



TUGAS AKHIR (SE43310)

FIRE AND EXPLOSION RISK ASSESMENT PADA FEED STOCK TANK MENGGUNAKAN METODE ETA DENGAN PENDEKATAN ALOHA DAN MARPLOT SEBAGAI PEMODELAN KONSEKUENSI

Aan Dwi Kumalasari
NRP. 0522040001

DOSEN PEMBIMBING:
MOCH. LUQMAN ASHARI, S.T., M.T.
AGUNG NUGROHO, S.T., M.T.

PROGRAM STUDI TEKNIK KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA
JURUSAN TEKNIK PERMESINAN KAPAL
POLITEKNIK PERKAPALAN NEGERI SURABAYA
SURABAYA
2026



TUGAS AKHIR (SE43310)

FIRE AND EXPLOSION RISK ASSESMENT PADA FEED STOCK TANK MENGGUNAKAN METODE ETA DENGAN PENDEKATAN ALOHA DAN MARPLOT SEBAGAI PEMODELAN KONSEKUENSI

Aan Dwi Kumalasari
NRP. 0522040001

DOSEN PEMBIMBING:
MOCH. LUQMAN ASHARI, S.T., M.T.
AGUNG NUGROHO, S.T., M.T.

PROGRAM STUDI TEKNIK KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA
JURUSAN TEKNIK PERMESINAN KAPAL
POLITEKNIK PERKAPALAN NEGERI SURABAYA
SURABAYA
2026

Halaman ini sengaja dikosongikan*

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR

FIRE AND EXPLOSION RISK ASSESMENT PADA FEED STOCK TANK MENGUNAKAN METODE ETA DENGAN PENDEKATAN ALOHA DAN MARPLOT SEBAGAI PEMODELAN KONSEKUENSI

Disusun Oleh:

Aan Dwi Kumalasari

0522040001

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Kelulusan
Program Studi D4 Teknik Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Jurusan Teknik Permesinan Kapal

POLITEKNIK PERKAPALAN NEGERI SURABAYA

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir Tanggal Ujian : 8 Juli 2026

Periode Wisuda : Oktober 2026

Menyetujui,

Dosen Penguji

NIDN

Tanda Tangan

1. M. Choirul Rizal, S.T., M.T.
2. Agung Nugroho, S.T., M.T.
3. Mades Darul Khairansyah, S.ST., M.T.
4. Wibowo Arninputrante, S.T., M.Kom.

(0027078702) (.....)

(0028057803) (.....)

(0012129002) (.....)

(0015077710) (.....)

Dosen Pembimbing

NIDN

Tanda Tangan

1. Moch. Luqman Ashari, S.T., M.T.
2. Agung Nugroho, S.T., M.T.

(0025078003) (.....)

(0028057803) (.....)

Menyetujui
Ketua Jurusan



Dr. Ir. Priyo Agus Setiawan, S.T., M.T.
NIP. 197708192005011001

Mengetahui
Koordinator Program Studi,

A handwritten signature in blue ink, appearing to read 'Mochamad Yusuf Santoso'.

Mochamad Yusuf Santoso, S.T., M.T.
NIP. 199011272015041002

Halaman ini sengaja dikosongikan*

 PPNS	PERNYATAAN BEBAS PLAGIAT	No : F.WDI.021 Date : 3 November 2015 Rev. : 01 Page : 1 dari 1
--	-------------------------------------	--

Yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Aan Dwi Kumalasari

NRP : 0522040001

Jurusan/Prodi : Teknik Permesinan Kapal/D4-Teknik Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Dengan ini menyatakan dengan sesungguhnya bahwa:

Tugas akhir yang akan saya kerjakan dengan judul:

Fire And Explosion Risk Assesment Pada Feed Stock Tank Menggunakan Metode ETA dengan Pendekatan ALOHA dan MARPLOT sebagai Pemodelan Konsekuensi

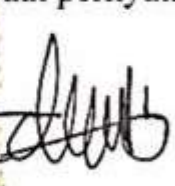
Adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain.

Apabila dikemudian hari terbukti terdapat plagiat dalam karya ilmiah tersbeut, maka saya bersedia meneRima sanksi sesuai ketentuan peraturan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan penuh tanggung jawab.

Surabaya, 20 Juli 2026

Yang membuat pernyataan,

(Aan Dwi Kumalasari)

NRP. 0522040001

Halaman ini sengaja dikosongikan*

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT atas segala rahmat serta karunia-Nya, sehingga peneliti dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “*Fire and Explosion Risk Assesment Pada Feed Stock Tank Menggunakan Metode ETA dengan Pendekatan ALOHA dan MARPLOT sebagai Pemodelan Konsekuensi*” sebagai persyaratan menyelesaikan studi Diploma Empat dan memperoleh gelar Sarjana Terapan Teknik. Peneliti menyadari bahwa keberhasilan penulisan Tugas Akhir ini tidak lepas dari dukungan dan bantuan dari berbagai pihak. Melalui kesempatan ini, peneliti ingin menyampaikan ucapan terima kasih yang sebesar – besarnya kepada:

1. Allah SWT yang selalu senantiasa melimpahkan nikmat, rahmat dan hidayah-Nya, serta junjungan Nabi Muhammad SAW yang telah memberikan syafaatnya selama pengerjaan Tugas Akhir ini.
2. Bapak Suwarno dan Ibu Tumi selaku orang tua penulis, Mochammad Nanang Khosim selaku kakak penulis dan anggota keluarga lainnya yang telah memberikan segala perhatian, dukungan, doa restu, kepercayaan kepada penulis untuk melanjutkan pendidikan di jenjang perkuliahan, serta kasih sayang yang tak terhingga kepada penulis.
3. Bapak Rachmad Tri Soelistijono, S.T., M.T., selaku Direktur Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya.
4. Bapak Dr. Ir. Priyo Agus Setiawan, S.T., M. T., selaku Ketua Jurusan Teknik Permesinan Kapal.
5. Bapak Mochammad Yusuf Santoso, S.T., M.T., selaku Koordinator Program Studi Teknik Keselematan dan Kesehatan Kerja .
6. Bapak Moch. Luqman Ashari, S.T., M.T selaku dosen pembimbing I yang telah banyak memberi masukan dan semangat yang bermanfaat guna kemajuan Tugas Akhir ini.
7. Bapak Agung Nugroho, S.T., M.T selaku dosen pembimbing II yang telah banyak memberi masukan dan semangat yang bermanfaat guna kemajuan Tugas Akhir ini.

8. Bapak M. Arif Sudarsono selaku pembimbing lapangan yang telah memberikan banyak arahan, ilmu K3, serta saran untuk Tugas Akhir ini.
9. Seluruh karyawan di Departmen HSSE di PT. Trans Pacific Petrochemical Indoatma.
10. Saudara Muhammad Fikri Fakhruddin, yang telah kebersamai, mengarahkan, serta membantu penulis dalam segala hal ketika penulis merasa kesusahan dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.
11. Saudari Indirra Yasmine dan Nurul Hidayati Al Aufa yang sudah menjadi teman dan salah satu *support system* semenjak menjadi mahasiswa baru sampai sekarang.
12. Keluarga Besar K3 dan PL angkatan 2022 terutama TRIKZONE, atas 4 tahun yang indah ini yang telah menjadi keluarga, penghibur, dan penyemangat penulis selama masa kuliah. Semoga kita dipertemukan lagi dalam kesuksesan.
13. Kakak tingkat penulis K3 dan PL yang telah membantu saya baik dalam hal perkuliahan maupun luar perkuliahan.
14. Seluruh pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah membantu kelancaran penyusunan Tugas Akhir ini. Semoga Tuhan Yang Maha Esa selalu melimpahkan kebaikan dan keberkahan untuk kita semua.

Peneliti menyadari bahwa Tugas Akhir ini dalam penulisannya masih jauh dari kata sempurna, baik isi maupun penyajian. Oleh karena itu, saran dan kritik yang membangun akan diterima penulis dengan senang hati. Akhir kata, semoga Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak yang berkepentingan dan semoga Tuhan Yang Maha Esa memberikan kebaikan, rahmat, dan berkat-Nya kepada kita semua. Terima Kasih.

Surabaya, 20 Juli 2025

Penulis

FIRE AND EXPLOSION RISK ASSESMENT PADA FEED STOCK TANK MENGUNAKAN METODE ETA DENGAN PENDEKATAN ALOHA DAN MARPLOT SEBAGAI PEMODELAN KONSEKUENSI

Aan Dwi Kumalasari

ABSTRAK

Feedstock tank merupakan fasilitas penyimpanan bahan baku kondensat sebelum diproses lebih lanjut. Karakteristik kondensat yang mudah terbakar dan mudah menguap menyebabkan fasilitas ini memiliki potensi bahaya kebakaran dan ledakan. Penelitian ini bertujuan melakukan *Fire and Explosion Risk Assessment* pada *feedstock tank* melalui identifikasi skenario berdasarkan evaluasi dokumen HIRADC perusahaan, analisis probabilitas menggunakan *Event Tree Analysis* (ETA), pemodelan konsekuensi menggunakan ALOHA dan MARPLOT berdasarkan *Consequence of Failure* (COF) Level 1 API 581, penilaian tingkat risiko, serta perancangan sistem proteksi kebakaran. Hasil penelitian menunjukkan dua skenario, yaitu kebocoran *Rim Seal* dan *Overfilling*. Analisis ETA menghasilkan empat *outcome* pada kebocoran *Rim Seal* dan lima *outcome* pada *Overfilling*. Pemodelan konsekuensi menunjukkan luas dampak terbesar kebocoran *Rim Seal* sebesar 2.872 m² untuk *toxic area of vapor* (AEGL-3) dan 1.235 m² untuk *flammable area of vapor* (100% LEL). Pada skenario *Overfilling*, luas *thermal radiation area* mencapai 882 m², 14.887 m², dan 228.677 m² untuk kebocoran *medium*, *large*, dan *rupture*. Penilaian risiko menunjukkan skenario *Overfilling* ukuran *large* dan *rupture* termasuk kategori risiko tinggi. Penerapan *High Capacity Foam Monitor* (HCFM) menurunkan risiko menjadi sedang. Kebutuhan *foam solution* sebesar 2.276.664,07 L dengan *head pump* 79,46 m..

Kata kunci: *Fire and Explosion Risk Assessment* (FERA), *Event Tree Analysis* (ETA), *Areal Locations of Hazardous Atmospheres* (ALOHA), *Mapping Application for Response, Planning, and Local Operational Tasks* (MARPLOT), *risk matrix*, *High Capacity Foam Monitor* (HCFM)

Halaman ini sengaja dikosongikan*

FIRE AND EXPLOSION RISK ASSESSMENT IN FEED STOCK TANKS USING THE ETA METHOD WITH THE ALOHA AND MARPLOT APPROACHES AS MODELLING CONSEQUENCE

Aan Dwi Kumalasari

ABSTRACT

A feedstock tank is a facility for storing condensate before further processing. Due to the highly flammable and volatile characteristics of condensate, this facility presents significant fire and explosion hazards. This study aimed to conduct a Fire and Explosion Risk Assessment (FERA) on a feedstock tank through scenario identification based on the company's Hazard Identification, Risk Assessment, and Determining Control (HIRADC) document, probability analysis using Event Tree Analysis (ETA), consequence modeling using ALOHA and MARPLOT based on API Recommended Practice 581 Level 1 Consequence of Failure (COF), risk evaluation, and fire protection system design. Two accident scenarios were identified: Rim Seal leakage and Overfilling. ETA produced four outcomes for the Rim Seal leakage scenario and five outcomes for the Overfilling scenario. Consequence modeling showed that the maximum impact area of the Rim Seal leakage scenario reached 2,872 m² for the toxic vapor area (AEGL-3) and 1,235 m² for the flammable vapor area (100% LEL). For the Overfilling scenario, the thermal radiation impact areas reached 882 m², 14,887 m², and 228,677 m² for medium, large, and rupture leak sizes, respectively. Risk assessment classified the large-rupture Overfilling scenarios as high risk. The implementation of a High Capacity Foam Monitor (HCFM) reduced the risk level to medium, requiring 2,276,664.07 L of foam solution with a pump head of 79.46 m.

Keywords: *Fire and Explosion Risk Assessment (FERA), Event Tree Analysis (ETA), ALOHA (Areal Locations of Hazardous Atmospheres), MARPLOT (Mapping Application for Response, Planning, and Local Operational Tasks), risk matrix, High Capacity Foam Monitor (HCFM).*

Halaman ini sengaja dikosongikan*

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN TUGAS AKHIR	iii
PERNYATAAN BEBAS PLAGIAT	v
KATA PENGANTAR.....	vii
ABSTRAK	ix
<i>ABSTRACT</i>	xi
DAFTAR ISI.....	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xvii
DAFTAR TABEL	xxi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Rumusan Masalah.....	6
1.3. Tujuan	6
1.4. Manfaat Penelitian	7
1.4.1. Bagi Mahasiswa.....	7
1.4.2. Bagi Perusahaan	7
1.5. Batasan Masalah	7
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	9
2.1. Studi Penelitian Terdahulu.....	9
2.2. Kebakaran.....	11
2.2.1. Teori Segitiga Api (<i>Fire Triangle</i>).....	11
2.2.2. Teori <i>Tetrahedron</i> Api.....	12
2.2.3. Klasifikasi Kebakaran.....	13
2.2.4. Teknik Pemadaman Kebakaran	14
2.3. Tangki	15
2.3.1. Jenis Tangki Berdasarkan Letaknya	15
2.3.2. Tangki Berdasarkan Bentuk Atapnya	17
2.4. Kondensat	20
2.4.1. Karakteristik, sifat kimia dan fisika.....	20

2.4.2. Tingkat Bahaya Menurut NFPA.....	21
2.5. <i>Fire and Explosion Risk Assessment</i> (FERA)	21
2.6. Jenis Skenario Kebakaran pada Tangki.....	23
2.7. HIRADC	26
2.8. <i>Risk Matrix</i>	27
2.8.1. <i>Matrix Likelihood</i>	29
2.8.2. <i>Matrix Consequence</i>	30
2.9. <i>Event Tree Analysis</i> (ETA)	30
2.10. Software ALOHA.....	33
2.10.1. Fitur Utama Software.....	34
2.10.2. <i>Threat Zone</i>	35
2.10.3. Langkah Pengerjaan.....	36
2.11. Software MARPLOT	43
2.12. Perhitungan <i>Inputan</i> ALOHA.....	45
2.12.1. <i>Fluida</i> Representatif dan Sifatnya	45
2.12.2. Perhitungan Rasio Kapasitas Panas Spesifik Gas Ideal (k)	48
2.12.3. Penentuan Ukuran Lubang Kebocoran	48
2.12.4. Perhitungan Laju Kebocoran <i>Fluida</i>	49
2.12.5. Penentuan Tipe Kebocoran	51
2.12.6. Dampak dari Sistem Deteksi dan Isolasi terhadap Besaran Kebocoran	52
2.12.7. Menentukan Laju dan Massa Kebocoran.....	53
2.12.8. Menentukan Luasan <i>Puddle</i>	55
2.13. <i>High Capacity Foam Monitor</i> (HCFM).....	55
2.14. <i>Foam</i>	57
2.14.1. <i>Expansion Rate</i>	57
2.14.2. <i>Foam Concentrate</i>	57
2.15. Sistem Perpipaan.....	59
2.15.1. <i>Total Head Loss</i>	59
2.15.2. <i>Losses Major</i>	60
2.15.3. <i>Losses Minor</i>	62

2.16. Pipe Flow Expert	63
2.17. Presentase Kesalahan.....	65
BAB III METODE PENELITIAN	67
3.1. Tahap Identifikasi dan Perumusan Masalah	68
3.2. Tahap Tinjauan Pustaka	68
3.2.1. Studi Literatur.....	69
3.2.2. Studi Lapangan	69
3.3. Tahap Pengumpulan data	69
3.4. Tahap Pengelolaan Data.....	69
3.4.1. Penyusunan Skenario Kebakaran	69
3.4.2. Analisis Risiko Kebakaran Dengan Metode ETA	70
3.4.3. Pemodelan Konsekuensi.....	70
3.4.5. Penilaian Tingkat Risiko.....	70
3.4.6. Perancangan <i>High Capacity Foam Monitor</i>	71
3.5. Analisis dan Pembahasan.....	71
3.6. Kesimpulan dan Saran	72
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN.....	73
4.1. Pengembangan Skenario Kegagalan.....	73
4.1.1. Identifikasi Skenario Berdasarkan HIRADC	73
4.1.2. Skenario 1: Kebocoran <i>Rim Seal</i>	76
4.1.3. Skenario 2: <i>Overfilling</i>	77
4.2. Analisis Risiko Kebakaran Tangki Menggunakan Metode ETA	78
4.2.1. Penentuan Nilai <i>Probability</i> dari <i>Initiating Event</i> dan <i>Pivotal Event</i>	78
4.2.2. Hasil ETA Skenario Kebocoran <i>Rim Seal</i>	81
4.2.3. Hasil ETA Skenario <i>Overfilling</i>	85
4.3. Pemodelan Konsekuensi Menggunakan ALOHA dan MARPLOT.....	90
4.3.1. Inputan Data Pemodelan ALOHA.....	90
4.3.2. Penentuan Laju Aliran Massa	93
4.3.3. Hasil Simulasi ALOHA dan MARPLOT	99
4.4. Penilaian Risiko	115

4.4.1. Hasil <i>Probability</i>	115
4.4.2. Hasil <i>Consequence</i>	116
4.4.3. Penilaian <i>Risk Matrix</i>	117
4.5. Pengendalian Risiko.....	118
4.6. Perhitungan HCFM dan Sistem Perpipaan	123
4.7. Perhitungan Sistem Perpipaan	126
4.7.1. Penentuan Diameter Pipa	126
4.7.2. Perhitungan <i>Head Loss</i>	127
4.7.3. Perhitungan <i>Head Pump</i> dan Daya Pompa.....	133
4.7.4. Simulasi Pipe Flow Expert dan Presentase Error.....	135
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN.....	137
5.1. Kesimpulan	137
5.2. Saran.....	139
DAFTAR PUSTAKA	141
LAMPIRAN 1 MSDS KONDENSAT	146
LAMPIRAN 2 HIRADC <i>FEED STOCK TANK</i>.....	158
LAMPIRAN 3 <i>RISK MATRIX</i> UNTUK HIRADC	170
LAMPIRAN 4 DOKUMENTASI DISKUSI DENGAN <i>EXPERT JUDGMENT</i>	176
LAMPIRAN 5 AUTOCAD 3D	180
LAMPIRAN 6 BUKTI PERHITUNGAN <i>PIVOTAL EVENT</i>	186
LAMPIRAN 7 <i>EXPERT JUDGMENT</i>	190
LAMPIRAN 8 SPESIFIKASI POMPA.....	198
LAMPIRAN 9 HASIL PIPE FLOW EXPERT DIAGRAM.....	208
LAMPIRAN 10 BIOGRAFI PENULIS.....	228

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Teori Segitiga Api.....	11
Gambar 2.2 Teori Tetahedron Api.....	12
Gambar 2.3 <i>Aboveground Tank</i>	16
Gambar 2.4 <i>Underground Tank</i>	16
Gambar 2.5 <i>Self Supported Cone Roof Tank</i>	17
Gambar 2.6 <i>Column Support Cone Roof Tank</i>	18
Gambar 2.7 <i>Self Support Dome Roof Tank</i>	18
Gambar 2.8 <i>Column Support Dome Roof Tank</i>	19
Gambar 2.9 <i>External Floating Roof</i>	19
Gambar 2.10 <i>Internal Floating Roof</i>	20
Gambar 2.11 Simbol NFPA.....	21
Gambar 2.12 <i>Event Tree Diagram</i>	31
Gambar 2.13 <i>Threat Zone</i>	36
Gambar 2.14 Tampilan Menu ALOHA.....	36
Gambar 2.15 Tampilan <i>SiteData</i>	36
Gambar 2.16 <i>Location Information</i>	37
Gambar 2.17 <i>Building Parameter</i>	37
Gambar 2.18 <i>Chemical Information</i>	37
Gambar 2.19 <i>Input Available Chemical Information</i>	38
Gambar 2.20 <i>Atmospheric Options</i>	38
Gambar 2.21 <i>Atmospheric Options 2</i>	38
Gambar 2.22 <i>Type of Puddle</i>	39
Gambar 2.23 <i>Puddle Input</i>	39
Gambar 2.24 <i>Ground Type, Ground and Puddle Temperature</i>	39
Gambar 2.25 <i>Initial Puddle Temperature</i>	40
Gambar 2.26 <i>Tank Size and Orientation</i>	40
Gambar 2.27 <i>Chemical State and Temperature</i>	40
Gambar 2.28 <i>Liquid Mass or Volume</i>	41
Gambar 2.29 <i>Type of Tank Failure</i>	41

Gambar 2.30 <i>BLEVE Prevent Mass in Fireball</i>	41
Gambar 2.31 <i>Area and Type of Leak</i>	42
Gambar 2.32 <i>Height of the Tank Opening</i>	42
Gambar 2.33 <i>Maximum Puddle Size</i>	42
Gambar 2.34 <i>Type of Gas Pipeline Failure</i>	42
Gambar 2.35 <i>Gas Pipeline Input</i>	43
Gambar 2.36 Tampilan MARPLOT	45
Gambar 2.37 HCFM	56
Gambar 2.38 Tampilan Antarmuka Pipe Flow Expert.....	63
Gambar 3.1 <i>Flowchart Penelitian</i>	67
Gambar 4. 1 <i>Rim Seal Fire</i>	76
Gambar 4. 2 <i>Overfilling</i>	77
Gambar 4. 3 <i>ETA Skenario Kebocoran Rim Seal</i>	83
Gambar 4. 4 <i>ETA Skenario Overfilling</i>	87
Gambar 4. 5 Hasil Diagram <i>Windrose</i>	92
Gambar 4. 6 Hasil ALOHA <i>Toxic Area of Vapor</i> pada Lubang Kebocoran <i>Large</i>	101
Gambar 4. 7 <i>Toxic Area of Vapor</i> Arah Mata Angin dari Selatan.....	102
Gambar 4. 8 <i>Toxic Area of Vapor</i> Arah Mata Angin dari Utara.....	102
Gambar 4. 9 <i>Toxic Area of Vapor</i> Arah Mata Angin dari Timur.....	102
Gambar 4. 10 <i>Toxic Area of Vapor</i> Arah Mata Angin dari Barat.....	102
Gambar 4. 11 Hasil ALOHA <i>Flammable Area of Vapor</i> pada Lubang Kebocoran <i>Large</i>	104
Gambar 4. 12 <i>Flammable Area of Vapor</i> Arah Mata Angin dari Selatan.....	105
Gambar 4. 13 <i>Flammable Area of Vapor</i> Arah Mata Angin dari Utara.....	105
Gambar 4. 14 <i>Flammable Area of Vapor</i> Arah Mata Angin dari Timur.....	105
Gambar 4. 15 <i>Flammable Area of Vapor</i> Arah Mata Angin dari Barat.....	105
Gambar 4. 16 <i>Zona Thermal Radiation</i> Lubang Kebocoran <i>Small</i>	107
Gambar 4. 17 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Selatan Ukuran Lubang Kebocoran <i>Small</i>	108
Gambar 4. 18 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Utara Ukuran Lubang Kebocoran <i>Small</i>	108

Gambar 4. 19 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Timur Ukuran Lubang Kebocoran <i>Small</i>	108
Gambar 4. 20 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Barat Ukuran Lubang Kebocoran <i>Small</i>	108
Gambar 4. 21 Zona <i>Thermal Radiation</i> Lubang Kebocoran <i>Medium</i>	109
Gambar 4. 22 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Selatan Ukuran Lubang Kebocoran <i>Medium</i>	110
Gambar 4. 23 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Utara Ukuran Lubang Kebocoran <i>Medium</i>	110
Gambar 4. 24 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Timur Ukuran Lubang Kebocoran <i>Medium</i>	110
Gambar 4. 25 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Barat Ukuran Lubang Kebocoran <i>Medium</i>	110
Gambar 4. 26 Zona <i>Thermal Radiation</i> Lubang Kebocoran <i>Large</i>	111
Gambar 4. 27 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Selatan Ukuran Lubang Kebocoran <i>Large</i>	112
Gambar 4. 28 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Utara Ukuran Lubang Kebocoran <i>Large</i>	112
Gambar 4. 29 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Timur Ukuran Lubang Kebocoran <i>Large</i>	112
Gambar 4. 30 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Barat Ukuran Lubang Kebocoran <i>Large</i>	112
Gambar 4. 31 Zona <i>Thermal Radiation</i> Lubang Kebocoran <i>Rupture</i>	113
Gambar 4. 32 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Selatan Ukuran Lubang Kebocoran <i>Rupture</i>	114
Gambar 4. 33 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Utara Ukuran Lubang Kebocoran <i>Rupture</i>	114
Gambar 4. 34 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Timur Ukuran Lubang Kebocoran <i>Rupture</i>	114
Gambar 4. 35 <i>Thermal Radiation Area</i> Arah Mata Angin dari Barat Ukuran Lubang Kebocoran <i>Rupture</i>	114
Gambar 4. 36 ETA Skenario <i>Overfilling</i> Setelah Pengendalian	120

Gambar 4. 37 Hasil <i>Friction Factor</i>	129
Gambar 4. 38 Kurva Efisiensi untuk Daya Pompa.....	134
Gambar 4. 39 Kurva spesifikasi Daya Pompa.....	135
Gambar 4. 40 Hasil Perhitungan Software Pipe Flow Expert Diagram	135

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Perbandingan Penelitian Terdahulu dengan Penelitian Saat Ini	9
Tabel 2. 2 Komponen Kondensat	20
Tabel 2. 3 <i>Risk Matrix</i>	28
Tabel 2.4 <i>Matrix Likelihood</i>	29
Tabel 2.5 <i>Matrix Consequence</i>	30
Tabel 2. 6 Sifat <i>Fluida</i> Representatif	46
Tabel 2. 7 Ukuran Lubang Kebocoran	48
Tabel 2. 8 Klasifikasi Sistem Deteksi Pada <i>Fluida</i> Terlepas.....	52
Tabel 2. 9 Klasifikasi Sistem Isolasi Pada <i>Fluida</i> Terlepas	52
Tabel 2. 10 Faktor Reduksi Kebocoran.....	53
Tabel 2. 11 Maksimal Durasi Kebocoran	53
Tabel 2.12 Koefisien Kekerasan Pipa Hazzen William	60
Tabel 2. 13 Harga Kekerasan <i>Absolute</i> untuk Pipa Baru	61
Tabel 4. 1. Ringkasan Dokumen HIRADC Proses Transfer Bahan Baku	73
Tabel 4. 2 <i>Probability Initiating Event</i>	78
Tabel 4. 3 <i>Probability Pivotal Event</i>	78
Tabel 4. 4 Hasil <i>Outcome</i> Skenario Kebocoran <i>Rim Seal</i>	84
Tabel 4. 5 Final <i>Probability per Year</i> Skenario Kebocoran <i>Rim Seal</i>	84
Tabel 4. 6 Hasil <i>Outcome</i> Skenario <i>Overfilling</i>	88
Tabel 4. 7 Final <i>Probability per Year</i> Skenario <i>Overfilling</i>	89
Tabel 4. 8 Data Operasional Tangki	91
Tabel 4. 9 Komponen Kondensat	91
Tabel 4. 10 Data Atmosfer	92
Tabel 4. 11 <i>Fluida</i> Representatif Kondensat	93
Tabel 4. 12 Ukuran Lubang Kebocoran Skenario Kebocoran <i>Rim Seal</i>	94
Tabel 4. 13 Laju Kebocoran Skenario Kebocoran <i>Rim Seal</i>	94
Tabel 4. 14 Perkiraan Jumlah Massa yang Keluar Selama 3 Menit untuk Skenario Kebocoran <i>Rim Seal</i>	95
Tabel 4. 15 Tipe Pelepasan Skenario Kebocoran <i>Rim Seal</i>	95

Tabel 4. 16 Laju Aliran Massa Akhir yang Keluar untuk Skenario Kebocoran <i>Rim Seal</i>	96
Tabel 4. 17 Ukuran Lubang Kebocoran Skenario <i>Overfilling</i>	97
Tabel 4. 18 Laju Kebocoran Skenario <i>Overfilling</i>	97
Tabel 4. 19 Perkiraan Jumlah Massa yang Keluar Selama 3 Menit untuk Skenario <i>Overfilling</i>	97
Tabel 4. 20 Tipe Pelepasan Skenario <i>Overfilling</i>	98
Tabel 4. 21 Laju Aliran Massa dan Perkiraan Massa Akhir yang Keluar untuk Skenario Kebocoran <i>Overfilling</i>	99
Tabel 4. 22 Ukuran <i>Puddle</i> untuk Skenario <i>Overfilling</i>	99
Tabel 4. 23. Hasil Simulasi dari Dampak <i>Toxic Area of Vapor</i> Ukuran Lubang Kebocoran <i>Large</i>	103
Tabel 4. 24 Hasil Simulasi dari Dampak <i>Flammable Area of Vapor</i> 60% LEL Ukuran Lubang Kebocoran <i>Large</i>	106
Tabel 4. 25 Hasil Simulasi dari Dampak <i>Thermal Radiation Area</i> Ukuran Lubang Kebocoran <i>Small</i>	109
Tabel 4. 26 Hasil Simulasi dari Dampak <i>Thermal Radiation Area</i> Ukuran Lubang Kebocoran <i>Medium</i>	111
Tabel 4. 27 Hasil Simulasi dari Dampak <i>Thermal Radiation Area</i> Ukuran Lubang Kebocoran <i>Large</i>	113
Tabel 4. 28 Hasil Simulasi dari Dampak <i>Thermal Radiation Area</i> Ukuran Lubang Kebocoran <i>Rupture</i>	114
Tabel 4. 29 Hasil <i>Final Consequence</i>	115
Tabel 4. 30 <i>Probability Category</i>	116
Tabel 4. 31 <i>Consequence Category</i>	116
Tabel 4. 32 Hasil <i>Risk Matrix</i>	117
Tabel 4. 33 Hasil <i>Probability Outcome</i> Setelah Pengendalian	121
Tabel 4. 34 Hasil <i>Final Probability</i> Setelah Pengendalian	122
Tabel 4. 35 Hasil <i>Final Risk Matrix</i>	122
Tabel 4. 36 Hasil Perhitungan <i>Headloss Major</i>	129
Tabel 4. 37 Hasil Perhitungan <i>Headloss Minor</i>	131
Tabel 4. 38 Presentase Error	136

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Industri minyak dan gas bumi memiliki peran strategis dalam mendukung pembangunan nasional, baik sebagai penyedia utama energi maupun sebagai sumber bahan baku untuk berbagai sektor industri. Di balik peran penting tersebut, industri migas memiliki karakteristik proses kerja yang kompleks dan melibatkan bahan mudah terbakar, mulai dari tahap eksplorasi, pengeboran, pengolahan hingga penyimpanan. Kompleksitas ini menjadikan risiko kebakaran dan ledakan sebagai salah satu ancaman terbesar dalam operasionalnya (Hasanah Siregar & Hasibuan, 2024).

Pada tahun 2021 terdapat kasus kebakaran tangki yang beruntun di Indonesia. PT Kilang Pertamina Internasional sudah mengantongi tiga kali kasus kebakaran pada tangki penyimpanan bahan bakar. Pada tanggal 29 Maret 2021 terjadi kebakaran di kilang minyak Balongan, Indramayu, Jawa Barat yang disebabkan karena adanya kebocoran tangki *premium* 42-T-301 G. Tiga bulan setelahnya kilang minyak di Cilacap terbakar pada tanggal 11 Juni 2021 melahap tangki penyimpanan *benzene* yang baru bisa dipadamkan setelah 40 jam lamanya. Berselang lima bulan setelahnya, pada tanggal 13 November 2021 kilang minyak Cilacap kembali terbakar. Kebakaran kali ini terjadi pada tangki penyimpanan *pertalite* disebabkan oleh sambaran petir. Selain menghambat pasokan BBM di masyarakat, kejadian tersebut juga menimbulkan kerugian berupa korban jiwa dan kerusakan lingkungan akibat kebakaran (Utama & Suparta, 2022).

Perusahaan pengolahan minyak di Tuban merupakan industri pengilangan minyak yang mempunyai risiko sama dengan kilang minyak di Cilacap maupun Balongan. Beroperasi dalam sektor industri hasil olahan minyak bumi dan bahan kimia serta produk turunannya, Perusahaan pengolahan minyak di Tuban menghasilkan produk-produk yang sifatnya *flammable*, begitu juga dengan bahan baku yang dipakai yaitu kondensat dan

light naphtha. Produk andalan yang dihasilkan meliputi senyawa aromatik, khususnya *paraxylene*, *benzene*, *orthoxylyene*, *heavy aromatic*, dan *toluene*. Perusahaan juga menghasilkan produk *petroleum*, seperti *light naphtha*, minyak gas, serta bahan bakar kendaraan seperti mogas 88, mogas 90 dan mogas 92. Sebagian besar produk dan bahan baku yang diolah di Perusahaan pengolahan minyak di Tuban merupakan senyawa hidrokarbon yang memiliki sifat mudah terbakar, sehingga berpotensi menimbulkan bahaya kebakaran dan ledakan apabila tidak dikelola dengan pengendalian yang memadai. Berikut merupakan daftar *flash point* dari masing-masing bahan baku dan produk yang ada di perusahaan.

Tabel 1.1 Daftar *Flash Point* Bahan Baku dan Produk

Nama Bahan	Flash Point (°C)
Condensate	< -5 °C
Light Naphtha	< -20 °C
Mogas 88 (Premium)	-43 °C
Mogas 90 (Pertalite)	-43 °C
Mogas 92 (Pertamax)	-43 °C
Gas Oil	> 55 °C
Kerosene	38 °C
Fuel Oil	60 °C
Benzene	< 4 °C
Paraxylene	30 °C
Orthoxylyene	27 °C
Toluene	4,4 °C
Heavy Aromatic	40,6 °C – 57,2 °C

Sumber: MSDS, 2025

Berdasarkan tabel 1.1, terdapat beberapa bahan yang mempunyai *flash point* sangat rendah yaitu < 0°C salah satunya yaitu kondensat. Kondensat mempunyai kandungan hidrokarbon ringan yang diperoleh dari pemisahan gas alam (Wakimin et al., 2019). Menurut NFPA 30 tahun 2024, kondensat digolongkan dalam kategori *flammable liquid Class IA* dengan karakteristik *flash point* yang rendah serta sifat kondensat yang mudah menguap dan mudah terbakar menjadikan fasilitas ini memiliki tingkat potensi bahaya kebakaran yang tinggi. Perusahaan pengolahan minyak di Tuban menggunakan kondensat sebagai bahan baku utama untuk menghasilkan produk *petrochemical* dan *petroleum* yang disimpan dalam jumlah besar pada enam unit tangki *external floating roof*. Dengan mempertimbangkan sifat fisik dan kimia kondensat, perannya dalam proses produksi, serta penyimpanannya dalam jumlah besar

pada enam unit tangki *external floating roof*, maka kondensat dipilih sebagai objek penelitian karena memiliki potensi bahaya kebakaran yang tinggi.

Kondensat disimpan di dalam tangki jenis *floating roof tank* yang didesain dengan atap tangki langsung mengapung di atas permukaan cairan tanpa dilengkapi dengan atap tetap/*fixed roof* yang biasa disebut dengan *external floating roof* (API 650, 2012). Desain atap ini memungkinkan pergerakan naik dan turun secara otomatis mengikuti perubahan volume atau ketinggian cairan (Setiawan et al., 2023). Konsep tersebut dirancang untuk meminimalkan terjadinya penguapan serta menghilangkan ruang uap di atas permukaan cairan mengingat *fluida* di dalamnya mempunyai kandungan hidrokarbon dengan fraksi ringan yang sangat mudah menguap.

Menurut NFPA 11 (2024) ayat 5.1.1, *floating roof tank* diharuskan untuk mempunyai proteksi pada bagian *seal area* dan *full surface area*. Sedangkan pada kondisi eksisting ditemukan bahwasannya proteksi kebakaran berupa *foam chamber* yang harusnya bisa melindungi keseluruhan permukaan tangki hanya bisa melindungi bagian *seal area* saja. Kebakaran pada *floating roof tank* dapat dipicu karena adanya uap hidrokarbon yang keluar melalui celah *seal*. Uap tersebut nantinya akan bercampur dengan oksigen membentuk *flammable mixture*, setelahnya akan terjadi kebakaran di *seal area* mengelilingi tangki apabila terdapat sumber penyalaan baik dari alam ataupun aktivitas manusia (Indriawati, 2018). Jika kebakaran pada *seal area* tidak dapat teratasi dan mengalami eskalasi serta gagal pemadaman, maka api akan merusak *seal material*. Kebakaran pada *Seal area* akan memicu kenaikan *flash point* pada cairan yang ada di dalam tangki sehingga apabila *seal material* sudah rusak, kebakaran akan merambat ke bagian atap atau permukaan tangki dan terjadilah *full surface fire*.

Berdasarkan kajian awal dari hasil diskusi dengan Supervisor *Emergency & Insurance* di Perusahaan Migas Tuban dan dokumen HIRADC (*Hazard Identification, Risk Assessment and Determining Control*) yang dimiliki perusahaan serta evaluasi terhadap peraturan terkait pemenuhan proteksi kebakaran yang terdapat di lampiran 2, dapat diketahui bahwasannya meskipun *area feed stock tank* sudah dilengkapi dengan sistem proteksi kebakaran, masih

dimungkinkan risikonya tetap tinggi. Hal ini didukung dengan adanya peristiwa kebakaran yang pernah terjadi di Cilacap dan Balongan secara beruntun dan realitanya proteksi kebakaran juga sudah memenuhi standar. Dari hal tersebut diperlukan analisis lebih lanjut dan lebih mendalam untuk mengkaji skenario kejadian, konsekuensi yang mungkin ditimbulkan, serta kebutuhan peningkatan sistem proteksi kebakaran yang sesuai dengan ketentuan yang berlaku.

Kajian lanjutan yang lebih komprehensif perlu dilakukan untuk menganalisis potensi kejadian kebakaran dan ledakan beserta konsekuensi yang dapat ditimbulkan pada *feed stock tank*. Oleh karena itu, pelaksanaan *Fire and Explosion Risk Assessment* (FERA) menjadi hal yang penting untuk dilakukan dengan mempertimbangkan berbagai skenario kejadian yang mungkin terjadi. FERA digunakan untuk mengidentifikasi serta mengevaluasi seluruh potensi bahaya kebakaran dan ledakan beserta dampaknya terhadap suatu aset atau fasilitas. Metode ini meliputi proses identifikasi bahaya, penentuan *probability* serta estimasi dampak dari konsekuensi dan penilaian frekuensi terjadinya suatu peristiwa. Dari hasil risiko, langkah-langkah pengendalian yang sesuai dapat ditentukan (The Egyptian Process Safety Management Steering Committee, 2020).

Proses analisis risiko memerlukan metode yang sistematis untuk memperkirakan probabilitas setiap konsekuensi yang mungkin terjadi. Metode *Event Tree Analysis* (ETA) dipilih sebagai pendekatan yang tepat untuk mengevaluasi berbagai kemungkinan perkembangan kejadian beserta probabilitasnya. ETA digunakan untuk menilai berbagai kemungkinan hasil yang dapat timbul dari suatu *initiating event*, dengan menghasilkan probabilitas konsekuensi berdasarkan skenario-skenario yang mungkin terjadi. *Output* analisis ETA tersebut kemudian digunakan dalam perhitungan untuk menentukan tingkat risiko secara kuantitatif. Metode ini efektif dalam menilai peluang kegagalan sistem proteksi kebakaran (Mukti & Panjaitan, 2024).

