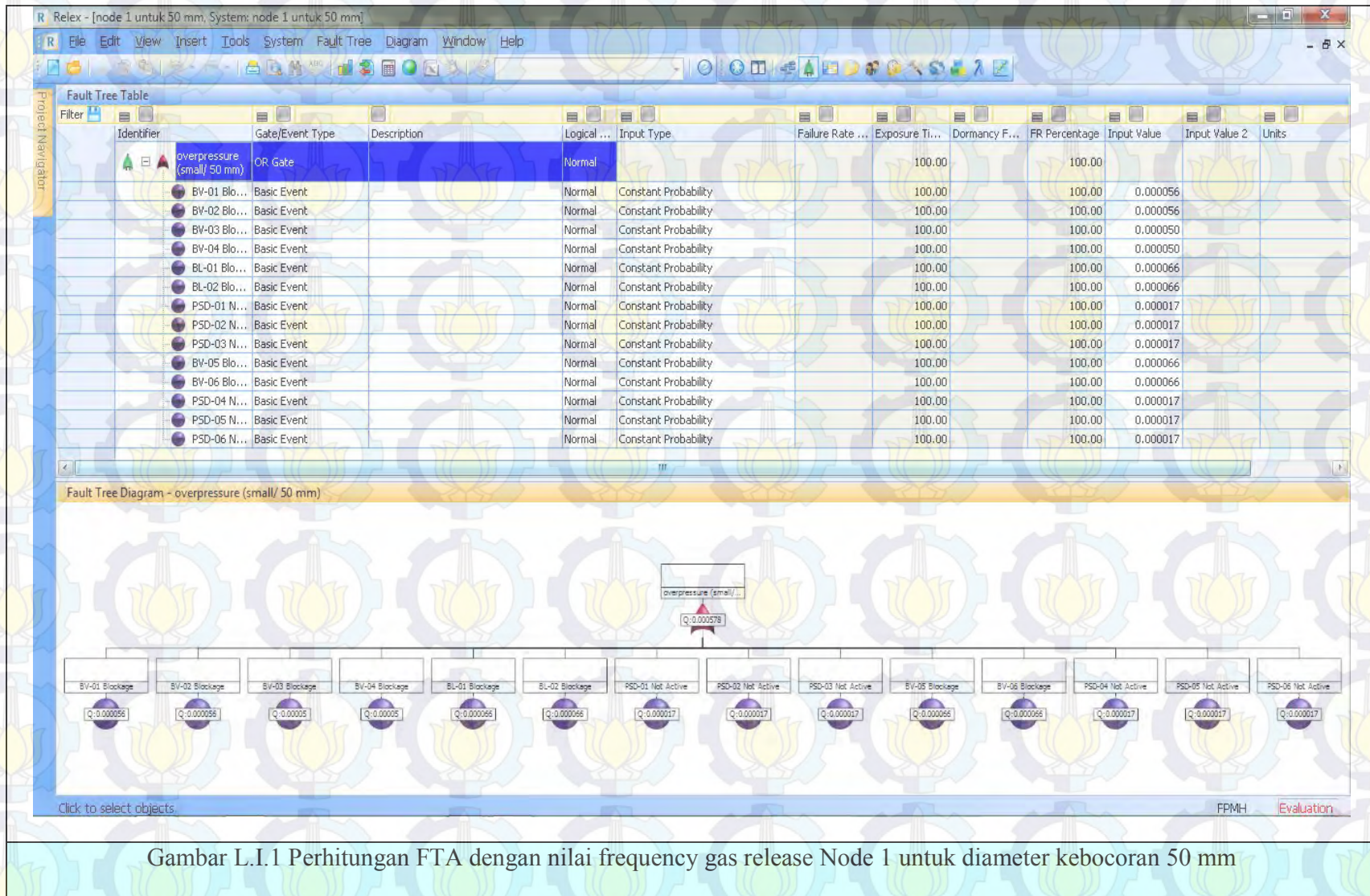
Dari hasil penelitian yang telah dilakukan berdasarkan identifikasi hazard dengan menggunakan HAZOP, perhitungan frekuensi kegagalan yang terjadi dalam hal ini gas release, simulasi kejadian kebakaran sebagai konsekuensi dari gagalnya sistem dengan menggunakan software ALOHA serta merepresentasikan risiko dengan menggunakan  $f-N$  curve terhadap nilai frekuensi dan nilai konsekuensi yang diperoleh, maka dapat ditarik beberapa kesimpulan adalah sebagai berikut:

1. Dari identifikasi Hazard yang telah dilakukan maka risiko *fire hazard* yang mungkin terjadi pada topside FLNG yaitu *Jet Fire, Flash Fire, Gas Explosion dan Gas Dispersion*.
2. Dari hasil simulasi beberapa bentuk fire Hazard tersebut diatas dengan menggunakan software ALOHA diperoleh diperoleh hasil sebagai berikut:
  - a. Hasil analisa untuk *jet fire* dengan *software* tersebut diperoleh jarak sebaran api dengan skenario kebocoran 50 mm, 100 mm dan 200 mm dengan risiko kebakaran *jet fire* dari jarak 17 m hingga 50 m dengan dampak korban manusia yang mengalami radiasi panas, luka bakar dan kematian sebanyak total 8 orang.
  - b. Untuk risiko *Gas Explosion* kemungkinan terjadinya adalah sangat kecil dan terjadi pada hole 200 mm pada semua node, namun apabila terjadi maka dapat menghancurkan unit FLNG dengan efek ledakan hingga pada jarak 644 m.
  - c. Untuk *Flash Fire* tidak dilakukan simulasi karena pada kondisi ini tidak mungkin terjadi karena didahului dengan terjadinya *explosion*, dan kejadian tersebut tidak akan terjadi karena gas yang terdapat dalam aliran berada pada as gas yang bila terilis dan terdapat sumber api yang menyebabkan *jet fire* atau *explosion* dan tidak terbentuk genangan yang dapat menyebabkan *Flash Fire*.
  - d. Sedangkan untuk *Gas Dispersion* dari hasil simulasi yang dilakukan dengan kebocoran maksimum 200 mm hanya dapat merilis gas sebesar 17,000 ppm

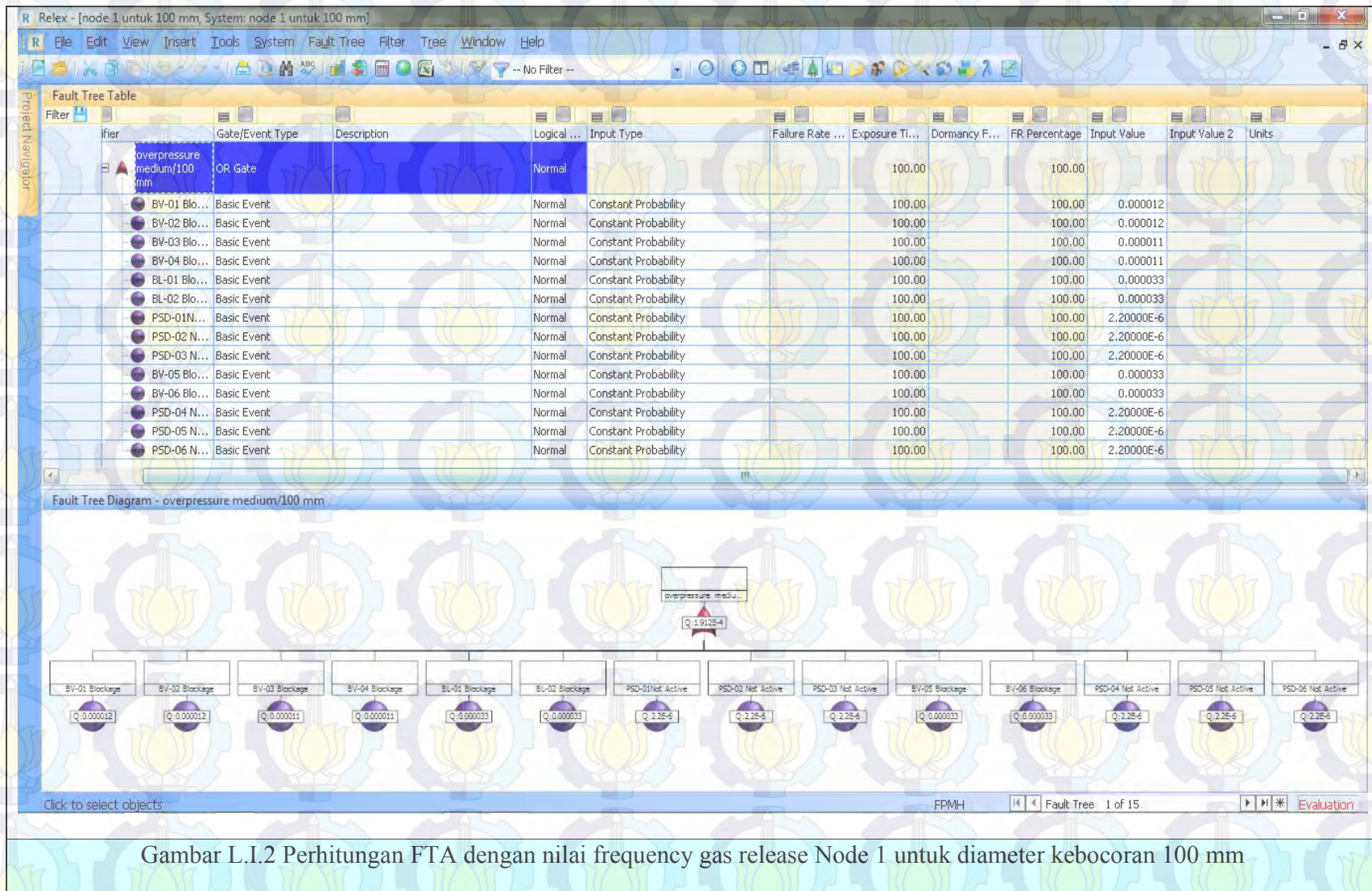


dan itu tidak membahayakan, karena yang termasuk kategori berbahaya ialah bila gas yang terilis dengan kadar gas  $>50,000$  ppm.