Penilaian dampak dari konsekuensi dapat dilakukan melalui pemodelan radius kebakaran menggunakan software berupa ALOHA dan MARPLOT. Keduanya merupakan software yang tergabung dalam CAMEO Software Suite

yang dikembangkan oleh U.S. *Environmental Protection Agency* (EPA) dan *National Oceanic and Atmospheric Administration* (NOAA) yang disediakan secara gratis dan dapat digunakan oleh publik tanpa memerlukan pembelian lisensi komersial. Pemodelan konsekuensi kebakaran dan ledakan pada penelitian ini menggunakan software ALOHA versi 5.4.7 sebagai pendekatan estimasi awal untuk menentukan zona dampak radiasi panas dan tekanan berlebih. Sedangkan software MARPLOT digunakan untuk memvisualisasikan lokasi sumber bahaya, seperti kebocoran bahan kimia, kebakaran, atau ledakan, pada peta geografis (Handrianto & Karnaningroem, 2025). Kedua software ini saling terintegrasi untuk memodelkan berbagai skenario, termasuk kebocoran, kebakaran, dan ledakan, serta menyediakan visualisasi *area* terdampak dalam zona merah, oranye, dan kuning. Dengan demikian, dapat diketahui sejauh mana fasilitas maupun permukiman berada dalam area risiko akibat peristiwa kebakaran (Yulianto & Tejamaya, 2022).

Hasil analisis menggunakan metode ETA yang dikombinasikan dengan pemodelan konsekuensi melalui software ALOHA dan MARPLOT akan menghasilkan gambaran tingkat risiko kebakaran secara menyeluruh, baik dari sisi probabilitas kejadian maupun besarnya dampak yang ditimbulkan. Tingkat risiko yang diperoleh dari analisis tersebut menjadi dasar dalam menentukan klasifikasi risiko serta prioritas penanganannya. Selanjutnya, hasil kajian ini digunakan sebagai acuan dalam penyusunan rekomendasi pengendalian yang tepat.

Penelitian ini mencakup perancangan *High Capacity Foam Monitor* (HCFM) sebagai sistem proteksi kebakaran yang direncanakan untuk diaplikasikan pada tahap akhir penelitian. HCFM merupakan sistem proteksi kebakaran aktif yang dirancang untuk menyalurkan busa dengan kapasitas suplai debit besar dan jangkauan semprot luas, sehingga efektif digunakan untuk pengendalian dan pemadaman kebakaran skala besar (Amiruddin et al., 2023). Karakteristik tersebut menjadikan HCFM relevan sebagai sistem proteksi tambahan yang mampu memberikan cakupan pemadaman pada *full surface area*.

1.2. Rumusan Masalah

Berdasarkan uraian dari latar belakang di atas, maka dibuatlah rumusan masalah sebagai berikut.

1. Bagaimana hasil penyusunan skenario kebakaran berdasarkan *Hazard Identification Risk Assessment and Determining Control* (HIRADC) pada *feedstock tank*?
2. Bagaimana hasil probabilitas kegagalan dari skenario kebakaran yang dihasilkan menggunakan metode *Event Tree Analysis* (ETA)?
3. Bagaimana hasil konsekuensi penyebaran radiasi panas, luas *area* terdampak, dan potensi eskalasi kebakaran pada *feedstock tank* menggunakan kombinasi software ALOHA dan MARPLOT?
4. Bagaimana tingkat risiko kebakaran dari setiap skenario yang dihasilkan berdasarkan kombinasi probabilitas kejadian dari ETA dan besaran konsekuensi melalui pemodelan ALOHA & MARPLOT?
5. Bagaimana rekomendasi pengendalian yang sesuai untuk menurunkan tingkat risiko kebakaran yang tinggi pada *feedstock tank*?

1.3. Tujuan

Berdasarkan uraian dari rumusan masalah di atas, maka didapatkan tujuan penelitian yang hendak dicapai sebagai berikut.

1. Menyusun hasil penyusunan skenario kebakaran berdasarkan *Hazard Identification Risk Assessment and Determining Control* (HIRADC) pada *feedstock tank*.
2. Menganalisis probabilitas dari skenario kebakaran yang dihasilkan menggunakan metode *Event Tree Analysis* (ETA).
3. Menentukan dampak kebakaran dalam bentuk penyebaran radiasi panas, luas *area* terdampak, dan potensi eskalasi kebakaran pada *feedstock tank* menggunakan kombinasi software ALOHA dan MARPLOT.
4. Menentukan tingkat risiko kebakaran dari setiap skenario yang dihasilkan berdasarkan kombinasi probabilitas kejadian dari ETA dan besaran konsekuensi melalui pemodelan ALOHA & MARPLOT.

5. Menentukan rekomendasi pengendalian yang sesuai untuk menurunkan tingkat risiko kebakaran yang tinggi pada *feedstock tank*.

1.4. Manfaat Penelitian

1.4.1. Bagi Mahasiswa

Manfaat yang bisa diperoleh mahasiswa dari adanya penelitian ini adalah:

1. Memberikan peluang bagi mahasiswa untuk mengaplikasikan ilmu perkuliahan secara langsung dalam lingkungan industri, khususnya pada analisis risiko kebakaran, sehingga dapat meningkatkan pemahaman praktis serta kemampuan analitis mahasiswa dalam menghadapi dan menyelesaikan permasalahan teknis nyata di lapangan.

1.4.2. Bagi Perusahaan

Manfaat yang bisa diperoleh perusahaan dari adanya penelitian ini adalah:

1. Perusahaan mendapatkan dapat mengetahui tingkat risiko kebakaran pada *feed stock tank* serta keefektifitasan dari proteksi kebakaran yang sudah ada saat ini.
2. Perusahaan mendapatkan saran mengenai sistem proteksi yang sesuai dengan tingkat risiko kebakaran dari *feed stock tank*.

1.5. Batasan Masalah

Adapun batasan masalah pada penelitian ini sebagai berikut.

1. Evaluasi dokumen HIRADC perusahaan terbatas, hanya difokuskan pada *area feed stock tank* saja.
2. Konsekuensi dari skenario yang dilanjutkan ke tahap pemodelan menggunakan ALOHA dan MARPLOT hanya dimodelkan pada tipe *direct source* dan *puddle source* saja.
3. Penelitian ini tidak membahas aspek desain detail konstruksi tangki, perhitungan struktur, maupun analisis ekonomi secara mendalam, serta

hanya mengacu pada peraturan dan standar keselamatan yang relevan dengan sistem proteksi kebakaran.

4. *Probability* yang digunakan dalam penilaian risiko merupakan nilai *probability outcome* kebakaran yang diperoleh dari *Event Tree Analysis* (ETA) dan dapat dimodelkan menggunakan software ALOHA.
5. Konsekuensi pada penelitian ini ditentukan berdasarkan luasan zona merah hasil simulasi ALOHA untuk setiap ukuran lubang kebocoran yang mengacu pada API 581.
6. Empat ukuran lubang kebocoran pada API 581 digunakan sebagai variasi skenario pelepasan *fluida* untuk memperoleh konsekuensi kebakaran dan tidak digunakan sebagai dasar penentuan probabilitas kejadian.
7. Arah angin yang digunakan tidak menjadi variabel pembeda luasan dampak, akan tetapi sebagai bentuk visualisasi saja.
8. Perancangan dalam penelitian ini memuat perancangan pipa untuk *supply* kebutuhan air pada proteksi baru sebagai percampuran dengan *foam*.
9. Pemodelan konsekuensi pada penelitian ini tidak dilakukan dengan membangun model baru, melainkan menggunakan perangkat lunak ALOHA dan MARPLOT untuk memvisualisasikan luasan area yang berpotensi terdampak akibat skenario kejadian yang dianalisis.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Studi Penelitian Terdahulu

Sebagai dasar penelitian saat ini dilakukan, terdapat beberapa jurnal pembandingan yang mempunyai kesesuaian topik dengan penelitian saat ini. Dengan melakukan kajian terhadap penelitian sebelumnya, peneliti dapat menemukan celah yang belum dikaji baik itu pendekatan, metode, hasil, serta kelemahan studi terdahulu.

Tabel 2. 1 Perbandingan Penelitian Terdahulu dengan Penelitian Saat Ini

No	Nama Peneliti	Judul Penelitian	Metode	Hasil Penelitian
1	Indriawati (2018)	Evaluasi <i>Fire Protection System</i> Di Tangki Area <i>Crude Oil</i> Terminal (Cot) Lawe-Lawe PT Pertamina (Persero) Refinery Unit V Balikpapan	Metode <i>literature review</i> dengan membandingkan peraturan dan standar yang berlaku	Evaluasi <i>Fire protection</i> yang sudah ada dibandingkan dengan peraturan dan standard yang berlaku, perhitungan kebutuhan <i>fire protection</i> yang bersifat <i>defensive strategy</i>
2	Hajar et al. (2018)	Analisis Risiko Kebakaran dengan Metode ETA (<i>Event Tree Analysis</i>) Serta Implementasi <i>Pre Fire Planning</i> Tangki Timbun Premium (T-51)	ETA, Pemodelan Konsekuensi Menggunakan <i>Source Model</i> , <i>Pre Fire Planing</i>	Identifikasi bahaya kebakaran tangki timbun premium menggunakan ETA, pemodelan konsekuensi dari hasil identifikasi bahaya menggunakan <i>source model</i> . Implementasi <i>pre fire planing</i> dengan perekapan proteksi kebakaran berdasarkan NFPA, kemudian menghitung kebutuhan air pemadaman serta <i>foam</i> yang digunakan

Tabel 2.1 Perbandingan Penelitian Terdahulu dengan Penelitian Saat Ini (Lanjutan)

3	Maulina et al. (2018)	Studi Perancangan Sistem Pengendalian Dan <i>Monitoring Overpressure</i> Dan Level Nira Tangki Evaporator Berbasis Arduino	ETA	Penelitian ini merancang sistem monitoring berbasis arduino, sebelumnya dilakukan analisis risiko menggunakan metode ETA, setelah rekomendasi dilakukan kemudian dilakukan ETA kembali untuk mengetahui keefektivitasan rekomendasi yang diusulkan
4	Yulianto & Tejamaya (2022)	Analisis Risiko Kebakaran dan Ledakan Kegiatan <i>Unloading</i> Bahan Bakar Minyak di SPBU dengan Menggunakan <i>Dow's Fire and Explosion Index</i> , ALOHA, dan MARPLOT	<i>Dow's Fire and Explosion Index</i> , Pemodelan konsekuensi menggunakan ALOHA dan MARPLOT	Penelitian ini menganalisis dampak kebakaran dan ledakan pada kegagalan sistem saat proses <i>unloading</i> bahan bakar dan risiko penyebab kejadian di SPBU wilayah Jakarta, Bandung, dan Jakarta. <i>Software</i> yang dipakai untuk pemodelan radius paparan kebakaran dan ledakan adalah ALOHA dan MARPLOT
5	Ridha & Hanggara (2023)	Model <i>Area Explosion</i> pada <i>Storage Benzene</i> di Industri Refinery Minyak Bumi (Studi Kasus : PT. PERTAMINA Refinery IV Cilacap)	Pemodelan konsekuensi berupa ALOHA dan Google Earth	Analisis risiko kebakaran secara kuantitatif menggunakan ALOHA dan Google Earth dengan konsekuensi kebakaran pada tangki <i>benzene</i> berupa <i>pool fire</i>
6	Penelitian Saat Ini	<i>Fire and Explosion Risk Assesment</i> Pada <i>Feed Stock Tank</i> Menggunakan Metode ETA dengan Pendekatan ALOHA dan MARPLOT sebagai Pemodelan Konsekuensi	Metode HIRADC, ETA, Pemodelan konsekuensi menggunakan ALOHA dan MARPLOT	Identifikasi bahaya menggunakan HIRADC perusahaan dan pemenuhan peraturan untuk menentukan skenario kebakaran, penentuan probabilitas konsekuensi kebakaran menggunakan ETA, setelahnya pemodelan konsekuensi menggunakan software ALOHA dan MARPLOT, hasil akhir didapatkan tingkat risiko kejadian dan rekomendasi pengendalian

2.2. Kebakaran

Kebakaran merupakan suatu kejadian terbentuknya api yang tidak dikehendaki dan sulit untuk dikendalikan sehingga menimbulkan kerugian baik material maupun korban jiwa (Andini et al., 2020). Karena sifatnya yang merusak dan berpotensi menimbulkan dampak fatal, kebakaran perlu mendapat perhatian serius dalam aspek pencegahan dan pengendalian agar kerugian yang ditimbulkannya bisa diminimalkan.

2.2.1. Teori Segitiga Api (*Fire Triangle*)

Api dapat terjadi berdasarkan konsep segitiga api dengan adanya tiga unsur yaitu bahan bakar (*fuel*), oksigen, dan sumber panas (Tambun et al., 2023). Ketiga unsur ini haruslah hadir secara bersamaan agar api dapat menyala. Berikut merupakan unsur dari komponen terjadinya api (Winarti et al., 2022).



Gambar 2.1 Teori Segitiga Api
Sumber: Hutagaol, 2025

Bahan bakar bisa berupa bahan bakar padat seperti kayu, kertas, batu bara, logam tertentu . Kemudian bahan bakar cair semacam minyak, bensin, alkohol. Setelahnya bahan bakar gas seperti gas LPG.

1. Oksigen

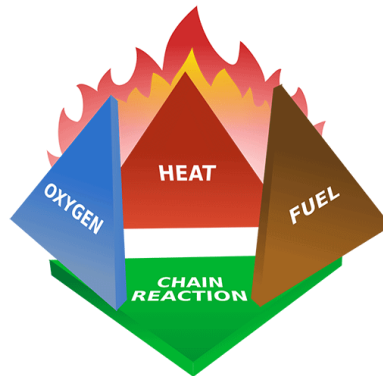
Oksigen merupakan kompone krusial yang berperan dalam mempertahankan reaksi kimia pembakaran agar terus berlangsung. Kadar minimum oksigen sehingga bisa terjadi penyalaan api sekitar 15%. Apabila kdar oksigen turun dibawah batas minimum, maka api akan sulit untuk menyala.

2. Sumber Panas

Sumber panas dapat berasal dari aktivitas manusia maupun fenomena alam diantaranya panas dari sinar matahari, sambaran petir, gesekan, energi listrik. Dengan adanya sumber panas, bahan bakar yang sudah bercampur dengan oksigen akan mengalami reaksi pembakaran yang menghasilkan api.

2.2.2. Teori *Tetrahedron* Api

Konsep teori segitiga api yang ada untuk menjelaskan proses terjadinya api mengalami pengembangan. Dalam teori segitiga api, unsur utama agar api bisa terjadi adalah bahan bakar, oksigen, dan sumber panas. Namun, proses berlangsungnya pembakaran memerlukan kehadiran unsur keempat selain bahan bakar, oksigen, dan panas, yaitu *chemical chain reaction*. Konsep ini dikenal dengan istilah piramida api atau tetrahedron. *chemical chain reaction* merupakan inti dari pembakaran yang tidak hanya menghasilkan pijar, tetapi juga api yang stabil dan berkelanjutan (Setiyanto et al., 2021).



Gambar 2.2 Teori *Tetrahedron* Api
Sumber: Setiyanto et al., 2021

Teori ini dikembangkan berdasarkan hasil penelitian dan pengembangan pada bahan pemadam kebakaran berupa *dry chemical powder* dan halon (*halogenated hydrocarbon*). Kedua jenis bahan pemadam tersebut memiliki prinsip kerja dengan cara memutus ikatan kimia yang terjadi selama proses kebakaran berlangsung. Dengan memecah ikatan kimia tersebut, bahan pemadam ini mampu

menghentikan rantai reaksi kimia yang menjadi penyebab kelangsungan api, sehingga proses pembakaran dapat segera dihentikan secara efektif (Romadhon, 2018).

2.2.3. Klasifikasi Kebakaran

Media pemadam kebakaran yang akan dipakai untuk memadamkan api harus menyesuaikan kelas kebakaran pada objek yang terbakar. Kelas kebakaran menurut NFPA 10 2022 terbagi menjadi lima macam, diantaranya sebagai berikut .

1. Kebakaran Kelas A

Kebakaran jenis ini mencakup bahan padat non logam yang mudah terbakar seperti kertas, kayu, dan plastik. Setelah proses pembakaran berlangsung biasanya meninggalkan residu berupa abu sisa pembakaran. Media pemadaman yang paling efektif untuk memadamkan kebakaran kelas A adalah air karena mempunyai kemampuan menyerap panas hingga suhu pembakaran turun dan menghilangkan sumber panas.

2. Kebakaran Kelas B

Kebakaran jenis ini melibatkan bahan cair dan gas yang mudah terbakar seperti bensin, minyak tanah, gas LPG. Bahan cair ini dapat dengan mudah menyebar dan tidak bisa dipadamkan menggunakan air karena api akan menyebar semakin luas. Media pemadaman yang paling efektif untuk memadamkan kebakaran kelas B bahan cair adalah *foam* karena cara kerjanya dengan menutupi permukaan objek yang terbakar sehingga memutus unsur oksigen dalam rantai kebakaran. Sedangkan untuk bahan gas, media pemadaman yang efektif adalah *dry powder* dan CO₂ karena dapat mengganggu proses reaksi kimia berantai dalam pembakaran.

3. Kebakaran Kelas C

Kebakaran jenis ini meliputi peralatan kelistrikan seperti trafo, panel listrik, komputer, dan lain-lainnya. Media pemadaman yang

efektif untuk digunakan pada kebakaran kelas C berupa media non non konduktif seperti *dry chemical powder* dan CO₂.

4. Kebakaran Kelas D

Kebakaran jenis ini meliputi bahan padat logam yang mudah terbakar seperti magnesium, natrium, titanium, dan lain-lainnya. Tidak semua jenis media pemadam bisa digunakan. Pemadaman pada kebakaran kelas D tidak diperbolehkan menggunakan air karena dapat menimbulkan kebakaran yang lebih parah, maka dari itu menggunakan *dry powder* yang didesain khusus untuk kebakaran logam.

5. Kebakaran Kelas K

Kebakaran jenis ini terjadi biasanya di dapur yang melibatkan minyak goreng ataupun lemak hewani dan nabati. Media pemadaman kebakaran kelas K menggunakan media khusus berupa *wet chemical*.

2.2.4. Teknik Pemadaman Kebakaran

Terdapat beberapa macam teknik pemadaman api yang bisa diterapkan untuk memutus rantai reaksi pembakaran sehingga proses pembakaran bisa dihentikan secara efektif. Beberapa teknik pemadaman yang bisa digunakan sebagai dasar pengetahuan sebagai berikut (E. C. Putri & Situngkir, 2023).

1. *Cooling*

Teknik pemadaman kebakaran dengan cara *cooling* digunakan untuk menghilangkan salah unsur segitiga api berupa sumber panas. Digunakan dengan tujuan untuk menurunkan suhu dari bahan yang terbakar sampai berada di bawah titik nyala (*flash point*) sehingga proses pembakaran berhenti.

2. *Starvation*

Pembakaran dapat berlangsung apabila salah satu unsurnya berupa bahan bakar tersedia secara terus menerus. Teknik pemadaman kebakaran dengan cara *starvation* bekerja dengan memutus,

mengurangi, maupun menghilangkan bahan bakar yang mendukung proses pembakaran.

3. *Smothering*

Teknik pemadaman dengan cara *smothering* digunakan untuk menghilangkan unsur oksigen dalam segitiga api. Prinsip kerjanya dengan cara mengisolasi permukaan pada *area* yang terbakar dari udara atau mengisi ruang dengan media pemadaman agar konsentrasi oksigen turun pada batas minimumnya.

4. *Dillution*

Dillution merupakan pengembangan dari teknik *smothering*. Teknik pemadaman kebakaran ini bekerja dengan menurunkan kadar oksigen di udara pada *area* kebakaran hingga di bawah 15% dengan menambahkan gas *inert* sejenis nitrogen. Teknik pemadaman ini akan efektif jika digunakan pada ruang tertutup. jelaskan teknik pemadaman api

5. *Breaking Chain Reaction*

Teknik pemadaman kebakaran ini bekerja dengan cara memutus reaksi kimia berantai yang terjadi selama proses pembakaran berlangsung.

2.3. Tangki

Tangki atau *storage* dalam industri merupakan tempat penyimpanan yang digunakan untuk menampung baik itu bahan baku maupun produk. Namun secara fungsi tangki tidak hanya digunakan sebagai tempat penyimpanan, melainkan menjaga ketersediaan produk dan bahan baku produksi, menjaga kualitas produk dan bahan baku agar tidak terkontaminasi dengan bahan lainnya (Alida & Anjastara, 2020). Adapun tangki yang digunakan akan berbeda-beda macamnya sesuai dengan jenis produk ataupun bahan baku di dalamnya.

2.3.1. Jenis Tangki Berdasarkan Letaknya

Berdasarkan letaknya, tangki dibedakan menjadi dua macam diantaranya sebagai berikut (Setiawan et al., 2023).

1. *Aboveground Tank*

Aboveground tank merupakan tangki penyimpanan yang dipasang di atas permukaan tanah sehingga dapat terlihat dan diakses langsung dengan mudah. Tangki jenis ini biasanya digunakan industri minyak dan gas, petrokimia, dan lain-lainnya untuk menyimpan produk atau bahan baku seperti minyak mentah, bahan bakar, air yang digunakan sebagai proses produksi. Dengan letaknya yang berada di permukaan tanah, hal ini memberikan kemudahan dalam penerapan sistem pemeliharaan dan pengamanan tangki.



Gambar 2.3 *Aboveground Tank*
Sumber: Admin, 2019

2. *Underground Tank*

Underground tank merupakan jenis tangki penyimpanan yang dipasang di bawah permukaan tanah. Tangki jenis ini biasanya digunakan di stasiun pengisian bahan bakar umum (SPBU) dengan maksud untuk menghemat tempat di ruang permukaan. Selain itu untuk mencegah paparan langsung sumber panas dengan bahan bakar sehingga mengurangi risiko kebakaran.



Gambar 2.4 *Underground Tank*
Sumber: R. Putri, 2020

2.3.2. Tangki Berdasarkan Bentuk Atapnya

Berdasarkan bentuk atapnya, tangki dibedakan menjadi empat macam diantaranya sebagai berikut (Setiawan et al., 2023).

1. *Fixed Roof Tank*

Fixed roof tank merupakan jenis tangki penyimpanan yang mempunyai bentuk silinder dan memiliki struktur atap yang menyatu permanen dengan dinding tangki (API 650, 2007).

a. *Self Supported Cone Roof Tank*

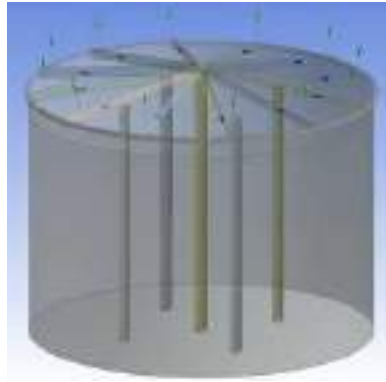
Tangki ini masuk dalam kategori *fixed roof tank* dengan menggunakan sistem penyangga atap mandiri. Struktur atapnya dirancang agar mampu menopang beban tanpa memerlukan penyangga di bagian tengah tangki.



Gambar 2.5 *Self Supported Cone Roof Tank*
Sumber: Jarić et al., 2025

b. *Column Supported Cone Roof Tank*

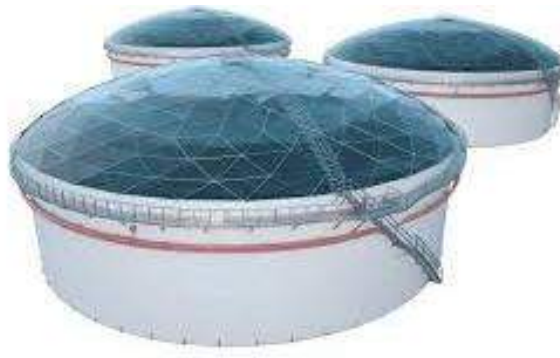
Tangki ini termasuk dalam kategori *fixed roof tank* dengan atap yang berbentuk kerucut. Pada jenis ini atap tangki ditopang dengan kolom penyangga yang ada di dalam tangki.



Gambar 2.6 *Column Support Cone Roof Tank*
Sumber: Jarić et al., 2025

c. *Self Supported Dome Roof Tank*

Tangki ini menggunakan atap yang mempunyai bentuk seperti kubah dan dirancang tanpa menggunakan sistem penyangga di atapnya.



Gambar 2.7 *Self Support Dome Roof Tank*
Sumber: Jarić et al., 2025

d. *Column Supported Dome Roof Tank*

Tangki ini menggunakan atap yang mempunyai bentuk seperti kubah dan dirancang menggunakan sistem kolom penyangga di bagian dalam tangki.



Gambar 2.8 *Column Support Dome Roof Tank*
Sumber: Jarić et al., 2025

2. *Floating Roof Tank*

Floating roof tank merupakan jenis tangki yang dirancang mempunyai atap mengapung di permukaan cairan dan bisa bergerak naik turun mengikuti volume cairan di dalamnya. Jenis dari *floating roof tank* ada dua macam diantaranya sebagai berikut (API 650, 2007).

a. *External Floating Roof*

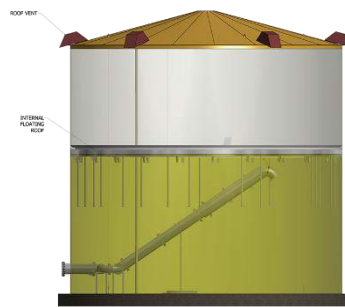
Jenis tangki ini mempunyai atap mengapung di atas permukaan cairan dan tidak tertutup oleh *fixed roof*.



Gambar 2.9 *External Floating Roof*
Sumber: Eenkhoorn, 2019

b. *Internal Floating Roof*

Jenis tangki ini mempunyai atap mengapung di atas permukaan cairan dan memiliki *fixed roof*.



Gambar 2.10 *Internal Floating Roof*
Sumber: Jarić et al., 2025

2.4. Kondensat

Kondensat adalah hidrokarbon cair dengan tekanan uap rendah yang diperoleh dari gas alam melalui proses kondensasi dan ekstraksi. Kondensat mempunyai raksi hidrokarbon ringan yang memiliki sifat fisik mendekati minyak mentah, sehingga banyak dimanfaatkan sebagai bahan baku dalam proses penyulingan minyak serta berbagai industri petrokimia dan migas. Sumber kondensat dapat berasal dari sejumlah lapangan gas bumi yang berbeda, dan masing-masing sumber umumnya menunjukkan komposisi kimia yang bervariasi tergantung karakteristik reservoirnya (Rohmah et al., 2019).

2.4.1. Karakteristik, sifat kimia dan fisika

Karakteristik umum, sifat kimia dan fisika dari kondensat berdasarkan *Material Safety Data Sheet* (MSDS) sebagai berikut.

1. Nama bahan : Kondensat
2. Komponen bahan-bahan :

Tabel 2. 2 Komponen Kondensat

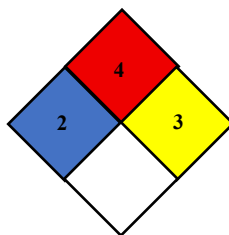
Komponen	Konsentrasi
<i>Hydrocarbon mixture</i>	100.00%wt
<i>Benzene</i>	N/A
<i>Ethyl benzene</i>	N/A
<i>Hydrogen Sulfide</i>	<0,01 ppm wt
<i>Mercury</i>	<0,02 ppb wt

3. Bau : Seperti *benzene*
4. Bentuk : Cair
5. Warna : Hitam
6. Titik didih : 20 °C
7. Titik nyala : < -5 °C
8. *Reid vapor pressure* : 9 PSIG

9. API Gravity	: 65,93
10. Molecular wt	: 120
11. Kelarutan	: Tidak larut dalam air
12. Kandungan H ₂ S	: 0 ppm wt.
13. Kandungan RSH	: 0 ppm wt.
14. Kandungan merkuri	: < 0,02 ppb wt.

2.4.2. Tingkat Bahaya Menurut NFPA

Berdasarkan keterangan bahaya menurut NFPA, kondensat mempunyai tingkat bahaya kebakaran (*flammability*) yang sangat mudah terbakar dengan skor 4, tingkat bahaya kesehatan (*health*) sedang dengan skor 2, dan tingkat bahaya reaktivitas/instabilitas (*reactivity*) tinggi dengan skor 3.



Gambar 2.11 Simbol NFPA
Sumber: Perusahaan Pengolahan Minyak, 2026

2.5. Fire and Explosion Risk Assessment (FERA)

Fire and Explosion Risk Assessment (FERA) merupakan metode untuk mengidentifikasi skenario insiden dan mengevaluasi risiko dengan mendefinisikan frekuensi kegagalan, probabilitas dari berbagai konsekuensi yang mungkin terjadi, serta dampak potensial dari konsekuensi tersebut terhadap berbagai fasilitas khususnya di lingkup industri minyak dan gas, petrokimia, serta fasilitas penyimpanan dan pengolahan hidrokarbon. FERA bertujuan untuk menilai tingkat risiko yang ditimbulkan oleh kejadian kebakaran dan ledakan terhadap manusia, peralatan, struktur, serta keberlangsungan operasi, sehingga dapat ditentukan langkah pengendalian risiko yang tepat. FERA dilakukan dengan pendekatan kuantitatif maupun semi-kuantitatif melalui penggabungan antara frekuensi kejadian kegagalan dan besaran konsekuensi yang dihasilkan. Dengan demikian, FERA tidak

hanya berfokus pada kemungkinan terjadinya insiden, tetapi juga mempertimbangkan tingkat keparahan dampak yang ditimbulkan oleh insiden tersebut (The Egyptian Process Safety Management Steering Committee, 2020). Alur pengerjaan dari metode FERA sebagai berikut.

1. Menetapkan ruang lingkup yang akan dilakukan analisis

Tahapan ini bertujuan untuk menentukan batasan studi FERA seperti area atau unit proses yang dianalisis, jenis bahaya kebakaran dan ledakan yang dikaji, kondisi operasi normal dan abnormal.

2. Melakukan identifikasi bahaya

Identifikasi bahaya merupakan tahap awal dalam FERA yang bertujuan untuk menentukan sumber potensi kebakaran dan ledakan. Bahaya umumnya berasal dari pelepasan hidrokarbon akibat kegagalan peralatan seperti pipa, katup, *flange*, tangki, maupun peralatan proses lainnya. Dari pelepasan tersebut kemudian disusun skenario insiden yang menggambarkan urutan kejadian mulai dari kegagalan awal (*initiating event*), terjadinya kebocoran, hingga kemungkinan terjadinya kebakaran atau ledakan. Skenario insiden yang umum dianalisis dalam FERA meliputi *jet fire*, *pool fire*, *flash fire*, dan *vapor cloud explosion* (VCE). Identifikasi skenario ini menjadi dasar dalam analisis konsekuensi dan perhitungan risiko selanjutnya.

3. Estimasi frekuensi kegagalan

Estimasi frekuensi kegagalan merupakan bagian penting dalam FERA karena menunjukkan kemungkinan terjadinya suatu skenario insiden. Frekuensi kegagalan ditentukan berdasarkan data historis kegagalan peralatan, basis data industri, serta probabilitas terjadinya penyalaan (*ignition*). Nilai frekuensi ini digunakan untuk menghitung tingkat risiko dengan mengombinasikan frekuensi kejadian dan besaran konsekuensi. Pada penelitian ini, penentuan frekuensi kegagalan menggunakan ETA.

4. Analisis konsekuensi kebakaran dan ledakan

Analisis konsekuensi dalam FERA bertujuan untuk mengetahui besaran dampak yang ditimbulkan oleh suatu skenario insiden. Pada penelitian ini menggunakan bantuan software ALOHA dan MARPLOT. Hasil analisis

konsekuensi biasanya dinyatakan dalam bentuk jarak dampak, nilai radiasi panas, atau tekanan ledakan yang kemudian digunakan untuk mengevaluasi tingkat kerusakan dan bahaya terhadap manusia maupun fasilitas.

5. Penilaian Risiko

Penilaian risiko dalam FERA dilakukan dengan mengombinasikan frekuensi kejadian dengan tingkat konsekuensi yang dihasilkan. Hasil penilaian risiko kemudian dibandingkan dengan kriteria tolerabilitas risiko yang telah ditetapkan. Risiko dapat dikategorikan sebagai risiko yang dapat diteRima, risiko yang dapat diteRima dengan pengendalian tambahan, atau risiko yang tidak dapat diteRima. Klasifikasi ini menjadi dasar dalam pengambilan keputusan terkait penerapan langkah pengendalian risiko.

6. Upaya rekomendasi pengendalian

Apabila hasil penilaian menunjukkan bahwa tingkat risiko berada di atas batas toleransi, maka diperlukan upaya pengendalian dan pengurangan risiko. Upaya tersebut dapat berupa penerapan rekomendasi pengendalian. Tujuan utama dari langkah ini adalah menurunkan tingkat risiko hingga berada pada level yang dapat diteRima sesuai dengan kriteria keselamatan yang berlaku.

2.6. Jenis Skenario Kebakaran pada Tangki

Jenis kebakaran yang ada pada tangki ada berbagai macam diantaranya sebagai berikut .

1. *Rim Seal Fire*

Rim Seal Fire adalah jenis kebakaran yang umumnya terjadi pada *external floating roof tank* akibat munculnya uap hidrokarbon di celah *Seal* dan bertemu dengan sumber penyalan seperti petir, listrik statis, pekerjaan *hot work*. Jika tidak bisa dikendalikan, api yang ada di *Rim Seal* akan merusak *Seal* cairan yang berada di dalamnya itu memanaskan dan menyala sehingga bisa menimbulkan *full surface fire* (Indriawati, 2018).

S

2. *Full Surface fire*

Full Surface Fire adalah jenis kebakaran pada tangki penyimpanan hidrokarbon yang terjadi ketika api menyala dan menyebar hingga membakar seluruh permukaan cairan di dalam tangki. Kondisi ini umumnya muncul setelah terjadi kegagalan awal, seperti kegagalan *Rim Seal* pada *floating roof*, keruntuhan atap, atau pelepasan uap yang signifikan sehingga memungkinkan nyala api merambat ke seluruh permukaan bahan bakar (Xu-qing et al., 2011).

3. *Pool Fire*

Pool fire adalah jenis kebakaran yang timbul ketika cairan mudah terbakar mengalami kebocoran atau tumpahan ke permukaan tanah atau *bund* sehingga membentuk suatu genangan yang kemudian menyala akibat adanya sumber penyalan. Genangan cairan tersebut kemudian dapat menyala apabila bertemu dengan sumber penyulut, misalnya percikan api, peralatan elektrik yang gagal, panas permukaan, atau sambaran petir. Karena cairan tumpah berada dalam kondisi terbuka dan memiliki permukaan yang luas, api akan menyebar mengikuti bentuk genangan dan menghasilkan radiasi panas yang cukup tinggi. Semakin besar luas genangannya, semakin besar pula intensitas paparan panas yang ditimbulkan terhadap peralatan, struktur, maupun pekerja di sekitarnya. *Pool fire* merupakan salah satu skenario kebakaran paling umum di fasilitas minyak dan gas, terutama pada kejadian *overflow*, kebocoran pipa, kegagalan flange, atau patahnya sambungan peralatan, serta sering menjadi sumber *domino effect* yang memicu kebakaran lebih besar pada tangki atau instalasi lain di sekitarnya (Hu, 2017).

4. *Jet Fire*

Jet fire adalah jenis kebakaran yang dapat terjadi akibat pelepasan hidrokarbon bertekanan tinggi (*pressure release*) yang langsung menyala setelah keluar melalui *orifice*/lubang/pipa. Pelepasan bertekanan ini menghasilkan semburan api yang terarah dan berbentuk seperti obor dengan kecepatan aliran yang sangat tinggi. *Jet fire* sering dihubungkan dengan kegagalan pada sistem proses, seperti kebocoran *valve*, *flange*,

pressure relief, compressor, atau pipa bertekanan, dan merupakan salah satu skenario kebakaran paling kritis dalam analisis keselamatan proses (Laboureur et al., 2016).

5. *Flash Fire*

Flash fire adalah jenis kebakaran yang terjadi karena terjadi penyalaan uap hidrokarbon yang telah bercampur dengan oksigen membentuk awan fas pada konsentrasi mudah terbakar dan tentunya akan menyala dengan cepat. Berbeda dengan skenario kebakaran lain, *flash fire* tidak menghasilkan tekanan ledakan besar, tetapi menghasilkan lidah api yang menyebar secara cepat mengikuti bentuk dan ukuran awan uap yang terbentuk. Penyalaan terjadi hampir seketika (dalam hitungan detik) karena campuran uap-udara sudah berada dalam kondisi yang sangat reaktif. Jenis kebakaran ini sangat berbahaya bagi manusia yang berada dalam jalur penyebaran awan uap, karena paparan radiasi panas dan suhu tinggi terjadi tiba-tiba tanpa memberikan waktu untuk evakuasi. *Flash fire* sering dikaitkan dengan kebocoran hidrokarbon volatil, seperti LPG, bensin, atau kondensat, yang menguap dan membentuk vapor cloud di sekitar fasilitas proses atau tangki (Shelke & Wen, 2020).

6. *Fire Ball*

Fire ball adalah jenis kebakaran yang ditandai dengan terbentuknya bola api berukuran besar di udara, yang muncul akibat pelepasan mendadak gas atau cairan mudah menguap dalam jumlah besar, kemudian langsung menyala sesaat setelah bersentuhan dengan sumber penyulut. *Fireball* sering kali menjadi konsekuensi dari BLEVE, tetapi juga dapat terbentuk pada berbagai skenario lain yang melibatkan pelepasan gas tekan secara cepat baik dari *Rupture* pipa besar, kegagalan *flange*, maupun kerusakan pada sistem penyimpanan cairan volatil. Ukuran dan durasi *fireball* bergantung pada volume bahan bakar yang dilepaskan, tekanan internal sebelum pelepasan, serta kondisi lingkungan pada saat kejadian (Kudriakov et al., 2022).

7. BLEVE (*Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion*)

BLEVE adalah jenis kebakaran yang terjadi akibat meledaknya bejana tekan yang berisi cairan mudah menguap akibat pemanasan eksternal. Ketika kekuatan dinding tidak lagi mampu menahan tekanan internal, bejana akan pecah atau robek secara eksplosif. Akibat pecahnya bejana, cairan panas yang berada pada kondisi *superheated* yaitu berada di atas titik didih normal pada tekanan atmosfer langsung berubah menjadi uap dalam jumlah besar secara sangat cepat (*flash vaporization*). Proses pelepasan uap besar-besaran ini menghasilkan gelombang tekanan (*overpressure*) yang kuat, dan apabila cairan atau uap tersebut merupakan hidrokarbon yang mudah terbakar, maka pelepasan akan diikuti oleh penyalaan sehingga membentuk *fireball* berukuran besar di udara. Risiko BLEVE umumnya terkait dengan penyimpanan LPG, LNG, butane, propane, atau cairan volatil lain dalam tangki bertekanan, terutama bila terpapar api eksternal tanpa pendinginan yang memadai pada permukaan bejana (Heymes & Osmont, 2015).

2.7. HIRADC

Hazard Identification, Risk Assessment and Determining Control (HIRADC) merupakan salah satu komponen fundamental dalam penerapan Sistem Manajemen Kesehatan dan Keselamatan Kerja (SMK3) yang berfokus pada upaya identifikasi, penilaian, serta pengendalian bahaya di lingkungan kerja. Metode ini berperan penting dalam pencegahan kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja, sehingga menjadi bagian yang tidak terpisahkan dari sistem manajemen keselamatan dan kesehatan kerja (Ramadhania et al., 2021). Tahapan dari HIRADC diantaranya sebagai berikut.

1. *Hazard Identification*

Identifikasi bahaya merupakan tahap awal dalam HIRADC yang bertujuan untuk mengenali seluruh sumber bahaya yang berpotensi menimbulkan kecelakaan atau gangguan kesehatan. Bahaya dapat berasal dari aktivitas kerja, peralatan, bahan, metode kerja, maupun faktor lingkungan. Proses

ini dilakukan secara menyeluruh untuk memastikan tidak ada potensi bahaya yang terlewat.

2. *Risk Assessment*

Penilaian risiko dilakukan untuk menentukan tingkat risiko dari setiap bahaya yang telah diidentifikasi. Penilaian ini umumnya didasarkan pada dua parameter utama, yaitu kemungkinan terjadinya kejadian berbahaya (*likelihood*) dan tingkat keparahan dampaknya (*severity*). Hasil penilaian risiko digunakan untuk mengklasifikasikan risiko ke dalam kategori tertentu, seperti rendah, sedang, atau tinggi.

3. *Determining Control*

Tahap penentuan pengendalian risiko bertujuan untuk menetapkan langkah-langkah yang efektif dalam menurunkan tingkat risiko hingga batas yang dapat diterima. Pengendalian risiko dapat dilakukan melalui eliminasi bahaya, substitusi, rekayasa teknik, pengendalian administratif, serta penggunaan alat pelindung diri (APD).

2.8. *Risk Matrix*

Kriteria risiko merupakan suatu kerangka acuan yang digunakan sebagai dasar dalam menilai dan menentukan tingkat signifikansi suatu risiko yang timbul dari suatu aktivitas, proses, maupun sistem tertentu. Kriteria ini berfungsi sebagai standar penilaian yang sistematis agar risiko yang teridentifikasi dapat dievaluasi secara objektif dan konsisten. Dalam konteks manajemen risiko, kriteria risiko memiliki peran yang sangat penting karena menjadi pedoman utama dalam mengklasifikasikan tingkat risiko, mulai dari risiko rendah hingga risiko tinggi, serta dalam menentukan prioritas pengendalian yang harus dilakukan oleh organisasi. Melalui kriteria risiko, organisasi dapat membandingkan besarnya risiko yang dihadapi dengan tingkat risiko yang masih dapat diterima (*risk acceptance criteria*) sesuai dengan kebijakan, peraturan, dan kapasitas pengendalian yang dimiliki. Secara umum, kriteria risiko disusun berdasarkan dua komponen utama, yaitu kemungkinan terjadinya suatu kejadian (*likelihood*) dan besarnya dampak atau konsekuensi yang ditimbulkan apabila risiko tersebut benar-benar terjadi (*consequence*).

Kombinasi antara *likelihood* dan *consequence* ini selanjutnya digunakan untuk menentukan tingkat risiko secara keseluruhan yang biasanya disajikan dalam bentuk matriks risiko sehingga dapat membantu pengambil keputusan dalam menetapkan langkah pengendalian yang tepat dan proporsional (Rivaldi et al., 2024).

Penilaian tingkat risiko pada penelitian ini dilakukan menggunakan matriks risiko yang disesuaikan dengan metode dan data yang digunakan. Pada evaluasi dokumen HIRADC perusahaan, penilaian risiko yang digunakan mengacu pada *risk matrix* perusahaan yang terlampir di lampiran 3. Sedangkan *risk matrix* yang digunakan dalam tahapan penilaian risiko dalam penelitian ini berasal dari kombinasi antara probabilitas yang dihasilkan dari metode ETA dan konsekuensi yang dihasilkan dari pemodelan menggunakan software ALOHA dan MARPLOT sehingga akan menghasilkan *risk matrix* baru yang mengacu pada *Oil and Gas Procedures* (OGP). Berikut merupakan tabel *risk matrix* baru.

Tabel 2. 3 *Risk Matrix*

Consequence Category	Probability Category				
	1	2	3	4	5
A					
B					
C					
D					
E					

Sumber: API 581, 2025

Kategori *Risk matrix* pada tabel 2.3 diambil dari ketentuan perusahaan yang terdiri dari tiga kategori yaitu hijau, sedang dan merah. Berikut merupakan penjelasan mengenai kategori *risk matrix* yang digunakan (Data Perusahaan, 2026).

- Kategori hijau = *Manage and perform continues Improvement*, menunjukkan bahwa tingkat risiko dapat diterima (*acceptable*) sehingga pengendalian yang ada telah dianggap memadai. Meskipun demikian, pemantauan dan perbaikan berkelanjutan tetap diperlukan untuk menjaga efektivitas pengendalian

- Kategori kuning = *Include Risk Reducing Measures*, menunjukkan bahwa tingkat risiko masih dapat ditoleransi (*tolerable*), namun belum sepenuhnya dapat diteRima. Oleh karena itu, diperlukan penerapan tindakan pengurangan risiko melalui penambahan atau peningkatan pengendalian untuk menurunkan kemungkinan terjadinya kejadian maupun besarnya konsekuensi
- Kategori merah = *Intolerable*, menunjukkan bahwa tingkat risiko tidak dapat diteRima sehingga diperlukan tindakan pengendalian segera sebelum aktivitas dapat dilanjutkan. Dengan demikian, hasil pemetaan pada matriks risiko digunakan sebagai dasar dalam menentukan prioritas pengendalian dan rekomendasi peningkatan sistem keselamatan pada skenario yang dianalisis

2.8.1. Matrix Likelihood

Pada penelitian ini, nilai probabilitas diperoleh menggunakan metode ETA untuk menentukan probabilitas setiap *outcome* berdasarkan perkembangan skenario melalui keberhasilan maupun kegagalan *safeguard*. Nilai probabilitas setiap *outcome* dihitung melalui perkalian probabilitas pada setiap cabang sesuai dengan urutan kejadian pada diagram ETA. Selanjutnya, nilai probabilitas tersebut diklasifikasikan ke dalam *probability category* menggunakan *probability range* yang mengacu pada API 581. Penggunaan *probability range* pada penelitian ini bertujuan untuk mengelompokkan hasil probabilitas ETA ke dalam kategori *likelihood* sebagai dasar penyusunan matriks risiko. Berikut merupakan *matrix likelihood*.

Tabel 2.4 Matrix Likelihood

Probability Category	Nilai Frekuensi
1	$P_f \leq 3,06E-05$
2	$3,06E-05 < P_f \leq 3,06E-04$
3	$3,06E-04 < P_f \leq 3,06E-03$

4	$3,06\text{E-}04 < P_f \leq 3,06\text{E-}02$
5	$P_f > 3,06\text{E-}02$

Sumber: API 581, 2025

2.8.2. Matrix Consequence

Analisis konsekuensi pada penelitian ini mengacu pada pendekatan *Consequence of Failure Level 1* dalam API 581. Perhitungan dimulai dengan menentukan laju pelepasan *fluida* berdasarkan ukuran lubang kebocoran yang direkomendasikan API RP 581. Selanjutnya, skenario pelepasan dimodelkan menggunakan software ALOHA untuk memperoleh luas *area* terdampak kebakaran. Nilai luas *area* tersebut kemudian digunakan sebagai dasar penentuan *consequence category* berdasarkan kategori COF pada API RP 581. Dengan demikian, API 581 digunakan sebagai acuan dalam penentuan kategori konsekuensi berdasarkan luas *area* terdampak, sedangkan pemodelan penyebaran dampak kebakaran dilakukan menggunakan ALOHA. Berikut merupakan *matrix consequence*.

Tabel 2.5 *Matrix Consequence*

<i>Consequence Category</i>	<i>Consequence Area (m²)</i>
A	$C_f^{area} \leq 9,29$
B	$9,29 < C_f^{area} \leq 92,9$
C	$92,9 < C_f^{area} \leq 929$
D	$929 < C_f^{area} \leq 9290$
E	$C_f^{area} > 9290$

Sumber: API 581, 2025

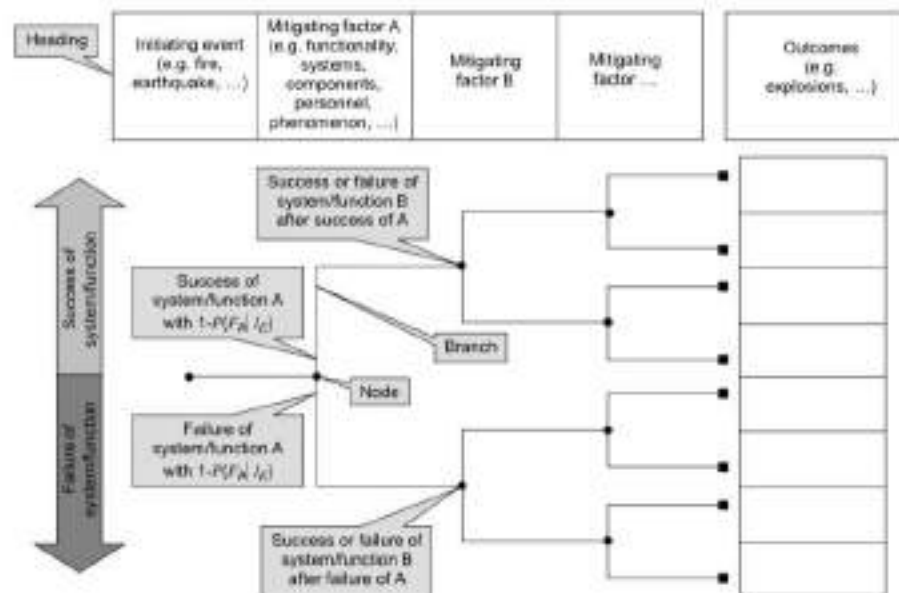
2.9. Event Tree Analysis (ETA)

Metode *Event Tree Analysis* (ETA) merupakan salah satu metode analisis yang digunakan untuk menggambarkan rangkaian kejadian yang bersifat saling eksklusif, yang diawali oleh suatu kejadian awal risiko (*initial event*). Analisis ini memperhatikan apakah sistem atau pengendalian yang dirancang (*pivotal event*) untuk menangani kejadian tersebut berfungsi dengan baik atau justru gagal bekerja. Tujuan utama penerapan ETA adalah untuk menilai kemampuan sistem dan prosedur keselamatan dalam mengendalikan suatu kejadian, serta

mengidentifikasi kemungkinan perkembangan kejadian tersebut menjadi kecelakaan yang lebih serius (Hajar et al., 2018).

Secara umum, ETA digunakan dalam proses penilaian risiko pada tahap identifikasi dan analisis risiko, khususnya untuk menentukan besarnya konsekuensi atau dampak risiko yang mungkin terjadi. ETA berfokus pada analisis konsekuensi dari suatu peristiwa awal, serta memprediksi kemungkinan kejadian lanjutan di masa depan pada sistem yang telah dirancang untuk menangani gangguan atau kegagalan fungsi. Adapun tahapan umum dalam penerapan metode *Event Tree Analysis* sebagai berikut (Zefri et al., 2022).

1. Menentukan kejadian awal risiko (*initial event*).
2. Menyusun skenario kejadian yang mungkin terjadi.
3. Menentukan probabilitas keberhasilan dan kegagalan dari sistem atau tindakan pengendalian (*pivotal event*).
4. Menentukan tingkat konsekuensi atau dampak risiko untuk setiap skenario.
5. Melakukan evaluasi hasil analisis dan menyusun rekomendasi teknis yang diperlukan.



Gambar 2.12 Event Tree Diagram
Sumber: IEC 62502, 2010

Adapun untuk nilai dari *pivotal event* dari ETA diambil dari nilai *probability of Failure on Demand* (PFD) dari suatu alat, apabila alat tersebut tidak memiliki nilai PFD, tetapi memiliki nilai *failure rate*, maka bisa menggunakan rumus berikut untuk mendapatkan nilainya (Hauge & Onhus, 2010).

$$PFD = \frac{\lambda_{DU} \cdot \tau}{2} \quad (2.1)$$

Keterangan:

PFD = *Probability of Failure on Demand*

λ_{DU} = *Dangerous Undetected Failure Rate* (Kegagalan yang tidak terdeteksi). Jika hasilnya per tahun, maka diubah satuannya menjadi per jam

τ = *Proof Test Interval* (Waktu antara dua pengujian), jika waktu pengujian per tahun, maka dijadikan per jam dengan dikali 8670

Sedangkan untuk menentukan *probability of success*, maka rumus yang digunakan adalah sebagai berikut.

$$Probability\ of\ Success = 1 - PFD \quad (2.2)$$

ETA memiliki beberapa keunggulan, antara lain sebagai berikut (IEC 62502, 2010).

1. Dapat digunakan untuk menganalisis berbagai jenis sistem.
2. Mampu menyajikan gambaran visual mengenai urutan peristiwa yang terjadi setelah munculnya peristiwa pemicu.
3. Memungkinkan evaluasi terhadap berbagai kegagalan sistem yang dapat terjadi secara bersamaan, baik berupa kondisi yang menyebabkan sistem tidak dapat menjalankan fungsi yang dipersyaratkan (misalnya kegagalan sistem pemantauan) maupun kegagalan fungsi aktual berupa berhentinya kemampuan sistem dalam menjalankan fungsi tersebut (misalnya katup yang mengalami kegagalan dan berada pada posisi terbuka), termasuk peristiwa-peristiwa lanjutan yang saling bergantung.
4. Menganalisis sistem dengan mempertimbangkan kemungkinan terjadinya kegagalan maupun keberhasilan yang berlangsung secara paralel.

5. Dapat mengidentifikasi kemungkinan peristiwa akhir yang sebelumnya tidak terantisipasi.
6. Mampu mengungkap potensi kegagalan titik tunggal, *area* kerentanan sistem, serta ketidakefektifan tindakan pencegahan, sehingga mendukung pengalokasian sumber daya secara optimal dan peningkatan pengendalian risiko melalui perbaikan prosedur serta fungsi keselamatan.
7. Memungkinkan identifikasi dan penelusuran jalur penyebaran kegagalan dalam sistem.
8. Memfasilitasi penguraian sistem yang besar dan kompleks menjadi bagian-bagian yang lebih kecil dan mudah dikelola melalui pengelompokan ke dalam unit fungsional atau subsistem.

2.10. Software ALOHA

ALOHA (*Aerial Location of Hazardous Atmospheres*) merupakan software yang dikembangkan oleh US EPA dan NOAA untuk memodelkan penyebaran bahan berbahaya di udara akibat kejadian kebocoran, kebakaran, maupun ledakan. ALOHA banyak digunakan dalam analisis risiko dan perencanaan tanggap darurat karena mampu memberikan gambaran kuantitatif mengenai dampak kejadian berbahaya terhadap area sekitarnya. Dalam penelitian ini, ALOHA versi 5.4.7 digunakan untuk melakukan pemodelan skenario kebakaran dan ledakan guna mengetahui luasan area terdampak berdasarkan parameter fisik dan kondisi lingkungan yang relevan (Yulianto & Tejamaya, 2022).

Dalam sebagian besar kasus, ALOHA dapat secara otomatis menentukan jenis bahaya yang akan dimodelkan berdasarkan detail skenario pelepasan yang dimasukkan. Namun, apabila bahan kimia yang bersifat mudah terbakar dan beracun dilepaskan tanpa langsung mengalami penyalaan, maka akan terbentuk awan uap. Jenis bahaya yang ditimbulkan oleh awan uap tersebut bergantung pada kondisi pelepasan serta karakteristik bahan kimia yang dilepaskan. Dalam kondisi ini, ketika pengguna meminta ALOHA untuk menampilkan zona ancaman, akan muncul kotak dialog "*Hazard To Analyze*", yang mengharuskan pengguna menentukan jenis bahaya yang akan dimodelkan, yaitu:

1. *Toxic Area of Vapor Cloud*

Area yang diprediksi memiliki konsentrasi uap beracun di permukaan tanah yang berpotensi membahayakan.

2. *Flammable Area of Vapor Cloud*

Area yang diprediksi memiliki konsentrasi uap (bahan bakar) di udara dalam rentang mudah terbakar dan berpotensi menyala

3. *Blast Area of Vapor Cloud Explosion*

Area yang diprediksi terdampak oleh kekuatan ledakan, yang dinyatakan dalam bentuk tekanan berlebih (*overpressure*), akibat terjadinya ledakan awan uap.

4. *Thermal Radiation Area*

Thermal radiation area adalah luas daerah di sekitar sumber kebakaran atau ledakan yang menerima paparan panas dalam intensitas tertentu yang dapat menimbulkan dampak terhadap manusia, peralatan, atau struktur.

2.10.1. Fitur Utama Software

Software ALOHA mempunyai fitur yang memiliki keunggulan sebagai berikut (EPA & NOAA, 2025).

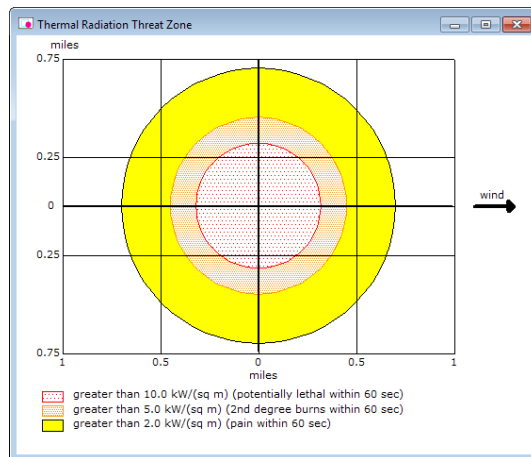
1. Program ini mampu menghasilkan berbagai keluaran yang spesifik untuk setiap skenario, meliputi zona ancaman, tingkat ancaman pada lokasi tertentu, serta grafik kekuatan sumber.
2. Program juga dapat menghitung laju kebocoran bahan kimia dari berbagai sumber, seperti tangki, genangan (baik di darat maupun di perairan), serta pipa gas, sekaligus memprediksi perubahan laju kebocoran tersebut seiring waktu.
3. Selain itu, program ini memodelkan beragam skenario pelepasan bahan berbahaya, antara lain awan gas beracun, BLEVE (*Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion*), api jet, ledakan awan uap, kebakaran kolam (*pool fire*), serta *area* mudah terbakar. Skenario yang tersedia bergantung pada jenis sumber pelepasan yang dianalisis.

4. Program ini juga mampu mengevaluasi berbagai jenis bahaya sesuai dengan skenario pelepasan, termasuk toksisitas, tingkat kemudahan terbakar, radiasi panas, dan tekanan berlebih (*overpressure*).
5. Zona ancaman hasil pemodelan dapat ditampilkan pada peta MARPLOT, serta pada Esri ArcMap melalui ALOHA ArcMap Import Tool, dan juga pada Google Maps serta Google Earth melalui fitur ekspor dalam format KML.
6. Selain dapat digunakan sebagai program mandiri, program ini juga terintegrasi secara optimal dengan software pendamping CAMEO Chemicals dan MARPLOT.

2.10.2. Threat Zone

Threat Zone merupakan *area* di mana ALOHA memprediksi bahwa tingkat bahaya akan melampaui *Level of Concern* (LOC) yang ditetapkan pada suatu waktu setelah pelepasan dimulai. ALOHA dapat memodelkan berbagai jenis bahaya, seperti toksisitas, kebakaran, radiasi panas, dan tekanan berlebih (*overpressure*). Jenis LOC yang digunakan disesuaikan dengan jenis bahaya yang dianalisis.

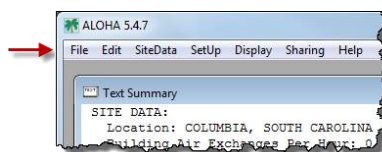
Pada setiap skenario, pengguna dapat menetapkan hingga tiga LOC di dalam ALOHA. Apabila ketiga LOC tersebut digunakan, ALOHA akan menampilkan zona ancaman dalam tiga warna, yaitu merah, oranye, dan kuning, yang saling tumpang tindih dalam satu tampilan. Secara *default*, zona merah merepresentasikan tingkat bahaya tertinggi. Selain perbedaan warna, setiap zona ancaman juga ditampilkan dengan pola titik yang berbeda, sehingga tetap dapat dibedakan pada kondisi buta warna maupun pada hasil cetak hitam putih (EPA & NOAA, 2025).



Gambar 2.13 *Threat Zone*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

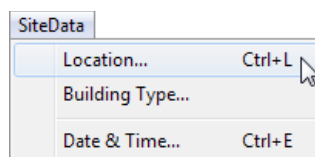
2.10.3. Langkah Pengerjaan

Menu ALOHA dirancang untuk memandu pengguna secara sistematis dalam melakukan input data skenario pelepasan, penentuan karakteristik bahan kimia, kondisi lingkungan, serta jenis sumber pelepasan yang akan dianalisis. Pemahaman terhadap fungsi setiap menu menjadi hal yang penting agar proses pemodelan dapat dilaksanakan secara tepat, akurat, dan selaras dengan tujuan analisis risiko yang ditetapkan. Oleh karena itu, pada bagian berikut disajikan penjelasan mengenai menu-menu utama yang terdapat dalam ALOHA beserta fungsinya (EPA & NOAA, 2025).

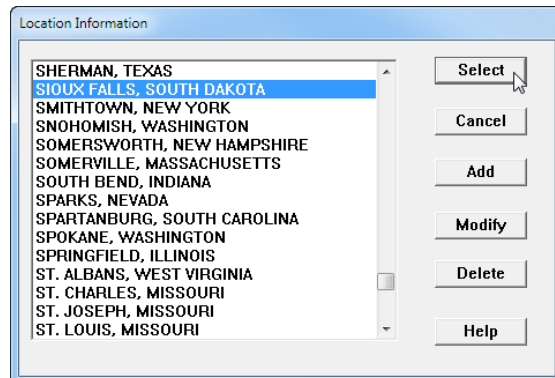


Gambar 2.14 Tampilan Menu ALOHA
Sumber: EPA & NOAA, 2025

1. Pilih lokasi di menu SiteData, lalu masukkan lokasi tempat objek yang akan di modelkan.

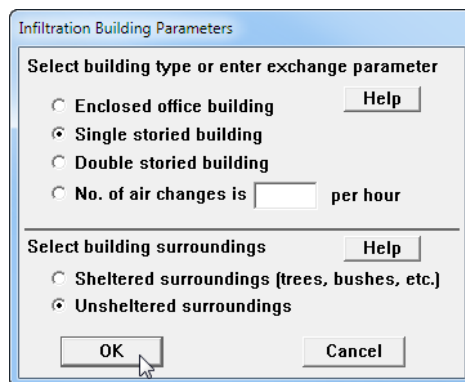


Gambar 2.15 Tampilan SiteData
Sumber: EPA & NOAA



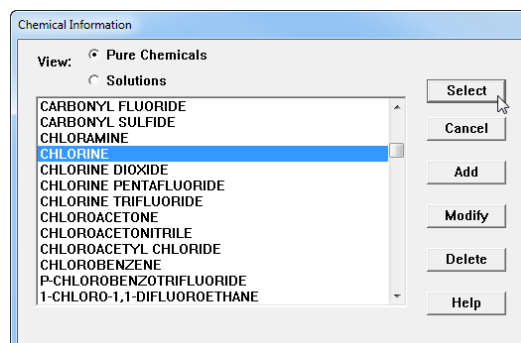
Gambar 2.16 *Location Information*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

2. Input parameter bangunan



Gambar 2.17 *Building Parameter*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

3. Pilihlah bahan kimia sesuai dengan isi dari objek



Gambar 2.18 *Chemical Information*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

Gambar 2.19 *Input Available Chemical Information*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

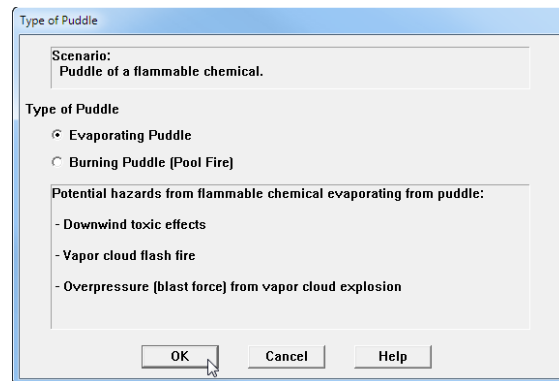
4. Input kecepatan, arah angin, ketinggian pengukuran arah angin, kekasaran permukaan dan kondisi awan

Gambar 2.20 *Atmospheric Options*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

5. Input suhu udara, kondisi atmosfer, Ketinggian Inversi (Level Rendah) dan kelembapan (relatif)

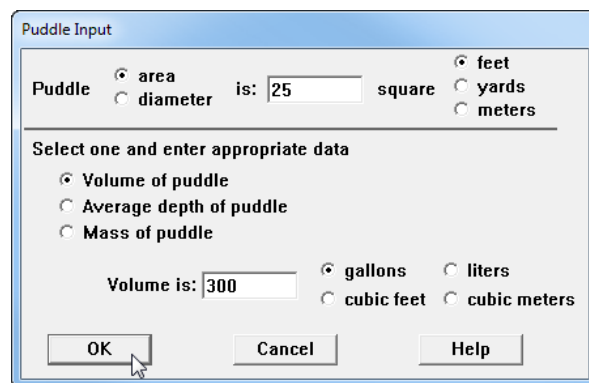
Gambar 2.21 *Atmospheric Options 2*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

6. Tentukan jenis genangan (*evaporating or burning*)



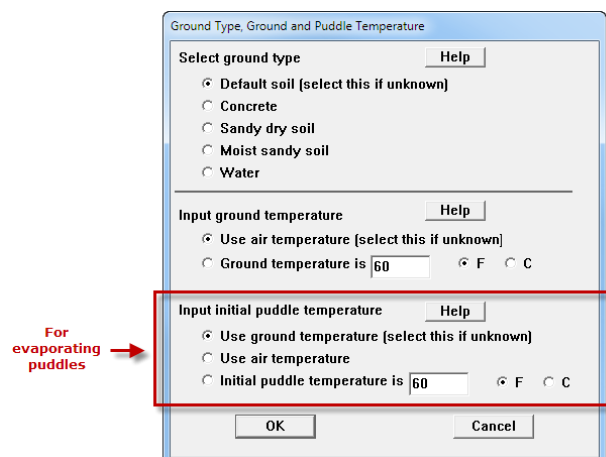
Gambar 2.22 *Type of Puddle*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

7. Input data genangan meliputi besaran *area* dan volume *fluida*



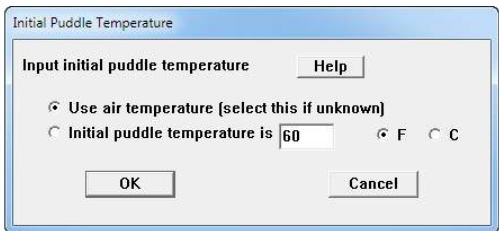
Gambar 2.23 *Puddle Input*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

8. Tentukan jenis tanah dari objek yang digunakan



Gambar 2.24 *Ground Type, Ground and Puddle Temperature*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

For burning puddles (pool fires) →



Initial Puddle Temperature

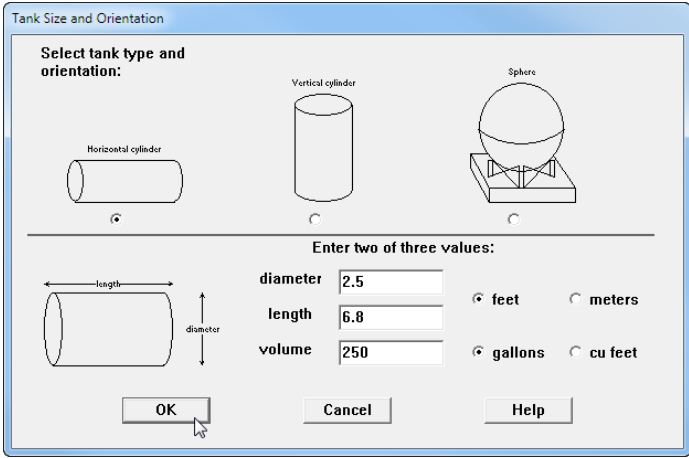
Input initial puddle temperature Help

☒ Use air temperature (select this if unknown)
☐ Initial puddle temperature is ☒ F ☐ C

OK Cancel

Gambar 2.25 *Initial Puddle Temperature*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

9. Tentukan ukuran tangki dan orientasinya



Tank Size and Orientation

Select tank type and orientation:

☒ Horizontal cylinder
☐ Vertical cylinder
☐ Sphere

Enter two of three values:

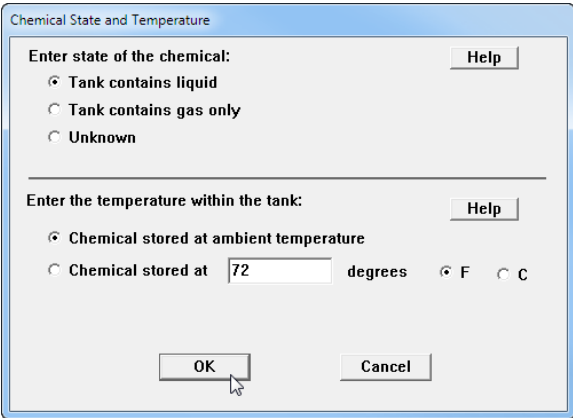
☒ diameter
☒ length
☒ volume

☒ feet ☐ meters
☒ gallons ☐ cu feet

OK Cancel Help

Gambar 2.26 *Tank Size and Orientation*
Sumber: EPA & NOAA, 2025h

10. Input kondisi isi tangki beserta suhunya



Chemical State and Temperature

Enter state of the chemical: Help

☒ Tank contains liquid
☐ Tank contains gas only
☐ Unknown

Enter the temperature within the tank: Help

☒ Chemical stored at ambient temperature
☐ Chemical stored at degrees ☒ F ☐ C

OK Cancel

Gambar 2.27 *Chemical State and Temperature*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

11. Masukkan jumlah zat kimia yang ada di dalam tangki

Liquid Mass or Volume

Enter the mass in the tank OR volume of the liquid

The mass in the tank is: 1

☐ pounds
☒ tons(2,000 lbs)
☐ kilograms

OR

Enter liquid level OR volume

The liquid volume is: 170

☒ gallons
☐ cubic feet
☐ liters
☐ cubic meters

67.9 % full by volume

OK Cancel Help

Gambar 2.28 *Liquid Mass or Volume*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

12. Tentukan tipe kegagalan tangki

Type of Tank Failure

Scenario:
Tank containing a pressurized flammable liquid.

Type of Tank Failure:

☒ Leaking tank, chemical is not burning as it escapes into the atmosphere
☐ Leaking tank, chemical is burning as a jet fire
☐ BLEVE, tank explodes and chemical burns in a fireball

Potential hazards from flammable chemical which is not burning as it leaks from tank:

- Downwind toxic effects
- Vapor cloud flash fire
- Overpressure (blast force) from vapor cloud explosion

OK Cancel Help

Gambar 2.29 *Type of Tank Failure*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

13. Masukkan presentase massa ketika skenario berupa BLEVE

BLEVE Percent Mass in Fireball

BLEVE / Fireball Scenario:
The higher the internal tank pressure (or tank temperature) at the time of tank failure, the larger the fireball. Any liquid not consumed by the fireball will form a pool fire.

Enter one of the following:

☒ Percentage of mass in the fireball: (38.8 % - 100%)
100 %

☐ Pressure inside the tank at time of failure:
115.2 ☒ psia ☐ mmHg
☐ atm ☐ Pa

☐ Temperature inside the tank at time of failure:
191.4 degrees ☒ F ☐ C

OK Cancel Help

Gambar 2.30 *BLEVE Percent Mass in Fireball*
Sumber: EPA & NOAA, 2025

14. Masukkan data ketika skenario dalam bentuk kebocoran tangki

Area and Type of Leak

Select the shape that best represents the shape of the opening through which the pollutant is exiting

☒ Circular opening ☐ Rectangular opening

Opening diameter: 0.5

☒ inches ☐ feet ☐ centimeters ☐ meters

Is leak through a hole or short pipe/valve?

☐ Hole ☒ Short pipe/valve

OK Cancel Help

Gambar 2.31 *Area and Type of Leak*

Sumber: EPA & NOAA, 2025

15. Pada skenario kebocoran tangki, setelahnya masukkan data ketinggian lubang tangki

Height of the Tank Opening

liq. level

The bottom of the leak is:

1.60 ☐ in ☒ ft ☐ cm ☐ m

above the bottom of the tank

OR

50 % of the way to the top of the tank

OK Cancel Help

Gambar 2.32 *Height of the Tank Opening*

Sumber: EPA & NOAA, 2025

16. Masukkan genangan untuk tangki dalam skenario kebocoran tangki

Maximum Puddle Size

Input maximum puddle diameter or area

☒ Unknown ☐ Maximum diameter ☐ Maximum area

is

☒ ft ☐ yds ☐ meters

OK Cancel Help

Gambar 2.33 *Maximum Puddle Size*

Sumber: EPA & NOAA, 2025

17. Masukkan data untuk skenario kegagalan pipa

Type of Gas Pipeline Failure

Scenario:
Pipeline of a flammable gas.

As the chemical escapes from the pipe, the gas

☒ Not Burning ☐ Burning (Jet Fire)

Potential hazards from flammable gas which is not burning as it escapes from pipeline:

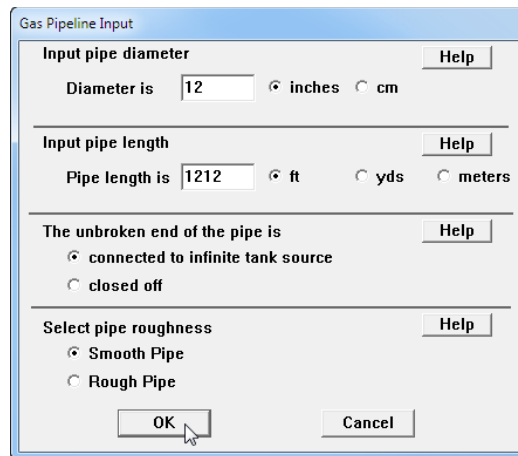
- Downwind toxic effects
- Vapor cloud flash fire
- Overpressure (blast force) from vapor cloud explosion

OK Cancel Help

Gambar 2.34 *Type of Gas Pipeline Failure*

Sumber: EPA & NOAA, 2025

18. Input data yang dibutuhkan dalam skenario kegagalan pipa



Gambar 2.35 *Gas Pipeline Input*

Sumber: EPA & NOAA, 2025

2.11. Software MARPLOT

Pemetaan *area* dampak dalam penelitian ini dilakukan menggunakan program MARPLOT (*Mapping Application for Response, Planning, and Local Operational Tasks*) yang dikembangkan dan dirilis oleh *Environmental Protection Agency* (EPA) Amerika Serikat. MARPLOT berfungsi sebagai software pemetaan yang mampu memvisualisasikan hasil pemodelan dampak bahaya secara spasial sehingga mempermudah proses pembacaan, interpretasi, dan analisis hasil simulasi. Tujuan utama dari proses *mapping* menggunakan MARPLOT adalah untuk menyajikan hasil pemodelan dampak kebakaran, ledakan, maupun kebocoran bahan berbahaya dalam bentuk peta yang mudah dipahami. Melalui visualisasi ini, zona-zona bahaya yang dihasilkan dari pemodelan dapat ditampilkan secara jelas dan terintegrasi dengan kondisi geografis lokasi penelitian.

Dalam penerapannya, MARPLOT memanfaatkan basis data peta digital yang bersumber dari Google Inc., yang memungkinkan peta ditampilkan dalam bentuk peta satelit maupun peta jalan. Pada penelitian ini, visualisasi ditampilkan dalam mode peta satelit dengan tujuan untuk memperoleh gambaran yang lebih komprehensif terhadap kondisi lapangan. Penggunaan peta satelit memungkinkan identifikasi yang lebih jelas terhadap kepadatan

permukiman, tata guna lahan, serta kondisi lingkungan di sekitar *area* kebocoran atau sumber bahaya. Dengan menampilkan hasil pemodelan pada peta satelit, MARPLOT memberikan visualisasi yang lebih realistis dan kontekstual, sehingga pembaca dapat memahami keterkaitan antara luasan zona dampak dengan lingkungan sekitar, termasuk potensi paparan terhadap permukiman, fasilitas umum, dan infrastruktur eksisting. Hal ini menjadikan MARPLOT sebagai alat pendukung yang penting dalam analisis risiko, perencanaan pengendalian, serta penyusunan strategi mitigasi dan tanggap darurat (Handrianto & Karnaningroem, 2025).

Program ini menyediakan berbagai fitur utama yang mendukung proses pemetaan dan analisis spasial dalam konteks tanggap darurat bahan berbahaya, antara lain sebagai berikut.

1. Pembuatan dan pengelolaan objek peta

Pengguna dapat menggambar objek secara langsung pada peta atau mengimpor objek dari sumber data lain, serta mengelola data atribut yang terkait dengan masing-masing objek tersebut.

2. Pengelolaan peta dasar (*base map*)

Program memungkinkan pengguna untuk berpindah dengan cepat antara beberapa peta dasar yang tersedia atau menambahkan peta raster milik sendiri sebagai latar belakang peta.

3. Estimasi data lokasi (khusus wilayah Amerika Serikat)

Program dapat memberikan perkiraan data populasi, ketinggian wilayah, serta kondisi cuaca untuk lokasi tertentu di Amerika Serikat sebagai pendukung analisis risiko.

4. Impor dan ekspor data pemetaan

Data peta dapat diimpor dan diekspor dalam berbagai format, sehingga memungkinkan pertukaran informasi dengan software pemetaan lain.

5. Penambahan elemen informasi visual

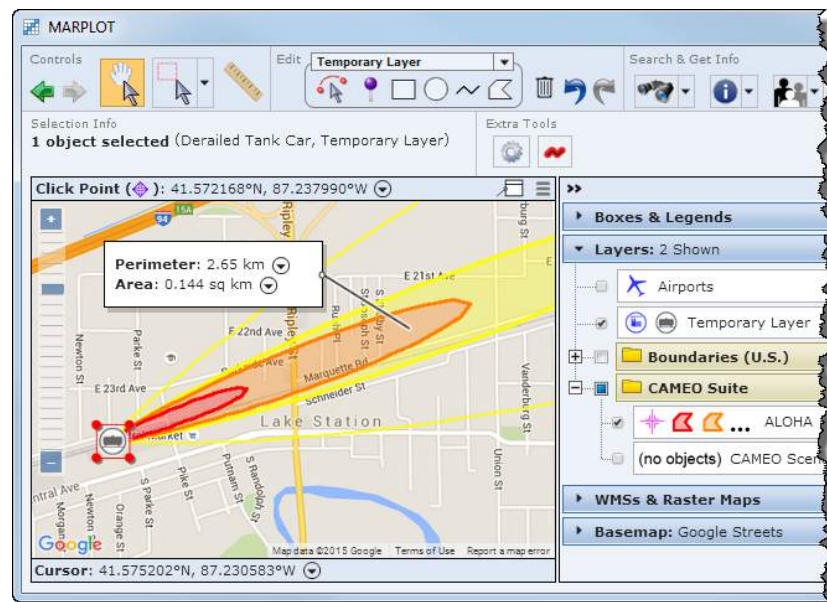
Pengguna dapat menambahkan legenda, kotak informasi, serta anotasi lainnya pada peta untuk keperluan dokumentasi, tangkapan layar, maupun penyimpanan bookmark.

6. Visualisasi zona ancaman ALOHA

Program mampu menampilkan zona ancaman hasil pemodelan ALOHA untuk mempertimbangkan *area* yang berpotensi terdampak oleh kebocoran bahan kimia berbahaya.

7. Integrasi dengan basis data CAMEO

Objek peta seperti rumah sakit, fasilitas kimia, dan sekolah dapat dihubungkan dengan basis data CAMEO, sehingga informasi tambahan seperti nomor kontak darurat dan rencana lokasi dapat diakses dengan cepat selama proses tanggap darurat.



Gambar 2.36 Tampilan MARPLOT
Sumber: EPA & NOAA, 2025

2.12. Perhitungan *Inputan* ALOHA

ALOHA membutuhkan inputan berupa laju aliran massa dan massa yang *release*.

2.12.1. *Fluida* Representatif dan Sifatnya

Berdasarkan API 581 Part 3 *Section* 4.1.1, analisis konsekuensi pada Level 1 diawali dengan menentukan *fluida* representatif. Pemilihan *fluida* tersebut mengacu pada daftar *fluida* representatif yang tercantum dalam Tabel 4.2. Mengingat sebagian besar aliran pada

kilang maupun pabrik kimia terdiri atas campuran berbagai komponen, bukan senyawa murni, proses penentuan *fluida* representatif umumnya memerlukan beberapa asumsi agar karakteristik *fluida* aktual dapat terwakili. API 581 melalui *Annex 3.A* menyediakan panduan dalam memilih *fluida* representatif. Namun demikian, panduan tersebut belum mencakup *fluida* campuran yang tersusun dari komponen-komponen tidak beracun.