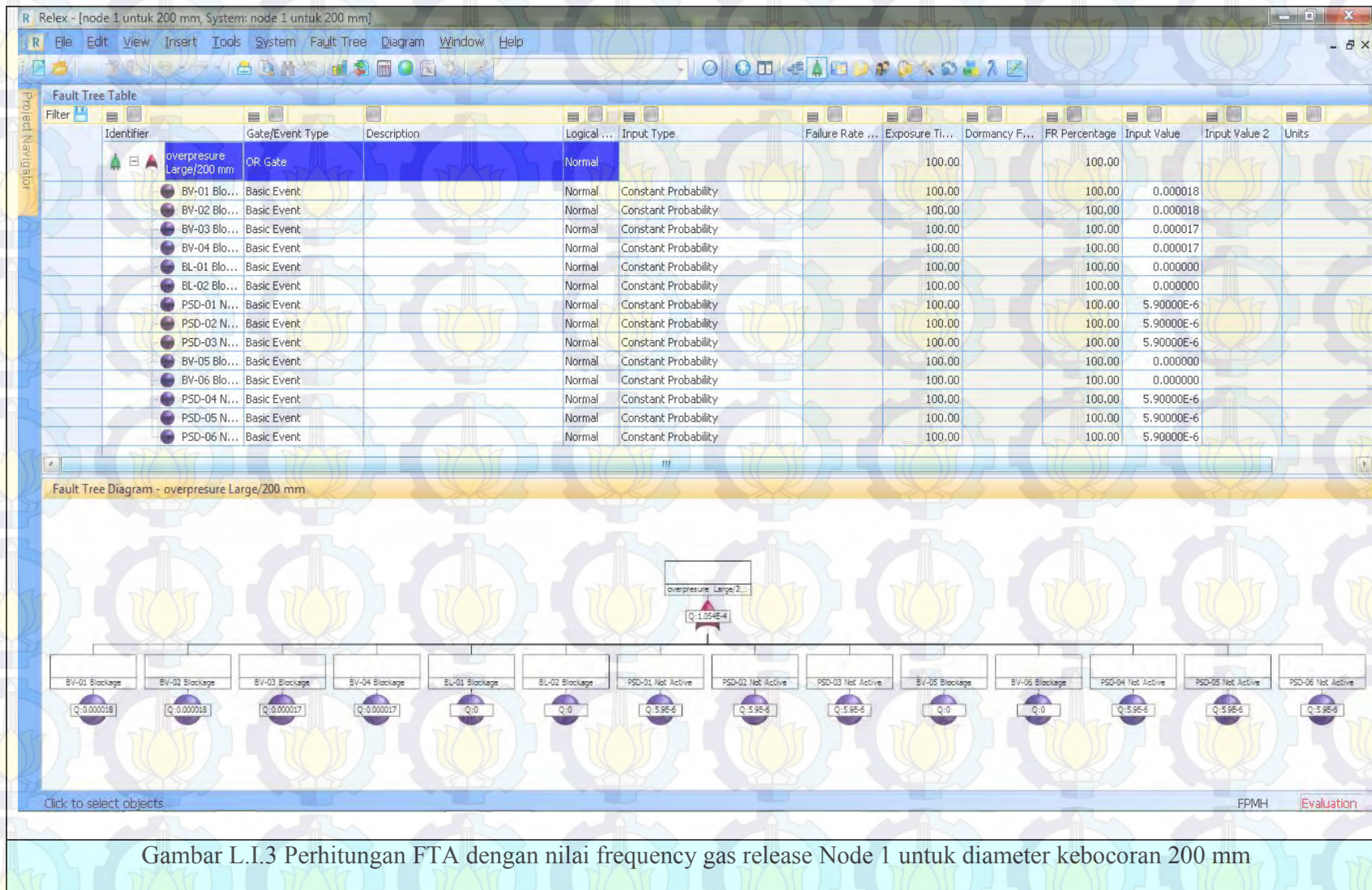
3. Berdasarkan dari plot hasil analisa frekuensi dan konsekuensi kedalam *f-N curve*, dampak yang ditimbulkan oleh risiko kebakaran yang mungkin terjadi yaitu *jet fire* untuk ukuran kebocoran 50 mm berada pada kondisi *ALARP*. Dimana kondisi ini masih dikatakan risiko berada pada kondisi aman, namun dapat dilakukan mitigasi. Salah satu langkah mitigasi yang dilakukan yaitu menambah komponen pengaman untuk mencegah terjadinya *overpressure* pada pipa serta menambah alat keselamatan para pekerja. Sedangkan untuk diameter kebocoran 100 mm dan 200 mm berada pada kondisi *Acceptable* artinya risiko yang ditimbulkan dapat diterima sehingga tidak perlu dilakukan mitigasi.



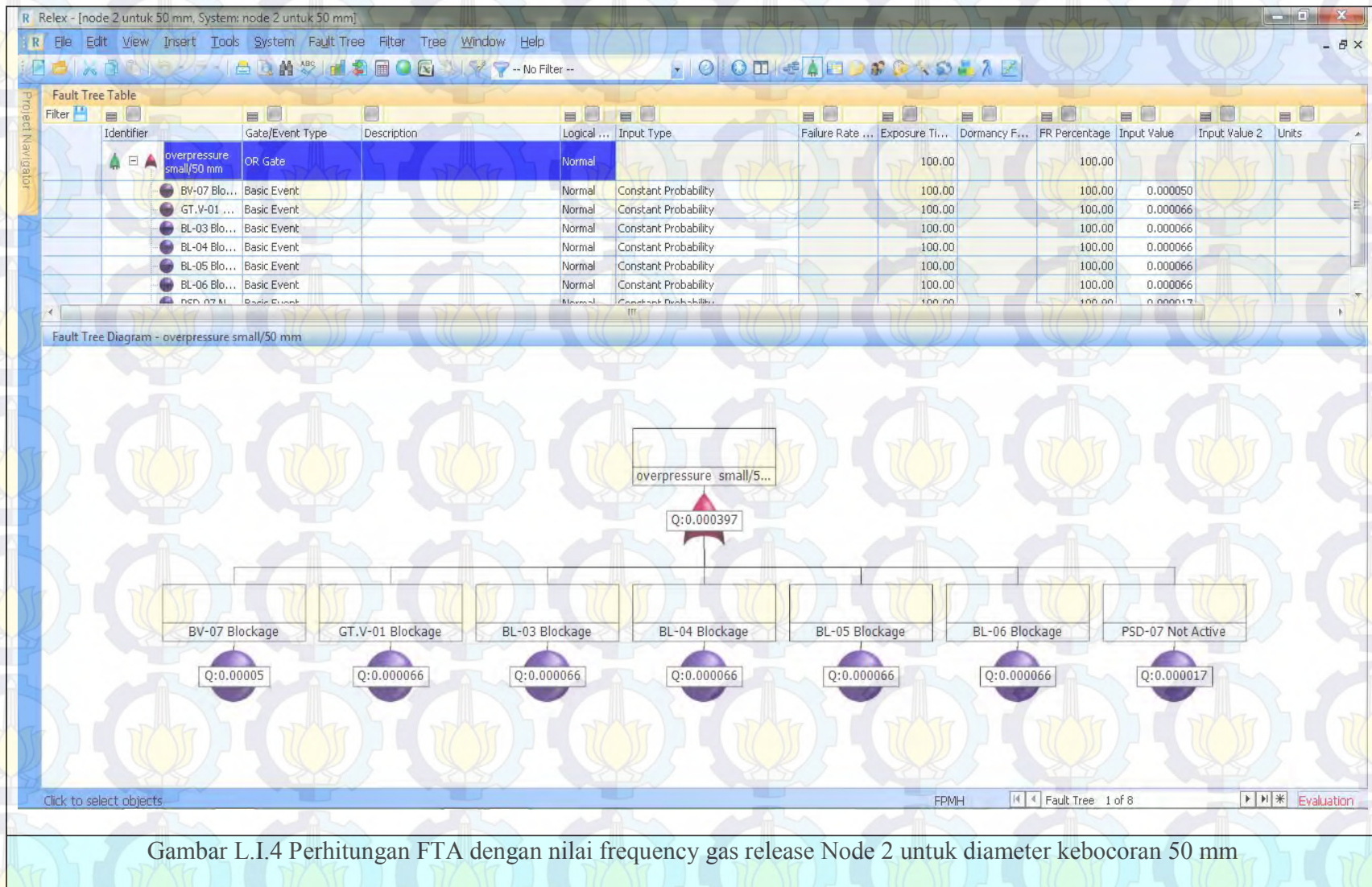
Gambar L.I.1 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 1 untuk diameter kebocoran 50 mm



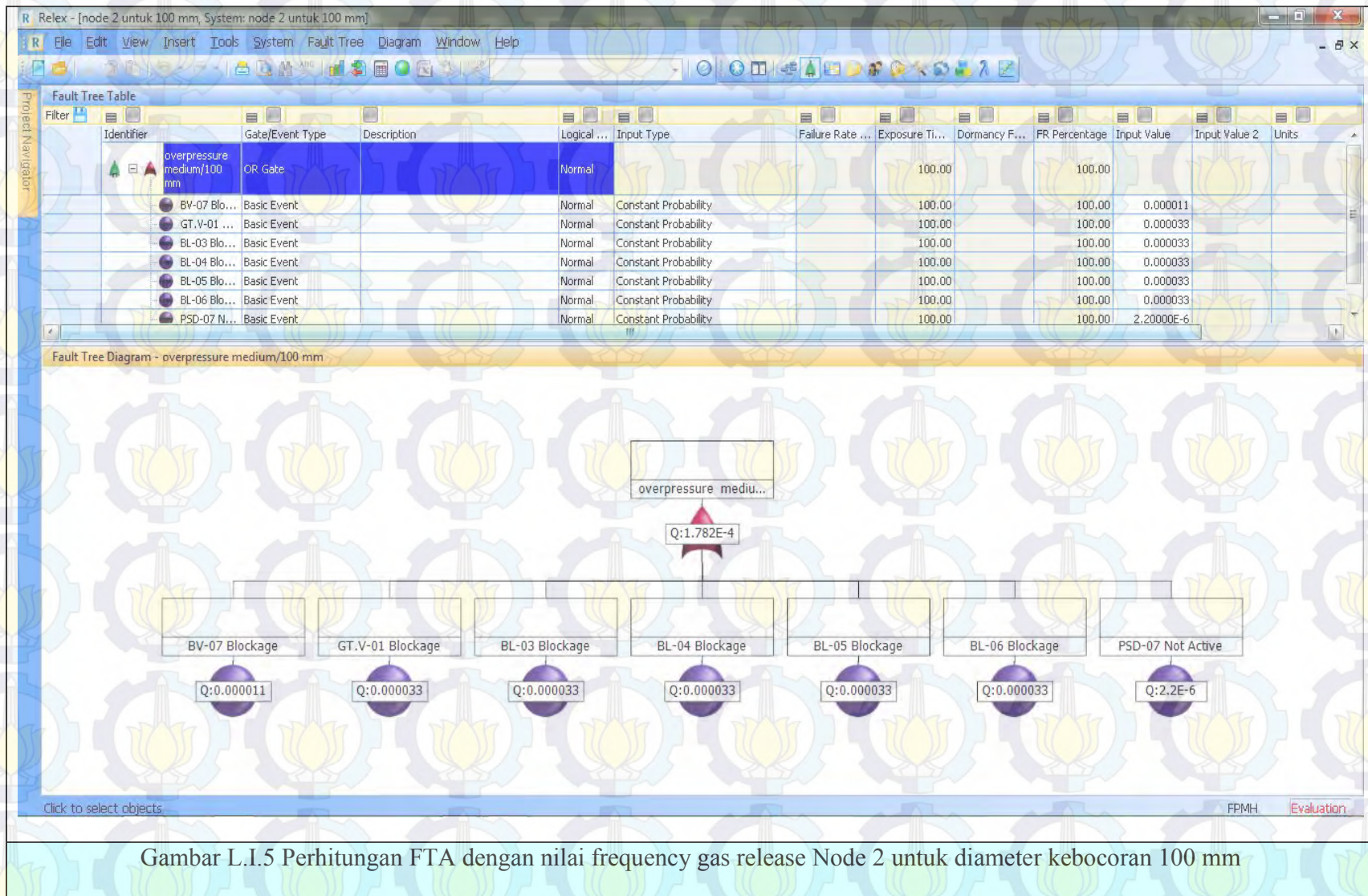
Gambar L.I.2 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 1 untuk diameter kebocoran 100 mm