Sifat *fluida* representatif yang digunakan dalam analisis mengacu pada data yang disajikan dan bergantung pada fase *fluida* yang disimpan. Untuk *fluida* dengan fas cair, data sifat *fluida* yang diperlukan meliputi:

1. *Normal Boiling Point* (NBP)
2. *Densitas* (ρ)
3. *Auto Ignition Temperature* (AIT)

Sedangkan, untuk *fluida* dengan fase gas, data yang diperlukan meliputi:

1. *Normal Boiling Point* (NBP)
2. *Molecular Weight* (MW)
3. *Ideal Specific Heat Ratio* (k)
4. *Constant Pressure Specific Heat* (C_p)
5. *Auto Ignition Temperature* (AIT)

Data *fluida* representatif yang digunakan dalam penelitian ini disajikan pada tabel berikut.

Tabel 2. 6 Sifat *Fluida* Representatif

<i>Fluid</i>	MW	<i>Liquid Density</i> (kg/m ³)	NBP (°C)	<i>Ambien State</i>	<i>Ideal Gas Specific Heat Ep.</i>	C_p					AIT (°C)
						<i>Ideal Gas Constant A</i>	<i>Ideal Gas Constant B</i>	<i>Ideal Gas Constant C</i>	<i>Ideal Gas Constant D</i>	<i>Ideal Gas Constant E</i>	
C1-C2	23	250,512	-125	Gas	Note 1	12,3	1,15E-01	-2,87E-05	-1,30E-09	N/A	558
C3-C4	51	538,379	972 1	Gas	Note 1	2632	0,3188	-1,35E-04	1,47E-08	N/A	369
C5	72	625,199	36	Liquid	Note 1	-3,626	0,4873	-2,60E-04	5,30E-08	N/A	284
C6-C8	100	684,018	99	Liquid	Note 1	-5,146	6,076	-2,60E-04	5,30E-08	N/A	223
C9-C12	149	734,012	184	Liquid	Note 1	8,5	1,01E-00	-5,56E-04	1,18E-07	N/A	208
C13-C16	205	764,527	261	Liquid	Note 1	-11,27	1,39E+00	-7,72E04	1,67E-07	N/A	202
C17-C25	280	775,019	344	Liquid	Note 1	-22,4	1,94E+00	-1,12E-03	-2,53E-07	N/A	202

C25+	422	900,026	527	Liquid	Note 1	-22,4	1,94E+00	-1,12E-03	-2,53E-07	N/A	202
PYROPHORIC	149	734,012	184	Liquid	Note 1	-8,5	1,01E+00	-5,56E-04	1,18E-07	N/A	Note 4
AROMATIC S	104	683,986	145	Liquid	Note 2	893E+04	2,15E+05	7,72E+02	9,99E+04	2,44E+03	490
STYRENE	104	683,986	100	Liquid	Note 2	893E+04	2,15E+05	7,72E+02	9,99E+04	2,44E+03	490
WATER	18	997,947	100	Liquid	Note 3	2,76E+05	-2,09E+05	8,125	-1,41E-02	9,37E-06	N/A
STEAM	18	997,947	100	Gas	Note 2	3,34E+04	2,68E+04	2,62E+03	8,90E+03	1,17E+03	N/A
ACID (LP)	18	997,947	100	Liquid	Note 3	2,76E+05	-2,09E+03	8,125	-1,41E-02	9,37E-06	N/A
ACID (MP)	18	997,947	100	Liquid	Note 3	2,76E+05	-2,09E+03	8,125	-1,41E-02	9,37E-06	N/A
ACID (HP)	18	997,947	100	Liquid	Note 3	2,76E+05	-2,09E+03	8,125	-1,41E-02	9,37E-06	N/A
METHANOL	32	800,92	65	Liquid	Note 2	3,93E+04	8,79E+04	1,92E+03	5,37E+04	8,97E+02	464
AMMONIA	17,03	0,769	-33,34	Gas	Note 1	27,26	2,31E-04	2,24E-07	2,17E-10	5,41E-14	N/A
H2	2	71,01	-253	Gas	Note 1	27,1	9,27E-03	-1,38E-05	7,65E-09	N/A	400
H2S	34	993,029	-59	Gas	Note 1	31,9	1,44E-03	2,43E-05	-1,18E-08	N/A	260
HF	20	967,031	20	Gas	Note 1	29,1	6,61E-04	-203E-06	2,50E-09	N/A	17760
HCl	36	1185,362	-85	Gas	-	-	-	-	-	-	N/A
CO	28	800,92	-191	Gas	Note 2	2,91E+04	2,91E+04	8,77E+03	3,09E+03	1,54E+03	609
DEE	74	720,828	35	Liquid	Note 2	8,62E+04	2,55E+05	1,54E+03	1,44E+05	6,89E+02	160
NITRIC ACID	63	1521,749	121	Liquid	-	-	-	-	-	-	N/1
AlCl3	133,5	2434,798	194	Powder	Note 1	6,49E+01	8,74E+01	1,82E-02	-4,65E-04	N/A	558
NO2	90	929,068	135	Liquid	-	-	-	-	-	-	N/A
PHOSGENE	99	1377,583	83	Liquid	-	-	-	-	-	-	N/A
TDI	174	1217,399	251	Liquid	-	-	-	-	-	-	620
PO	58	832,957	32	Liquid	Note 2	4,95E+04	1,74E+05	1,56E+03	1,15E+05	7,02E+02	449
EEA	132	977,123	156	Liquid	Note 2	1,06E+05	2,40E+05	6,59E+02	1,50E+05	1,97E+03	379
EE	90	929,068	135	Liquid	Note 2	3,25E+04	3,00E+05	1,17E+03	2,08E+05	4,73E+02	235
EG	62	1105,27	197	Liquid	Note 2	6,30E+04	1,46E+05	1,67E+03	9,72E+04	7,74E+02	396
EO	44	881,013	11	Gas	Note 2	3,35E+04	1,21E+05	1,613E+03	8,24E+04	7,37E+02	429

Sumber: API 581, 2025

Catatan=

Note 1 = $C_p : A + BT + CT^2 + DT^3$ dengan T dalam satuan Kelvin dan C_p dalam satuan $J/(kg-mol-K)$

Note 2 = $C_p : A + B \left(\frac{\frac{C}{T}}{\sinh[\frac{C}{T}]} \right)^2 + D \left(\frac{\frac{E}{T}}{\cosh[\frac{E}{T}]} \right)^3$ dengan T dalam satuan Kelvin dan C_p dalam satuan $J/(kg-mol-K)$

Note 3 = $C_p : A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ dengan T dalam satuan Kelvin dan C_p dalam satuan $J/(kg-mol-K)$

Note 4 = *Pyrophoric materials*, didefinisikan dapat terbakar dengan sendirinya dan oleh karena itu diasumsikan nilai AIT yang sangat rendah.

Note 5 = Untuk *Note 1*, $R = 8.314 \text{ J/mol-K}$; for notes 2 and 3, $R = 8314 \text{ J/mol-K}$.

2.12.2. Perhitungan Rasio Kapasitas Panas Spesifik Gas Ideal (k)

Apabila rasio kapasitas panas spesifik gas ideal tidak diketahui, perhitungan dapat dilakukan dari nilai kapasitas panas spesifik tekanan konstan (C_p) yang tersedia pada Tabel 2.16. menggunakan persamaan berikut.

$$k = \frac{C_p}{C_p - R} \quad (2.3)$$

Keterangan:

k = Rasio kapasitas panas spesifik gas ideal

C_p = Kapasitas panas spesifik tekanan konstan, J/kg-mol-K

R = Universal gas constan (8.314 J/kg-mol-K), J/kg-mol-K

2.12.3. Penentuan Ukuran Lubang Kebocoran

Sebelum menghitung laju aliran massa, yang perlu diketahui adalah ukuran kebocorannya. Untuk memudahkan dalam menganalisis konsekuensi. Penggunaan ukuran lubang pelepasan yang terbatas memungkinkan analisis yang lebih mudah dikelola, mencerminkan berbagai kemungkinan hasil, dan sejalan dengan praktik penilaian risiko kuantitatif. Spesifikasi ukuran lubang menurut API 581 dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel 2. 7 Ukuran Lubang Kebocoran

No	Kategori Lubang Kebocoran	Besaran (mm)
1	<i>Small</i>	6,4
2	<i>Medium</i>	25
3	<i>Large</i>	102
4	<i>Rupture</i>	406

Sumber: API 581, 2025

2.12.4. Perhitungan Laju Kebocoran *Fluida*

Menurut API 581 (2025), perhitungan laju kebocoran (*release rate calculation*) dipengaruhi oleh beberapa faktor, antara lain sifat fisik material, fase awal *fluida*, kondisi operasi proses, serta ukuran lubang kebocoran yang diasumsikan. Persamaan yang digunakan untuk menghitung laju kebocoran dipilih berdasarkan fase *fluida* yang berada di dalam peralatan saat kondisi operasi dan mekanisme aliran ketika *fluida* dilepaskan, yaitu aliran sonik (*choked flow*) atau subsonik (*non-choked flow*). Fase awal yang dimaksud merupakan kondisi fasa *fluida* di dalam peralatan pada saat operasi normal, tanpa mempertimbangkan fenomena *flashing* maupun pembentukan aerosol setelah *fluida* keluar dari sistem.

API 581 (2025) membedakan persamaan laju kebocoran berdasarkan fase *fluida* yang dilepaskan. Untuk *fluida* fase cair, laju kebocoran dihitung menggunakan persamaan aliran melalui orifice bertepi tajam (*sharp-edged orifice*), sedangkan untuk *fluida* fase gas atau uap digunakan persamaan yang disesuaikan dengan rezim aliran, yaitu aliran sonik atau subsonik. Persamaan-persamaan tersebut digunakan sebagai dasar dalam menentukan besarnya laju pelepasan massa (*mass release rate*) pada analisis konsekuensi. Pelepasan *fluida* didasarkan pada fase pelepasannya antara *gas* dan *liquid*. Langkah-langkah perhitungannya sebagai berikut.

1. Penentuan jenis aliran

Khusus untuk fase gas, jenis aliran dibedakan menjadi dua macam yaitu sonic untuk tekanan internal yang tinggi dan subsonic untuk tekanan yang lebih rendah. Tahap pertama dalam menghitung laju keluarnya *fluida* gas adalah menentukan jenis alirannya melalui persamaan berikut.

$$P_{trans} = P_{atm} \left(\frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (2.4)$$

Keterangan:

$$P_{trans} = \text{Tekanan transisi, kPa}$$

P_{atm} = Tekanan atmosfer, kPa

k = Rasio kapasitas panas spesifik gas ideal

2. Menentukan luas *area* lubang kebocoran (A_n)

$$A_n = \frac{\pi d_n^2}{4} \quad (2.5)$$

Keterangan:

A_n = Luas *area* lubang kebocoran (mm²)

d_n = Diameter lubang kebocoran (mm²)

3. Menghitung laju kebocoran *fluida* fase gas aliran *sonic* (W_n)

$$W_n = \frac{C_d}{C_2} \cdot A_n \cdot P_s \sqrt{\left(\frac{k \cdot MW \cdot g_c}{R \cdot T_s}\right) \left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad (2.6)$$

Keterangan:

W_n = Laju pelepasan massa/*Mass release rate* (kg/s)

C_d = Koefisien kebocoran/*Discharge coefficient* (nilai = 1)

C_n = Faktor koreksi viskositas (nilai = 1)

P_s = Densitas *fluida* (kg/m³)

A_n = Tekanan pada kondisi normal saat *fluida* tersimpan (kPa)

MW = berat molekul (kg/kg-mol)

g_c = Konstanta gravitasi (1)

R = konstanta gas universal (8.314 J/kg-mol-°K)

T_s = temperatur kondisi normal (°K)

4. Menghitung laju kebocoran *fluida* fase cair (W_n)

$$W_n = C_d \cdot K_{v,n} \cdot \rho_l \cdot \frac{A_n}{C_1} \sqrt{\frac{2 \cdot g_c \cdot (P_s - P_{atm})}{\rho_1}} \quad (2.7)$$

Keterangan:

W_n = Laju pelepasan massa/*Mass release rate* (kg/s)

C_d = Koefisien kebocoran/*Discharge coefficient* (nilai = 1)

$K_{v,n}$ = Faktor koreksi viskositas

ρ_l = Densitas *fluida* (kg/m³)

A_n = Luas *area* lubang kebocoran (m²)

C_I	=	Faktor konversi satuan (1)
g_c	=	Konstanta gravitasi (1)
P_s	=	Tekanan absolut peralatan (Pa)
P_{atm}	=	Tekanan atmosfer (Pa)

2.12.5. Penentuan Tipe Kebocoran

Menurut API 581 (2025), tipe pelepasan (*release type*) dalam analisis konsekuensi diklasifikasikan menjadi dua sebagai berikut.

1. *Instantaneous release*

Pelepasan ini disebut juga dengan pelepasan seketika yang merupakan kondisi ketika fluida keluar dari sistem dalam waktu yang sangat singkat sehingga seluruh inventori yang terlepas akan segera membentuk awan uap apabila berupa gas atau membentuk genangan (*pool*) apabila berupa cairan.

2. *Continuous release*

Pelepasan ini disebut juga dengan pelepasan berkelanjutan yang merupakan kebocoran yang berlangsung secara terus-menerus dalam kurun waktu tertentu dengan laju pelepasan yang relatif konstan. Penentuan jenis pelepasan ini menjadi tahapan penting dalam analisis konsekuensi karena akan memengaruhi metode perhitungan dispersi, pembentukan genangan, maupun evaluasi dampak yang ditimbulkan.

API 581 memberikan pedoman untuk menentukan tipe pelepasan berdasarkan ukuran lubang kebocoran, massa *fluida* yang dilepaskan, serta laju pelepasannya. Kebocoran dengan ukuran lubang sedang, besar, maupun *Rupture* diklasifikasikan sebagai pelepasan seketika (*instantaneous release*) apabila massa *fluida* yang dilepaskan melebihi 4.536 kg (10.000 lb) dalam waktu kurang dari 3 menit.

2.12.6. Dampak dari Sistem Deteksi dan Isolasi terhadap Besaran Kebocoran

API 581 (2025) menjelaskan bahwa setiap fasilitas proses umumnya memiliki sistem deteksi, isolasi, dan mitigasi yang berfungsi untuk meminimalkan konsekuensi akibat kebocoran *fluida* berbahaya. Penilaian terhadap efektivitas sistem tersebut dilakukan menggunakan metode sederhana yang disediakan oleh API 581. Tahapan yang dilakukan sebagai berikut.

1. Menentukan sistem deteksi dan isolasi yang tersedia pada peralatan yang dianalisis.
2. Memilih klasifikasi sistem deteksi dan isolasi berdasarkan tabel berikut.

Tabel 2. 8 Klasifikasi Sistem Deteksi Pada *Fluida* Terlepas

No	Tipe Sistem Deteksi	Klasifikasi Deteksi
1	Instrumen yang didesain spesifik untuk mendeteksi kebocoran material dalam perubahan kondisi pada sistem.	A
2	Meletakkan detektor yang tepat/sesuai untuk mendeteksi material yang erada di luar peralatan.	B
3	Mendeteksi secara visual, kamera, atau detektor sesuai dengan <i>area</i> yang dapat dicakup.	C

Sumber: API 581, 2025

Tabel 2. 9 Klasifikasi Sistem Isolasi Pada *Fluida* Terlepas

No	Tipe Sistem Isolasi	Klasifikasi Deteksi
1	Isolasi atau mematikan sistem secara langsung dari suatu alat proses atau detektor, tanpa operator.	A
2	Isolasi atau mematikan sistem oleh operator dari control room atau suatu tempat lain yang jauh dari lokasi	B
3	Isolasi yang bergantung kepada operator untuk menutup/membuka valve secara manual.	C

Sumber: API 581, 2025

3. Menentukan faktor reduksi kebocoran ($fact_{di}$) berdasarkan sistem deteksi dan isolasi dari tahapan sebelumnya menggunakan tabel 2.10.

Tabel 2. 10 Faktor Reduksi Kebocoran

Klasifikasi Sistem		Penyesuaian Besar Kebocoran	Faktor Reduksi, $fact_{di}$
Deteksi	Isolasi		
A	A	Reduksi laju kebocoran sebesar 25% dari massa	0,25
A	B	Reduksi laju kebocoran sebesar 20% dari massa	0,20
A or B	C	Reduksi laju kebocoran sebesar 10% dari massa	0,10
B	B	Reduksi laju kebocoran sebesar 25% dari massa	0,15
C	C	Tidak ada penyesuaian laju kebocoran dari massa	0,00

Sumber: API 581, 2025

4. Menentukan total waktu kebocoran untuk setiap lubang kebocoran ($Id_{max, n}$) menggunakan tabel.

Tabel 2. 11 Maksimal Durasi Kebocoran

Sistem Deteksi	Sistem Isolasi	Klasifikasi Deteksi
A	A	20 minutes for ¼ inch leaks 10 minutes for 1 inch leaks 5 minutes for 4 inch leaks
A	B	30 minutes for ¼ inch leaks 20 minutes for 1 inch leaks 10 minutes for 4 inch leaks
A	C	40 minutes for ¼ inch leaks 30 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks
B	A or B	40 minutes for ¼ inch leaks 30 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks
B	C	1 hour for ¼ inch leaks 30 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks
C	A,B or C	1 hour for ¼ inch leaks 40 minutes for 1 inch leaks 20 minutes for 4 inch leaks

Sumber: API 581, 2025

2.12.7. Menentukan Laju dan Massa Kebocoran

Setelah laju kebocoran teoritis diperoleh, nilai tersebut selanjutnya disesuaikan dengan efektivitas sistem deteksi dan isolasi yang tersedia pada setiap skenario ukuran lubang kebocoran. Menurut API 581 (2025), penyesuaian ini dilakukan karena keberadaan sistem deteksi dan isolasi dapat mengurangi jumlah *fluida* yang terlepas ke lingkungan. Metode perhitungannya dibedakan berdasarkan tipe pelepasan, yaitu pelepasan berkelanjutan (*continuous release*) dan pelepasan seketika (*instantaneous release*).

Pada pelepasan berkelanjutan (*continuous release*), kebocoran diasumsikan terjadi pada kondisi aliran tunak (*steady-state*) sehingga parameter yang digunakan dalam analisis konsekuensi adalah laju pelepasan massa dengan satuan kg/s. Laju pelepasan yang digunakan merupakan laju kebocoran teoritis sebagaimana dihitung pada API 581 Bagian 4.3, kemudian dikoreksi dengan mempertimbangkan efektivitas sistem deteksi dan isolasi sesuai ketentuan pada API 581 Bagian 4.6. Penyesuaian laju kebocoran tersebut dihitung menggunakan Persamaan sebagai berikut.

$$rate_n = W_n \times (1 - fact_{di,n}) \quad (2.8)$$

keterangan:

$rate_n$ = Laju pelepasan yang telah disesuaikan dengan sistem deteksi dan isolasi (kg/s)

W_n = Laju pelepasan awal

$fact_{di,n}$ = Faktor sistem deteksi dan isolasi

Sementara itu, untuk pelepasan sesaat (*instantaneous release*), massa pelepasan diperlukan untuk melakukan analisis. Oleh karena itu, diperlukan perhitungan durasi kebocoran terlebih dahulu untuk menentukan batas atas massa kebocoran yang mungkin terjadi. Durasi kebocoran ditentukan berdasarkan perbandingan antara massa *fluida* yang tersedia untuk dilepaskan dengan laju kebocoran yang telah disesuaikan. Nilai tersebut tidak boleh melebihi durasi maksimum kebocoran yang ditentukan berdasarkan kategori sistem deteksi dan isolasi pada Tabel 2.11. Perhitungan durasi kebocoran dilakukan menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$Id_n = \min \left[\frac{mass_{avail,n}}{rate_n}, 60 \times Id_{max,n} \right] \quad (2.9)$$

$$mass_n = \min [rate_n, Id_n, mass_{avail,n}] \quad (2.10)$$

Keterangan:

$mass_n$ = Laju pelepasan yang telah disesuaikan dengan sistem deteksi dan isolasi (kg/s)

$rate_n$ = Laju pelepasan awal (kg/s)

$$\begin{aligned}
Id_n &= \text{Durasi kebocoran (s)} \\
mass_{avail,n} &= \text{Massa yang tersedia untuk dilepas (kg)} \\
Id_{max,n} &= \text{Durasi maksimum kebocoran (menit)}
\end{aligned}$$

2.12.8. Menentukan Luasan *Puddle*

Luasan *puddle* merupakan salah satu parameter penting dalam analisis konsekuensi skenario *pool fire* karena luas permukaan genangan cairan yang terbentuk akan memengaruhi seberapa besar *thermal radiation* terhadap lingkungan sekitar. Untuk rumus yang digunakan sebagai berikut.

$$A_{burn} = \frac{W_n^{pool}}{m_b} \quad (2.11)$$

Keterangan:

$$\begin{aligned}
A_{burn} &= \text{Luas permukaan genangan yang terbakar/burning pool area (m}^2\text{)} \\
W_n^{pool} &= \text{Laju pelepasan massa (kg/s)} \\
m_b &= \text{Burning rate atau laju pembakaran (kg/s.m}^2\text{)}
\end{aligned}$$

2.13. High Capacity Foam Monitor (HCFM)

High capacity foam monitor (HCFM) adalah peralatan proteksi kebakaran aktif yang digunakan untuk menyembprotkan busa pemadam (*fire fighting foam*) dengan debit dan jangkauan yang sangat besar guna mengendalikan dan memadamkan kebakaran berskala besar, khususnya kebakaran cairan mudah terbakar (*flammable liquid*) seperti pada tangki penyimpanan migas, kilang minyak, dan fasilitas petrokimia (Amiruddin et al., 2023). HCFM mempunyai kemampuan bisa memancarkan *foam solution* antara 2000-8000 GPM dengan tekanan yang besar sekitar 150 Psi/10 Bar. Selain itu HCFM juga mempunyai jangkauan penyemprotan cukup jauh mencapai 135 meter. Pada penerapannya, HCFM biasanya menggunakan air pemadaman yang bersumber dari laut langsung karena kebutuhan yang sangat besar.



Gambar 2.37 HCFM
Sumber: Bavaria, 2025

Kebutuhan untuk proteksi kebakaran HCFM meliputi kebutuhan air dan *foam concentrate* dengan jumlah yang cukup besar. Berikut merupakan perhitungannya.

$$1. \quad \text{Foam solution} = A_{\text{area}} \times AR \times t \quad (2.12)$$

$$2. \quad \text{Foam Concentrate} = \text{Foam solution} \times 3\% \quad (2.13)$$

$$3. \quad \text{Kebutuhan water supply} = \text{Foam solution} \times 97\% \quad (2.14)$$

$$4. \quad \text{Kebutuhan cooling} = \frac{V_{\text{air}}}{t} \quad (2.15)$$

$$5. \quad \text{Kapasitas HCFM pump} = \frac{V_{\text{foam solution}}}{t} \quad (2.16)$$

$$6. \quad \text{Kapasitas Water Suply pump} = A_{\text{dinding tangki}} \times AR_1 \times t \quad (2.17)$$

Keterangan:

$$A_{\text{area}} = \text{Luas area pemadaman (m}^2\text{)}$$

$$AR = \text{Aplication foam rate (Lpm/m}^2\text{) berdasarkan BP Process Safety Series ISBN-13:9780852955048: 10,4 Lpm/ m}^2$$

$$AR_1 = \text{Aplication foam rate for cooling (Lpm/m}^2\text{) berdasarkan BP Process Safety Series ISBN-13:9780852955048: 2,1 Lpm/ m}^2$$

$$t = \text{Minimum Discharge Time (menit)}$$

$$\text{Foam solution} = \text{Campuran antara air dan foam concentrate dengan perbandingan tertentu (misalnya 3% atau 6%) sebelum mengalami proses aerasi (m}^3\text{)}$$

$$\text{Foam concentrate} = \text{cairan kimia pekat yang mengandung bahan pembentuk busa dan zat aditif lainnya, yang}$$

apabila dicampur dengan air dan udara akan menghasilkan busa pemadam kebakaran (m^3)

2.14. Foam

Fire fighting foam adalah massa busa yang stabil dan tersusun dari gelembung-gelembung kecil dengan densitas lebih rendah dibandingkan air dan sebagian besar cairan mudah terbakar. Karena sifat tersebut, busa dapat mengapung di atas permukaan bahan bakar dan membentuk lapisan penutup. Busa pemadam berfungsi sebagai media penutup dan pendingin yang dihasilkan dari pencampuran udara ke dalam larutan *foam* yang terdiri dari air dan *foam*, sehingga mampu menekan uap bahan bakar, menghambat suplai oksigen, serta membantu proses pemadaman kebakaran (NFPA 11, 2024).

2.14.1. Expansion Rate

Expansion rate merupakan perbandingan antara volume busa jadi (*finished foam*) yang dihasilkan terhadap volume larutan foam sebelum mengalami proses ekspansi melalui perangkat pembentuk busa. Berdasarkan nilai rasio ekspansi tersebut, NFPA mengelompokkan *foam concentrate* ke dalam tiga kategori utama sebagai berikut (NFPA 11, 2024)..

1. *Low Expansion Ratio*: Perbandingan: *Foam AFFF* 1 Liter, air antara 2-20 Liter
2. *Medium Expansion Ratio*: Perbandingan: *Foam AFFF* 1 Liter, air antara 20-200 liter. 25
3. *High Expansion Foam*: Perbandingan 1 Liter *Foam*, air diatas 200 liter

2.14.2. Foam Concentrate

Foam concentrate adalah konsentrasi cairan pada pembusaaan. Menurut NFPA 11, *foam concentrate* terbagi enam macam (NFPA 11, 2024)..

1. *Alcohol-Resistant Foam Concentrate (AR)*

Foam concentrate yang digunakan untuk memadamkan kebakaran pada bahan yang larut dalam air (*water-soluble materials*) dan

bahan bakar berminyak yang dapat merusak foam konvensional seperti AFFF, SFFF, atau FFFP, serta dapat digunakan pula untuk kebakaran yang melibatkan bahan bakar hidrokarbon.

2. *Aqueous Film-Forming Foam Concentrate (AFFF)*

Foam concentrate berbasis surfaktan terfluorinasi yang dikombinasikan dengan penstabil busa untuk menghasilkan lapisan film air yang bersifat *fluida*, berfungsi menekan uap bahan bakar hidrokarbon, dan umumnya diencerkan dengan air pada konsentrasi 1%, 3%, atau 6%.

3. *Film-Forming Fluoroprotein Foam Concentrate (FFFP)*

Foam concentrate berbasis protein yang menggunakan surfaktan terfluorinasi untuk membentuk lapisan film air yang *fluida* guna menekan uap bahan bakar hidrokarbon.

4. *Film-Forming Foam*

Foam concentrate yang apabila dicampur pada konsentrasi nominalnya akan membentuk lapisan film air di atas permukaan bahan bakar hidrokarbon.

5. *Fluoroprotein Foam Concentrate*

Foam concentrate yang sangat mirip dengan protein foam, namun ditambahkan surfaktan sintesis terfluorinasi untuk meningkatkan kinerja pemadaman.

6. *Medium- and High-Expansion Foam Concentrate*

Foam concentrate yang umumnya berasal dari surfaktan hidrokarbon dan digunakan pada peralatan khusus untuk menghasilkan busa dengan rasio ekspansi antara 20:1 hingga sekitar 1000:1.

7. *Protein Foam Concentrate*

Foam concentrate yang terutama tersusun dari hasil hidrolisis protein, dilengkapi dengan bahan penstabil dan inhibitor untuk mencegah pembekuan, menghambat korosi peralatan dan wadah, menahan dekomposisi bakteri, mengontrol viskositas, serta memastikan kesiapan penggunaan dalam kondisi darurat.

8. *Synthetic Fluorine-Free Foam (SFFF) Concentrate*

Foam concentrate sintesis yang berbasis campuran surfaktan hidrokarbon dan tidak diformulasikan mengandung zat per- atau polifluoroalkil (PFAS).

9. *Synthetic Foam Concentrate*

Foam concentrate yang berbasis agen pembentuk busa selain protein terhidrolisis, termasuk AFFF, konsentrat foam medium- dan high-expansion, serta jenis foam sintesis lainnya.

2.15. Sistem Perpipaan

Dalam perancangan jalur pipa, harus memperhitungkan jumlah kerugian yang disebut dengan *losses*.

2.15.1. Total Head Loss

Total head loss merupakan besarnya kehilangan energi total yang harus diatasi dalam suatu sistem perpipaan, yang mencakup kerugian akibat gesekan aliran pada pipa lurus serta kerugian tambahan yang timbul akibat adanya belokan, katup, dan komponen perpipaan lainnya. Kerugian energi ini secara umum dibedakan menjadi dua jenis, yaitu *major losses* dan *minor losses*. *Major losses* terjadi akibat gesekan antara *fluida* dan dinding pipa pada segmen pipa lurus, sedangkan *minor losses* disebabkan oleh perubahan kondisi aliran pada jalur perpipaan, seperti belokan, percabangan, perubahan diameter pipa secara mendadak, serta keberadaan katup dan perlengkapan lainnya. Dengan demikian, total head loss dapat dinyatakan sebagai penjumlahan dari seluruh kerugian head yang terjadi pada sistem perpipaan (Fox, 2008).

$$Hl_{Total} = Hl_{Major} + Hl_{Minor} \quad (2.18)$$

Keterangan:

Hl_{Total} = Head total (m)

Hl_{Major} = Kerugian head di pipa lurus (m)

Hl_{Minor} = Kerugian head di aksesoris pipa (m)

2.15.2. Losses Major

Losses major adalah kerugian yang diakibatkan oleh pipa lurus. Untuk pipa lurus yang relatif sangat panjang dengan banyak aksesoris perpipaan, umumnya menggunakan Rumus Hazzen Williams sebagai berikut (Fox, 2008).

$$Q = 0,2785C \times D^{2,63} \times S^{0,54} \quad (2.19)$$

dengan nilai $S = H_l/L$

Keterangan:

- Q = Debit aliran (m^3/s)
C = Koefisien kekasaran pipa Hazzen Williams
D = Diameter pipa (m)
S = Panjang pipa (m)
 H_l = Kerugian gesekan pipa lurus (m)

Berikut adalah tabel nilai koefisien kekasaran pipa Hazzen William

Tabel 2.12 Koefisien Kekerasan Pipa Hazzen William

Jenis Pipa	C
Pipa besi bocor baru	130
Pipa besi cor tua	100
Pipa baja baru	120-130
Pipa baja tua	80-100
Pipa dengan lapisan semen	130-140
Pipa dengan lapisan semen-asbes	140
PVC	140-150

Sumber: Raghunath, 1987

Untuk mencari *loss major* pipa yang tidak terlalu banyak aksesoris pipa menggunakan rumus dari *losses major* sebagai berikut:

$$Hl_{Major} = f \frac{Lv^2}{D \times 2g} \quad (2.20)$$

Sumber: (Fox, 2008)

Keterangan:

- Hl_{Major} = Kerugian gesekan pipa lurus (m)
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
D = Diameter pipa (m)

v = Kecepatan (m/s)

g = Percepatan gravitasi (m/s^2)

Sebelum menghitung H_l harus terlebih dahulu menghitung *Reynold number* dan selanjutnya menghitung kekasaran *relative* yaitu harus memilih pipa yang akan dipakai karena masing-masing pipa berbeda kekasarannya. Kekasaran absolute pipa dapat dilihat pada table 2.9.

Tabel 2. 13 Harga Kekerasan *Absolute ϵ* untuk Pipa Baru

Jenis Pipa	Feet	Millimeters
Drwan tubing brass, lead, glass, centrifugally spun cemen, bituminous kring transite	0,000005	0,0015
Comercial steel or wrought iron	0,00015	0,046
Welded-steel pipe	0,00013	0,046
Asphalt-dipped cast iron	0,0004	0,12
Galvanized iron	0,0005	0,15
Cast iron, average	0,00085	0,25
Wood stave	0,0006 to 0,003	0,18 to 0,9
Concrete	0,001 to 0,01	0,3 to 3
Riveteed steel	0,003 to 0,03	0,9 to 9
Cast iron, average	0,00085	0,25

Sumber: www.engineeringtoolbox.com, 2012

Rumus untuk mencari *Reynold number* adalah:

$$Re = \frac{vD}{\mu} \quad (2.21)$$

Sumber: (Fox, 2008)

Keterangan:

Re = Bilangan *Reynolds* (tak berdimensi)

V = Kecepatan rata – rata aliran di dalam pipa (m/s)

D = Diameter dalam pipa (m)

V = Viskositas kinematik zat cair (m^2/s)

Nilai Re dapat digunakan untuk menentukan jenis aliran *fluida* di dalam pipa dimana jika nilai Re :

1. $Re < 2300$ aliran *laminar* (partikel *fluida* bergerak dengan arah dan kecepatan yang sama).
2. $Re \approx 2300$ aliran *transisi*.
3. $Re > 2300$ aliran *turbulen* (partikel *fluida* bergerak secara acak dan berlawanan dengan kecepatan yang berbeda).

Rumus untuk kekasaran *relative* adalah:

$$\text{Kekasaran } \textit{relative} = \epsilon/D \quad (2.22)$$

(Sumber : Fox, 2008)

Keterangan:

ϵ = *Absolute Roughness*

D : Diameter pipa (m)

Adapun rumus yang digunakan untuk mencari *friction factor* adalah sebagai berikut:

$$f = -2 \log_{10} \left(\frac{\epsilon}{3,7D} + \frac{2,51}{Re\sqrt{f}} \right) \quad (2.23)$$

(Sumber : Fox, 2008)

Keterangan:

F = *friction factor*

Re = *Reynolds number*

ϵ = *Absolute Roughness*

D = Diameter pipa (m)

2.15.3. *Losses Minor*

Losses minor adalah kerugian yang terjadi dalam sistem pipa dikarenakan oleh *bends* (tekukan - tekukan), *elbows* (siku – siku), *joint* (sambungan), *valve* dan aksesoris lainnya (Fox, 2008). Untuk menghitung *losses minor* dapat menggunakan rumus:

$$Hl_{\text{Minor}} = k \frac{v^2}{2g} \quad (2.24)$$

Keterangan:

K = Nilai K faktor

v = Kecepatan rata – rata di dalam pipa (m/s)

g = Percepatan gravitasi (9,8 m/s²)

Daya pompa dapat dihitung dengan rumus:

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2} + g \times Z_1 + \frac{W_s}{m} = \frac{P_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2} + g \times Z_2 + H_{\text{Total}} \quad (2.25)$$

Keterangan:

P = tekanan (kg/m. s²)

ρ = berat zat cair persatuan volume (kg/m^3)

v = kecepatan (m/s)

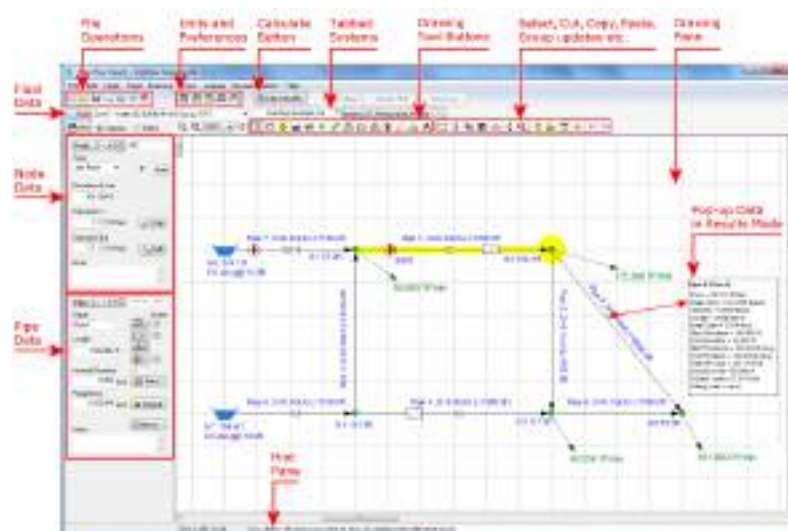
Z = ketinggian (m)

g = gaya gravitasi ($9,8 \text{ m/s}^2$)

W_{sm} = poros pompa

2.16. Pipe Flow Expert

Pipe Flow Expert adalah software yang digunakan untuk melakukan perancangan dan analisis sistem jaringan perpipaan. Software ini mampu mensimulasikan karakteristik aliran *fluida* di dalam pipa serta menghitung kestabilan aliran dan distribusi tekanan yang terjadi pada sistem. Selain itu, *Pipe Flow Expert* menyediakan pilihan penggunaan satuan metrik maupun imperial yang dapat disesuaikan dengan kebutuhan pengguna. Antarmuka *Pipe Flow Expert* merupakan tampilan awal yang muncul saat program dijalankan, di mana pengguna disajikan *area* kerja berbentuk grid persegi sebagai media untuk menggambar jaringan perpipaan agar rancangan yang dihasilkan lebih terstruktur dan proporsional. Pada bagian atas dan samping tampilan juga tersedia toolbar yang dilengkapi dengan berbagai ikon fungsi untuk memudahkan proses perancangan dan pengaturan sistem perpipaan (Hutasoit & Hidayat, 2024).



Gambar 2.38 Tampilan Antarmuka *Pipe Flow Expert*
Sumber: Hutasoit & Hidayat, 2024

Software ini mampu melakukan analisis terhadap berbagai konfigurasi sistem dengan beragam kondisi operasi. Pengguna dapat menetapkan jenis material pipa, ukuran diameter, serta komponen pendukung lainnya seperti *fitting* dan *valve* sesuai dengan desain sistem yang direncanakan. Penempatan dan penambahan komponen tersebut dapat disesuaikan secara fleksibel berdasarkan perancangan hidraulik yang telah ditentukan. Selain fungsi utama tersebut, *Pipe Flow Expert* juga dilengkapi kemampuan untuk melakukan perhitungan hidraulik lanjutan, antara lain dalam menentukan nilai koefisien kehilangan energi (K) akibat terjadinya fenomena *sudden expansion* dan *sudden contraction* pada sistem aliran *fluida*.

Model perhitungan yang dapat diolah menggunakan software ini mencakup berbagai parameter utama sebagai berikut.

1. Ketinggian cairan di dalam tangki (*liquid level*)
2. Tekanan pada permukaan tangki (*surface pressure*)
3. Diameter dan panjang pipa
4. Tingkat kekasaran atau kondisi permukaan pipa
5. Perbedaan elevasi
6. Jenis sambungan serta fitting pipa
7. Komponen tambahan termasuk katup
8. Debit aliran atau kebutuhan aliran (*flow demand*)
9. Tekanan keluaran (*discharge pressure*)
10. Sifat fisik *fluida* seperti densitas dan viskositas

Hasil analisis yang diperoleh dari *Pipe Flow Expert* disajikan dalam bentuk tabel yang memuat informasi terkait pipa, sambungan, pompa, serta besarnya kerugian energi yang terjadi dalam sistem. Data hasil perhitungan tersebut dapat diekspor secara langsung ke Microsoft Excel hanya dengan satu kali klik, sehingga mempermudah proses dokumentasi dan analisis lanjutan. Tabel hasil analisis umumnya menampilkan sejumlah parameter utama sebagai berikut.

1. Laju aliran (*flow rate*)
2. Kecepatan *fluida* di dalam pipa
3. Penurunan tekanan (*pressure drop*)

4. Bilangan *Reynolds*
5. Faktor gesekan (*friction factor*)
6. Kerugian energi pada setiap komponen
7. Tekanan pada masing-masing simpul jaringan (*node pressure*)
8. Titik operasi pompa (*pump operating point*)
9. Tambahan head yang dihasilkan oleh pompa (*added pump head*)
10. Tekanan pada sisi masuk pompa (*pump inlet pressure*)

2.17. Presentase Kesalahan

Menurut Menurut Scuro (2004) sebagaimana dikutip dalam (Jatmika, 2024), dalam suatu penelitian atau eksperimen sangat dianjurkan untuk mengevaluasi tingkat akurasi hasil yang diperoleh dengan menghitung persentase kesalahan (*error percentage*). Perhitungan ini bertujuan untuk mengetahui sejauh mana hasil eksperimen atau simulasi menyimpang dari nilai acuan. Apabila tersedia nilai standar atau hasil perhitungan yang dijadikan sebagai pembandingan, maka tingkat akurasi dapat ditentukan berdasarkan selisih antara nilai hasil eksperimen dengan nilai acuan tersebut. Persentase kesalahan dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$\%Error = \frac{Hasil\ Perhitungan\ Software - Hasil\ Perhitungan\ Manual}{Hasil\ Perhitungan\ Manual} \times 100\% \quad (2.26)$$

Nilai persentase kesalahan yang diperoleh dipengaruhi oleh tingkat presisi metode maupun instrumen yang digunakan, termasuk software sebagai alat bantu perhitungan. Scuro (2004) menyatakan bahwa pada beberapa kondisi penelitian, persentase kesalahan yang masih dapat diterima berada pada kisaran 5–10%.

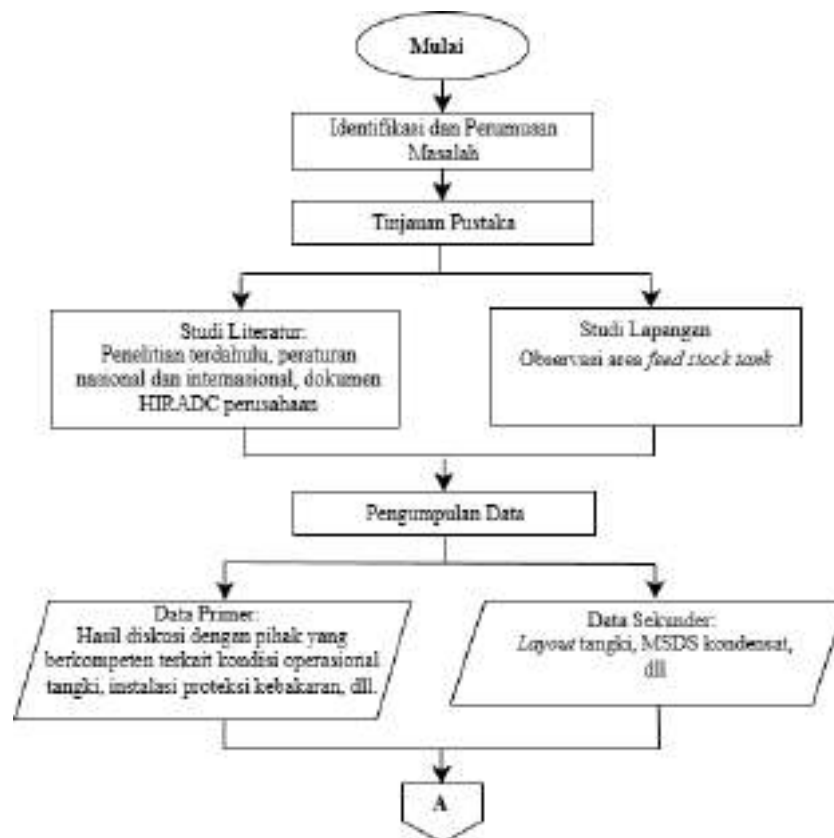
Halaman ini sengaja dikosongkan*

BAB III

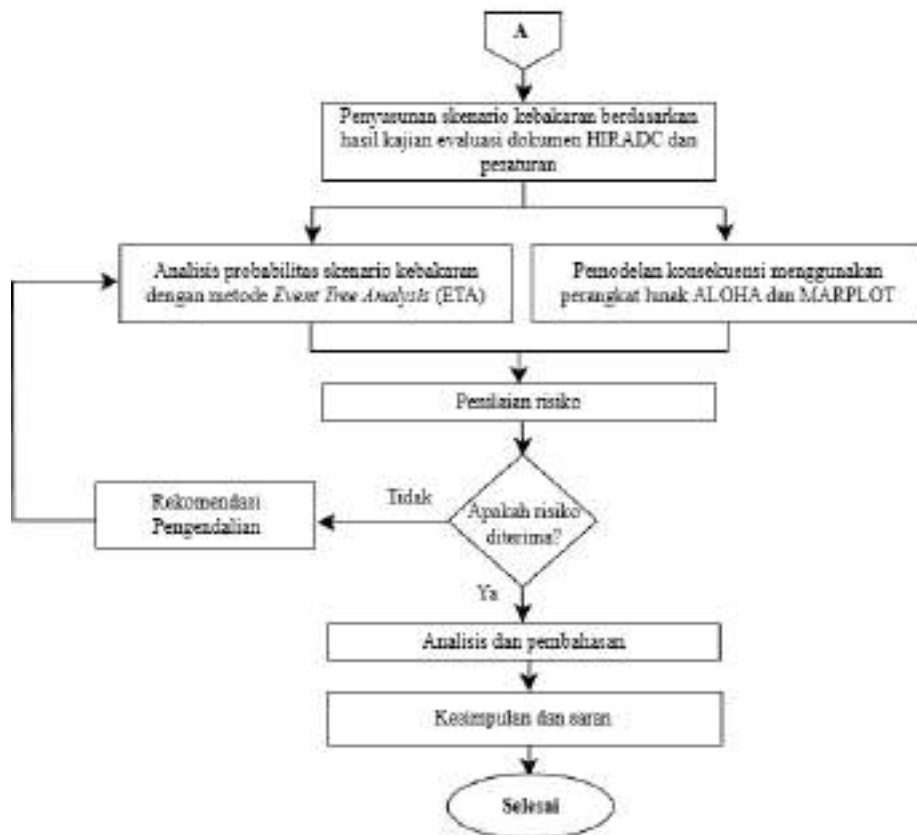
METODE PENELITIAN

Penelitian Tugas Akhir ini dilakukan melalui tahapan kerja terstruktur sebagai kerangka analisis risiko kebakaran pada *feed stock tank*. Penelitian ini meliputi evaluasi HIRADC, analisis probabilitas dengan Event Tree Analysis (ETA), serta pemodelan konsekuensi menggunakan ALOHA dan MARPLOT untuk memperoleh tingkat risiko akhir sebagai dasar rekomendasi pengendalian kebakaran.

Tahapan penelitian yang telah disusun selanjutnya disajikan dalam bentuk *flowchart* untuk menggambarkan alur penelitian secara sistematis dan terstruktur. *Flowchart* ini menunjukkan keterkaitan antar tahapan penelitian, mulai dari tahap awal hingga diperolehnya hasil analisis yang digunakan untuk menjawab tujuan penelitian.



Gambar 3.1 *Flowchart* Penelitian
Sumber: Peneliti, 2025



Gambar 3.1 *Flowchart* Penelitian (Lanjutan)
Sumber: Peneliti, 2025

3.1. Tahap Identifikasi dan Perumusan Masalah

Pada tahap ini, peneliti menentukan masalah utama berdasarkan latar belakang yang menggambarkan situasi atau fenomena yang terjadi. Setelah itu, masalah tersebut dirumuskan secara jelas dan spesifik agar penelitian memiliki fokus dan batasan yang tepat. Rumusan masalah ini kemudian menjadi landasan penyusunan tujuan penelitian sehingga tujuan dapat dirancang dengan tepat sesuai masalah yang ingin diselesaikan. Dalam mendukung latar belakang urgensi penelitian, peneliti melakukan kajian evaluasi HIRADC perusahaan dan peraturan yang relevan.

3.2. Tahap Tinjauan Pustaka

Pada tahap ini, peneliti mengumpulkan, menelaah, dan menganalisis berbagai literatur yang relevan dengan topik penelitian guna memberikan

gambaran tentang perkembangan ilmu serta memperkuat dasar pemikiran penelitian. Tinjauan pustaka ini didasarkan pada studi literatur dan studi lapangan.

3.2.1. Studi Literatur

Studi literatur memberikan landasan teori yang kuat, memahami hasil penelitian terdahulu, dan mengidentifikasi masalah atau gap pengetahuan yang belum terjawab. Peneliti menggunakan studi literatur berupa penelitian terdahulu, peraturan nasional dan internasional, dokumen HIRADC perusahaan.

3.2.2. Studi Lapangan

Studi lapangan dilakukan dengan pengamatan secara langsung dari objek penelitian berupa *feed stock tank* sebagai tempat penyimpanan bahan baku kondensat. Data didapatkan dari hasil wawancara dengan pihak yang berkompeten dan bertanggung jawab atas objek penelitian.

3.3. Tahap Pengumpulan data

Tahap pengumpulan data dilakukan secara sistematis dengan mengumpulkan data *pRimer* dan sekunder yang relevan untuk analisa risiko kebakaran pada *feed stock tank*. Data *pRimer* diperoleh melalui observasi langsung kondisi fisik dari *feed stock tank*, wawancara dengan pihak HSSE sebagai pengelola *fire protection equipment*. Data sekunder didapatkan dari literatur, regulasi dari NFPA dan API terkait ketentuan tata letak tangki dan jenis proteksinya. Kemudian *layout* beserta kapasitas tangki beserta *Material Safety Data Sheet* (MSDS) perusahaan.

3.4. Tahap Pengelolaan Data

Pada tahap pengolahan data, data *pRimer* dan sekunder yang telah terkumpul nantinya diolah dengan beberapa tahapan sebagai berikut.

3.4.1. Penyusunan Skenario Kebakaran

Penyusunan skenario kebakaran dilakukan berdasarkan hasil evaluasi HIRADC dan peraturan yang telah dilaksanakan sebelumnya . Hasil identifikasi bahaya dan penilaian risiko digunakan sebagai dasar

dalam menentukan skenario kebakaran pada *feed stock tank*. Skenario kebakaran yang disusun mencakup berbagai kemungkinan kejadian yang relevan dengan kondisi operasional dan sistem proteksi kebakaran eksisting.

3.4.2. Analisis Risiko Kebakaran Dengan Metode ETA

Analisis selanjutnya memakai metode *Event Tree Analysis*. Pada tahap ini, ditentukan lebih dahulu skenario kebakaran yang ada, kemudian dari skenario dikorelasikan dengan sistem proteksi kebakaran yang sudah terpasang. Setelahnya dilakukan analisis keberhasilan dalam menangani kejadian. Dari hasil analisis didapatkan probabilitas kegagalan dan keberhasilan serta dampak dari kejadian setelah proteksi yang ada bekerja. ETA akan dilakukan dua kali sebelum dan setelah diberikan rekomendasi pengendalian untuk mengetahui seberapa efektif saran rekomendasi pengendalian tersebut dalam menurunkan tingkat risiko.

3.4.3. Pemodelan Konsekuensi

Pemodelan konsekuensi dalam penelitian ini dilakukan dengan menggunakan software ALOHA dan MARPLOT. ALOHA digunakan untuk mensimulasikan dampak kejadian kebakaran dan ledakan berdasarkan parameter skenario yang telah ditentukan, seperti jenis bahan, kondisi meteorologi, karakteristik sumber pelepasan, serta kondisi operasional tangki. Hasil pemodelan berupa estimasi zona bahaya, intensitas panas, dan potensi dampak terhadap *area* sekitar selanjutnya divisualisasikan menggunakan MARPLOT dalam bentuk peta spasial. Pemodelan ini bertujuan untuk memberikan gambaran yang lebih jelas mengenai luas dan tingkat keparahan dampak yang mungkin terjadi, sehingga dapat digunakan sebagai dasar dalam penilaian risiko serta perumusan rekomendasi pengendalian yang sesuai.

3.4.5. Penilaian Tingkat Risiko

Penilaian tingkat risiko dalam penelitian ini dilakukan dengan mengombinasikan hasil analisis probabilitas kejadian dari metode ETA dan hasil pemodelan konsekuensi yang diperoleh dari software ALOHA

dan MARPLOT sehingga menghasilkan *risk matrix* baru sesuai tabel 2.5. Hasil penilaian ini selanjutnya digunakan untuk mengklasifikasikan tingkat risiko ke dalam kategori tertentu, sehingga dapat diketahui tingkat peneRimaan risiko serta menjadi dasar dalam penentuan prioritas pengendalian dan rekomendasi peningkatan sistem proteksi kebakaran. Adapun *risk matrix* yang disajikan pada Lampiran 3 merupakan *risk matrix* milik perusahaan yang secara khusus digunakan untuk evaluasi risiko awal berdasarkan dokumen HIRADC perusahaan.

3.4.6. Perancangan *High Capacity Foam Monitor*

Berdasarkan temuan ketidaksesuaian dan evaluasi risiko kebakaran menggunakan *Event Tree Analysis*, akan diberikan rekomendasi perbaikan sesuai kebutuhan sebagai pemenuhan kesesuaian standar. Perancangan *High Capacity Foam Monitor* disajikan sebagai rekomendasi pengendalian karena saat ini perusahaan belum memiliki sistem proteksi kebakaran yang mampu melindungi *full surface area*. Perancangan ini ditujukan untuk menyediakan aplikasi busa berkapasitas besar dengan jangkauan luas sehingga dapat meningkatkan efektivitas pengendalian kebakaran pada *area* berisiko. Rekomendasi ini bertujuan untuk meminimalkan kemungkinan terjadinya kebakaran maupun mengurangi konsekuensi yang ditimbulkan, sekaligus sebagai upaya pemenuhan terhadap persyaratan dan kesesuaian dengan standar keselamatan yang berlaku.

3.5. Analisis dan Pembahasan

Pada tahap analisis dan pembahasan, hasil pemodelan konsekuensi kebakaran dan ledakan yang diperoleh dari software ALOHA dan MARPLOT dianalisis secara mendalam untuk menilai besarnya dampak yang ditimbulkan terhadap *area* di sekitar *feed stock tank*. Analisis difokuskan pada zona bahaya yang terbentuk, tingkat intensitas panas, serta potensi paparan terhadap peralatan, fasilitas, dan personel. Hasil pemodelan tersebut kemudian dikaitkan dengan skenario kebakaran yang telah disusun dan probabilitas kejadian yang diperoleh dari metode ETA, sehingga dapat ditentukan tingkat risiko secara

menyeluruh. Selanjutnya, hasil analisis ini dibahas dengan mengacu pada kriteria risiko dan standar keselamatan yang berlaku untuk mengevaluasi tingkat penerimaan risiko serta mengidentifikasi kebutuhan peningkatan sistem proteksi kebakaran dan pengendalian risiko yang lebih efektif.

3.6. Kesimpulan dan Saran

Tahapan ini adalah tahapan akhir penelitian, yaitu penyusunan kesimpulan berdasarkan hasil penilaian tingkat risiko kebakaran dan ledakan yang diperoleh dari analisis ETA serta pemodelan konsekuensi menggunakan ALOHA dan MARPLOT. Selain itu, pada sub bab ini disusun saran berupa rekomendasi pengendalian risiko dan peningkatan sistem proteksi kebakaran yang mengacu pada hasil analisis serta ketentuan dan standar yang berlaku.

BAB IV

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1. Pengembangan Skenario Kegagalan

4.1.1. Identifikasi Skenario Berdasarkan HIRADC

Tahapan pertama dalam penelitian ini adalah menentukan skenario kejadian yang akan dianalisis berdasarkan risiko kebakaran pada dokumen HIRADC yang berada di lampiran 2. Hasil penentuan skenario kemudian dianalisis menggunakan langkah-langkah metode FERA. Hasil akhirnya menjadi acuan dalam mengklasifikasikan tingkat risiko dan menetapkan prioritas penanganan yang diperlukan guna mengurangi tingkat risiko yang ditimbulkan. Berikut merupakan beberapa kejadian yang memiliki konsekuensi kebakaran pada dokumen HIRADC perusahaan bagian proses transfer bahan baku.

Tabel 4. 1. Ringkasan Dokumen HIRADC Proses Transfer Bahan Baku

No	Sumber Bahaya	Detail Risiko	Dampak	Hasil Risiko
1	Kesalahan melakukan <i>line up</i>	Salah jalur transfer sehingga bahan baku masuk ke tangki	Kontaminasi bahan baku dan gangguan operasi	Sedang
2	Parameter (suhu, temperatur, <i>pressure</i> , <i>flow</i> , level)	<i>Overfilling</i>	Pencemaran lingkungan dan kebakaran	Sedang
3	<i>Hydrocarbon</i>	Kebocoran pada <i>Seal</i> tangki membentuk uap <i>hydricarbon</i>	Kebakaran <i>area Seal</i> tangki	Sedang
4	Cuaca Ekstrem	Sambaran petir	Kebakaran	Sedang
5	<i>Floating roof</i> tidak bergerak normal	<i>Floating roof</i> macet atau miring sehingga terjadi gesekan berlebih pada <i>Rim Seal</i>	Kerusakan <i>pRimary</i> dan <i>secondary Rim Seal</i>	Sedang
6	Sistem drainase <i>floating roof</i>	<i>Roof drain</i> tersumbat sehingga air hujan menggenang di atas <i>floating roof</i>	<i>roof</i> miring atau tenggelam	Sedang

Sumber: Perusahaan Pengolahan Migas, 2026

Berdasarkan hasil evaluasi dokumen *Hazard Identification, Risk Assessment and Determining Control* (HIRADC) perusahaan, teridentifikasi enam sumber bahaya yang berpotensi terjadi pada *area*

Feed Stock Tank, yaitu kesalahan melakukan *line up*, perubahan parameter proses (*temperature, pressure, flow*, dan *level*), hidrokarbon, cuaca ekstrem, pergerakan *floating roof* yang tidak normal, serta sistem drainase *floating roof*. Dari keenam sumber bahaya tersebut, hanya tiga yang memiliki potensi berkembang menjadi kejadian kebakaran, yaitu kebocoran *Rim Seal*, *Overfilling*, dan sambaran petir. Ketiga kejadian tersebut dipilih karena berkaitan langsung dengan mekanisme kebakaran yang dapat terjadi pada *external floating roof tank*, sedangkan sumber bahaya lainnya lebih dominan menyebabkan gangguan operasional, kerusakan mekanis, atau kegagalan fungsi peralatan tanpa secara langsung menghasilkan kondisi yang dapat memicu kebakaran.

Dalam penelitian ini, skenario yang dianalisis dibatasi pada kebocoran *Rim Seal* dan *Overfilling* karena kedua skenario tersebut merupakan *loss of containment* (LOC), yaitu kondisi ketika hidrokarbon keluar dari sistem penyimpanan akibat kegagalan peralatan maupun penyimpangan operasi. Kebocoran *Rim Seal* menyebabkan pelepasan uap hidrokarbon yang dapat membentuk awan uap mudah terbakar (*flammable vapor cloud*), sedangkan *Overfilling* menyebabkan hidrokarbon meluap keluar dari tangki sehingga membentuk genangan (*pool*) yang berpotensi menghasilkan kebakaran apabila terjadi penyalaan. Dengan demikian, kedua skenario tersebut memenuhi tahapan dasar terjadinya kebakaran, yaitu adanya pelepasan bahan bakar yang kemudian dapat diikuti oleh keberadaan sumber penyalaan/*ignition source*.

Sebaliknya, sambaran petir tidak diperlakukan sebagai skenario kegagalan karena tidak menyebabkan pelepasan hidrokarbon, melainkan hanya berperan sebagai sumber penyalaan. Dalam analisis menggunakan ETA, skenario dimulai dari *initiating event* berupa pelepasan hidrokarbon, sedangkan keberadaan sumber penyalaan dievaluasi sebagai percabangan *ignition* atau *non ignition*. Oleh karena itu, sambaran petir tidak dianalisis sebagai *initiating event*, tetapi diposisikan

sebagai salah satu kemungkinan penyebab terjadinya penyalaaan setelah pelepasan hidrokarbon berlangsung.

Penelitian ini tidak membedakan jenis sumber penyalaaan, seperti sambaran petir, listrik statis, permukaan panas, maupun percikan mekanis. Hal ini didasarkan pada konsep ETA yang memodelkan perkembangan kejadian berdasarkan status penyalaaan (*ignition* atau *non ignition*) setelah pelepasan hidrokarbon, bukan berdasarkan jenis sumber penyalaaannya. Oleh karena itu, seluruh sumber penyalaaan yang memiliki energi cukup diasumsikan memberikan peluang yang sama untuk memicu penyalaaan. Dengan pendekatan tersebut, analisis difokuskan pada mekanisme pelepasan hidrokarbon sebagai *initiating event*, kemudian dievaluasi dua kemungkinan perkembangan kejadian, yaitu *non ignition* dan *ignition*, yang selanjutnya menghasilkan berbagai outcome sesuai konfigurasi sistem proteksi yang tersedia.

Selanjutnya, *outcome* kebakaran yang dihasilkan dari ETA dievaluasi untuk menentukan skenario yang dapat dimodelkan menggunakan software ALOHA. Penggambaran konsekuensi dilakukan berdasarkan empat variasi ukuran lubang kebocoran yang mengacu pada API RP 581, yaitu *small*, *medium*, *Large*, dan *Rupture*. Keempat ukuran tersebut digunakan sebagai variasi skenario pelepasan hidrokarbon untuk menghitung *release rate*, yang selanjutnya digunakan sebagai masukan pada simulasi ALOHA dan divisualisasikan menggunakan MARPLOT. Hasil pemodelan berupa *toxic area*, *flammable area*, dan *thermal radiation area* kemudian digunakan sebagai dasar penentuan *consequence category* dalam penilaian tingkat risiko menggunakan *risk matrix* API RP 581.

4.1.2. Skenario 1: Kebocoran *Rim Seal*



Gambar 4. 1 *Rim Seal Fire*

Skenario ini difokuskan pada terjadinya kegagalan mekanis maupun penurunan kondisi pada sistem *Seal* di *area* sekeliling atap terapung yang mengakibatkan uap hidrokarbon terlepas dan terdispersi ke atmosfer.

- **Mekanisme kegagalan:** kebocoran dapat disebabkan adanya celah/gap pada *area Seal* akibat dinding tangki mengalami perubahan bentuk atau kelenturan sehingga uap hidrokarbon *release* ke atmosfer.
- **Kategori ukuran lubang:** Lubang yang dipakai untuk simulasi adalah *small* (1/4 inch), *medium* (1 inch) dan *Large* (4 inch) dengan toleransi deviasi lokal antara *floating roof* dan *shell* adalah ± 100 mm (± 4 inch) jika didasarkan pada API 650.
- **Urutan kejadian:**
 1. Terjadi kegagalan awal pada komponen *Rim Seal*, baik akibat korosi yang membentuk celah atau robekan berupa lubang.
 2. Cairan hidrokarbon yang berada di bawah struktur atap terapung (*floating roof*) menguap secara konstan.
 3. Uap hidrokarbon tersebut meloloskan diri (*release*) melewati celah atau robekan *Seal* yang rusak menuju atmosfer luar tangki secara kontinu membentuk *vapor*.
 4. Jika terdapat sumber penyalaan maka bisa terbakar.

5. Waktu kebocoran untuk *small* selama 20 menit, *medium* 10 menit dan *Large* selama 5 menit.
- **Dampak:** *Toxic* dan kebakaran
 - **Asumsi:**
 1. Terdapat dua kejadian yang berbeda yaitu *ignition* dan *non ignition*

4.1.3. Skenario 2: *Overfilling*



Gambar 4. 2 *Overfilling*

Skenario ini akibat kegagalan sistem kontrol atau kesalahan operasional manusia yang menyebabkan volume *fluida* melebihi kapasitas desain tangki.

- **Mekanisme kegagalan:** Kondisi ini dapat disebabkan oleh kegagalan fungsi *High-High Level Alarm* (HHL) dalam memberikan peringatan saat level cairan mencapai batas kritis selama proses pengisian tangki berlangsung.
- **Kategori ukuran lubang:** Lubang yang dipakai untuk simulasi adalah *small* (1/4 inch), *medium* (1 inch), *Large* (4 inch) dan *Rupture* (16 inch)
- **Urutan kejadian:**
 1. *High-High Level Alarm* (HHL) gagal berfungsi, sehingga pompa terus mengisi tangki melampaui kapasitas normal.

2. Cairan hidrokarbon keluar melewati *Seal* dan tumpah deras membanjiri dinding tangki menuju *bundwall* sehingga titik kebocoran berada di *area* paling atas tangki
 3. Jika terdapat sumber penyalaan maka akan terbakar.
- **Dampak:** Radiasi kebakaran
 - **Asumsi:**
 1. Terdapat dua kejadian yang berbeda yaitu *ignition* dan *non ignition*
 2. Sumber penyalaan diabaikan dalam artian bebas bersumber dari mana saja.

4.2. Analisis Risiko Kebakaran Tangki Menggunakan Metode ETA

4.2.1. Penentuan Nilai *Probability* dari *Initiating Event* dan *Pivotal Event*

Setelah skenario kebakaran ditetapkan berdasarkan hasil evaluasi HIRADC, tahap selanjutnya adalah melakukan analisis probabilitas menggunakan metode Event Tree Analysis (ETA). Metode ini digunakan untuk mengevaluasi perkembangan kejadian sejak *initiating event* hingga menghasilkan berbagai kemungkinan *outcome* berdasarkan keberhasilan maupun kegagalan sistem proteksi yang tersedia. Pada penelitian ini, penyusunan ETA dilakukan untuk dua skenario, yaitu kebocoran *Rim Seal* dan *Overfilling*.

Tabel 4. 2 *Probability Initiating Event*

No.	<i>Initiatin Event</i>	<i>Probability of Failure per Year</i>	<i>Reference</i>
1	<i>Kebocoran Rim Seal (Release Hidrokarbon)</i>	10^{-4}	<i>Guidelines for Initiating Events and Independent Protection Layers in Layer of Protection Analysis Data Table 4.18. Atmospheric tank</i>
2	<i>Overfilling</i>	10^{-2}	<i>API 581 Risk-Based Inspection Methodology - Table 6.3. Default Initiating Event Frequencies</i>

Tabel 4. 3 *Probability Pivotal Event*

No	<i>Pivotal Event</i>	<i>Probability of Failure on Demand</i>	<i>Probability of Success on Demand</i>	<i>Reference</i>
1	<i>Automatic Tank Gauge</i>	$6,57 \times 10^{-4}$	$9,9993 \times 10^{-1}$	<i>PDS Data Handbook 2010 Edition: Reliability Data for Safety Instrumented</i>

				<i>Systems - Table 3. Failure rates, coverages and SFF for input devices</i>
2	<i>Bundwall</i>	10^{-2}	$9,9 \times 10^{-1}$	<i>Guidelines for Initiating Events and Independent Protection Layers in Layer of Protection Analysis – data table 5.8. dikes, berms, and bunds</i>
3	<i>Drain Pit</i>	$5,4 \times 10^{-4}$	$9,99453 \times 10^{-1}$	<i>OGP Risk Assessment Data Directory – Appendix 1 - Table I.1 Illustrative Data for a Riser ESD Valves System</i>
4	<i>Emergency Tank to Tank</i>	10^{-1}	9×10^{-1}	<i>Guidelines for Initiating Events and Independent Protection Layers in Layer of Protection Analysis – data table 5.46. Human response to an abnormal condition</i>
5	<i>Flame detector</i>	$1,752 \times 10^{-3}$	$9,8248 \times 10^{-1}$	<i>PDS Data Handbook 2010 Edition: Reliability Data for Safety Instrumented Systems - Table 3. Failure rates, coverages and SFF for input devices</i>
6	<i>Deluge system remote operate</i>	$1,5 \times 10^{-2}$	$9,85 \times 10^{-1}$	<i>OGP Risk Assessment Data Directory – Appendix 1 - Table I.1 Illustrative Data for a Riser ESD Valves System</i>
7	<i>Manual deluge system</i>	10^{-1}	9×10^{-1}	<i>Guidelines for Initiating Events and Independent Protection Layers in Layer of Protection Analysis – data table 5.46. Human response to an abnormal condition</i>
8	<i>Fire Monitor</i>	10^{-2}	$9,9 \times 10^{-1}$	<i>OGP Risk Assessment Data Directory – Appendix 1 - Table I.1 Illustrative Data for a Riser ESD Valves System</i>
9	<i>Foam chamber</i>	$8,3 \times 10^{-2}$	$9,17 \times 10^{-1}$	<i>(Ramezanifar et al., 2023)</i>
10	<i>Fire truck</i>	10^{-1}	9×10^{-1}	<i>Guidelines for Initiating Events and Independent Protection Layers in Layer of Protection Analysis – data table 5.46. Human response to an abnormal condition</i>

Keterangan:

- *Probability of failure per year* adalah probabilitas suatu komponen atau sistem mengalami kegagalan dalam kurun waktu satu tahun operasi
- *Probability of failure on demand* adalah probabilitas suatu sistem atau fungsi keselamatan gagal menjalankan fungsi yang dipersyaratkan ketika menerima permintaan (*demand*) untuk beroperasi
- *Probability of success on demand* adalah probabilitas suatu sistem atau fungsi keselamatan berhasil menjalankan fungsi yang dipersyaratkan ketika menerima permintaan (*demand*) untuk beroperasi

Probability of Success diambil dari persamaan 2.2. *Probability of Failure on Demand* (PFD) yang tercantum pada Tabel 5 diperoleh secara langsung tersedia di referensi serta nilai yang dihitung berdasarkan data dari PDS Data Handbook dan jurnal. Hal ini disebabkan karena data yang tersedia sering kali dinyatakan dalam bentuk *failure rate* per tahun atau per jam, sehingga perlu dikonversi untuk memperoleh nilai PFD berdasarkan persamaan 2.1. Dari rumus tersebut, ada beberapa *pivotal event* yang harus dihitung terlebih dahulu diantaranya level indikator, *flame detector*, dan *foam chamber* dengan hitungan sebagai berikut.

1. *Automatic Tank Gauge*

$$\begin{aligned}
 \lambda DU &= 0,6 \times 10^{-6} = 0,0000006/\text{jam} \\
 \tau &= \text{Preventive maintenance 3 bulanan (Data Perusahaan, 2026)} \\
 &= 0,25 \text{ kali dalam setahun} \\
 &= 0,25 \times 8760 = 2190 \text{ jam} \\
 PDS &= \frac{\lambda DU \cdot \tau}{2} \\
 &= \frac{0,0000006 \times 2160}{2} = 0,000657 = 6,57 \times 10^{-4}
 \end{aligned}$$

2. *Flame detector*

$$\begin{aligned}
 \lambda DU &= 0,8 \times 10^{-6} = 0,0000008/\text{jam} \\
 \tau &= \text{Inspeksi rutin 6 bulanan (Data Perusahaan, 2026)} \\
 &= 0,5 \text{ kali dalam setahun}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 0,5 \times 8760 = 4380 \text{ jam} \\
\text{PDS} &= \frac{\lambda \text{DU} \cdot \tau}{2} \\
&= \frac{0,0000008 \times 4380}{2} = 0,001752 = 1,752 \times 10^{-3}
\end{aligned}$$

3. *Foam Chamber*

$$\begin{aligned}
\lambda \text{DU} &= 0,166/\text{tahun} \\
&= \frac{0,166}{8760 \text{ jam}} = 0,0000189/\text{jam} \\
\tau &= \text{Inspeksi rutin satu kali dalam setahun (Data Perusahaan, 2026)} \\
&= 1 \times 8760 = 8760 \text{ jam} \\
\text{PDS} &= \frac{\lambda \text{DU} \cdot \tau}{2} \\
&= \frac{0,0000189 \times 8760}{2} = 0,083 = 8,3 \times 10^{-2}
\end{aligned}$$

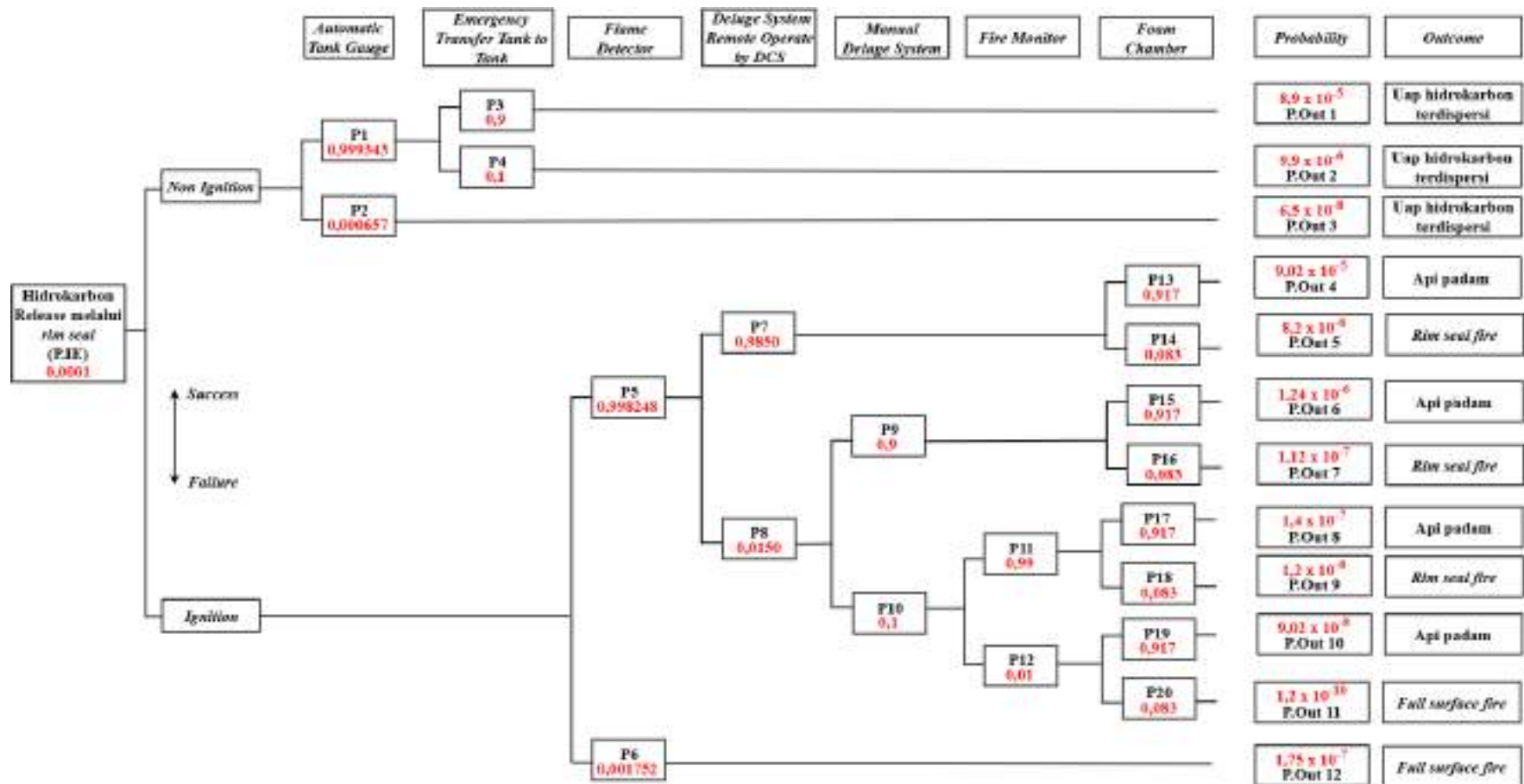
4. *Drain Pit*

$$\begin{aligned}
\lambda \text{DU} &= 0,05589/\text{tahun} \\
&= \frac{0,05589}{8760 \text{ jam}} = 0,0000063/\text{jam} \\
\tau &= \text{Inspeksi visual secara rutin seminggu sekali (Data Perusahaan, 2026)} \\
&= 0,0192 \text{ kali dalam setahun} \\
&= 0,0192 \times 8760 = 168 \text{ jam} \\
\text{PDS} &= \frac{\lambda \text{DU} \cdot \tau}{2} \\
&= \frac{0,0000063 \times 168}{2} = 0,00054 = 5,4 \times 10^{-4}
\end{aligned}$$

4.2.2. Hasil ETA Skenario Kebocoran *Rim Seal*

Pada skenario ini, percabangan pada ETA disusun berdasarkan urutan respons sistem proteksi terhadap kebocoran *Rim Seal*. Setiap percabangan menunjukkan dua kemungkinan kondisi, yaitu sistem proteksi berhasil menjalankan fungsinya (*success*) atau gagal beroperasi (*failure*). Kombinasi dari setiap kondisi tersebut menghasilkan beberapa *outcome* yang memiliki probabilitas berbeda sesuai dengan keandalan masing-masing *safeguard*. *Safeguard* yang digunakan untuk kondisi *non*

ignition diantaranya *automatic tank gauge* dan *emergency transfer tank to tank*. Sedangkan *safeguard* untuk kondisi *ignition* antara lain *flame detector*, *deluge system remote operate*, *manual deluge system*, *fire monitor* dan *foam chamber*. Hasil dari diagram ETA untuk skenario kebocoran *Rim Seal* sebagai berikut.



Gambar 4. 3 ETA Skenario Kebocoran Rim Seal

Berdasarkan diagram ETA pada Gambar 4.3, dihasilkan 12 *outcome* sebagai berikut.

Tabel 4. 4 Hasil *Outcome* Skenario Kebocoran *Rim Seal*

Hasil Outcome				
No	P.out	Jenis Kejadian	(P.IE x P _{Pivotal Event})	Proability/Year
Non Ignition				
1	P.out 1	Uap hidrokarbon terdispersi	P = P.IE x P1 x P3	8,9 x 10 ⁻⁵
2	P.out 2	Uap hidrokarbon terdispersi	P = P.IE x P1 x P4	9,9 x 10 ⁻⁶
3	P.out 3	Uap hidrokarbon terdispersi	P = P.IE x P2	6,5 x 10 ⁻⁸
Ignition				
4	P.out 4	Api padam	P = P.IE x P5 x P7 x P13	9,02 x 10 ⁻⁵
5	P.out 5	Rim Seal fire	P = P.IE x P5 x P7 x P14	8,2 x 10 ⁻⁶
6	P.out 6	Api padam	P = P.IE x P5 x P8 x P9 x P15	1,24 x 10 ⁻⁶
7	P.out 7	Rim Seal fire	P = P.IE x P5 x P8 x P9 x P16	1,12 x 10 ⁻⁷
8	P.out 8	Api padam	P = P.IE x P5 x P8 x P10 x P11 x P17	1,4 x 10 ⁻⁷
9	P.out 9	Rim Seal fire	P = P.IE x P5 x P8 x P10 x P11 x P18	1,2 x 10 ⁻⁸
10	P.out 10	Api padam	P = P.IE x P5 x P8 x P10 x P12 x P19	9,02 x 10 ⁻⁸
11	P.out 11	Full surface fire	P = P.IE x P5 x P8 x P10 x P12 x P20	1,2 x 10 ⁻¹⁰
12	P.out 12	Full surface fire	P = P.IE x P6	1,75 x 10 ⁻⁷

Berdasarkan beberapa *outcome* yang dihasilkan dari diagram ETA, setelahnya *outcome* dengan jenis kejadian yang sama dikelompokkan ke dalam satu kategori untuk memperoleh nilai probabilitas total sebagai berikut.

Tabel 4. 5 *Final Probability per Year* Skenario Kebocoran *Rim Seal*

No	Kondisi	<i>Outcome</i>	<i>Final Probability per Year</i>
1	<i>Non Ignition</i>	Uap hidrokarbon terdispersi	10^{-4}
	<i>Ignition</i>	Api padam	$9,16 \times 10^{-5}$
		<i>Rim Seal fire</i>	$8,29 \times 10^{-6}$
		<i>Full surface fire</i>	$1,75 \times 10^{-7}$

Berdasarkan hasil pengelompokan tersebut, *outcome* uap hidrokarbon terdispersi memiliki probabilitas besar pada kondisi *non ignition* yaitu sebesar 10^{-4} /tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pada saat

terjadi pelepasan hidrokarbon, kondisi yang paling mungkin terjadi adalah uap menyebar ke lingkungan tanpa mengalami penyalaan langsung. Meskipun tidak menimbulkan kebakaran secara langsung, kondisi ini tetap perlu mendapat perhatian karena awan uap yang terbentuk dapat bergerak mengikuti kondisi meteorologi dan berpotensi mengalami penyalaan tertunda/*delayed ignition* apabila bertemu dengan sumber panas atau percikan api.