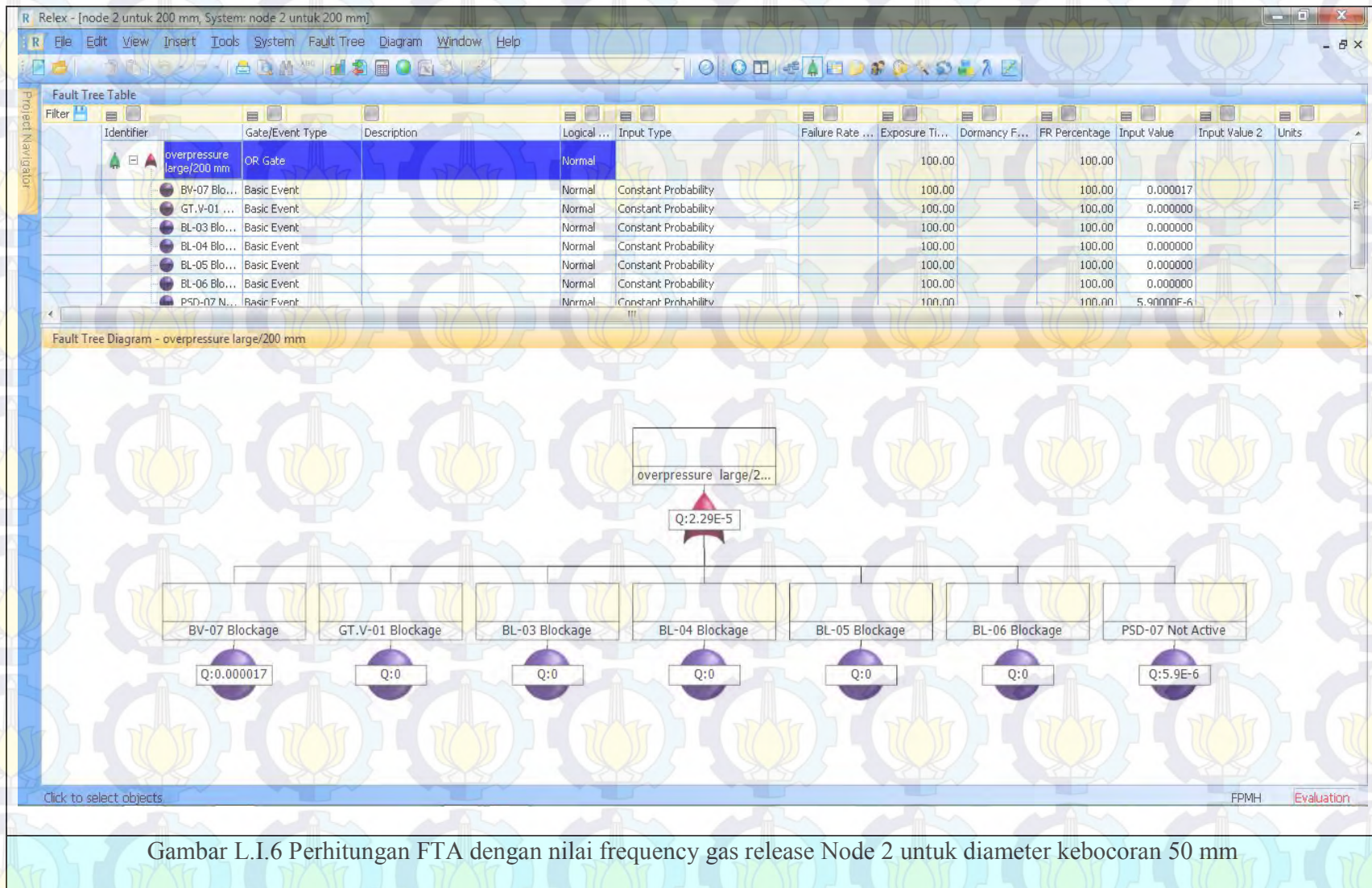
Gambar L.I.3 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 1 untuk diameter kebocoran 200 mm



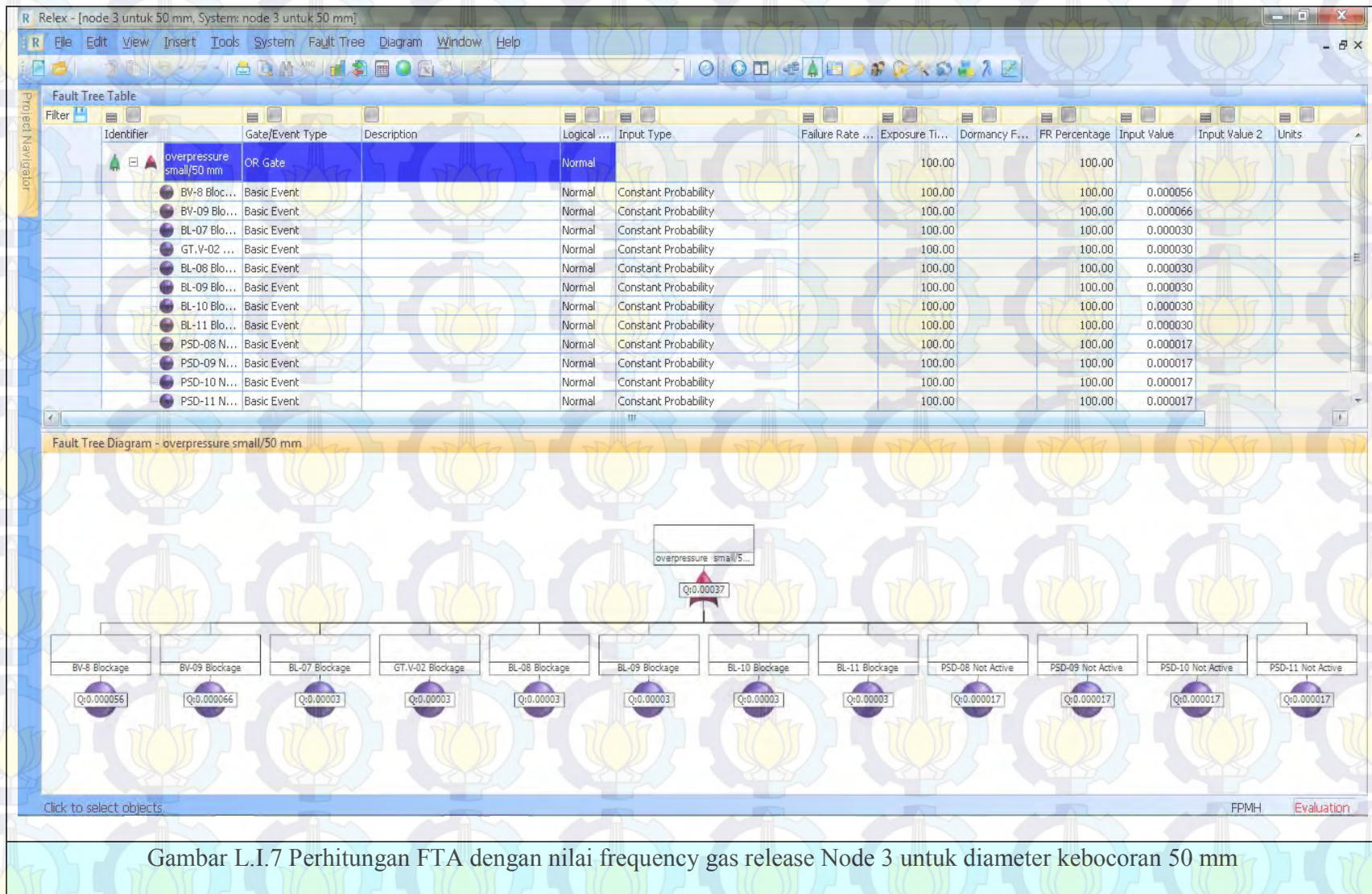
Gambar L.I.4 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 2 untuk diameter kebocoran 50 mm