Sedangkan pada kondisi *ignition, outcome* api padam memiliki probabilitas sebesar $9,16 \times 10^{-5}$ /tahun yang menunjukkan bahwa api yang muncul tidak berkembang menjadi kebakaran yang lebih besar karena berhasil padam secara alami atau dikendalikan oleh sistem proteksi yang tersedia. Sementara itu, *Rim Seal fire* memiliki probabilitas sebesar $8,29 \times 10^{-6}$ /tahun. Kejadian ini umumnya terjadi pada *area* celah antara dinding tangki dan *floating roof*, sehingga dampaknya relatif lebih terbatas dibandingkan kebakaran permukaan penuh. Adapun *full surface fire* merupakan *outcome* dengan probabilitas paling kecil yaitu $1,75 \times 10^{-7}$ /tahun, namun memiliki tingkat konsekuensi yang paling tinggi. Pada *outcome* ini, kebakaran melibatkan seluruh permukaan cairan hidrokarbon di dalam tangki sehingga menghasilkan radiasi termal yang besar, durasi kebakaran yang lebih lama, serta potensi kerusakan aset dan dampak terhadap personel yang lebih signifikan. Dari keseluruhan *outcome* yang dihasilkan, kejadian *non ignition* yang akan dianalisa lebih lanjut berupa *outcome* hidrokarbon terdispersi dimana ini sebagai *outcome* tunggal, sedangkan pada kejadian *ignition* yang akan dianalisa lebih lanjut berupa *outcome Rim Seal fire* karena *outcome* inilah yang bisa dilanjutkan pemodelan di software ALOHA dan MARPLOT.

4.2.3. Hasil ETA Skenario *Overfilling*

Pada skenario ini, percabangan pada ETA disusun berdasarkan urutan respons sistem proteksi terhadap kebocoran. Setiap percabangan menunjukkan dua kemungkinan kondisi, yaitu sistem proteksi berhasil menjalankan fungsinya atau gagal beroperasi. Kombinasi dari setiap

kondisi tersebut menghasilkan beberapa *outcome* yang memiliki probabilitas berbeda sesuai dengan keandalan masing-masing *safeguard*. *Safeguard* yang digunakan untuk kondisi *non ignition* diantaranya *automatic tank gauge*, *bundwall* dan *emergency pit*. Sedangkan *safeguard* untuk kondisi *ignition* antara lain *flame detector*, *deluge system remote operate*, *manual deluge system*, *fire monitor* dan *fire truck*. Hasil dari diagram ETA untuk skenario *Overfilling* sebagai berikut.



Berdasarkan beberapa *outcome* yang dihasilkan dari diagram ETA, setelahnya *outcome* dengan jenis kejadian yang sama dikelompokkan ke dalam satu kategori untuk memperoleh nilai probabilitas total sebagai berikut.

Tabel 4. 6 Hasil *Outcome* Skenario *Overfilling*

No	Hasil Outcome			Proability
	P.out	Jenis Kejadian	(P.IE x P ^{Pivotal Event})	
Non Ignition				
1	P.out 1	Liquid dapat dikendalikan	P = P.IE x P1 x P3 x P5	9,88 x 10 ⁻³
2	P.out 2	Pencemaran lingkungan	P = P.IE x P1 x P3 x P6	5,34 x 10 ⁻⁶
3	P.out 3	Pencemaran lingkungan	P = P.IE x P1 x P4 x P7	9,98 x 10 ⁻⁵
4	P.out 4	Pencemaran lingkungan	P = P.IE x P1 x P4 x P8	5,4 x 10 ⁻⁸
5	P.out 5	Pencemaran lingkungan	P = P.IE x P2	6,57 x 10 ⁻⁶
Ignition				
6	P.out 6	Full surface fire	P = P.IE x P9 x P11 x P17	8,85 x 10 ⁻³
7	P.out 7	Full surface fire, pool fire	P = P.IE x P9 x P11 x P18	9,83 x 10 ⁻⁴
8	P.out 8	Full surface fire	P = P.IE x P9 x P12 x P13 x P19	1,21 x 10 ⁻⁴
9	P.out 8	Full surface fire, pool fire	P = P.IE x P9 x P12 x P13 x P20	1,35 x 10 ⁻⁵
10	P.out 9	Full surface fire	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P15 x P21	1,33 x 10 ⁻⁵
11	P.out 10	Full surface fire, pool fire	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P15 x P22	1,48 x 10 ⁻⁶
12	P.out 11	Full surface fire	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P16 x P23	1,35 x 10 ⁻⁷
13	P.out 12	Domino effect fire	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P16 x P24	1,5 x 10 ⁻⁸
14	P.out 13	Domino effect fire	P = P.IE x P10	1,75 x 10 ⁻⁵

Berdasarkan beberapa *outcome* yang dihasilkan dari analisis, *domino effect fire* merupakan skenario dengan tingkat konsekuensi paling tinggi. Pada kejadian ini, kebakaran bisa menjalar ke tangki lainnya sehingga menimbulkan dampak yang lebih besar. Sementara dampak lainnya berupa *full surface fire* dan *pool fire*. *Pool fire* merupakan kejadian kebakaran yang terjadi akibat penyalaan pada genangan setelah terjadinya kebocoran atau *Overfilling* yang tertagan di *bundwall*. Meskipun dampaknya umumnya lebih terbatas dibandingkan

domino effect fire, pool fire tetap menjadi salah satu skenario yang perlu mendapat perhatian karena berpotensi berkembang menjadi kebakaran yang lebih besar apabila upaya pemadaman tidak dilakukan secara efektif. Selanjutnya, *outcome* dengan jenis kejadian yang sama dikelompokkan ke dalam satu kategori untuk memperoleh nilai probabilitas total sebagai berikut.

Tabel 4. 7 *Final Probability per Year* Skenario *Overfilling*

No	Kondisi	Outcome	Final Probability per Year
1	Non Ignition	Liquid dapat dikendalikan	$9,98 \times 10^{-3}$
		Pencemaran lingkungan	$5,34 \times 10^{-6}$
	Ignition	Pool fire	$9,98 \times 10^{-4}$
		Full surface fire	$9,98 \times 10^{-3}$
		Fire Escalation	$1,75 \times 10^{-5}$

Berdasarkan hasil analisis *Event Tree Analysis* (ETA) yang ditunjukkan pada tabel di atas, *outcome* yang diperoleh terdiri dari kondisi *non ignition* dan *ignition* dengan nilai probabilitas yang berbeda-beda. Nilai probabilitas tersebut menggambarkan kemungkinan terjadinya masing-masing *outcome* setelah terjadi pelepasan cairan hidrokarbon. Pada kondisi *non ignition*, *outcome liquid* dapat dikendalikan memiliki probabilitas terbesar yaitu sebesar $9,98 \times 10^{-3}$ /tahun. Hal ini menunjukkan bahwa sebagian besar kejadian pelepasan cairan masih dapat ditangani oleh *safeguard* yang ada. Sementara itu, *outcome* pencemaran lingkungan memiliki probabilitas yang jauh lebih kecil, yaitu sebesar $5,34 \times 10^{-6}$ /tahun. Skenario ini terjadi ketika cairan yang terlepas tidak dapat sepenuhnya dikendalikan sehingga mencapai *area* di luar sistem penampungan dan berpotensi mencemari tanah, badan air, atau lingkungan sekitar. Meskipun probabilitasnya relatif rendah, dampak yang ditimbulkan dapat bersifat jangka panjang sehingga tetap perlu menjadi perhatian dalam pengelolaan risiko lingkungan.

Pada kondisi *ignition*, *outcome pool fire* memiliki probabilitas sebesar $9,98 \times 10^{-4}$ /tahun dan menjadi salah satu skenario yang paling dominan. Kejadian ini terjadi ketika cairan yang terlepas membentuk

genangan dan kemudian bertemu sumber penyalaan. Kebakaran yang terjadi akan menghasilkan radiasi termal yang dapat membahayakan personel, merusak peralatan di sekitar lokasi kejadian, serta mengganggu operasional fasilitas. Selanjutnya, *outcome full surface fire* memiliki probabilitas sebesar $9,98 \times 10^{-3}$ /tahun. Skenario ini menggambarkan kondisi ketika kebakaran berkembang hingga melibatkan seluruh permukaan cairan mudah terbakar. Dibandingkan dengan *pool fire*, skenario ini memiliki konsekuensi yang lebih besar karena menghasilkan radiasi panas yang lebih tinggi, durasi kebakaran yang lebih lama, serta potensi kerusakan aset yang lebih luas. Oleh karena itu, meskipun probabilitasnya lebih kecil, *full surface fire* merupakan salah satu skenario yang perlu mendapat perhatian khusus dalam analisis risiko. Adapun *outcome fire escalation* memiliki probabilitas paling rendah yaitu sebesar $1,75 \times 10^{-5}$ /tahun. Skenario ini terjadi ketika kebakaran awal menyebabkan kegagalan atau penyalaan pada peralatan maupun fasilitas lain di sekitarnya sehingga mengakibatkan eskalasi. Walaupun frekuensi kejadiannya relatif kecil, konsekuensi yang ditimbulkan dapat sangat signifikan karena berpotensi memperluas *area* terdampak, meningkatkan kerugian aset, dan memperbesar risiko terhadap keselamatan pekerja.

Setelah didapatkan masing-masing *probability outcome* dari kedua skenario, dilakukan analisa konsekuensi melalui pemodelan menggunakan software ALOHA dan MARPLOT. Namun, tidak semua *outcome* akan dilakukan analisa karena keterbatasan software. Untuk kebocoran *Rim Seal*, *outcome* yang akan dilakukan analisa adalah uap hidrokarbon terdispersi dan *Rim Seal fire*. Sedangkan untuk skenario *Overfilling*, *outcome* yang akan dilakukan analisa adalah *pool fire*.

4.3. Pemodelan Konsekuensi Menggunakan ALOHA dan MARPLOT

4.3.1. Inputan Data Pemodelan ALOHA

Sebelum melakukan penentuan skenario kegagalan, terlebih dahulu dilakukan pengumpulan data operasional pada tangki

penyimpanan tipe *External Floating Roof Tank* (EFRT). Data tersebut digunakan sebagai parameter dasar dalam proses penentuan *consequence* yang mengacu pada standar API 581.

1. Data Operasional Tangki

Data mekanikal dan spesifikasi material pada tangki penyimpanan dirangkum dalam Tabel 4.1.

Tabel 4. 8 Data Operasional Tangki

No	Properties	Nilai	Satuan
1	<i>Diameter</i>	65500	mm
2	<i>Height</i>	20700	mm
3	<i>Operating Pressure</i>	2	kg/cm ²
		28,44668	Psia
		196133,0314	Pascal
4	<i>Atmosphere Pressure</i>	1	atm
		14,696	Psia
			Pascal
5	<i>Operating Temperature</i>	38	°C
		311,15	K
6	<i>Specific Gravity</i>	0,7467	-
7	<i>Density</i>	734,014	kg/m ³
8	<i>Gravity</i>	9,8	m/s ²
9	<i>Flowrate Tank</i>	233	m ³ /h
		0,064722222	m ³ /h

Sumber: Perusahaan Pengolahan Migas, 2026

2. Data Fluida

Fluida yang disimpan pada tangki merupakan hidrokarbon cair yang termasuk dalam kategori *flammable liquid* atau cairan mudah terbakar berupa kondensat.

Tabel 4. 9 Komponen Kondensat

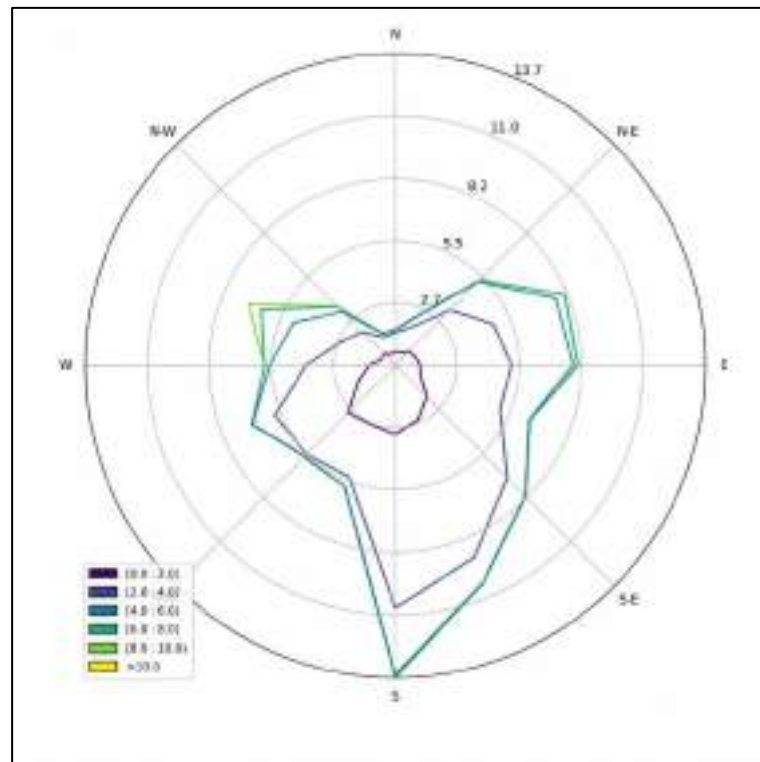
No	Component	Molecular Weight (g/mol)
1	C6 (<i>Hexane</i>)	86
2	C7 (<i>Heptane</i>)	100
3	C8 (<i>Octane</i>)	114
4	C9 (<i>Nonane</i>)	128
5	C10 (<i>Decane</i>)	142
6	C11 (<i>Undecane</i>)	156
7	C12 (<i>Dodecane</i>)	170

Sumber: Perusahaan Pengolahan Migas, 2026

3. Data Atmosfer

Data atmosfer yang digunakan dari tahun 2022-2026 meliputi kecepatan angin, arah angin, temperatur udara, kelembapan relatif dan kondisi atmosfer yang diperoleh dari data meteorologi lokasi

penelitian yang terletak pada $-6^{\circ}7648834'$ LU dan $111^{\circ}9489254'$ BT. Untuk temperatur udara diambil dari rata-rata selama lima tahun, sedangkan kecepatan angin dan arah angin diambil dari data dominan menggunakan *jupyterlab* yang digambarkan melalui diagram *windrose*.



Gambar 4. 5 Hasil Diagram *Windrose*
Sumber: JupyterLab, 2026

Dari gambar 2.39, didapatkan parameter kecepatan angin dan arah angin yan tertulis pada tabel 4.10. Berikut merupakan data atmosfer yang digunakan sebagai parameter lingkungan untuk simulasi di *software* ALOHA.

Tabel 4. 10 Data Atmosfer

No	Parameter	Hasil	Satuan
1	Kecepatan angin	4	m/s
2	Arah angin	Selatan	-
3	Temperatur	26	$^{\circ}\text{C}$
4	<i>Stabilitas Class</i>	D	-

Sumber: Open Meteo, 2026

Penelitian ini menggunakan parameter *humidity* untuk menganalisis pengaruh kondisi atmosfer terhadap hasil simulasi

konsekuensi serta menentukan kondisi yang menghasilkan dampak terbesar. Sebelum pemodelan dilakukan, diperlukan beberapa parameter masukan yang menggambarkan karakteristik pelepasan *fluida*. Parameter utama yang digunakan adalah *mass release rate*, yaitu laju massa *fluida* yang terlepas ke lingkungan per satuan waktu. Nilai ini dihitung berdasarkan kondisi operasi dan sifat fisik *fluida* yang kemudian digunakan sebagai input pada ALOHA.

4.3.2. Penentuan Laju Aliran Massa

1. Skenario 1: Kebocoran Rim Seal (Release Hidrokarbon)

Pada skenario kebocoran *Rim Seal*, *fluida* yang terlepas ke atmosfer berupa fasa gas. Komponen yang digunakan dalam pemodelan adalah hidrokarbon C6–C8 karena komponen tersebut merupakan fraksi paling ringan dan paling volatil di antara rentang C6–C12 yang terkandung dalam tangki. Berikut merupakan penentuan laju alirannya.

a. *Fluida* Representatif

Data *fluida* representatif hidrokarbon C6–C8 yang digunakan dalam penelitian ini mengacu pada Tabel X. Data tersebut selanjutnya digunakan untuk menentukan nilai *specific heat ratio* (k) yang diperlukan dalam perhitungan laju pelepasan.

Tabel 4. 11 *Fluida* Representatif Kondensat

No	Properties	Nilai	Satuan
1	<i>Molecular Weight</i>	100	g/mol
2	<i>Liquid Dencity</i>	684,018	kg/m ³
3	<i>Normal Boilling Point</i> (°C)	99	°C
4	<i>Ideal Gas Constant</i> (Cp): - A - B - C - D - E	-5,146 0,676 0,000365 0,0000000766 N/A	-
5	AIT	223	°C
6	Cp	2004,34622	J/kg.K
7	Konstanta Gas Universal	8,31444	J/mol.K
8		8314,44	J/Kmol.K
9	<i>Individual Gas Constant</i> (R)	83,1444	J/kg.K
10	<i>Specific Heat Ratio</i> (k)	1,0507452	-

Sumber: API 581, 2000

Berdasarkan data pada Tabel 4.11, nilai *specific heat ratio* diperoleh sebesar 1,0507452 dari persamaan 2.3. Nilai tersebut digunakan sebagai parameter input dalam perhitungan pelepasan *fluida* bertekanan dan simulasi konsekuensi menggunakan software yang digunakan pada penelitian ini.

b. Ukuran Lubang Kebocoran

Penentuan ukuran lubang kebocoran pada skenario kebocoran *Rim Seal* mengacu pada toleransi deviasi lokal antara *floating roof* dan *shell* sebesar ± 100 mm/ ± 4 inci (API 650). Berdasarkan API 581, ukuran lubang kebocoran dibedakan menjadi tiga kategori yaitu *small*, *medium* dan *Large*.

Tabel 4. 12 Ukuran Lubang Kebocoran Skenario Kebocoran *Rim Seal*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Besaran (mm)	Luas (m ²)
1	<i>Small</i>	6,4	0,00003
2	<i>Medium</i>	25	0,0005
3	<i>Large</i>	102	0,0082

c. Penentuan Laju Kebocoran

Perhitungan laju kebocoran dilakukan untuk menentukan jumlah massa *fluida* yang keluar melalui lubang kebocoran per satuan waktu. Berdasarkan hasil perhitungan, diperoleh nilai tekanan transisi (*Ptrans*) sebesar 1,01325 bar. Karena tekanan operasi sistem lebih besar daripada tekanan transisi ($P_{op} > P_{trans}$), maka mekanisme pelepasan *fluida* terjadi dalam kondisi “*sonic*”. Pada kondisi ini, kecepatan aliran *fluida* yang keluar diasumsikan sama dengan kecepatan suara. Hasil perhitungan laju kebocoran sebagai berikut.

Tabel 4. 13 Laju Kebocoran Skenario Kebocoran *Rim Seal*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Nilai	Satuan
1	<i>Small</i>	0,0242242	kg/s
2	<i>Medium</i>	0,369641	kg/s
3	<i>Large</i>	6,1531926	kg/s

Hasil perhitungan menunjukkan bahwa laju kebocoran meningkat seiring dengan bertambahnya ukuran lubang kebocoran.

d. Perkiraan Jumlah Massa yang Keluar Selama 3 Menit

Estimasi massa *fluida* yang terlepas dilakukan dengan asumsi durasi kebocoran selama 3 menit. Hasil perhitungan jumlah massa yang keluar selama sebagai berikut.

Tabel 4. 14 Perkiraan Jumlah Massa yang Keluar Selama 3 Menit untuk Skenario Kebocoran *Rim Seal*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Nilai	Satuan
1	Small	4,360463145	kg
2	Medium	66,53538734	kg
3	Large	1107,574672	kg

e. Penentuan Tipe Pelepasan

Penentuan tipe pelepasan dilakukan berdasarkan kriteria API 581 yang mengklasifikasikan pelepasan menjadi *continuous* dan *instantaneous*. Pelepasan dengan massa <10.000 lbs dikategorikan sebagai *continuous*, sedangkan pelepasan dengan massa >10.000 lbs dikategorikan sebagai *instantaneous*. Klasifikasi tipe pelepasan ini menjadi dasar dalam pemilihan metode pemodelan konsekuensi dan penentuan *area* dampak pada skenario kebocoran yang dianalisis. Hasil dari penentuan tipe pelepasan sebagai berikut.

Tabel 4. 15 Tipe Pelepasan Skenario Kebocoran *Rim Seal*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Nilai	Satuan	Tipe Pelepasan
1	Small	9,61316	lbs	<i>continuous</i>
2	Medium	146,685	lbs	<i>continuous</i>
3	Large	2441,78	lbs	<i>continuous</i>

f. Estimasi Dampak dari Sistem Deteksi dan Isolasi Terhadap Kebocoran

Berdasarkan informasi yang diperoleh dari perusahaan, tangki penyimpanan telah dilengkapi dengan sistem deteksi berupa *High Level Alarm* yang berfungsi memberikan sinyal

shutdown ketika level cairan mencapai batas yang telah ditentukan. Mengacu pada kriteria yang terdapat dalam API 581, sistem deteksi dan sistem isolasi yang diterapkan pada tangki tersebut termasuk ke dalam Kategori A. Kategori ini memengaruhi nilai *release magnitude adjustment*, khususnya parameter *reduction factor* (FactDI) dan *maximum leak duration* (LDmax) yang digunakan dalam perhitungan besarnya pelepasan *fluida*. Berdasarkan Tabel X, sistem deteksi dan isolasi Kategori A memiliki nilai *reduction factor* (FactDI) sebesar 0,25. Selain itu, nilai *maximum leak duration* (LDmax) yang digunakan dalam perhitungan adalah 20 menit untuk lubang kebocoran *small*, 10 menit untuk lubang kebocoran *medium*, dan 5 menit untuk lubang kebocoran *Large*. Nilai-nilai tersebut menunjukkan bahwa keberadaan sistem deteksi dan isolasi yang efektif dapat mempercepat penghentian pelepasan sehingga durasi kebocoran menjadi lebih singkat dan jumlah *fluida* yang terlepas dapat diminimalkan.

g. Penentuan Laju Aliran untuk Analisa

Untuk melakukan analisa konsekuensi menggunakan ALOHA diperlukan nilai laju kebocoran, durasi kebocoran dan massa kebocoran yang telah disesuaikan dengan nilai faktor dari sistem deteksi dan isolasi. Berikut hasil perhitungan laju, durasi dan massa kebocoran.

Tabel 4. 16 Laju Aliran Massa Akhir yang Keluar untuk Skenario Kebocoran *Rim Seal*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Laju Aliran	Durasi Kebocoran
1	Small	0,0242248 kg/s	20 menit
2	Medium	0,369641 kg/s	10 menit
3	Large	6,1531926 kg/s	5 menit

2. Skenario 2: *Overfilling* (*Hidrokarbon Release* dan *Fluida Keluar*)

Untuk skenario *Overfilling*, pemodelan pelepasan *fluida* adalah kebocoran berada dibagian atas ketika *fluida* tumpah menyentuh titik teratas tangki dan lewat melalui *Rim Seal*, diameter kebocoran yang digunakan ada empat macam yaitu *small*, *medium*, *Large* dan *Rupture*. Sebelumnya harus menentukan jumlah massa yang keluar dan juga luasan genangan terlebih dahulu.

a. Ukuran Lubang Kebocoran

Penentuan ukuran lubang kebocoran pada skenario *Overfilling* dibedakan menjadi empat kategori yaitu *small*, *medium*, *Large* dan *Rupture*.

Tabel 4. 17 Ukuran Lubang Kebocoran Skenario *Overfilling*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Besaran (mm)	Luas (m ²)
1	<i>Small</i>	6,4	0,00003
2	<i>Medium</i>	25	0,00049
3	<i>Large</i>	102	0,00817
4	<i>Rupture</i>	406	0,12939

b. Penentuan Laju Kebocoran

Hasil perhitungan laju kebocoran untuk *fluida* dengan fase *liquid* pada skenario *Overfilling* sebagai berikut.

Tabel 4. 18 Laju Kebocoran Skenario *Overfilling*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Nilai	Satuan
1	<i>Small</i>	0,0231391965	kg/s
2	<i>Medium</i>	3,530761181	kg/s
3	<i>Large</i>	58,77446292	kg/s
4	<i>Rupture</i>	931,19448	kg/s

c. Perkiraan Jumlah Massa yang Keluar Selama 3 Menit

Estimasi massa *fluida* yang terlepas dilakukan dengan asumsi durasi kebocoran selama 3 menit. Hasil perhitungan jumlah massa yang keluar selama sebagai berikut.

Tabel 4. 19 Perkiraan Jumlah Massa yang Keluar Selama 3 Menit untuk Skenario *Overfilling*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Nilai	Satuan
1	<i>Small</i>	41,65055	kg
2	<i>Medium</i>	635,537	kg

3	<i>Large</i>	10579,4	kg
4	<i>Rupture</i>	167615	kg

d. Penentuan Tipe Pelepasan

Penentuan tipe pelepasan dilakukan berdasarkan kriteria API 581 yang mengklasifikasikan pelepasan menjadi *continuous* dan *instantaneous*. Pelepasan dengan massa <10.000 lbs dikategorikan sebagai *continuous*, sedangkan pelepasan dengan massa >10.000 lbs dikategorikan sebagai *instantaneous*.

Tabel 4. 20 Tipe Pelepasan Skenario *Overfilling*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Nilai	Satuan	Tipe Pelepasan
1	Small	91,8236436	lbs	<i>continuous</i>
2	<i>Medium</i>	1401,117609	lbs	<i>continuous</i>
3	<i>Large</i>	23323,56416	lbs	<i>instantaneous</i>
4	<i>Rupture</i>	369527,2954	lbs	<i>instantaneous</i>

e. Estimasi Dampak dari Sistem Deteksi dan Isolasi Terhadap Kebocoran

Berdasarkan informasi yang diperoleh dari perusahaan, tangki penyimpanan telah dilengkapi dengan sistem deteksi berupa *High Level Alarm* yang berfungsi memberikan sinyal *shutdown* ketika level cairan mencapai batas yang telah ditentukan. Mengacu pada kriteria yang terdapat dalam API 581, sistem deteksi dan sistem isolasi yang diterapkan pada tangki tersebut termasuk ke dalam Kategori A. Kategori ini memengaruhi nilai *release magnitude adjustment*, khususnya parameter *reduction factor* (FactDI) dan *maximum leak duration* (LDmax) yang digunakan dalam perhitungan besarnya pelepasan *fluida*. Berdasarkan Tabel X, sistem deteksi dan isolasi Kategori A memiliki nilai *reduction factor* (FactDI) sebesar 0,25. Selain itu, nilai *maximum leak duration* (LDmax) yang digunakan dalam perhitungan adalah 20 menit untuk lubang kebocoran *small*, 10 menit untuk lubang kebocoran *medium*, dan 5 menit untuk lubang kebocoran *Large*. Nilai-nilai tersebut menunjukkan bahwa

keberadaan sistem deteksi dan isolasi yang efektif dapat mempercepat penghentian pelepasan sehingga durasi kebocoran menjadi lebih singkat dan jumlah *fluida* yang terlepas dapat diminimalkan.

f. Penentuan Laju Aliran dan Massa Kebocoran untuk Analisa

Untuk melakukan analisa konsekuensi menggunakan ALOHA diperlukan nilai laju kebocoran, durasi kebocoran dan massa kebocoran yang telah disesuaikan dengan nilai faktor dari sistem deteksi dan isolasi. Berikut hasil perhitungan laju, durasi dan massa kebocoran.

Tabel 4. 21 Laju Aliran Massa dan Perkiraan Massa Akhir yang Keluar untuk Skenario Kebocoran *Overfilling*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Laju Aliran	Durasi Kebocoran	Jumlah Massa Keluar
1	Small	0,173544 kg/s	20 menit	31,23792 kg
2	Medium	2,648071 kg/s	10 menit	476,6528 kg
3	Large	44,08085 kg/s	5 menit	10578,4 kg
4	Rupture	698,3959 kg/s	60 menit	167615 kg

g. Penentuan Ukuran *Puddle*

Ukuran dari *puddle* didapatkan dari persamaan 2.11 yang mana *burning rate*-nya sebesar 0,055 kg/m²s yang didapatkan dari buku SFPE. Sehingga ukuran *puddle* untuk masing-masing lubang kebocoran sebagai berikut.

Tabel 4. 22 Ukuran *Puddle* untuk Skenario *Overfilling*

No	Kategori Lubang Kebocoran	Nilai	Satuan	Tipe Pelepasan
1	Small	4,207127	m ²	<i>continuous</i>
2	Medium	64,19566	m ²	<i>continuous</i>
3	Large	1068,627	m ²	<i>instantaneous</i>
4	Rupture	16930,81	m ²	<i>instantaneous</i>

4.3.3. Hasil Simulasi ALOHA dan MARPLOT

Visualisasi hasil simulasi ALOHA yang dioverlay pada peta menggunakan MARPLOT menghasilkan tiga jenis daerah konsekuensi yaitu *toxic area*, *flammable area*, dan *thermal radiation area*. Ketiga

daerah tersebut merepresentasikan tingkat bahaya yang berbeda sesuai dengan mekanisme dampak yang dihasilkan dari pelepasan hidrokarbon. *Toxic area* menunjukkan wilayah yang berpotensi mengalami paparan konsentrasi zat berbahaya berdasarkan tingkat *Acute Exposure Guideline Levels* (AEGL), *flammable area* menunjukkan batas penyebaran awan uap mudah terbakar berdasarkan *Lower Explosive Limit* (LEL), sedangkan *thermal radiation area* menunjukkan wilayah yang terpapar radiasi termal akibat kebakaran dengan tingkat intensitas tertentu. Visualisasi ketiga daerah konsekuensi tersebut digunakan untuk menggambarkan distribusi spasial dampak kecelakaan serta sebagai dasar dalam mengevaluasi potensi risiko terhadap manusia, fasilitas, dan lingkungan di sekitar lokasi kejadian.

Berikut merupakan hasil dari simulasi menggunakan ALOHA dan MARPLOT.

1. Skenario 1: Kebocoran Rim Seal

Pada skenario ini, *fluida* yang digunakan adalah *hexane* (C6) karena merupakan rantai hidrokarbon yang paling ringan diantara C6-C12. Simulasi ini yang terlepas adalah uap. Dari hasil pelepasan, ada dua dampak yang dihasilkan berupa *toxic area of vapor* dan *flammable area of vapor*. *Toxic area* ditentukan dengan membandingkan konsentrasi awan uap hasil pemodelan dispersi terhadap kriteria dampak toksik. API 581 merekomendasikan penggunaan *Acute Exposure Guideline Levels* (AEGL) yang terdiri atas AEGL-1, AEGL-2, dan AEGL-3 dengan tingkat bahaya yang semakin meningkat. AEGL-1 dapat menyebabkan iritasi atau ketidaknyamanan sementara, AEGL-2 dapat menimbulkan gangguan kesehatan serius serta mengurangi kemampuan untuk menyelamatkan diri, sedangkan AEGL-3 berpotensi menyebabkan efek yang mengancam jiwa hingga kematian. Oleh karena itu, penelitian ini menggunakan AEGL-3 sebagai dasar penentuan *toxic area of vapor* sesuai dengan API 581.

Berikut ini merupakan hasil dari simulasi dengan dampak berupa *toxic area of vapor*.

1. Ukuran lubang kebocoran *small*

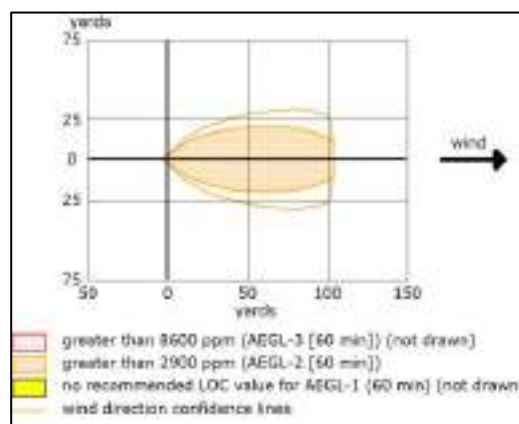
Berdasarkan simulasi ALOHA dan visualisasi MARPLOT untuk skenario kebocoran *small* tidak dapat divisualisasikan dikarenakan dampak yang dihasilkan sangat kecil.

2. Ukuran lubang kebocoran *medium*

Berdasarkan simulasi ALOHA dan visualisasi MARPLOT untuk skenario kebocoran *small* tidak dapat divisualisasikan dikarenakan dampak yang dihasilkan sangat kecil.

3. Ukuran lubang kebocoran *Large*

Gambar 4.6 menunjukkan hasil simulasi *toxic area of vapor* menggunakan software ALOHA pada skenario kebocoran *Large*. Simulasi dilakukan dengan menggunakan batas AEGL-3 sebagai *Level of Concern*, yang merepresentasikan konsentrasi zat beracun di udara yang berpotensi menimbulkan efek yang mengancam jiwa atau kematian apabila seseorang terpapar dalam waktu tertentu. Zona berwarna oranye menunjukkan daerah yang memiliki konsentrasi uap hidrokarbon melebihi batas AEGL-3, sedangkan garis arah angin (*wind direction confidence lines*) menunjukkan arah penyebaran awan uap yang dipengaruhi oleh kondisi meteorologi pada saat simulasi dilakukan.



Gambar 4. 6 Hasil ALOHA *Toxic Area of Vapor* pada Lubang Kebocoran *Large*

Gambar 4.7 – 4.10 menunjukkan bentuk visualisasi *toxic area of vapor* menggunakan MARPLOT dengan empat arah angin dari selatan, utara, timur dan barat. Hasil menunjukkan bahwa awan uap hidrokarbon masih menyebar di dalam lingkup fasilitas feed stock tank, arah angin memengaruhi arah penyebaran awan uap hidrokarbon, sedangkan luas daerah konsekuensi tetap sama. Area yang berada di dalam *toxic area* berpotensi memiliki konsentrasi uap hidrokarbon melebihi batas AEGL-2, sehingga pekerja yang terpapar tanpa menggunakan alat pelindung pernapasan berisiko mengalami gangguan kesehatan serius serta mengurangi kemampuan untuk menyelamatkan diri. Oleh karena itu, informasi arah angin perlu dipertimbangkan dalam pelaksanaan evakuasi agar pekerja dapat bergerak menjauhi jalur penyebaran awan uap beracun.



Gambar 4. 7 *Toxic Area of Vapor* Arah Mata Angin dari Selatan



Gambar 4. 8 *Toxic Area of Vapor* Arah Mata Angin dari Utara



Gambar 4. 9 *Toxic Area of Vapor* Arah Mata Angin dari Timur



Gambar 4. 10 *Toxic Area of Vapor* Arah Mata Angin dari Barat

Hasil simulasi menunjukkan bahwa awan uap mudah terbakar menyebar mengikuti arah angin dari sumber kebocoran zona berwarna oranye yang merepresentasikan konsentrasi uap di

atas rentan AEGL-2 (2.900 ppm), sedangkan untuk AEGL-3 yang merupakan representasi zona merah tidak tergambarkan karena dampak yang sangat kecil. Berdasarkan hasil luasan *toxic area* pada tabel 4.23, didapatkan hasil bahwasannya pada kondisi AEGL-2 menghasilkan luasan dampak paling luas sebesar 2864 m² pada kondisi *humadity dry*. Dari parameter *humadity*, perbedaannya relatif kecil dan paling besar luasannya adala *dry humadity*. Hasil luasan *area* terdampak dengan pembeda berupa parameter *humadity* sebagai berikut

Tabel 4. 23. Hasil Simulasi dari Dampak *Toxic Area of Vapor* Ukuran Lubang Kebocoran *Large*

No	Humadity	AEGL-2 (60 min): 2900 ppm		
		<i>Small</i>	<i>Medium</i>	<i>Large</i>
1	<i>Wet</i>	-	-	2862
2	<i>Medium</i>	-	-	2864
3	<i>Dry</i>	-	-	2872

Selanjutnya pada pemodelan *flammable area of vapor*, ALOHA secara menggunakan tiga *Level of Concern* (LOC), yaitu 10% LEL, 60% LEL dan 100% LEL. Nilai 10% LEL menunjukkan batas kewaspadaan awal terhadap keberadaan uap mudah terbakar, sedangkan 60% LEL menunjukkan konsentrasi uap yang lebih tinggi sehingga lebih berpotensi membentuk campuran mudah terbakar. 100% LEL menunjukkan bahwa konsentrasi uap di udara telah mencapai LEL, yaitu konsentrasi minimum yang memungkinkan campuran uap dan udara mengalami penyalaan apabila terdapat sumber penyalaan. Oleh karena itu, pada penelitian ini 100% LEL digunakan sebagai batas *flammable area* karena ekuivalen dengan LFL yang digunakan sebagai kriteria penentuan *consequence area* pada API 581. Berikut merupakan hasil dari simulasi dengan dampak berupa *flammable area of vapor*.

1. Ukuran lubang kebocoran *small*

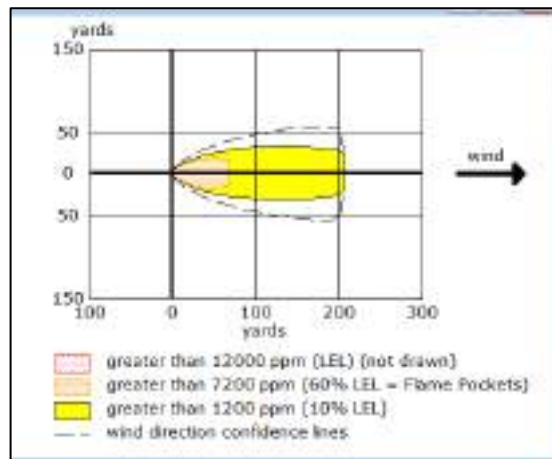
Berdasarkan simulasi ALOHA dan visualisasi MARPLOT untuk skenario kebocoran *small* tidak dapat divisualisasikan dikarenakan dampak yang dihasilkan sangat kecil.

2. Ukuran lubang kebocoran *medium*

Berdasarkan simulasi ALOHA dan visualisasi MARPLOT untuk skenario kebocoran *small* tidak dapat divisualisasikan dikarenakan dampak yang dihasilkan sangat kecil.

3. Ukuran lubang kebocoran *Large*

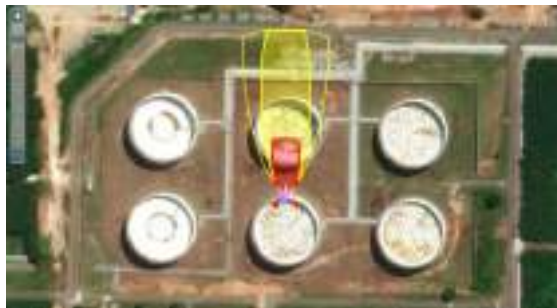
Gambar 4.11 menunjukkan hasil simulasi *flammable area of vapor* menggunakan software ALOHA pada skenario kebocoran *Large*. Simulasi dilakukan menggunakan *Level of Concern* 100% LEL. Zona berwarna kuning menunjukkan batas awan uap hidrokarbon yang memiliki konsentrasi sama dengan atau melebihi 100% LEL, sehingga apabila terdapat sumber penyalan, *area* tersebut berpotensi mengalami kebakaran. Garis putus-putus pada gambar merupakan *wind direction confidence lines* yang menggambarkan kemungkinan variasi arah penyebaran awan uap akibat pengaruh kondisi meteorologi selama simulasi.



Gambar 4. 11 Hasil ALOHA *Flammable Area of Vapor* pada Lubang Kebocoran *Large*

Gambar 4.12 – 4.15 merupakan visualisasi hasil simulasi *flammable area of vapor* menggunakan MARPLOT dengan empat arah angin dari selatan, utara, timur dan barat. Hasil menunjukkan bahwa awan uap hidrokarbon masih menyebar di dalam lingkup fasilitas feed stock tank, arah angin memengaruhi

arah penyebaran awan uap hidrokarbon, sedangkan luas daerah konsekuensi tetap sama. *Area* yang berada di dalam *flammable area* merupakan daerah dengan konsentrasi uap hidrokarbon yang telah mencapai atau melebihi 60% *Lower Explosive Limit* (LEL), sehingga apabila terdapat sumber penyalaan, seperti percikan listrik, permukaan panas, atau listrik statis, uap hidrokarbon berpotensi langsung terbakar dan berkembang menjadi *flash fire*. Dampak kebakaran jika terjadi pun bisa menjalar ke tangki yang lainnya.