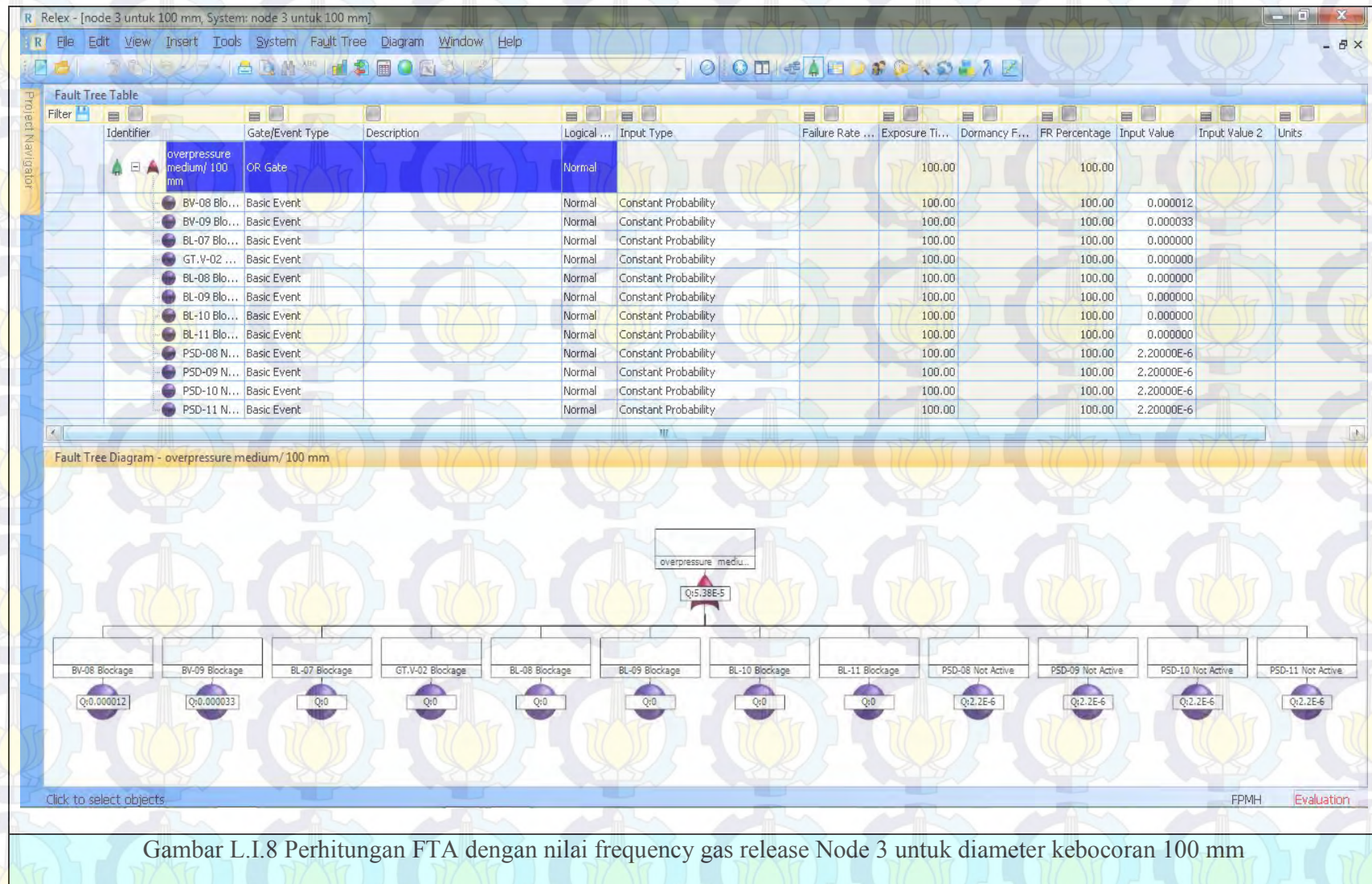




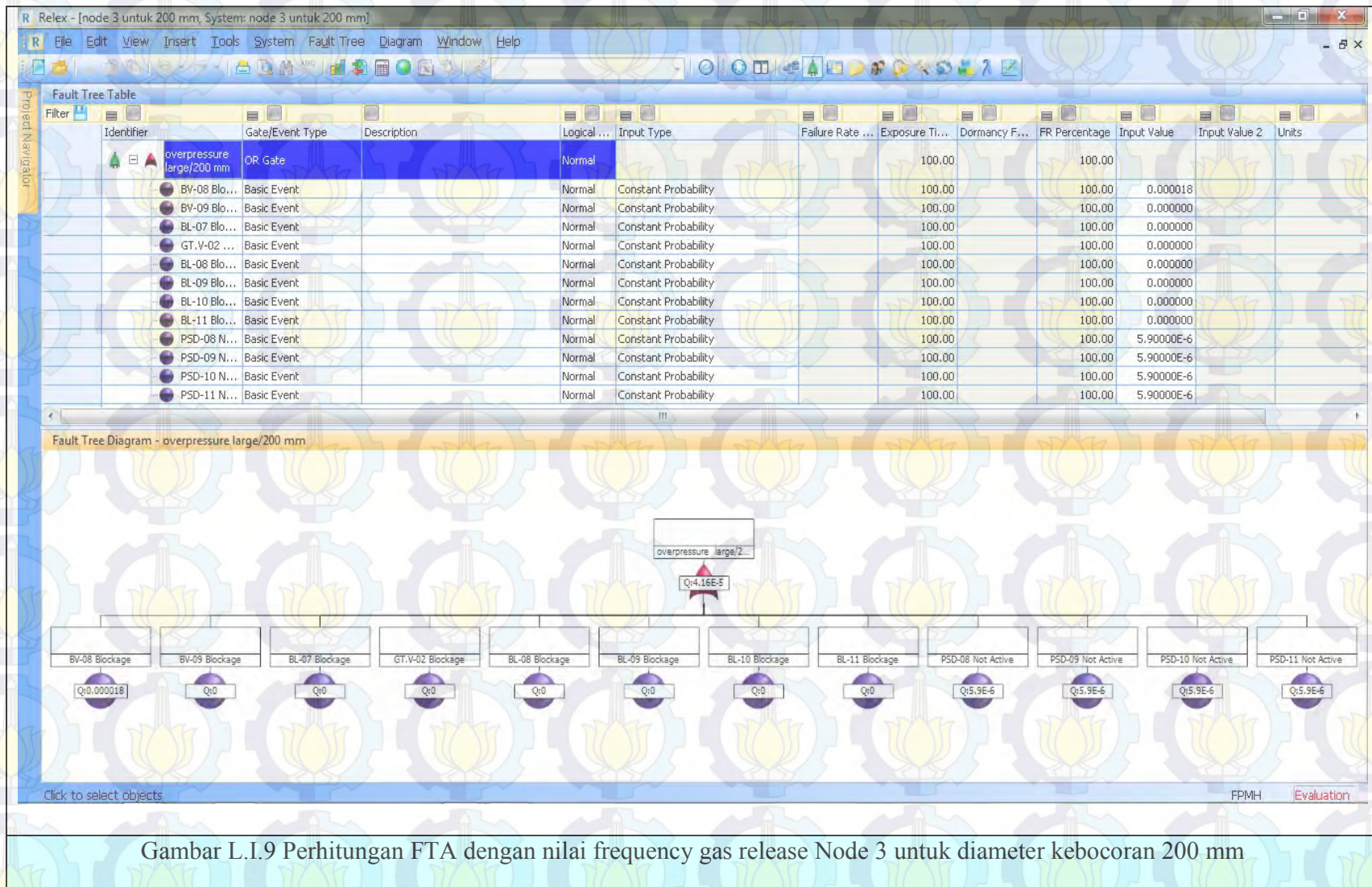
Gambar L.I.6 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 2 untuk diameter kebocoran 50 mm



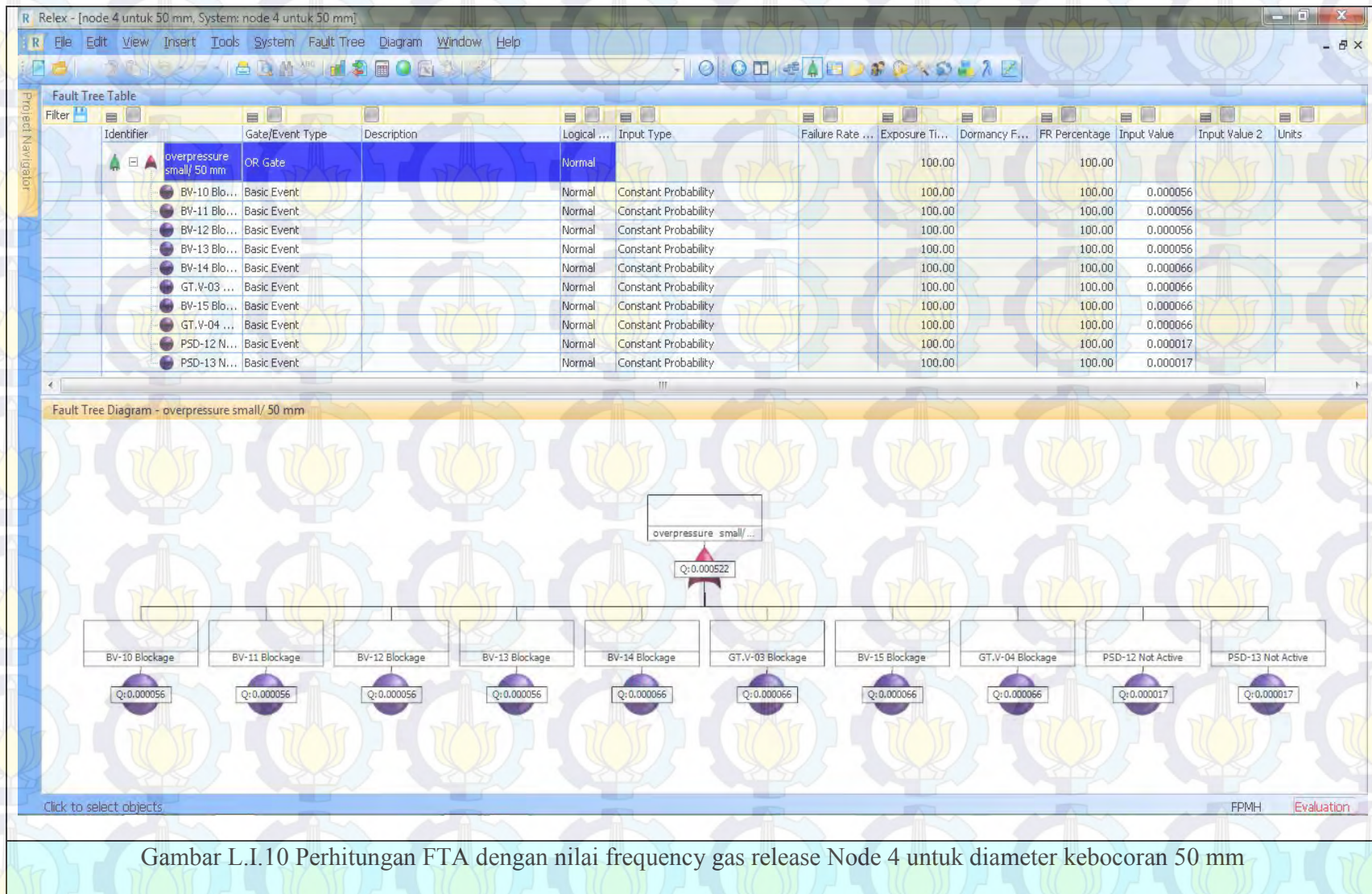
Gambar L.I.7 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 3 untuk diameter kebocoran 50 mm



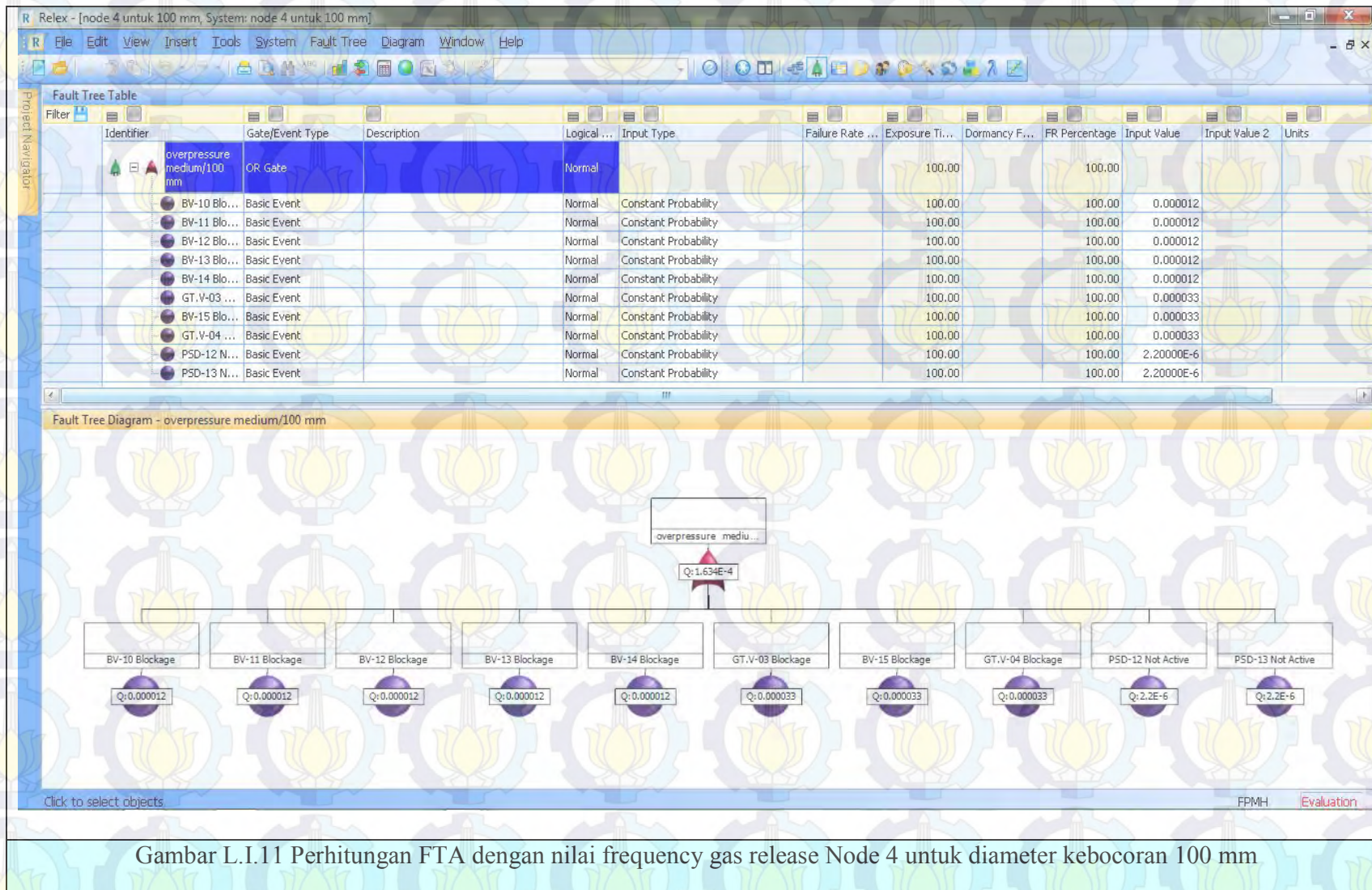
Gambar L.I.8 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 3 untuk diameter kebocoran 100 mm