Gambar 4. 12 *Flammable Area of Vapor* Arah Mata Angin dari Selatan



Gambar 4. 13 *Flammable Area of Vapor* Arah Mata Angin dari Utara



Gambar 4. 14 *Flammable Area of Vapor* Arah Mata Angin dari Timur



Gambar 4. 15 *Flammable Area of Vapor* Arah Mata Angin dari Barat

Berdasarkan hasil luasan *flammable area of vapor* yang disimulasikan, didapatkan hasil bahwasannya pada kondisi 100% LEL tidak dapat digambarkan melalui software ALOHA dan MARPLOT karena memiliki dampak yang sangat kecil. Oleh karena itu, digunakan LOC bawaan ALOHA sebesar 60% LEL untuk menggambarkan *flammable pockets*, sesuai dengan rekomendasi (NOAA) yang menyatakan bahwa nyala api lokal masih dapat terjadi meskipun konsentrasi rata-rata awan uap

berada di bawah LEL akibat fenomena *concentration patchines*. Dari hasil simulasi, luasan dampak paling luas untuk 60% LEL sebesar 1235 m² pada kondisi *humadity dry*.

**Note: Concentration patchines kondisi ketika konsentrasi uap di dalam awan tidak merata, sehingga terbentuk bagian-bagian (patches atau kantong-kantong) dengan konsentrasi yang lebih tinggi atau lebih rendah daripada konsentrasi rata-ratanya*

Tabel 4. 24 Hasil Simulasi dari Dampak *Flammable Area of Vapor* 60% LEL Ukuran Lubang Kebocoran *Large*

No	Humadity	Flammable 7200 ppm = 60% LEL flame pockets		
		Small	Medium	Large
1	Wet	-	-	1229
2	Medium	-	-	1230
3	Dry	-	-	1235

2. Skenario 2: *Overfilling (Hidrokarbon Release dan Fluida Keluar)*

Pada skenario ini, *fluida* yang digunakan adalah *dodecane* (C₁₂) karena merupakan rantai hidrokarbon yang paling berat diantara C₆-C₁₂. Simulasi yang dilakukan berupa *liquid*. Dampak yang dihasilkan berupa *thermal radiation*. *thermal radiation area* ditentukan berdasarkan pendekatan API 581, yaitu *area* yang masih meneRima radiasi termal sebesar 12,6 kW/m² sebagai batas cedera serius pada manusia. Namun, pada pemodelan *puddle source* di ALOHA, nilai *Level of Concern* (LOC) tertinggi yang tersedia secara *default* adalah 10 kW/m². Oleh karena itu, penelitian ini menggunakan 10 kW/m² sebagai pendekatan karena merupakan nilai yang paling mendekati kriteria 12,6 kW/m² yang ditetapkan dalam API 581. *Area* yang berada pada atau melebihi tingkat radiasi tersebut selanjutnya digunakan sebagai *thermal radiation area* dalam penentuan daerah konsekuensi. Penggunaan nilai tersebut merupakan pendekatan metodologis agar hasil pemodelan ALOHA tetap dapat diklasifikasikan ke dalam *Consequence of Failure* sesuai dengan pendekatan API RP 581. Ada tiga jenis tingkatan *thermal radiation* yang dimodelkan di ALOHA.

1. *Thermal radiation* 2 Kw/m²

Tingkatan ini masuk dalam zona bahaya rendah. Dampak yang dihasilkan yaitu timbul rasa panas, paparan yang cukup lama akan menyebabkan luka bakar ringan sehingga *area* ini digunakan sebagai batas luar zona bahaya *thermal*.

2. *Thermal radiation* 5 Kw/m²

Tingkatan ini masuk dalam zona bahaya sedang. Dampak yang dihasilkan yaitu luka bakar derajat dua apabila terpapar dalam durasi tertentu. Manusia yang berada di dalam *area* ini harus dievakuasi. Selain itu radiasi panas juga memberikan beban panas untuk *equipment* disekitarnya.

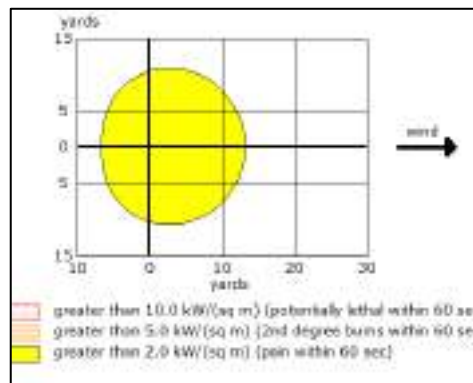
3. *Thermal radiation* 10 Kw/m²

Tingkatan ini masuk dalam kategori bahaya tinggi. Dampak yang dihasilkan yaitu luka bakar serius dalam waktu yang singkat. Paparan pada tingkatan ini berpotensi merusak *equipment* yang ada disekitarnya.

Berikut merupakan hasil simulasi pemodelan menggunakan software ALOHA dan MARPLOT.

1. Ukuran lubang kebocoran *small*

Gambar 4.16 menunjukkan hasil simulasi *thermal radiation area* menggunakan software ALOHA pada ukuran kebocoran *small*. Untuk kebocoran *small* hanya menghasilkan *area* dengan radiasi sebesar 2 kW/m².



Gambar 4. 16 *Zona Thermal Radiation Lubang Kebocoran Small*

Gambar 4.17 – 4.20 merupakan visualisasi hasil simulasi *thermal radiation area* menggunakan MARPLOT dengan empat arah angin dari selatan, utara, timur dan barat untuk ukuran lubang kebocoran *small*. Dampak *thermal radiation* pada *pool fire* membentuk pola yang hampir melingkar mengelilingi sumber kebakaran. Pada gambar tersebut menggambarkan dampak dari ukuran lubang kebocoran *small* yang menghasilkan dampak yang sangat kecil pada 2 kW/m^2 .



Gambar 4. 17 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Selatan Ukuran Lubang Kebocoran *Small*



Gambar 4. 18 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Utara Ukuran Lubang Kebocoran *Small*



Gambar 4. 19 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Timur Ukuran Lubang Kebocoran *Small*



Gambar 4. 20 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Barat Ukuran Lubang Kebocoran *Small*

Berdasarkan gambar hasil simulasi ALOHA dan visualisasi MARPLOT untuk skenario kebocoran *small*, terlihat bahwa *area* terdampak radiasi termal sangat terbatas dan hanya menghasilkan zona kuning $2,0 \text{ kW/m}^2$. Sementara itu, zona oranye $5,0 \text{ kW/m}^2$ dan zona merah 10 kW/m^2 tidak terbentuk atau memiliki dampak yang sangat kecil sehingga tidak dapat divisualisasikan secara jelas. Hal ini menunjukkan bahwa jumlah kondensat yang terlepas akibat kebocoran berukuran kecil relatif sedikit sehingga luas genangan

yang terbentuk juga kecil. Akibatnya, laju pembakaran dan energi panas yang dilepaskan selama kejadian *pool fire* tidak cukup besar untuk menghasilkan radiasi termal dengan intensitas tinggi pada jarak yang lebih jauh. Hasil dari pemodelan dengan ukuran lubang kebocoran *small* sebagai berikut.

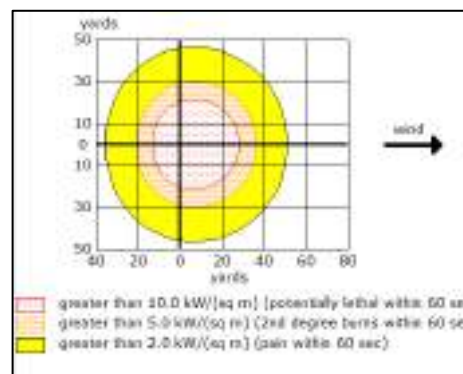
Tabel 4. 25 Hasil Simulasi dari Dampak *Thermal Radiation Area* Ukuran Lubang Kebocoran *Small*

No	Humidity	Thermal Radiation Area (Small)		
		2 kW/m ²	5 kW/m ²	10 kW/m ²
1	Wet	214	-	-
2	Medium	222	-	-
3	Dry	256	-	-

Hasil pemodelan menyatakan bahwa *thermal radiation area* pada ukuran lubang kebocoran *small* hanya terbentuk di area 2 Kw/m² dengan luasan paling besar 256 m² pada kondisi *humidity dry*.

2. Ukuran lubang kebocoran *medium*

Gambar 4.21 menunjukkan hasil simulasi *thermal radiation area* menggunakan software ALOHA pada ukuran kebocoran *medium*. Untuk kebocoran *medium* sudah menghasilkan ketiga zona area 2 kW/m², 5 kW/m² dan 10 kW/m².



Gambar 4. 21 Zona Thermal Radiation Lubang Kebocoran Medium

Gambar 4.22 – 4.25 merupakan visualisasi hasil simulasi *thermal radiation area* menggunakan MARPLOT dengan empat arah angin dari selatan, utara, timur dan barat. Dampak *thermal radiation* pada *pool fire* membentuk pola yang hampir

melingkar mengelilingi sumber kebakaran. Pada gambar tersebut menggambarkan dampak dari ukuran lubang kebocoran *medium* yang menghasilkan dampak tiga zona, namun untuk luasan dampaknya masih belum mengenai tangki disekitarnya.



Gambar 4. 22 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Selatan Ukuran Lubang Kebocoran *Medium*



Gambar 4. 23 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Utara Ukuran Lubang Kebocoran *Medium*



Gambar 4. 24 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Timur Ukuran Lubang Kebocoran *Medium*



Gambar 4. 25 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Barat Ukuran Lubang Kebocoran *Medium*

Berdasarkan hasil simulasi ALOHA dan visualisasi MARPLOT, peningkatan ukuran lubang kebocoran memberikan pengaruh yang signifikan terhadap luas *area* terdampak radiasi termal akibat skenario *pool fire*. Pada kebocoran *medium*, telah terbentuk tiga zona radiasi termal, yaitu zona merah 10 kW/m^2 , zona oranye 5 kW/m^2 dan zona kuning 2 kW/m^2 . Namun, cakupan dampaknya masih relatif terbatas di sekitar tangki sumber kebocoran. Hal ini menunjukkan bahwa jumlah kondensat yang terlepas telah cukup untuk menghasilkan radiasi termal pada tingkat bahaya tinggi, meskipun potensi dampaknya

masih terlokalisasi pada *area* tertentu. Hasil dari pemodelan dengan ukuran lubang kebocoran *medium* sebagai berikut.

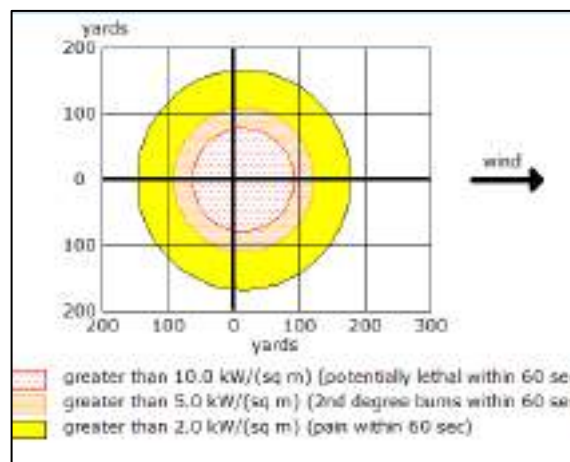
Tabel 4. 26 Hasil Simulasi dari Dampak *Thermal Radiation Area* Ukuran Lubang Kebocoran *Medium*

No	Humadity	Thermal Radiation Area (Medium)		
		2 kW/m ²	5 kW/m ²	10 kW/m ²
1	Wet	3257	1398	726
2	Medium	3426	1467	762
3	Dry	3987	1700	882

Hasil pemodelan tersebut menunjukkan tiga zona sudah terbentuk dan *thermal radiation area* paling berbahaya terdapat pada kondisi 10 kW/m² *dry humadity* sebesar 882 m².

3. Ukuran lubang kebocoran *Large*

Gambar 4.26 menunjukkan hasil simulasi *thermal radiation area* menggunakan software ALOHA pada ukuran kebocoran *Large*. Untuk kebocoran *Large* menghasilkan ketiga zona *area* 2 kW/m², 5 kW/m² dan 10 kW/m².

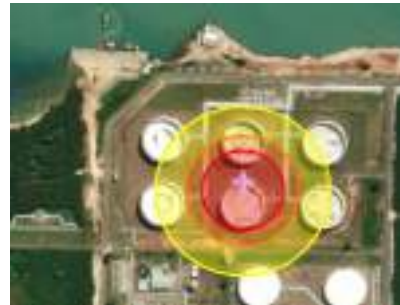


Gambar 4. 26 Zona *Thermal Radiation* Lubang Kebocoran *Large*

Gambar 4.27 – 4.30 merupakan visualisasi hasil simulasi *thermal radiation area* menggunakan MARPLOT dengan empat arah angin dari selatan, utara, timur dan barat pada ukuran lubang kebocoran *Large*. Luasan yang yang dihasilkan pada zona merah cukup besar dan mengenai tangki yang ada disekelilingnya sehingga berpotensi menimbulkan *domino effect*.



Gambar 4. 27 *Thermal Radiation Area*
Arah Mata Angin dari Selatan Ukuran
Lubang Kebocoran *Large*



Gambar 4. 28 *Thermal Radiation Area*
Arah Mata Angin dari Utara Ukuran
Lubang Kebocoran *Large*



Gambar 4. 29 *Thermal Radiation Area*
Arah Mata Angin dari Timur Ukuran
Lubang Kebocoran *Large*



Gambar 4. 30 *Thermal Radiation Area*
Arah Mata Angin dari Barat Ukuran
Lubang Kebocoran *Large*

Berdasarkan kebocoran *Large*, luas *area* terdampak mengalami peningkatan yang cukup signifikan dibandingkan kebocoran *medium*. Bertambahnya laju pelepasan kondensat menyebabkan terbentuknya genangan yang lebih besar sehingga energi panas yang dihasilkan selama proses pembakaran meningkat. Akibatnya, ketiga zona radiasi termal memiliki radius yang lebih luas dan mulai menjangkau fasilitas maupun tangki di sekitar sumber kebocoran. Kondisi ini menunjukkan meningkatnya potensi kerusakan peralatan serta kemungkinan terjadinya efek domino apabila panas yang diterima oleh peralatan di sekitar melebihi batas ketahanannya. Hasil dari pemodelan dengan ukuran lubang kebocoran *Large* sebagai berikut.

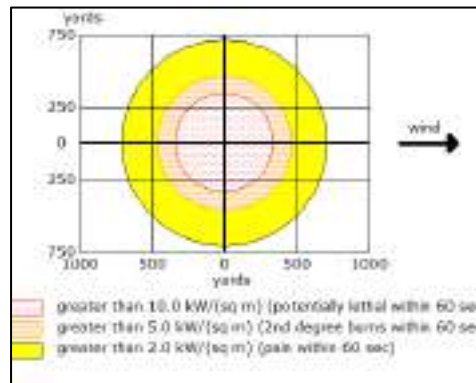
Tabel 4. 27 Hasil Simulasi dari Dampak *Thermal Radiation Area* Ukuran Lubang Kebocoran *Large*

No	Humidity	<i>Thermal Radiation Area (Large)</i>		
		2 kW/m ²	5 kW/m ²	10 kW/m ²
1	<i>Wet</i>	53640	22965	11968
2	<i>Medium</i>	56768	24250	12628
3	<i>Dry</i>	67295	28571	14887

Hasil pemodelan tersebut menunjukkan bahwa tingkat konsekuensi yang semakin besar dan terbentuknya *thermal radiation area* paling berbahaya terdapat pada kondisi 10 kW/m² *dry humidity* sebesar 14887 m².

4. Ukuran lubang kebocoran *Rupture*

Gambar 4.31 merupakan visualisasi hasil simulasi *thermal radiation area* menggunakan MARPLOT dengan empat arah angin dari selatan, utara, timur dan barat pada ukuran lubang kebocoran *Rupture*. Untuk kebocoran *Rupture* menghasilkan ketiga zona area 2 kW/m², 5 kW/m² dan 10 kW/m². Dampak yang dihasilkan sangat amat besar dan menimbulkan kerugian yang sangat besar bagi perusahaan sehingga kondisi ini disebut dengan *worst case*.



Gambar 4. 31 Zona *Thermal Radiation* Lubang Kebocoran *Rupture*

Gambar 4.22 merupakan visualisasi hasil simulasi *thermal radiation area* menggunakan MARPLOT dengan arah angin dominan berasal dari selatan pada ukuran kebocoran *Rupture*. Luasan yang yang dihasilkan sangat besar hingga menyebar ke fasilitas lain sehingga menimbulkan kerugian yang sangat besar



Gambar 4. 32 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Selatan Ukuran Lubang Kebocoran *Rupture*



Gambar 4. 33 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Utara Ukuran Lubang Kebocoran *Rupture*



Gambar 4. 34 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Timur Ukuran Lubang Kebocoran *Rupture*



Gambar 4. 35 *Thermal Radiation Area* Arah Mata Angin dari Barat Ukuran Lubang Kebocoran *Rupture*

Pada skenario *Rupture* menghasilkan konsekuensi terbesar dibandingkan seluruh skenario yang dianalisis. Pelepasan kondensat dalam jumlah sangat besar menyebabkan terbentuknya genangan dengan luas maksimum sehingga menghasilkan radiasi termal yang paling tinggi dan menjangkau *area* terluas. Visualisasi MARPLOT menunjukkan bahwa zona dampak tidak hanya mencakup *area* tangki sumber, tetapi juga meliputi sebagian besar *area feed stock tank* dan fasilitas pendukung di sekitarnya. Luasnya *area* terdampak mengindikasikan meningkatnya risiko terhadap keselamatan pekerja, kerusakan aset, serta potensi eskalasi kejadian menjadi kecelakaan yang lebih besar sebagai berikut.

Tabel 4. 28 Hasil Simulasi dari Dampak *Thermal Radiation Area* Ukuran Lubang Kebocoran *Rupture*

No	Humadity	<i>Thermal Radiation Area (Rupture)</i>		
		2 kW/m ²	5 kW/m ²	10 kW/m ²
1	<i>Wet</i>	785852	340958	180663

2	<i>Medium</i>	837512	362032	191463
3	<i>Dry</i>	1012447	433338	228677

Dari hasil pemodelan, *Rupture* merupakan kondisi *worst case* yang memang terkadang sulit untuk diberikan mitigasi oleh perusahaan karena cakupan yang sangat besar. Hasil pemodelan *thermal radiation area* paling berbahaya terdapat pada kondisi 10 kW/m^2 *dry humidity* sebesar 300265 m^2 .

Berdasarkan simulasi ALOHA dan MARPLOT yang telah dilakukan, didapatkan *final consequence* sebagai berikut.

Tabel 4. 29 Hasil *Final Consequence*

No	Skenario	Kondisi	Jenis <i>Consequence Area</i>	Ukuran Lubang Kebocoran	<i>Consequence Area (m²)</i>
1	<i>Kebocoran Rim Seal (Release Hidrokarbon)</i>	<i>Non ignition</i>	<i>Toxic area of vapor untuk AEGL-3</i>	<i>Small</i>	0
				<i>Medium</i>	0
				<i>Large</i>	2872
		<i>Ignition</i>	<i>Flammable area of vapor 60% LEL</i>	<i>Small</i>	0
				<i>Medium</i>	0
				<i>Large</i>	1235
2	<i>Overfilling (Hidrokarbon Release dan Fluida Keluar)</i>	<i>Ignition</i>	<i>Thermal radiation area 10 kW/m^2</i>	<i>Small</i>	0
				<i>Medium</i>	882
				<i>Large</i>	14887
				<i>Rupture</i>	228677

4.4. Penilaian Risiko

Penilaian risiko pada penelitian ini dilakukan dengan menggabungkan hasil analisis probabilitas kejadian yang diperoleh melalui ETA dan hasil analisis konsekuensi yang diperoleh dari simulasi ALOHA berdasarkan masing-masing skenario.

4.4.1. Hasil *Probability*

Hasil pengembangan cabang kejadian pada ETA menghasilkan nilai *probability* untuk setiap *outcome*. *Outcome* yang dipilih adalah *outcome* yang bisa disimulasikan di software ALOHA dan MARPLOT. Dari hasil tersebut didapatkan *outcome* yang akan dianalisis sebagai berikut.

Tabel 4. 30 *Probability Category*

No	Skenario	Kondisi	Outcome	Porbability Final	Probability Category
1	<i>Kebocoran Rim Seal (Release Hidrokarbon)</i>	<i>Non ignition</i>	Uap hidrokarbon terdispersi	10^{-4}	2
		<i>Ignition</i>	<i>Rim Seal fire</i>	$8,29 \times 10^{-6}$	1
2	<i>Overfilling</i>	<i>Ignition</i>	<i>Pool fire</i>	$9,98 \times 10^{-4}$	3

Pada skenario kebocoran *Rim Seal* dengan kondisi *non ignition*, *outcome* berupa uap hidrokarbon terdispersi memiliki nilai probabilitas sebesar 0,0001/tahun sehingga termasuk ke dalam *probability category* 2. Sementara itu, pada kondisi *ignition*, *outcome* berupa *Rim Seal fire* memiliki nilai probabilitas sebesar 0,00000815 /tahun sehingga termasuk *probability category* 1. Adapun pada skenario *Overfilling* dengan kondisi *ignition*, *outcome* berupa *full pool fire* memiliki nilai probabilitas sebesar 0,00099476/tahun yang termasuk ke dalam *probability category* 3.

4.4.2. Hasil *Consequence*

Tingkat keparahan akibat pelepasan kondensat diklasifikasikan berdasarkan kategori konsekuensi yang mengacu pada API RP 581 menggunakan luas *area* bahaya yang diperoleh dari hasil simulasi ALOHA. Konsekuensi yang dipilih untuk dimasukkan ke dalam matriks konsekuensi merupakan dampak yang paling realistis serta dapat dijadikan dasar dalam penentuan pengendalian risiko. Hasil pengelompokan tingkat konsekuensi pada matriks konsekuensi disajikan sebagai berikut.

Tabel 4. 31 *Consequence Category*

No	Skenario	Kondisi	Jenis Consequence Area	Ukuran Lubang Kebocoran	Consequence Area (m ²)	Consequence Category
1	<i>Kebocoran Rim Seal (Release Hidrokarbon)</i>	<i>Non ignition</i>	<i>Toxic area of vapor untuk AEGL-3</i>	<i>Small</i>	0	-
				<i>Medium</i>	0	-
				<i>Large</i>	2872	D
		<i>Ignition</i>	<i>Flammable area of vapor 60% LEL</i>	<i>Small</i>	0	-
				<i>Medium</i>	0	-
				<i>Large</i>	1235	D
2	<i>Overfilling (Hidrokarbon Release dan Fluida Keluar)</i>	<i>Ignition</i>	<i>Thermal radiation area 10 kW/m²</i>	<i>Small</i>	0	-
				<i>Medium</i>	882	C
				<i>Large</i>	14887	E
				<i>Rupture</i>	228677	E

Pada skenario kebocoran *Rim Seal* dengan kondisi *non ignition*, hanya kebocoran berukuran *Large* yang menghasilkan *toxic area* seluas 2.872 m² sehingga termasuk *consequence category* D, sedangkan kebocoran berukuran *small* dan *medium* tidak menghasilkan daerah konsekuensi. Pada kondisi *ignition*, hanya kebocoran *Large* yang menghasilkan *flammable area* seluas 1.235 m² sehingga juga diklasifikasikan ke dalam *consequence category* D. Sementara itu, pada skenario *Overfilling* dengan kondisi *ignition*, kebocoran *medium* menghasilkan *thermal radiation area* seluas 882 m² yang termasuk *consequence category* C, sedangkan kebocoran *Large* dan *Rupture* menghasilkan *thermal radiation area* masing-masing sebesar 14.887 m² dan 228.677 m², sehingga keduanya termasuk *consequence category* E.

4.4.3. Penilaian *Risk Matrix*

Penilaian tingkat risiko dilakukan dengan menggabungkan nilai probabilitas kejadian dan tingkat konsekuensi yang telah diperoleh pada tahap sebelumnya. Kedua parameter tersebut dipetakan ke dalam *risk matrix* untuk menentukan tingkat risiko masing-masing skenario. Hasil penilaian ini digunakan untuk mengidentifikasi skenario yang memiliki tingkat risiko tertinggi sehingga dapat menjadi prioritas dalam penerapan tindakan pengendalian dan mitigasi risiko. Berikut merupakan hasil dari penilaian *risk matrix*.

Tabel 4. 32 Hasil *Risk Matrix*

No	Skenario	Kondisi	Outcome	Ukuran lubang Kebocoran	Nilai Probability	Nilai Consequence	Hasil Risk Matrix
1	Kebocoran Rim Seal (Release Hidrokarbon)	Non ignition	Uap hidrokarbon terdispersi	Large	2	D	2D-Sedang
		Ignition	Rim Seal fire	Large	1	D	1D-Rendah
2	Overfilling	Ignition	Pool fire	Medium	3	C	3C-Sedang
				Large	3	E	3E-Tinggi
				Rupture	3	E	3E-Tinggi

Berdasarkan hasil *risk matrix* pada tabel 4.33, Pada skenario kebocoran *Rim Seal* dengan kondisi *non ignition*, *outcome* berupa uap hidrokarbon terdispersi akibat lubang kebocoran *Large* memiliki *probability category* 2 dan *consequence category* D, sehingga termasuk dalam kategori risiko sedang. Sementara itu, pada kondisi *ignition*, *outcome* berupa *Rim Seal fire* akibat lubang kebocoran *Large* memiliki *probability category* 1 dan *consequence category* D, sehingga termasuk dalam kategori risiko rendah. Adapun pada skenario *Overfilling* dengan kondisi *ignition*, *outcome* berupa *pool fire* menunjukkan tingkat risiko yang berbeda berdasarkan ukuran pelepasan. Lubang kebocoran *medium* memiliki *probability category* 3 dan *consequence category* C sehingga termasuk kategori risiko sedang, sedangkan lubang kebocoran *Large* dan *Rupture* memiliki *probability category* 3 dan *consequence category* E, sehingga termasuk dalam kategori risiko tinggi.

4.5. Pengendalian Risiko

Berdasarkan hasil *risk matrix* pada tabel 4.33, penyusunan rekomendasi pengendalian pada penelitian ini difokuskan pada skenario yang berada pada kategori merah (*Intolerable*). Hal ini karena kategori tersebut menunjukkan tingkat risiko yang tidak dapat diteRima sehingga memerlukan tindakan pengendalian segera untuk menurunkan tingkat risiko. Sementara itu, skenario yang berada pada kategori kuning (*Include Risk Reducing Measures*) tidak dibahas lebih lanjut dalam penyusunan rekomendasi pengendalian karena penelitian ini memfokuskan analisis pada skenario dengan tingkat risiko tertinggi sebagai prioritas utama pengendalian.

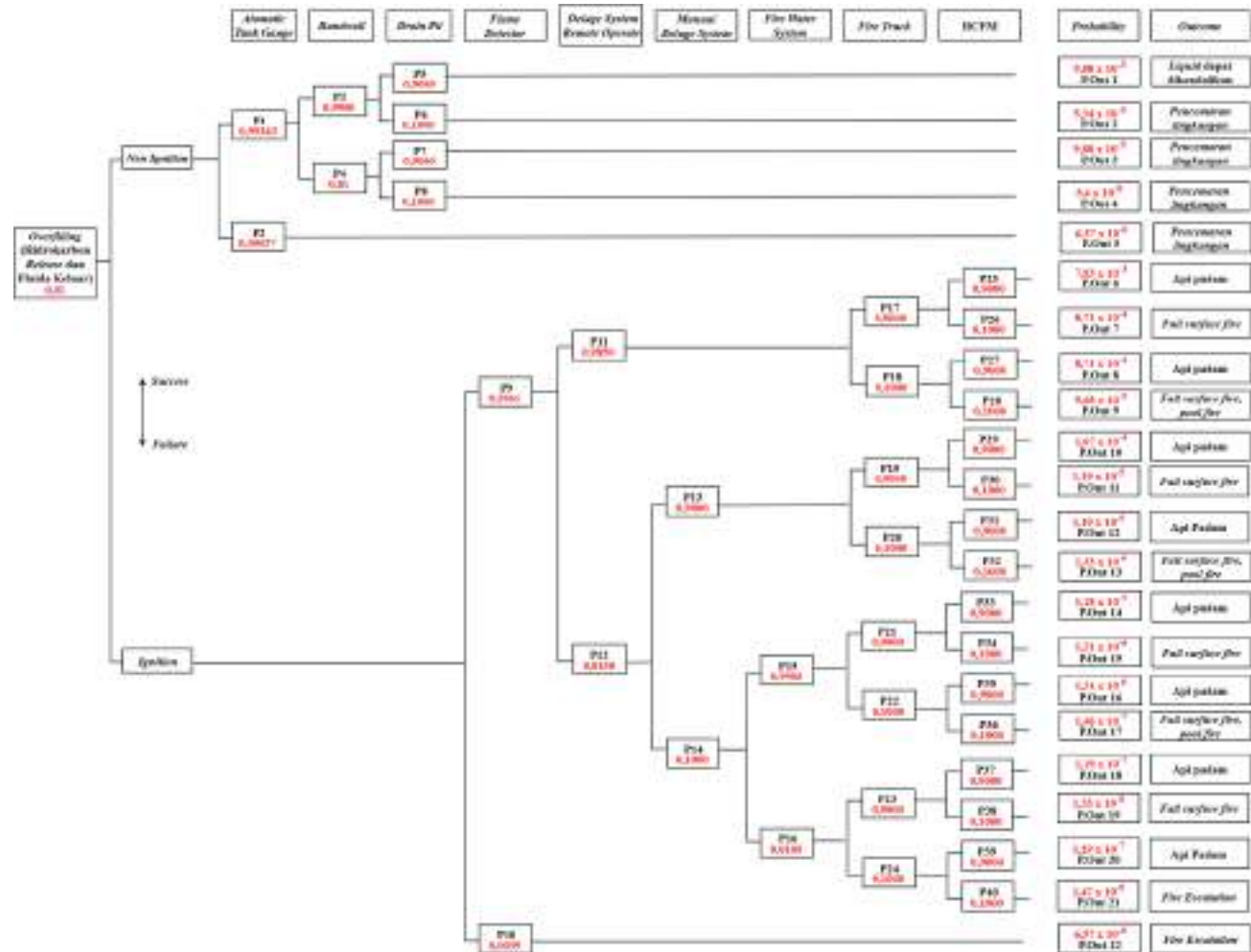
Upaya penurunan risiko pada penelitian ini difokuskan pada *probability category*, sedangkan *consequence category* tidak diubah karena merupakan hasil pemodelan konsekuensi menggunakan ALOHA. Oleh karena itu, dilakukan penambahan sistem proteksi kebakaran untuk menurunkan kemungkinan berkembangnya skenario kebakaran. Pada skenario *pool fire* akibat *Overfilling*, api berpotensi merambat ke tangki di sekitarnya. Sementara itu, *foam chamber* yang tersedia secara eksisting hanya dirancang untuk

melindungi *Rim Seal* sehingga belum dapat mengendalikan jenis kebakaran *full surface fire*. Oleh karena itu, penelitian ini mengusulkan penambahan *High Capacity Foam Monitor* (HCFM) sebagai proteksi tambahan untuk membantu pemadaman *full surface fire*. Untuk mengetahui efektivitas penambahan HCFM dalam menurunkan tingkat risiko, sistem proteksi tersebut dimasukkan sebagai *pivotal event* tambahan pada diagram *Event Tree Analysis (ETA)*. Selanjutnya, dilakukan perhitungan kembali probabilitas *outcome* berdasarkan nilai PFD dari HCFM. Karena HCFM yang diusulkan dioperasikan secara manual oleh tim ERT, maka nilai PFD mengacu pada kategori *human response to abnormal condition*.

Tabel 4.5 *Probability Pivotal Event* Sistem Proteksi Baru

<i>No</i>	<i>Pivotal Event</i>	<i>Probability of Failure on Demand</i>	<i>Reference</i>
1	<i>High Capacity Foam Monitor</i>	10^{-1}	<i>Guidelines for Initiating Events and Independent Protection Layers in Layer of Protection Analysis – data table 5.46. Human response to an abnormal condition</i>

Setelahnya *pivotal event* sistem proteksi baru tersebut dimasukkan ke dalam diagram ETA yang baru yang hasilnya sebagai berikut.



Gambar 4. 36 ETA Skenario Overfilling Setelah Pengendalian

Berdasarkan beberapa *outcome* yang dihasilkan dari diagram ETA, setelahnya *outcome* dengan jenis kejadian yang sama dikelompokkan ke dalam satu kategori untuk memperoleh nilai probabilitas total sebagai berikut.

Tabel 4. 33 Hasil *Probability Outcome* Setelah Pengendalian

No	Hasil Outcome			Proability/Year
	P.out	Jenis Kejadian	(P.IE x P _{Pivotal Event})	
Non Ignition				
1	P.out 1	Liquid dapat dikendalikan	P = P.IE x P1 x P3 x P5	9,89 x 10 ⁻³
2	P.out 2	Pencemaran lingkungan	P = P.IE x P1 x P3 x P6	5,34 x 10 ⁻⁶
3	P.out 3	Pencemaran lingkungan	P = P.IE x P1 x P4 x P7	9,99 x 10 ⁻⁵
4	P.out 4	Pencemaran lingkungan	P = P.IE x P1 x P4 x P8	5,4 x 10 ⁻⁸
5	P.out 5	Pencemaran lingkungan	P = P.IE x P2	6,57 x 10 ⁻⁶
Ignition				
6	P.out 6	Api padam	P = P.IE x P9 x P11 x P17 x P25	7,83 x 10 ⁻³
7	P.out 7	Full Surface Fire	P = P.IE x P9 x P11 x P17 x P26	8,71 x 10 ⁻⁴
8	P.out 8	Api padam	P = P.IE x P9 x P11 x P18 x P27	8,71 x 10 ⁻⁴
9	P.out 9	Full Surface Fire, pool fire	P = P.IE x P9 x P11 x P18 x P28	9,68 x 10 ⁻⁵
10	P.out 10	Api padam	P = P.IE x P9 x P12 x P13 x P19 x P29	1,07 x 10 ⁻⁴
11	P.out 11	Full Surface Fire	P = P.IE x P9 x P12 x P13 x P19 x P30	1,19 x 10 ⁻⁵
12	P.out 12	Api padam	P = P.IE x P9 x P12 x P13 x P20 x P31	1,19 x 10 ⁻⁵
13	P.out 13	Full Surface Fire, pool fire	P = P.IE x P9 x P12 x P13 x P20 x P32	1,33 x 10 ⁻⁶
14	P.out 14	Api padam	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P15 x P21 x P33	1,18 x 10 ⁻⁵
15	P.out 15	Full Surface Fire	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P15 x P21 x P34	1,31 x 10 ⁻⁶
16	P.out 16	Api padam	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P15 x P22 x P35	1,31 x 10 ⁻⁶
17	P.out 17	Full Surface Fire, pool fire	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P15 x P22 x P36	1,46 x 10 ⁻⁷
18	P.out 18	Api padam	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P16 x P23 x P37	1,19 x 10 ⁻⁷
19	P.out 19	Full Surface Fire	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P16 x P23 x P38	1,33 x 10 ⁻⁸
20	P.out 20	Api padam	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P16 x P24 x P39	1,19 x 10 ⁻⁷
21	P.out 21	Fire Escalation	P = P.IE x P9 x P12 x P14 x P16 x P24 x P40	1,47 x 10 ⁻⁹
22	P.out 22	Fire Escalation	P = PIE x P10	1,75 x 10 ⁻⁴

Selanjutnya, *outcome* dengan jenis kejadian yang sama dikelompokkan ke dalam satu kategori untuk memperoleh nilai probabilitas total sebagai berikut.

Tabel 4. 34 Hasil *Final Probability* Setelah Pengendalian

No	Kondisi	Outcome	Final Probability
1	Non Ignition	Liquid dapat dikendalikan	$9,829646 \times 10^{-3}$
		Pencemaran lingkungan	$5,31 \times 10^{-6}$
	Ignition	Api padam	$1,01 \times 10^{-3}$
		Pool fire	$9,98 \times 10^{-5}$
		Full surface fire	$8,98 \times 10^{-4}$
		Fire Escalation	$1,75 \times 10^{-5}$

Dari hasil akhir *outcome* setelah dilakukan perhitungan ETA setelah pengendalian, didapatkan hasil *probability* dari *outcome pool fire* sebesar 0,0000982. Nilai *probability* tersebut jika dimasukkan ke *matrix likelihood* masuk ke dalam *probability category 2*. Kemudian dari *outcome Pool fire* dilakukan penilaian *risk matrix* ulang. Dari hasil nilai *risk matrix* nanti diharapkan terdapat penurunan risiko untuk menilai keoptimalan dari sistem proteksi baru. Nilai *risk matrix* akhir sebagai berikut.

Tabel 4. 35 Hasil *Final Risk Matrix*

No	Skenario	Kondisi	Outcome	Ukuran lubang Kebocoran	Nilai Probability	Nilai Consequence	Hasil Risk Matrix
1	Overfilling	Ignition	Pool fire	Large	2	E	2E-Sedang
				Rupture	2	E	2E-Sedang

Berdasarkan Tabel 4.34, penambahan High HCFM sebagai sistem proteksi tambahan berhasil menurunkan *probability category* dari 3 menjadi 2 pada *outcome pool fire* akibat *Overfilling*, baik untuk ukuran lubang kebocoran *Large* maupun *Rupture*. Sementara itu, *consequence category* tetap berada pada kategori E karena *consequence area* merupakan hasil pemodelan konsekuensi menggunakan ALOHA dan tidak mengalami perubahan setelah penambahan pengendalian. Berdasarkan hasil pemetaan menggunakan *risk matrix*, tingkat risiko setelah penambahan HCFM berubah dari tinggi menjadi sedang. Hasil ini menunjukkan bahwa penambahan HCFM efektif dalam menurunkan kemungkinan berkembangnya skenario kebakaran, sehingga

tingkat risiko dapat diturunkan ke kategori yang lebih rendah meskipun besarnya konsekuensi yang ditimbulkan tetap sama.

4.6. Perhitungan HCFM dan Sistem Perpipaan

1. Kebutuhan *Foam*

Perhitungan kebutuhan *foam solution* dilakukan untuk menentukan volume larutan busa yang diperlukan agar proses pemadaman kebakaran dapat berlangsung secara efektif sesuai dengan standar yang berlaku. Besarnya kebutuhan *foam solution* ditentukan berdasarkan luas permukaan *area* yang diproteksi, *foam application rate*, dan *minimum discharge time*. Pada penelitian ini, *application rate* mengacu pada NFPA 11 untuk kebakaran cairan hidrokarbon yaitu sebesar 6,5 L/min/m². Namun, sistem proteksi yang digunakan bersifat *portable foam monitor* sehingga *BP Process Safety Series* merekomendasikan agar laju pembentukan *foam solution* pada monitor ditingkatkan hingga 60% di atas laju minimum NFPA. Peningkatan ini dilakukan untuk mengompensasi kehilangan busa selama proses penyemprotan. Dengan demikian, *foam solution* yang harus dihasilkan oleh monitor adalah sebesar 10,4 L/min/m². Selanjutnya, *minimum discharge time* ditentukan berdasarkan jenis bahan bakar yang diproteksi. Mengacu pada NFPA 11, durasi aplikasi minimum untuk tangki yang berisi kondensat ditetapkan selama 65 menit. Jenis *foam concentrate* yang digunakan dalam penelitian ini adalah *Aqueous Film Forming Foam (AFFF)* 3%, sedangkan tangki yang dianalisis memiliki diameter 65,5 m. Berdasarkan parameter-parameter tersebut, perhitungan kebutuhan *foam solution* dilakukan sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{Foam Solution} &= A \times R \times t \\
 &= \left(\frac{3,14}{4} \cdot 65,5^2\right) \text{ m}^2 \times (6,5 + 60\% \cdot 6,5) \\
 &\quad \text{l/min/m}^2 \times 65 \text{ menit} \\
 &= 2276664,07 \text{ liter} \\
 \text{Foam Concentrate} &= \text{Foam solution} \times 3\% \\
 &= 2276664,07 \text{ liter} \times 0,3
 \end{aligned}$$

$$= 68299,92 \text{ liter}$$

$$= 68,3 \text{ m}^3$$

Dari perhitungan tersebut, diperoleh kebutuhan *foam* sebesar 68,3 m³ untuk 1 tangki. Terdapat 5 tangki yang berisi kondensat sehingga *worst case scenario*, total *foam concentrate* yang dibutuhkan adalah 68,3 x 5 = **341,5 m³**.