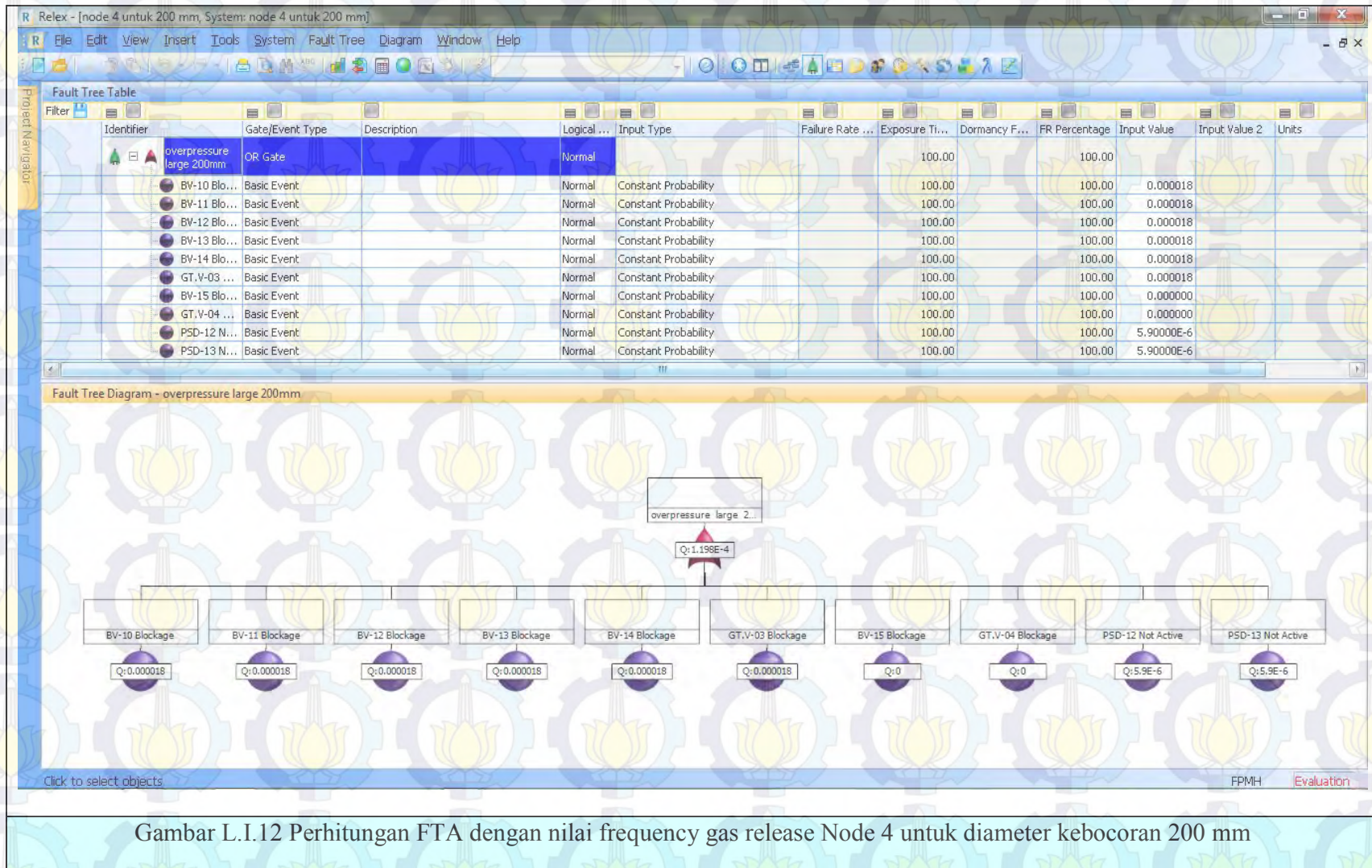
Gambar L.I.9 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 3 untuk diameter kebocoran 200 mm



Gambar L.I.10 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 4 untuk diameter kebocoran 50 mm



Gambar L.I.11 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 4 untuk diameter kebocoran 100 mm



Gambar L.I.12 Perhitungan FTA dengan nilai frequency gas release Node 4 untuk diameter kebocoran 200 mm

	Immediate Ignition	0.8	Jet Fire	2.06E-05
Ignition	Open Atmosphere	0.01	Flash Fire	5.14E-08
	Delayed	0.2	Explosion	0.00E+00
Gas Release	Congested Atmosphere	0	Explosion	0.00E+00
5.78E-04	No Ignition	0.9555	Gas Dispersion	5.52E-04

Gambar L.II.1 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 1 untuk diameter kebocoran 50 mm



	Immediate Ignition	0.8	Jet Fire	7.65E-06
Ignition	Open Atmosphere	0.01	Flash Fire	1.91E-08
	Delayed	0.2	Explosion	0.00E+00
Gas Release	Congested Atmosphere	0	Gas Dispersion	1.82E-04
1.91E-04	No Ignition	0.95		

Gambar L.II.2 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 1 untuk diameter kebocoran 100 mm

	Immediate Ignition	0.8	Jet Fire	4.22E-06
Ignition	Open Atmosphere	0.01	Flash Fire	1.05E-08
	Delayed	0.2	Explosion	1.05E-09
Gas Release	Congested Atmosphere	0.001	Gas Dispersion	1.00E-04
1.05E-04	No Ignition	0.95		

Gambar L.II.3 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 1 untuk diameter kebocoran 200 mm

	Immediate Ignition	0.8	Jet Fire	1.41E-05
Ignition	Open Atmosphere	0.01	Flash Fire	3.53E-08
	Delayed		0.2	
Gas Release	3.97E-04		Congested Atmosphere	Explosion
			0	0.00E+00
No Ignition	0.9555		Gas Dispersion	3.79E-04

Gambar L.II.4 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 2 untuk diameter kebocoran 50 mm

	Immediate Ignition	Jet Fire
	0.8	7.13E-06
Ignition	Open Atmosphere	Flash Fire
	0.01	1.78E-08
Delayed	Congested Atmosphere	Explosion
	0	0.00E+00
Gas Release		
1.78E-04		
No Ignition		Gas Dispersion
0.95		1.69E-04

Gambar L.II.5 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 2 untuk diameter kebocoran 100 mm

	Immediate Ignition	Jet Fire
	0.8	9.16E-07
Ignition	Open Atmosphere	Flash Fire
	0.05	0.01
Delayed	Congested Atmosphere	Explosion
Gas Release		
2.29E-05		
No Ignition		Gas Dispersion
0.95		2.18E-05

Gambar L.II.6 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 2 untuk diameter kebocoran 200 mm

	Immediate Ignition	Jet Fire
	0.8	1.32E-05
Ignition	Open Atmosphere	Flash Fire
	0.01	3.29E-08
Delayed	Congested Atmosphere	Explosion
	0.2	0.00E+00
Gas Release		
3.70E-04		
No Ignition		Gas Dispersion
0.9555		3.54E-04

Gambar L.II.7 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 3 untuk diameter kebocoran 50 mm

	Immediate Ignition	Jet Fire
	0.8	2.15E-06
Ignition	Open Atmosphere	Flash Fire
	0.01	5.38E-09
Delayed	Congested Atmosphere	Explosion
	0	0.00E+00
Gas Release 5.38E-05	No Ignition	Gas Dispersion
	0.95	5.11E-05

Gambar L.II.8 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 3 untuk diameter kebocoran 100 mm

	Immediate Ignition	Jet Fire
	0.8	1.66E-06
Ignition	Open Atmosphere	Flash Fire
	0.05	4.16E-09
Delayed	Congested Atmosphere	Explosion
	0.2	4.16E-10
Gas Release 4.16E-05	No Ignition	Gas Dispersion
	0.95	3.95E-05

Gambar L.II.9 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 3 untuk diameter kebocoran 200 mm



	Immediate Ignition	Jet Fire
	0.8	1.86E-05
Ignition	Open Atmosphere	Flash Fire
	0.01	4.65E-08
Delayed	Congested Atmosphere	Explosion
	0	0.00E+00
Gas Release		
5.22E-04		
No Ignition	Gas Dispersion	
0.9555	4.99E-04	

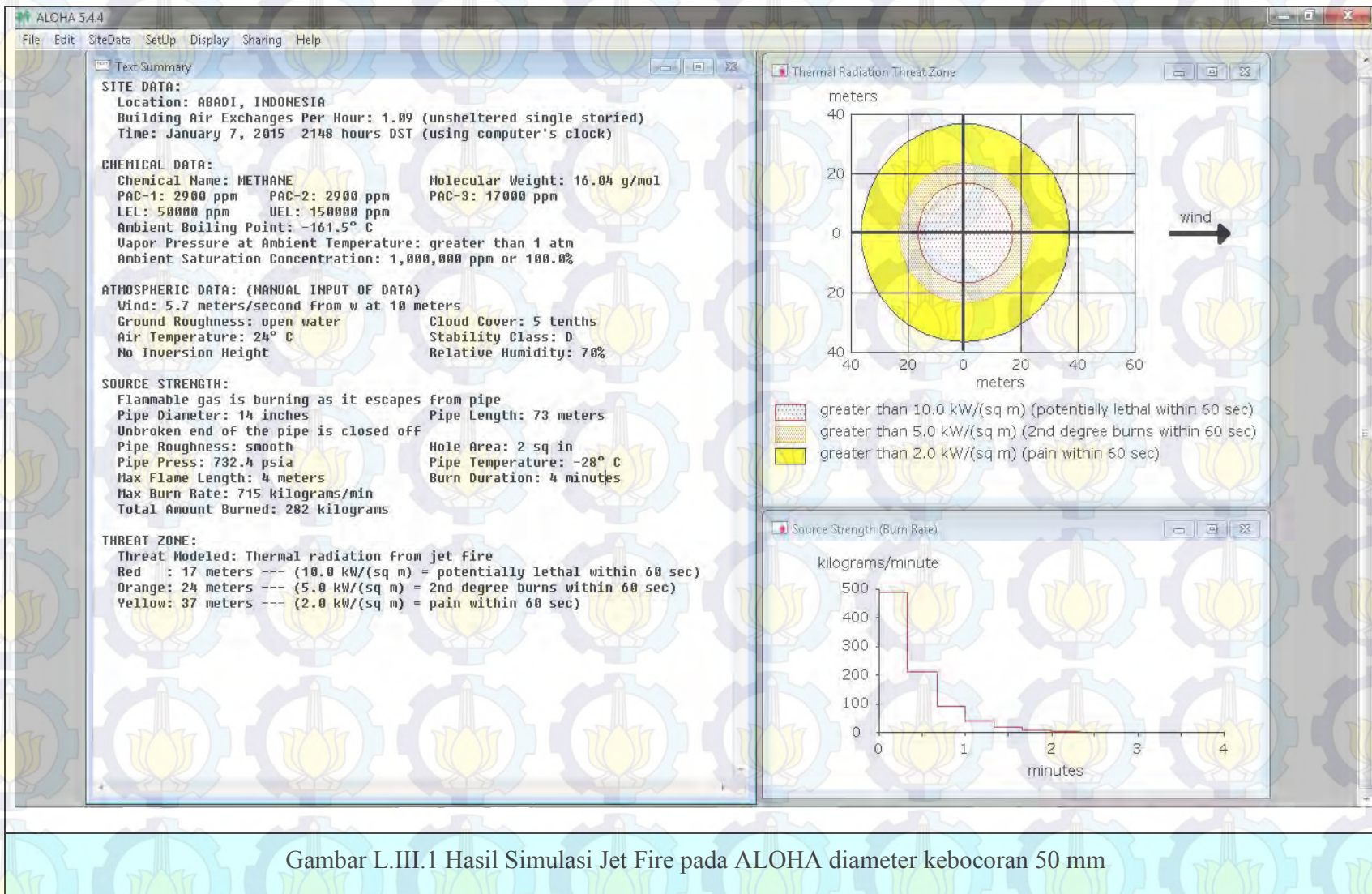
Gambar L.II.10 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 4 untuk diameter kebocoran 50 mm

	Immediate Ignition	Jet Fire
	0.8	6.52E-06
Ignition	Open Atmosphere	Flash Fire
	0.05	0.01
	Delayed	Explosion
	0.2	0.00E+00
Gas Release	Congested Atmosphere	Gas Dispersion
1.63E-04	0	1.55E-04
No Ignition		
0.95		

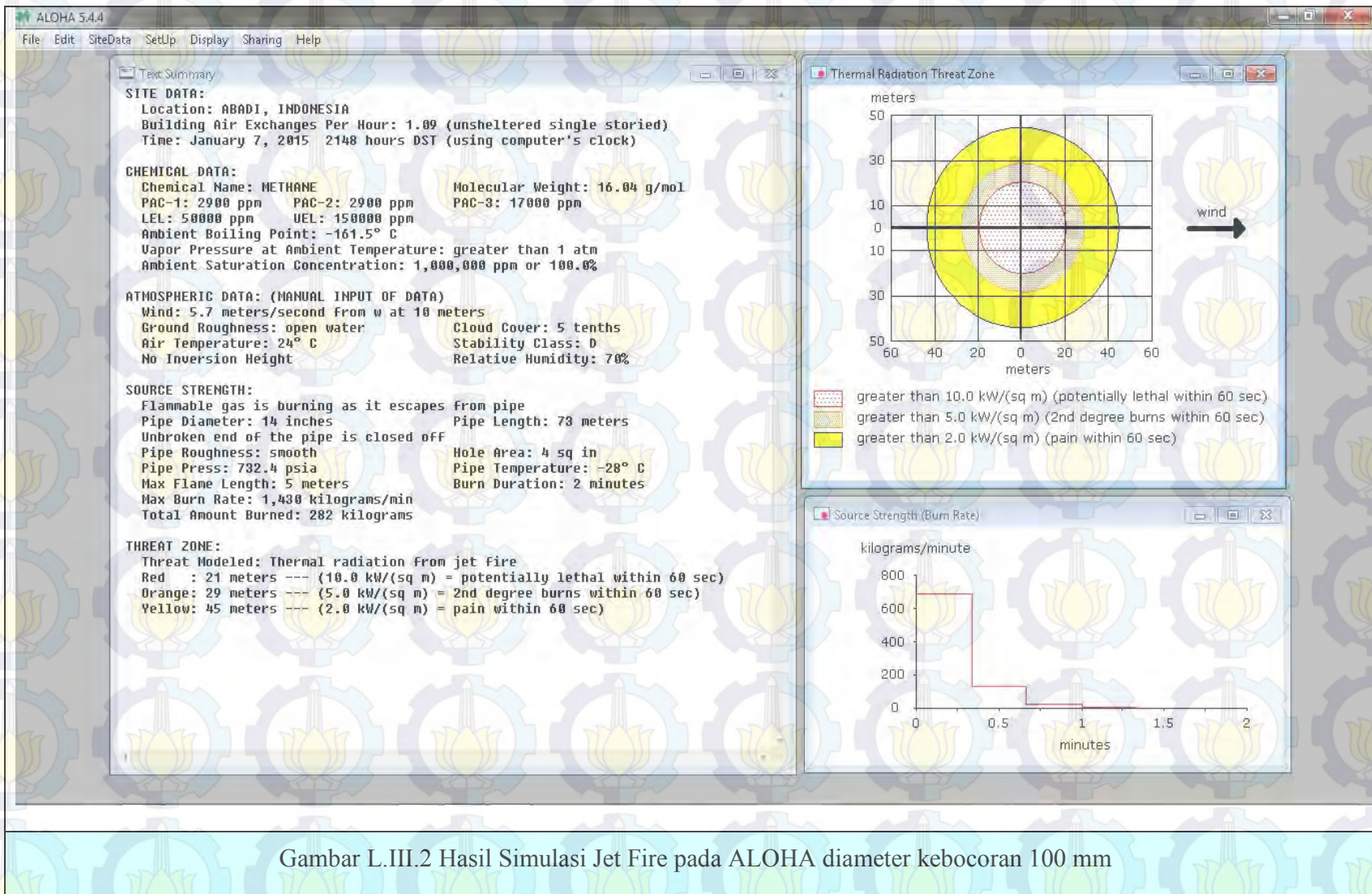
Gambar L.II.11 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 4 untuk diameter kebocoran 100 mm

	Immediate Ignition	Jet Fire
	0.8	4.79E-06
Ignition	Open Atmosphere	Flash Fire
	0.05	0.01
	1.20E-08	
Delayed		
	0.2	
Gas Release		
1.20E-04		
	Congested Atmosphere	Explosion
	0.001	1.20E-09
No Ignition		Gas Dispersion
0.95		1.14E-04

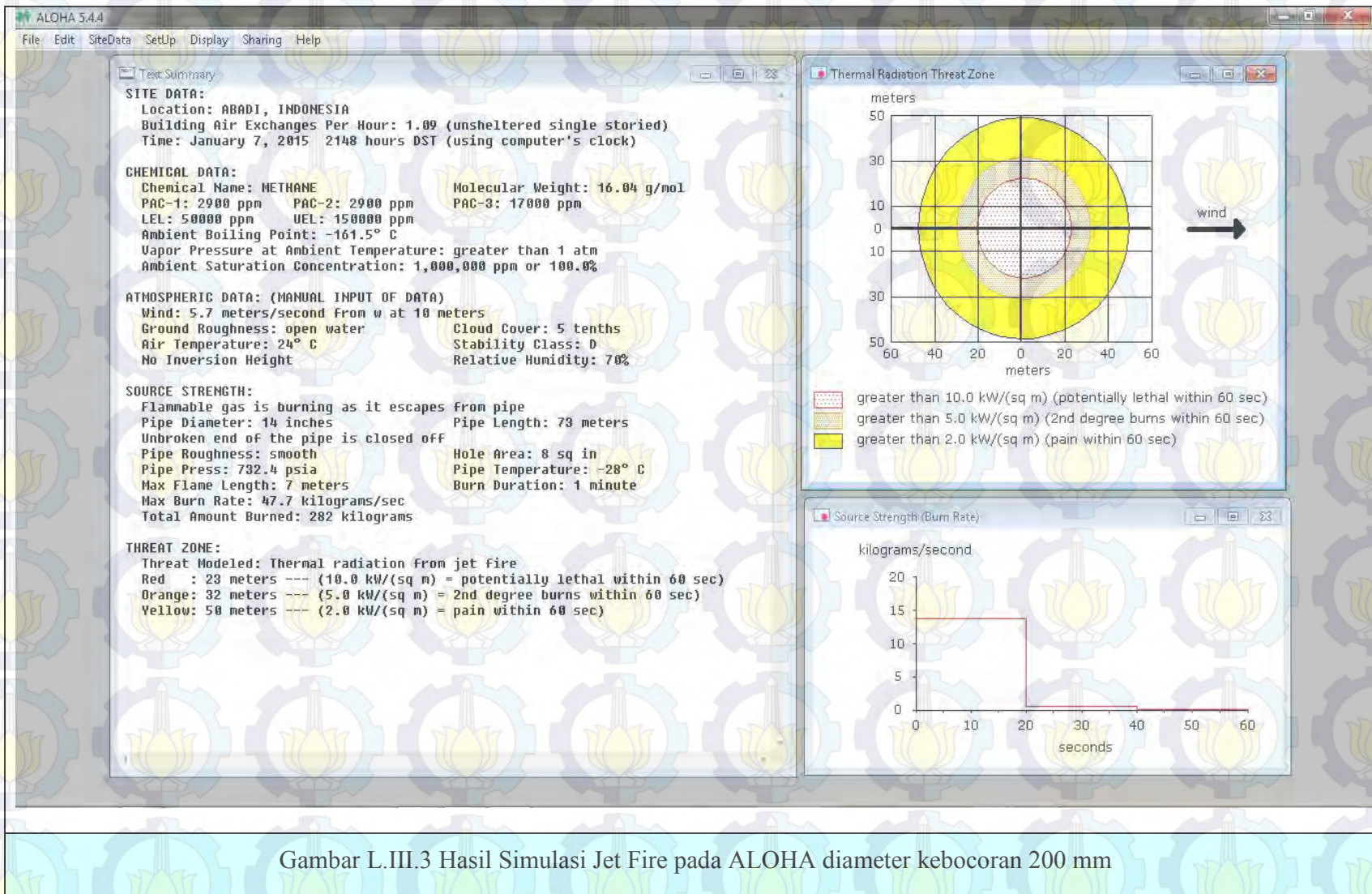
Gambar L.II.12 Perhitungan frekuensi terjadinya accident pada Node 4 untuk diameter kebocoran 200 mm



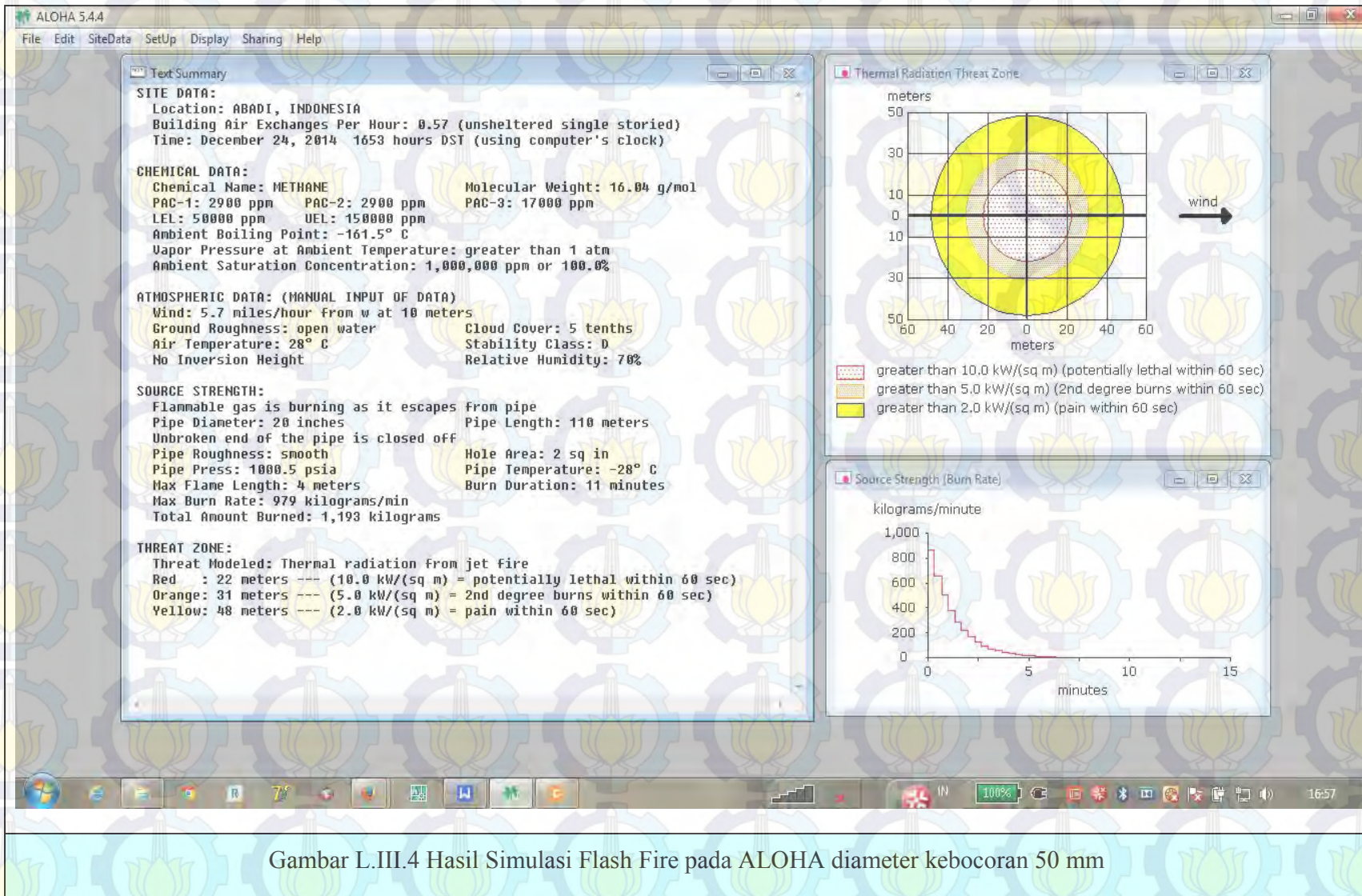
Gambar L.III.1 Hasil Simulasi Jet Fire pada ALOHA diameter kebocoran 50 mm



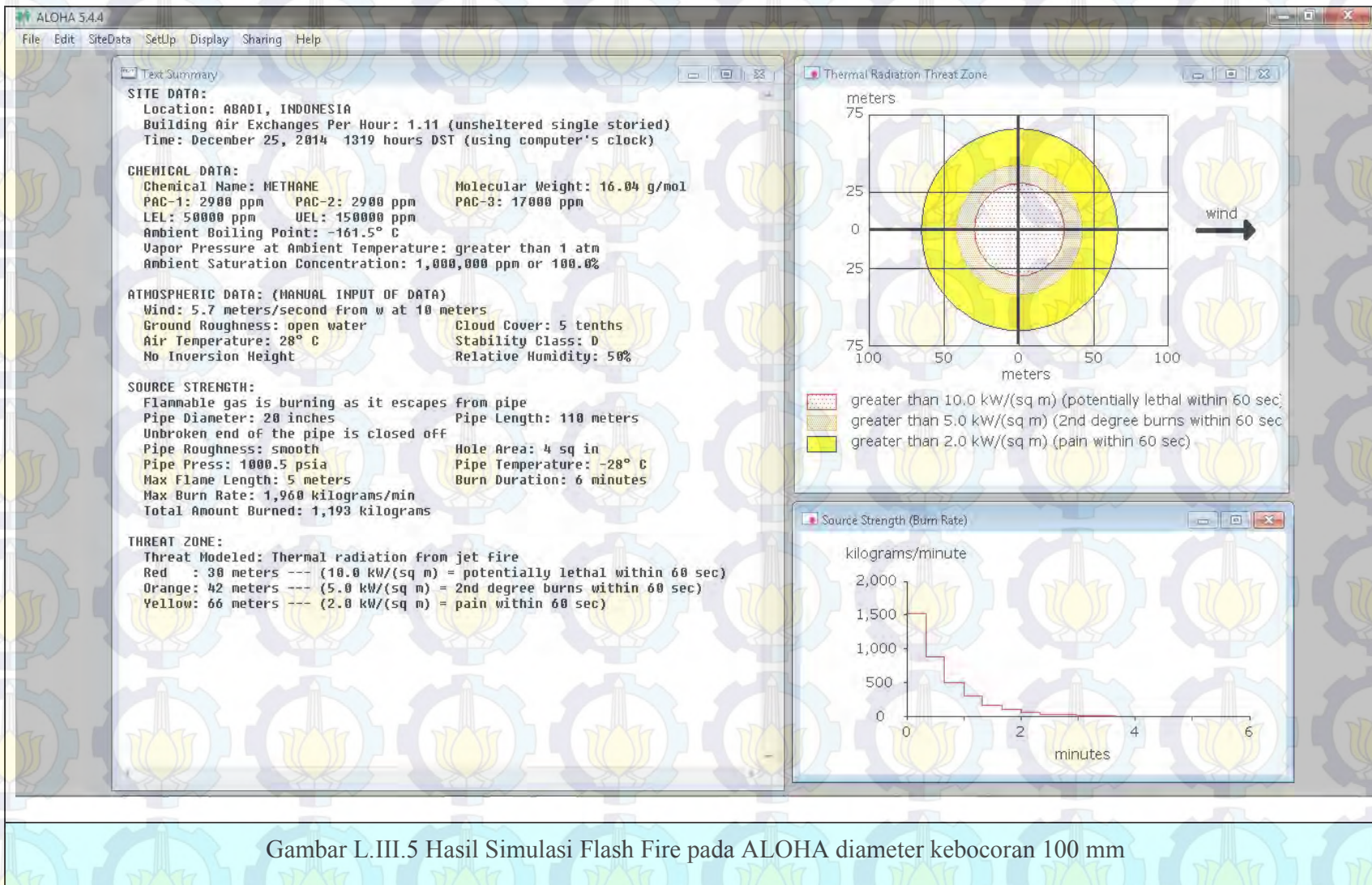
Gambar L.III.2 Hasil Simulasi Jet Fire pada ALOHA diameter kebocoran 100 mm



Gambar L.III.3 Hasil Simulasi Jet Fire pada ALOHA diameter kebocoran 200 mm

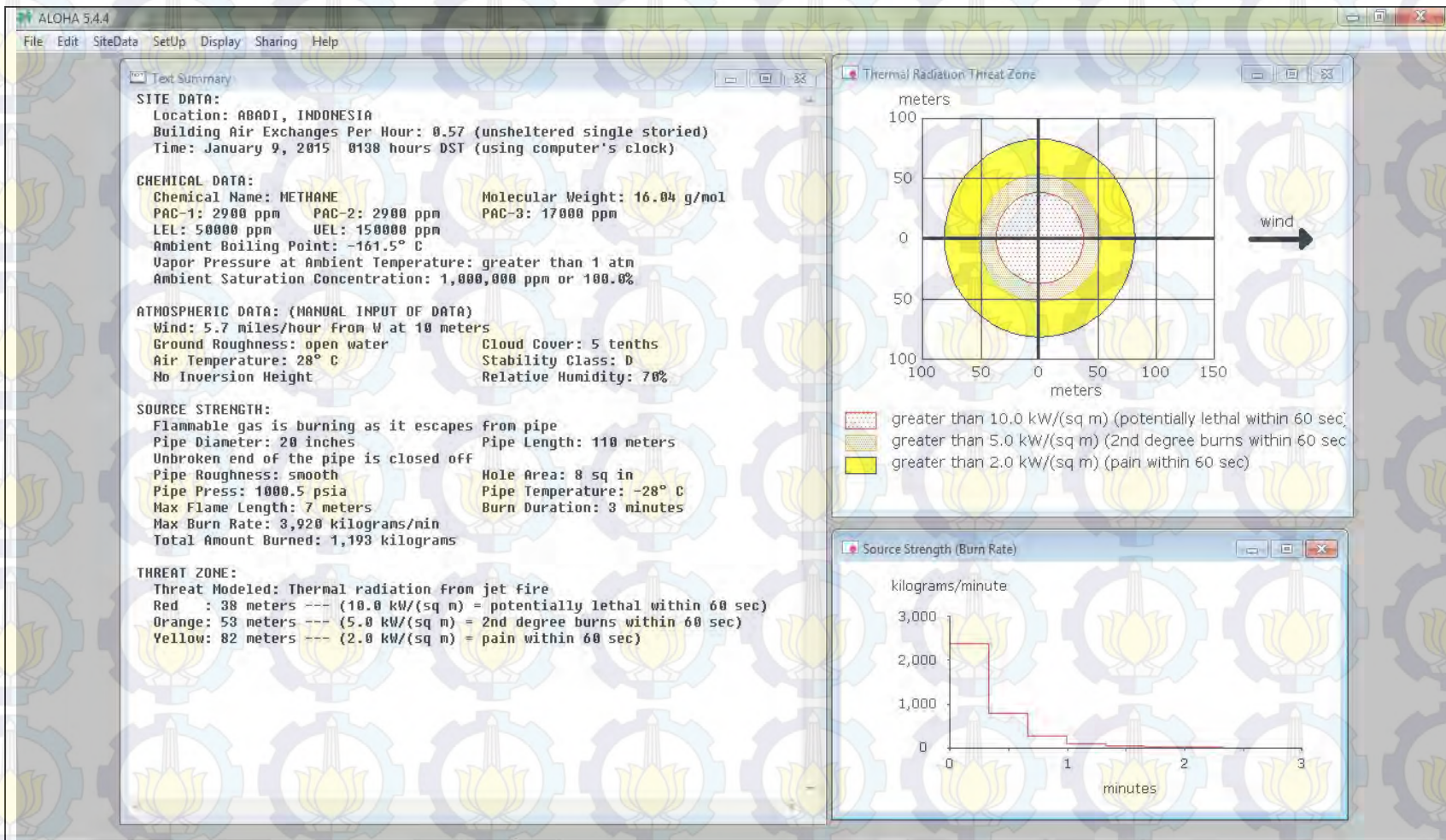


Gambar L.III.4 Hasil Simulasi Flash Fire pada ALOHA diameter kebocoran 50 mm

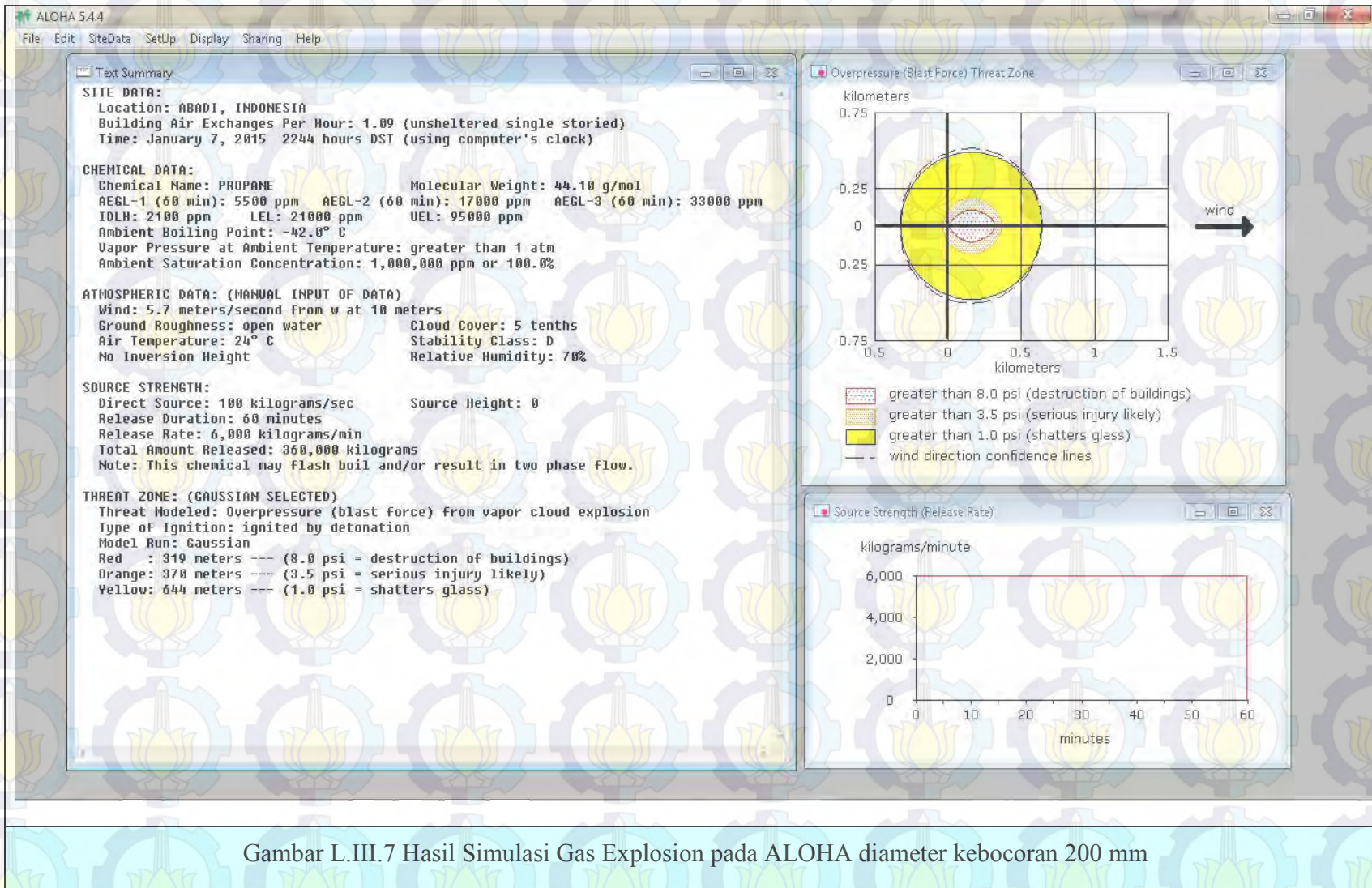


Gambar L.III.5 Hasil Simulasi Flash Fire pada ALOHA diameter kebocoran 100 mm

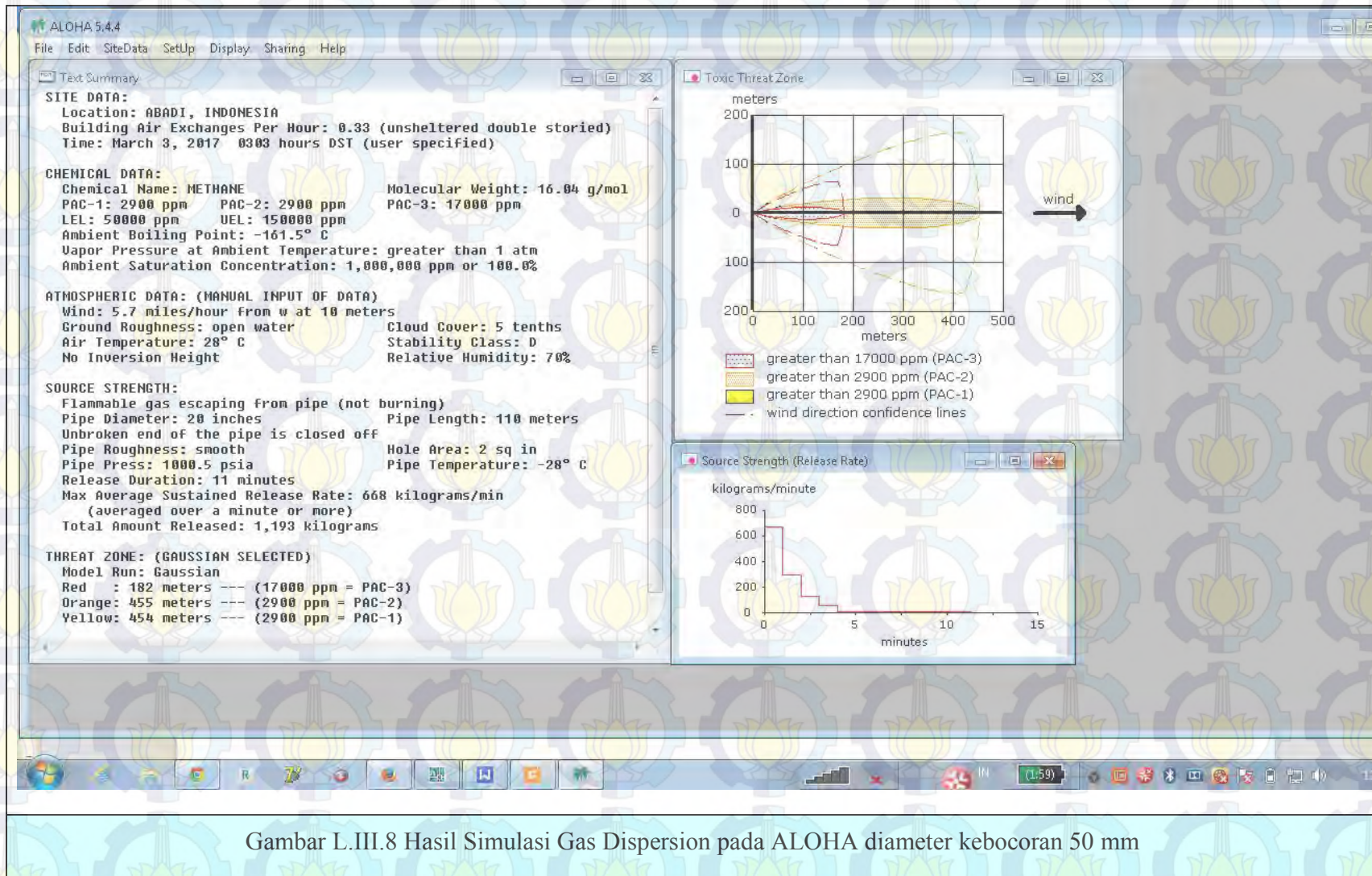




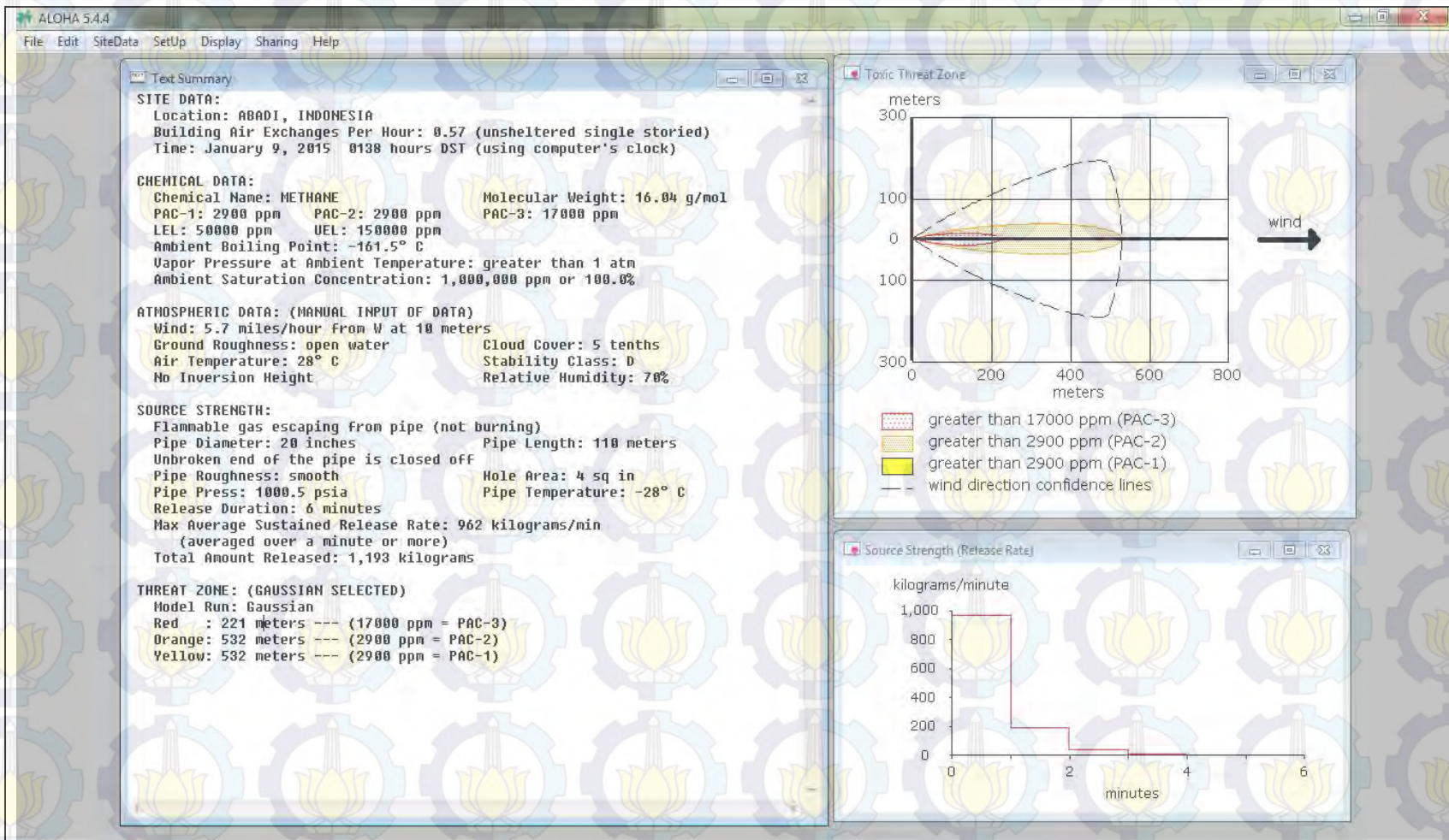
Gambar L.III.6 Hasil Simulasi Flash Fire pada ALOHA diameter kebocoran 200 mm



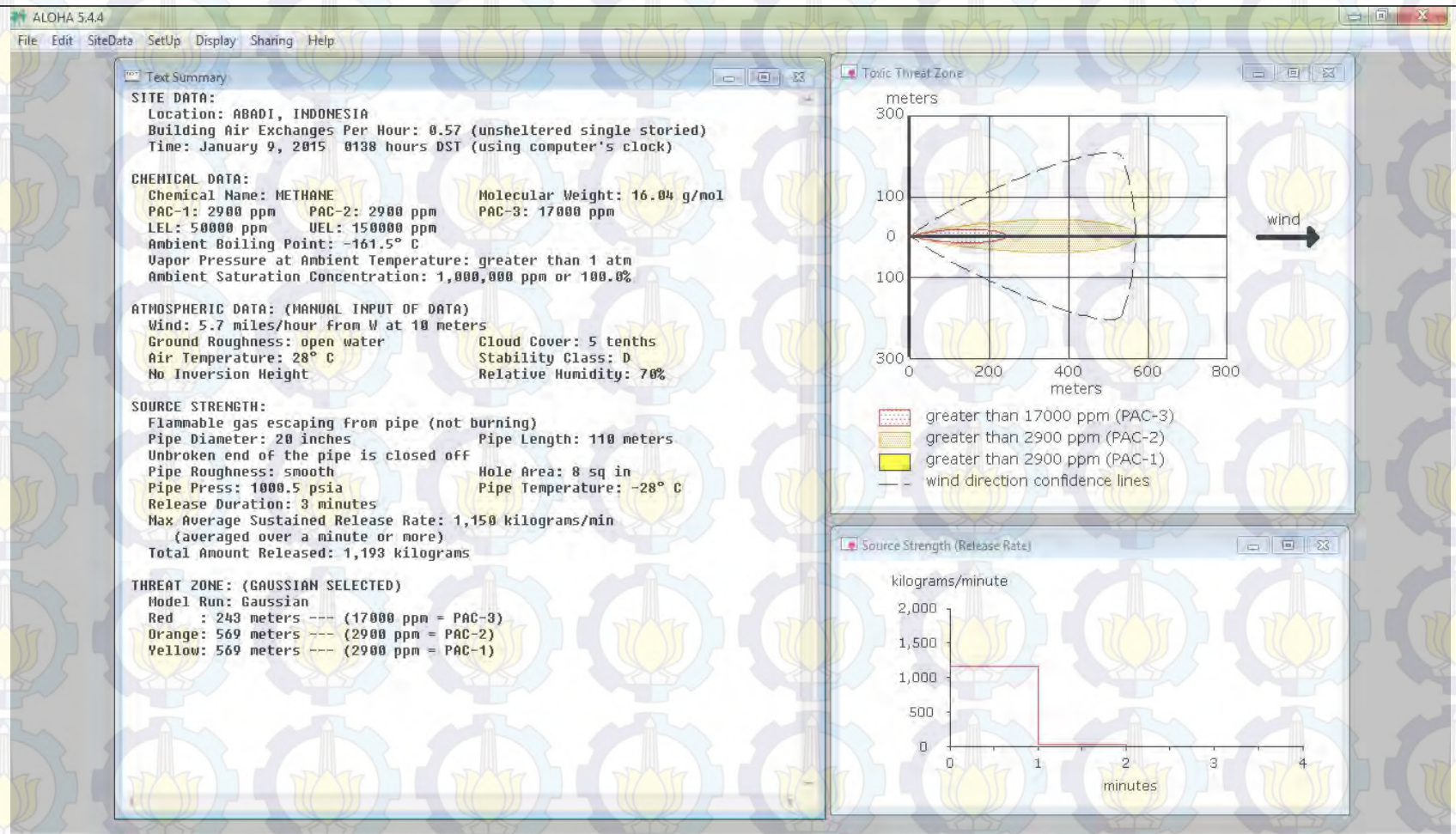
Gambar L.III.7 Hasil Simulasi Gas Explosion pada ALOHA diameter kebocoran 200 mm



Gambar L.III.8 Hasil Simulasi Gas Dispersion pada ALOHA diameter kebocoran 50 mm



Gambar L.III.9 Hasil Simulasi Gas Dispersion pada ALOHA diameter kebocoran 100 mm



Gambar L.III.10 Hasil Simulasi Gas Dispersion pada ALOHA diameter kebocoran 200 mm