2. Kebutuhan Air

Perhitungan kebutuhan air dilakukan untuk menentukan volume air yang diperlukan dalam proses pembentukan *foam solution* selama proses pemadaman. Pada sistem pemadam busa dengan konsentrasi 3%, *foam solution* terdiri atas 3% *foam concentrate* dan 97% air. Oleh karena itu, kebutuhan air diperoleh dengan mengurangi kebutuhan *foam solution* sebesar persentase konsentrat busa atau secara matematis dihitung dengan mengalikan volume *foam solution* dengan faktor 97%. Untuk perhitungan kebutuhan air sebagai berikut.

$$\begin{aligned} V_{\text{Air}} &= \text{Foam solution} \times 97\% \\ &= 2276664,07 \text{ liter} \times 0,97 \\ &= 2208364,14 \text{ liter} \\ &= 2208,36 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut, diperoleh kebutuhan air sebesar 2208,36 m³ untuk 1 tangki. Terdapat 5 tangki yang berisi kondensat sehingga dalam *worst case scenario*, total kebutuhan air yang dibutuhkan ketika 5 tangki terbakar adalah 2208,36 x 5 = 11041,8 m³.

3. Minimum Capacity Water Supply

Perhitungan debit *air supply* dilakukan untuk menentukan kapasitas aliran air selama proses pemadaman kebakaran. Debit air diperoleh dengan membagi total kebutuhan air terhadap *minimum discharge time* sehingga diperoleh laju aliran air yang harus mampu disuplai secara kontinu oleh pompa.

$$\text{Debit Supply Air} = \frac{V_{\text{air}}}{t}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{2208,63 \text{ m}^3}{65 \text{ menit}} \times 0,2199692 \\
&= 7473,42 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut, diperoleh *Minimum Capacity Water Supply* sebesar **7473,42 gpm**.

4. *Minimum Capacity HCFM*

Perhitungan debit *air supply* dilakukan untuk menentukan kapasitas aliran air selama proses pemadaman kebakaran. Debit air diperoleh dengan membagi total kebutuhan air terhadap *minimum discharge time* sehingga diperoleh laju aliran air yang harus mampu disuplai secara kontinu oleh pompa.

$$\begin{aligned}
\text{Debit Supply Air} &= \frac{V_{\text{foam solution}}}{t} \\
&= \frac{2276664,07 \text{ m}^3}{65 \text{ menit}} \times 0,2199692 \\
&= 7704,55 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut, diperoleh *Minimum Capacity Water Supply* sebesar **7704,55 gpm**.

5. *Kebutuhan Air untuk Media Cooling*

Untuk media *cooling*, *application rate* yang digunakan dalam perhitungan adalah 2,1 lpm sesuai dengan NFPA 15. Apabila kebakarannya berada dititik 910-T-002A, maka kebutuhan media *cooling* mencakup 4 titik tangki karena berada di dekat titik kebakaran yaitu tangki 910-T-002A, 920-T-001, 910-T-003A dan 910-T-002B. *Area* yang dilindungi adalah dinding tangki yang mempunyai lebar diameter 65,5 m dan tinggi tangki 20,71 m dengan *minimum discharge time* 65 menit. Perhitungan dari kebutuhan air untuk media *cooling* sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
\text{Water for Cooling} &= \text{Luas dinding tangki} \times A \times t \\
&= \left(\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \text{tinggi tangki}\right) \times 2,1 \text{ lpm} \times 65 \\
&= \left(\frac{3,14}{4} \cdot 65,5^2 \times 20,71\right) \text{ m}^2 \times 2,1 \text{ lpm} \times 65 \text{ menit} \\
&= 553725,34 \text{ liter} \\
&= 553,72 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut, diperoleh kebutuhan air sebesar 553,72 m³ untuk 1 tangki. Terdapat total 4 dari 6 tangki yang membutuhkan *cooling* jika kebakarannya di tengah, total kebutuhan air yang dibutuhkan adalah 2208,36 x 4 = 2214,9 m³.

4.7. Perhitungan Sistem Perpipaan

4.7.1. Penentuan Diameter Pipa

Diameter pipa pada *water supply* ditentukan berdasarkan turunan persamaan kontinuitas dari hukum kekekalan massa pada persamaan. Untuk diameter yang digunakan berasal dari *minimum capacity water supply* sebesar 7473,42 GPM atau setara dengan 0,4715 m³/s. Sedangkan kecepatan alirannya sesuai dengan ANSI/HI 9.6.6 (2022) untuk *suction* batas *maximum* adalah 2,4 m/s dan untuk *dishcharge* batas *maximum* adalah 4,5 m/s. Dalam penelitian ini, kecepatan aliran yang dipakai untuk pipa *suction* adalah 1,7 m/s. Sementara itu, untuk pipa *dishcharge* kecepatan aliran yang dipakai adalah 2,5 m/s sehingga pipa *suction* dan *dishcharge* yang digunakan mempunyai diameter sebagai berikut.

1. Pipa *Suction*

$$Q = 0,4175 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$v = 1,7 \text{ m/s}$$

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 (0,4715)}{3,14 (1,7)}}$$

$$= 0,5944 \text{ m}$$

$$= 594,4 \text{ mm} \sim \text{mendekati pipa ukuran 24'' dengan diameter 610 mm, sehingga yang dipilih adalah 24''}$$

2. Pipa *Dishcharge*

$$Q = 0,4175 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned}
v &= 2,5 \text{ m/s} \\
D &= \sqrt{\frac{4Q}{\pi v}} \\
&= \sqrt{\frac{4 (0,4715)}{3,14 (2,5)}} \\
&= 0,4902 \text{ m} \\
&= 490,2 \text{ mm} \sim \text{mendekati pipa ukuran 20'' dengan} \\
&\quad \text{diameter 508 mm, sehingga yang dipilih adalah 20''}
\end{aligned}$$

4.7.2. Perhitungan *Head Loss*

Pehitungan *water supply* pada penelitian ini menggunakan perhitungan Darcy-Weisbach. Pada Penelitian ini, perhitungan *headloss* dilakukan pada satu pilar saja yang dinyalakan karena aktualnya hanya 1 yang dinyalakan. Simulasi aliran dilakukan menggunakan bantuan software *pipe flow expert*, berikut merupakan salah satu contoh perhitungan pada pipa dengan mengetahui spesifikasi pipa tersebut.

<i>Line number</i>	=	P41
Ukuran pipa	=	24'' (610 mm)
Kekerasan <i>absolute</i> pipa	=	0,399999 mm
Debit	=	0,4715 m ³ /s
Diameter dalam (ID)	=	575,04 mm (0,57504 m)
Panjang pipa	=	10 m
Suhu <i>sea water</i>	=	10°C

Untuk mengetahui luas penampang (A) pada lingkaran pipa dapat menggunakan rumus berikut.

$$\begin{aligned}
A &= \frac{\pi d^2}{4} \\
&= \frac{3,14 \times (610,108 \text{ mm})^2}{4} \\
&= 292,2019408 \text{ mm}^2 \\
&= 0,292201941 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Perhitungan *headloss mayor* diawali dengan menentukan kecepatan aliran sebagai berikut.

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,4715}{0,292201941} \\ &= 1,61361 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Setelah diketahui kecepatan alirannya, selanjutnya adalah menentukan nilai bilangan *Reynold* dengan mengetahui nilai ID sebesar 610,108 mm, nilai viskositas kinematika air laut 10°C sebesar 0,000001306 m²/s berdasarkan tabel .

$$\begin{aligned} Re &= \frac{vD}{\mu} \\ &= \frac{1,61361 \times 0,610108 \text{ m}}{0,000001306} \\ &= 753810,4326 \end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut, maka dapat disimpulkan bahwasannya tipe alirannya adalah turbulen karena melebihi 2300. Berdasarkan hasil tersebut, maka digunakan rumus faktor gesekan yang sesuai dengan aliran turbulen.

$$\begin{aligned} f &= -2 \log_{10} \left(\frac{\varepsilon}{3,7D} + \frac{2,51}{Re\sqrt{f}} \right) \\ &= -2 \log_{10} \left(\frac{0,39}{3,7 \cdot 610,108} + \frac{2,51}{799780,4342\sqrt{f}} \right) \\ &= 0,018216 \end{aligned}$$

Gambar 4. 37 Hasil *Friction Factor*

Dari hasil perhitungan didapatkan nilai faktor gesekan sebesar 0,018260 sehingga untuk perhitungan *headloss mayor* sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 Hl_{mayor} &= f \frac{Lv^2}{D2g} \\
 &= 0,018260 \frac{10 \cdot 1,61361^2}{0,610108 \cdot 2(9,8)} \\
 &= 0,039663171 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Hasil yang didapatkan dari perhitungan *headloss major* P41 adalah 0,039663171 m. Selanjutnya, untuk perhitungan *headloss major* lainnya akan dirangkum dalam tabel 4.37 sebagai berikut.

Tabel 4. 36 Hasil Perhitungan *Head Loss Major*

<i>Line Number</i>	<i>ID (m)</i>	<i>Length (m)</i>	<i>Debit (m³/s)</i>	<i>Luas Penampang (m)</i>	<i>Kecepatan Aliran (m/s)</i>	<i>Reynold Number</i>	<i>Friction Factor</i>	<i>Headloss Major</i>
1	0,410108	20	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,1041922103
2	0,410108	250	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	1,302401283
3	0,410108	20	0,0000	0,132028029	0,0000	0,0000000000	0,00000	0
4	0,410108	300	0,0000	0,132028029	0,0000	0,0000000000	0,00000	0
5	0,410108	50	0,0000	0,132028029	0,0000	0,0000000000	0,00000	0
6	0,410108	150	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,78144077
7	0,410108	15,414	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,080300854
8	0,410108	20	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,1041922103
9	0,410108	20	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,1041922103
10	0,410108	150	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,78144077
11	0,410108	50	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	1,025758992
12	0,410108	20	0,0000	0,132028029	0,0000	0,0000000000	0,00000	0
13	0,410108	20	0,0000	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,104192103

14	0,410108	20	0,2376	0,132028029	0,0000	0,000000000	0,00000	0
15	0,410108	300	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	1,56288154
16	0,410108	50	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,260480257
17	0,410108	20	0,0000	0,132028029	0,0000	0,000000000	0,00000	0
18	0,410108	20	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,104192103
19	0,410108	20	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,104192103
20	0,410108	60	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,312576308
21	0,410108	50,7	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,26412698
22	0,410108	10	0,0000	0,132028029	0,0000	0,000000000	0,00000	0
23	0,410108	51,4	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,267773704
24	0,410108	60	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,312576308
25	0,410108	60	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,312576308
26	0,410108	50	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,260480257
27	0,410108	20	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,104192103
28	0,410108	81,8	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,4261457
29	0,410108	10	0,4715	0,132028029	3,57121	1121426,003	0,011793	0,374223536
30	0,410108	20	0,4715	0,132028029	3,57121	1121426,003	0,011793	0,374223526
31	0,410108	10	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,052096051
32	0,410108	50	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,260480257
33	0,410108	10	0,4715	0,132028029	3,57121	1121426,003	0,011793	0,187111768
34	0,410108	10	0,4715	0,132028029	3,57121	1121426,003	0,011793	0,187111768
35	0,410108	10	0,4715	0,132028029	3,57121	1121426,003	0,011793	0,187111768
36	0,410108	10	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,052096051
37	0,410108	10	0,4715	0,132028029	3,57121	1121426,003	0,011793	0,187111768
38	0,410108	250	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	1,302401283
39	0,410108	48,3	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,251623928
40	0,410108	10	0,0000	0,132028029	0,0000	0,000000000	0,00000	0
41	0,610108	5	0,4715	0,292201941	1,61361	753810,4326	0,018216	0,019831585
42	0,410108	10	0,2376	0,132028029	1,79962	0,0000	0,000000000	0,00000
43	0,410108	10	0,4715	0,132028029	3,57121	1121426,003	0,011793	0,187111768
44	0,410108	10	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,205151798
45	0,410108	11,5	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,235924568
46	0,410108	10	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,205151798
47	0,410108	10	0,4715	0,132028029	3,57121	1121426,003	0,011793	0,187111768
48	0,410108	10	0,4715	0,132028029	3,57121	1121426,003	0,011793	0,187111768
49	0,410108	13,14	0,4715	0,132028029	3,57121	1121426,003	0,011793	0,245864863
50	0,410108	90,11	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,352169307
52	0,410108	67,6	0,0000	0,132028029	0,0000	0,000000000	0,00000	0
54	0,410108	11,5	0,0000	0,132028029	0,0000	0,000000000	0,00000	0
55	0,410108	10	0,2376	0,132028029	1,79962	565113,0825	0,01293	0,052096051
Total Head Loss Major								16,05783685

Perhitungan berikutnya adalah perhitungan *head loss minor* yang dipengaruhi oleh adanya *fitting*. *Fitting* yang ada pada P41 adalah *standard bend* sehingga perhitungannya sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 Hl_{minor} &= K \frac{v^2}{2g} \\
 &= 1,2 \frac{1,6136^2}{2(9,8)}
 \end{aligned}$$

$$= 0,4251$$

Hasil yang didapatkan dari perhitungan *headloss minor* P41 adalah 0,4251 m. Selanjutnya, untuk perhitungan *headloss major* lainnya akan dirangkum dalam tabel 4.38 sebagai berikut.

Tabel 4. 37 Hasil Perhitungan *Head Loss Minor*

<i>Line Number</i>	<i>ID (m)</i>	<i>Fitting</i>	<i>K.loss</i>	<i>QTY</i>	<i>Total K</i>	<i>Kecepatan Aliran (m/s)</i>	<i>Headloss Minor</i>
1	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0956
2	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	3	1,08	1,79962	0,1785
		<i>Through Tee</i>	0,28	2	0,56	1,79962	0,0925
3	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	0,0000	0
4	0,410108	<i>Through Tee</i>	0,28	1	0,28	1,79962	0,0463
5	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	0,0000	0
6	0,410108	<i>Through Tee</i>	0,28	1	0,28	1,79962	0,0453
7	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0595
8	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0595
9	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0595
10	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0595
11	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	3,5712	0,2342
12	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	0,0000	0
13	0,410108	<i>Ellbow 45°</i>	0,19	1	0,19	1,79962	0,0314
14	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	0,0000	0
15	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	1,79962	0,0595
16	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0595
17	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	0,0000	0
18	0,410108	<i>Branch Tee</i>	0,72	1	0,72	1,79962	0,119
19	0,410108	<i>Ellbow 45°</i>	0,19	1	0,19	1,79962	0,0314
20	0,410108	<i>Ellbow 45°</i>	0,19	1	0,19	1,79962	0,0314
21	0,410108	<i>Through Tee</i>	0,28	1	0,28	1,79962	0,463
22	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	0,0000	0
23	0,410108	<i>Ellbow 45°</i>	0,19	1	0,19	1,79962	0,0314
24	0,410108	<i>Ellbow 45°</i>	0,19	1	0,19	1,79962	0,0314
25	0,410108	<i>Ellbow 45°</i>	0,19	1	0,19	1,79962	0,0314
26	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0595
27	0,410108	<i>Ellbow 45°</i>	0,19	1	0,19	1,79962	0,0314
28	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0595

29	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	3,57121	0,2342
30	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	3,57121	0,2342
31	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0595
32	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	1,79962	0,0595
33	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	2	0,72	3,57121	0,4685
34	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	3,57121	0,2342
35	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	3,57121	0,2342
36	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0595
37	0,410108	<i>Gradual Contraction</i>	<i>No Fitting</i>	0	0	3,57121	0
38	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	1,79962	0,0595
39	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	1,79962	0
40	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	0,0000	0
41	0,610108	<i>Standard Bend</i>	0,36	2	0,72	1,61361	0,0956
		<i>Gradual Contractor</i>	2,48	1	2,48	1,61361	0,3294
42	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	0,0000	0
43	0,410108	<i>Ellbow 45°</i>	0,19	2	0,38	3,57121	0,2473
44	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	3,57121	0,2342
45	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	3,57121	0,2342
46	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	3,57121	0,2342
47	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	3,57121	0,2342
48	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	3,57121	0,2342
49	0,410108	<i>Through Tee</i>	0,28	1	0,28	3,57121	0,2342
50	0,410108	<i>Through Tee</i>	0,28	1	0,28	1,79962	0,0463
52	0,410108	<i>Standard Bend</i>	0,36	1	0,36	0,0000	0,0595
54	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	0,0000	0
55	0,410108	<i>No Fitting</i>	0	0	0	1,79962	0
Total Head Loss Minor							5,2336

Setelah didapatkan perhitungan *head loss major* dan *head loss minor*, maka dilakukan perhitungan *headlos* total sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 Hl_{Total} &= Hl_{Major} + Hl_{Minor} \\
 &= 16,05783685 + 5,2336
 \end{aligned}$$

$$= 21,29143685 \text{ m}$$

4.7.3. Perhitungan *Head Pump* dan Daya Pompa

Selanjutnya adalah perhitungan mengenai *head pump* dan daya pompa, Sebelum menentukan daya pompa, yang harus dihitung terlebih dahulu adalah *head pump* berdasarkan Hukum Bernouli. Dalam penelitian ini, sumber air berasal dari laut terbuka (*open sea*), sehingga tekanan pada permukaan air diasumsikan sama dengan tekanan atmosfer sesuai dengan prinsip hidrostatika pada reservoir terbuka. Oleh karena itu, pada pemodelan hidraulik tekanan permukaan reservoir ditetapkan sebesar 1 atm absolut (101,325 kPa) (Frank & Wing, 1976). Sedangkan untuk tekanan keluaran *water supply* berada pada tekanan sebesar 7 bar sesuai dengan spesifikasi pemilihan merk HCFM (Foamax, 2024). Berikut beberapa parameter yang dibutuhkan untuk menghitung *head pump*.

$$P1 = 1 \text{ atm (101000 Pa)}$$

$$P2 = 7 \text{ bar (700000 Pa)}$$

$$v1 = 1,6136 \text{ m/s}$$

$$v2 = 3,5712 \text{ m/s}$$

$$h1 = 5 \text{ m}$$

$$h2 = 3 \text{ m}$$

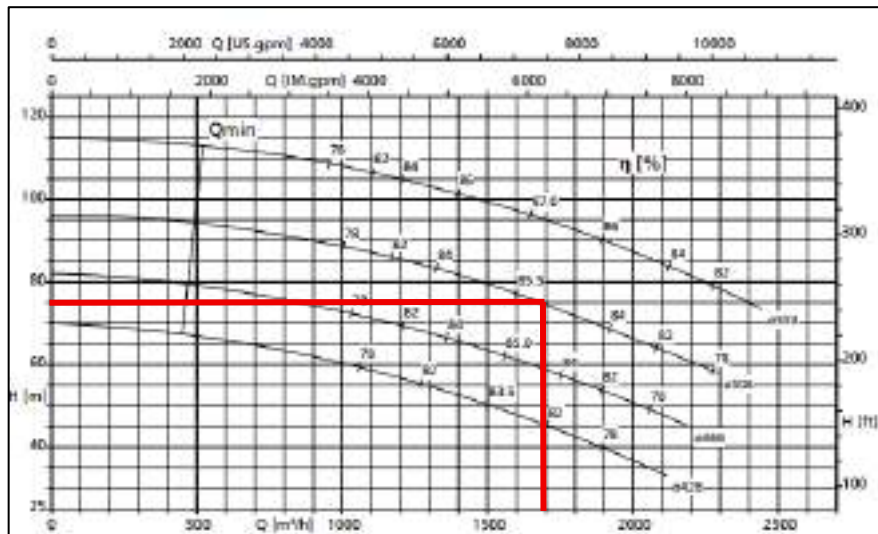
$$H = 21,29143685 \text{ m}$$

Untuk perhitungan *head pump* sebagai berikut.

$$\begin{aligned} HP &= \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + (h_2 - h_1) + H \\ &= \frac{(700000 - 101000)}{(1030 \times 9,81)} + \frac{(3,5712^2 - 1,6136^2)}{2(9,81)} + (3 - 5) + 21,29143685 \\ &= 78,473 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut, besaran *head pump* yang didapatkan sebesar 78,473 m. Maka dilanjutkan dengan perhitungan daya pompa yang dipengaruhi oleh spesifikasi pompa. Sedangkan, spesifikasi pompa dipengaruhi oleh besarnya *head pump* dan debit yang digunakan. Dari

parameter yang ada, maka didapatkan spesifikasi pompa tipe KSB Omega 300-560A, n1450 rpm dengan efisiensi sebesar 85%.

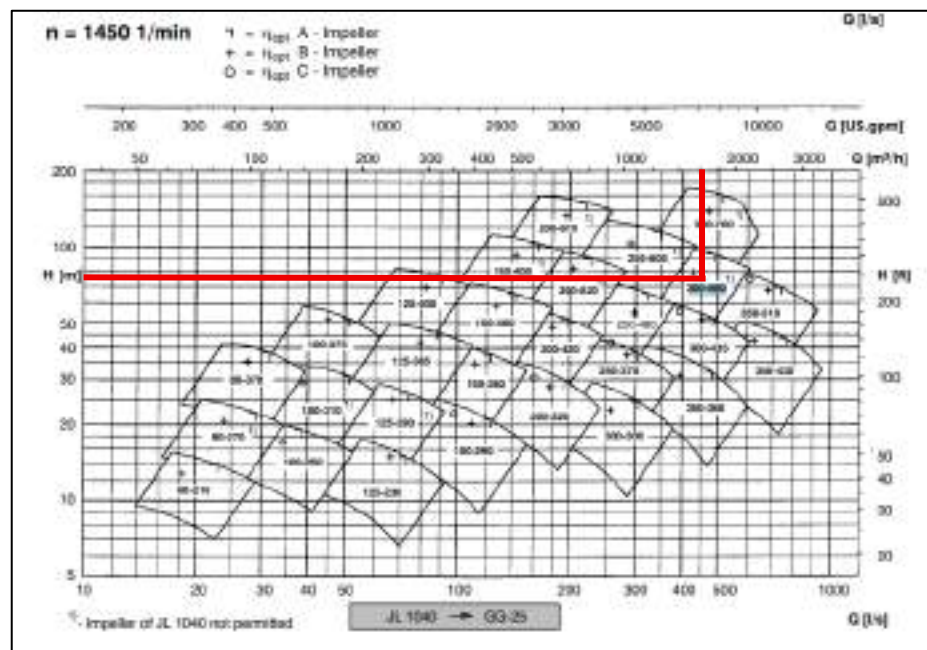


Gambar 4. 38 Kurva Efisiensi untuk Daya Pompa

Berdasarkan efisiensi tersebut, maka bisa dihitung daya pompa sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 HP &= \frac{Q \times H_p \times \rho \times g}{\eta} \\
 &= \frac{0,4715 \frac{m^3}{s} \times 78,473 m \times 1030 \frac{kg}{m^3} \times 9,81 m/s^2}{85\%} \\
 &= 373861 \text{ Watt} \\
 &= 439,84 \text{ Kilowatt}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan daya pompa, diketahui bahwa pompa membutuhkan daya sebesar 439,84 Kilowatt untuk dapat mensuplai air sebagai percampuran dengan *foam* di sistem proteksi HCFM. Dari hasil daya pompa tersebut masih masuk dalam *range* kurva spesifikasi pompa.



Gambar 4. 39 Kurva spesifikasi Daya Pompa

4.7.4. Simulasi Pipe Flow Expert dan Presentase Error

Hasil perancangan sistem perpipaan yang sudah dilakukan perhitungan secara manual selanjutnya disimulasikan menggunakan software Pipe Flow Expert. Parameter yang dibutuhkan dalam simulasi ini antara lain jenis pipa, jenis *fluida*, diameter pipa, debit, jumlah kebutuhan air, *fitting* pipa dan elevasi pipa. Dari data tersebut akan didapatkan nilai dari *headloss major*, *headloss minor* dan *head pump*. Dari hasil simulasi di software, selanjutnya akan dibandingkan dengan hasil yang dihitung secara manual dan dicari presentasi erornya. Berikut merupakan hasil dari simulasi *pipe flow expert*.



Gambar 4. 40 Hasil Perhitungan Software Pipe Flow Expert Diagram

Kemudian dari data hasil simulasi akan dibandingkan dengan hasil perhitungan manual untuk mengetahui presentasi eror sebagai berikut.

Tabel 4. 38 Presentase Eror

Parameter	Hasil Perhitungan Manual	Hasil Software	% Error
<i>Headloss</i>	21,29143685	22,09427	0,037706857%
<i>Head Pump</i>	78,473	79,46	0,01257%

Dari hasil presentasi eror *headloss* maupun *head pump*, keduanya berada dibawah $<5\%$ yang menunjukkan sebuah kemampuan pemodelan yang sangat baik dan bisa diterima.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Dari hasil pembahasan di atas, maka didapatkan beberapa kesimpulan untuk menjawab rumusan masalah dan tujuan sebagai berikut.

1. Berdasarkan hasil evaluasi dokumen HIRADC perusahaan, teridentifikasi tiga sumber bahaya yang berpotensi menyebabkan kebakaran pada feed stock tank, yaitu kebocoran *Rim Seal*, *Overfilling* dan sambaran petir. Namun, penelitian ini hanya memfokuskan analisis pada kebocoran *Rim Seal* dan *Overfilling* karena kedua skenario tersebut secara langsung menyebabkan pelepasan hidrokarbon. Sementara itu, sambaran petir diperlakukan sebagai sumber penyalan, bukan sebagai *initiating event*. Kedua skenario tersebut kemudian dikembangkan menjadi rangkaian kejadian menggunakan metode ETA dan selanjutnya digunakan sebagai dasar dalam analisis probabilitas, pemodelan konsekuensi, penilaian tingkat risiko dan pengendalian yang dibutuhkan.
2. Hasil analisis menggunakan metode *Event Tree Analysis* (ETA) menunjukkan bahwa pada skenario kebocoran *Rim Seal* diperoleh empat *outcome*, yaitu uap hidrokarbon terdispersi dengan probabilitas sebesar 0,0001/tahun, api padam sebesar 0,0000902/tahun, *Rim Seal fire* sebesar 0,00000815/tahun, dan *full surface fire* sebesar 0,00000175/tahun. Sementara itu, pada skenario *Overfilling* diperoleh lima *outcome*, yaitu liquid dapat dikendalikan dengan probabilitas sebesar 0,009829646/tahun, pencemaran lingkungan sebesar 0,00000531/tahun, *pool fire* sebesar 0,00099476/tahun, *full surface fire* sebesar 0,000982465/tahun, dan *fire escalation* sebesar 0,000175215/tahun. Berdasarkan hasil tersebut, hanya *outcome* yang bisa dilakukan pemodelan di software ALOHA dan MARPLOT saja yang dianalisa lebih lanjut karena keterbatasan software. Pada skenario kebocoran *Rim Seal*, analisis difokuskan pada uap hidrokarbon terdispersi dan *Rim Seal fire* karena kedua *outcome* tersebut

mewakili kondisi *non ignition* dan *ignition* yang berpotensi menimbulkan dampak terhadap keselamatan. Adapun pada skenario *Overfilling*, analisis difokuskan pada *pool fire* karena merupakan skenario kebakaran yang dapat dimodelkan menggunakan software ALOHA untuk menentukan luasan konsekuensi dan selanjutnya digunakan dalam penilaian risiko.

3. Hasil pemodelan konsekuensi pada skenario kebocoran *Rim Seal* menunjukkan dua jenis konsekuensi, yaitu *toxic area of vapor* pada kondisi *non ignition* dan *flammable area of vapor* pada kondisi *ignition*. Pada kondisi *non ignition*, pemodelan *toxic area of vapor* menggunakan batas AEGL-3 menghasilkan luas daerah terdampak terbesar sebesar 2.872 m² pada ukuran lubang kebocoran *Large*. Sementara itu, pada kondisi *ignition*, pemodelan *flammable area of vapor* menggunakan batas 100% LEL menghasilkan luas daerah terdampak sebesar 1.235 m² pada ukuran lubang kebocoran *Large*. Adapun pada ukuran lubang kebocoran *small* dan *medium* tidak terbentuk daerah konsekuensi karena laju pelepasan hidrokarbon relatif kecil sehingga tidak menghasilkan luasan dampak yang dapat dimodelkan menggunakan software ALOHA dan MARPLOT. Selanjutnya, pada skenario *Overfilling*, pemodelan konsekuensi berupa *thermal radiation area* dengan tingkat radiasi 10 kW/m² menunjukkan bahwa ukuran lubang kebocoran *small* tidak menghasilkan daerah konsekuensi yang dapat dimodelkan. Sementara itu, ukuran lubang kebocoran *medium*, *Large* dan *Rupture* menghasilkan luas daerah terdampak masing-masing sebesar 882 m², 14.887 m², dan 228.677 m². Hasil tersebut menunjukkan bahwa semakin besar ukuran lubang kebocoran, semakin luas daerah terdampak yang dihasilkan sehingga potensi penyebaran radiasi panas dan eskalasi kebakaran ke fasilitas di sekitarnya juga semakin meningkat.
4. Hasil penilaian risiko menggunakan *risk matrix* menunjukkan bahwa tingkat risiko berbeda pada setiap skenario berdasarkan kombinasi *probability category* hasil ETA dan *consequence category* hasil pemodelan ALOHA–MARPLOT. Pada skenario kebocoran *Rim Seal* untuk kondisi *non ignition* dengan ukuran lubang kebocoran *Large* berada pada kategori

2D-sedang, sedangkan kondisi *ignition* dengan *outcome Rim Seal fire* berada pada kategori 1D-rendah. Sementara itu, pada skenario *Overfilling*, ukuran lubang kebocoran *medium* menghasilkan kategori risiko 3C-sedang, sedangkan ukuran lubang kebocoran *Large* dan *Rupture* menghasilkan kategori risiko 3E-tinggi. Hasil tersebut menunjukkan bahwa skenario *Overfilling* pada ukuran kebocoran *Large* dan *Rupture* memiliki tingkat risiko tertinggi sehingga menjadi prioritas utama dalam penyusunan rekomendasi pengendalian, sedangkan skenario lainnya masih berada pada tingkat risiko Low hingga Medium.

5. Rekomendasi pengendalian dilakukan dengan menambahkan *High Capacity Foam Monitor* (HCFM) sebagai sistem proteksi kebakaran tambahan untuk menangani skenario *full surface fire* yang belum dapat dilindungi oleh *foam chamber* eksisting. Hasil evaluasi setelah penambahan HCFM menunjukkan bahwa *probability category* menurun dari kategori 3 menjadi kategori 2, sehingga tingkat risiko berubah dari kategori *high* menjadi *medium*. Hal ini menunjukkan sistem proteksi HCFM mampu menurunkan tingkat risiko. Dari perhitungan yang telah dilakukan, didapatkan kebutuhan *foam solution* sebesar 2276664,07 liter yang terdiri dari *foam concentrate* sebesar 68299,92 liter dan kebutuhan air sebesar 2208364,14 liter. Berdasarkan perhitungan manual dari *water supply* untuk kebutuhan air HCFM, didapatkan nilai *headloss* total sebesar 21,29143685 m dan nilai *head pump* sebesar 78,473 m. Sementara itu, untuk simulasi melalui software pipe flow expert didapatkan nilai *headloss* total sebesar 22,09427 m dan nilai *head pump* sebesar 79,46 m. Perbedaan hasil perhitungan tersebut menyebabkan kesalahan sebesar 0,037706857% untuk *headloss* total dan 0,01257% untuk *head pump*.

5.2. Saran

Berdasarkan hasil penelitian yang telah dilakukan, beberapa saran yang dapat diberikan adalah sebagai berikut.

1. Perusahaan disarankan mempertimbangkan penambahan *High Capacity Foam Monitor* (HCFM) sebagai sistem proteksi kebakaran tambahan pada *area feed stock tank* untuk meningkatkan kemampuan pemadaman pada skenario *full surface fire* serta mengurangi potensi eskalasi kebakaran ke tangki di sekitarnya.
2. Penelitian selanjutnya juga disarankan mengembangkan analisis hingga aspek analisis ekonomi seperti biaya implementasi dan analisis manfaat (*cost-benefit analysis*), sehingga rekomendasi yang dihasilkan tidak hanya mempertimbangkan aspek keselamatan, tetapi juga aspek teknis dan ekonomis.
3. Penelitian selanjutnya disarankan untuk menggunakan lebih banyak arah mata angin sebagai visualisasi luasan secara lebih luas.
4. Untuk penelitian selanjutnya, penilaian *risk matrix* bisa menggunakan aspek kerugian berupa jumlah uang yang ditanggung perusahaan atau dari aspek *fatality*.

DAFTAR PUSTAKA

- Admin. (2019). *Valuable Tips for Installation of Above Ground Fuel Tanks*. GSC Tanks. <https://www.gsctanks.com/installation-of-aboveground-storage-tanks/>
- Alida, R., & Anjastara, A. P. (2020). *the Determination of Storage Tank Usage Time Through the Data Analysis of Ultrasonic Thickness Calculation Result on Tank Tep-028 At Jemenang Collecting Station of Pt Pertamina Ep Asset 2 Limau Field*. *Jurnal Teknik Patra Akademika*, 11(2), 26–34.
- Amiruddin, J., Ladesi, V. K., & Safitri, M. (2023). *Evaluation Of Emergency Response Management at PT XYZ*. *Fire Society Journal*, 2(1), 33–41.
- Andini, F. N., Anggraeiny, R., & Susilowati, T. (2020). Upaya Dinas Pemadam Kebakaran Dalam Pencegahan dan Penanggulangan Kebakaran di Kecamatan Samarinda Ulu Kota Samarinda. *EJournal Administrasi Negara*, 8 (2)(1), 8978–8990.
- ANSI: Rotodynamic Pumps for Pump Piping.** (2022).
- API 650: Welded Steel Tanks for Oil Storage.** (2007). In *American Petroleum Standard* (Eleventh E, Vol. 552, Issue 3). <https://law.resource.org/pub/us/cfr/ibr/002/api.650.2007.pdf>
- Bavaria. (2025). *Large Flow Monitor*. <https://www.bavariafirefighting.com/english/productscategoryview/2095/Large-Flow-Monitor/Monitors>
- Eenkhorn, E. J. (2019). *Best Available Technologies for Liquid Storage Tanks*. ACCEDE. <https://www.accede.nl/eye-openers/paper-bat-for-liquid-storage-tanks>
- EPA, & NOAA. (2025). *ALOHA Help*. [file:///C:/Program Files %28x86%29/ALOHA/AlohaHelp/aloha_help.htm#t=ALOHA_Help_1.htm](file:///C:/Program%20Files%28x86%29/ALOHA/AlohaHelp/aloha_help.htm#t=ALOHA_Help_1.htm)
- Foamax. (2024). *Fire Finghting System & Equipment*. 4–7.
- Fox, R. W. (2008). *Introduction to Fluid Mechanics*. Hoboken: John Willey & Sond, Inc.
- Frank, M., & Wing, L. (1976). *The Thermodynamics of Seawater at One Atmosphere*. *American Journal of Science*, 276, 1035–1077.
- Guidelines for Initiating Events and Independent Protection Layers in Layer of Protection Analysis.** (2015).

- Hajar, A., Anindita, G., & Ashari, L. (2018). Analisis Risiko Kebakaran Dengan Metode ETA (Event Tree Analysis) Pada Tangki Timbun Premium (T-51). *Proceeding 2st Conference On Safety Engineering Program*, 2, 735–738.
- Handrianto, S., & Karnaningroem, N. (2025). Analisis Sebaran Kebocoran Gas Pada Kilang Lpg Simulasi. *Jurnal Teknik Sipil: ELEMEN*, 6(1), 3–7.
- Hasanah Siregar, Z., & Hasibuan, A. (2024). Tanggap Darurat K3 Terhadap Kebakaran Di Industri Migas: Literature Review. *Gudang Jurnal Multidisiplin Ilmu*, 2(6), 134–142. <https://doi.org/https://doi.org/10.59435/gjmi.v2i6.505>
- Hauge, S., & Onhus, T. (2010). *PDS Data Handbook, 2010 Edition: Reliability Data for Safety Instrumented Systems*.
- Heymes, F., & Osmont, A. (2015). A closer look at BLEVE overpressure. *Process Safety and Environmental Protection*, 95, 159–171. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2015.03.004>
- Hu, L. (2017). A review of physics and correlations of pool fire behaviour in wind and future challenges. *Fire Safety Journal*, 91, 41–55. <https://doi.org/10.1016/j.firesaf.2017.05.008>
- Hutagaol, A. (2025). Teori Segitiga Api K3 yang Wajib Anda Ketahui. Media K3 Indonesia. <https://mediak3.com/teori-segitiga-api-dalam-k3-yang-wajib-anda-ketahui/>
- Hutasoit, E. O., & Hidayat, T. (2024). Pemodelan Instalasi Plumbing Air Bersih Pada Gedung SMK NU Sudirman Rogojampi Menggunakan Pipe Flow Expert. *Jurnal “MITSU” Media Informasi Teknik Sipil UNIJA*, 12(2), 235–244.
- IEC 62502: Analysis techniques for dependability – Event tree analysis (ETA)* (1.0). (2010). International Electrical Standard.
- Indriawati, G. A. (2018). Evaluasi Fire Protection System Di Tangki Area Crude Oil Terminal (Cot) Lawe-Lawe Pt Pertamina (Persero) Refinery Unit V Balikpapan. *Jurnal Keselamatan, Kesehatan Kerja Dan Lingkungan Lingkungan*, 11(2), 1–12.
- Jarić, M., Petronić, S., Brat, Z., Polić, S., & Ivanović, A. (2025). An Overview Of Storage Tank Types. *INTEGRITET I VEK KONSTRUKCIJA*, 25(1), 147–156.
- Jatmika, W. C. (2024). Analisis Risiko Kebakaran Dengan Metode Flame, Evaluasi Apar dan Detektor Kebakaran, serta Perencanaan Sistem Hidran pada Depo Kontainer. *Shipbuilding Institute of Politechnic Surabaya*.
- Kudriakov, S., Studer, E., Bernard-michel, G., Bouix, D., & Domergue, L. (2022). *ScienceDirect Full-scale tunnel experiments: Blast wave and fireball*

evolution following hydrogen tank Rupture. *International Journal of Hydrogen Energy*, 47(43), 18911–18933.
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2022.04.037>

Laboureur, D. M., Gopalaswami, N., Zhang, B., Liu, Y., & Mannan, M. S. (2016). *Journal of Loss Prevention in the Process Industries Experimental study on propane jet fire hazards : Assessment of the main geometrical features of horizontal jet flames. Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 41, 355–364. <https://doi.org/10.1016/j.jlp.2016.02.013>

Maulina, R., Adianto, & Amrullah, H. N. (2018). Studi Perancangan Sistem Pengendalian Dan Monitoring Overpressure Dan Level Nira Tangki Evaporator Berbasis Arduino. *Proceeding 2nd Conference on Safety Engineering and Its Application*, 2(2581), 227–232.

Mukti, A. D., & Panjaitan, M. M. L. W. (2024). Pencegahan Keadaan Darurat Industri Kimia Studi Kasus PT . XYZ Abstrak. *Proceeding Mercu Buana Conference on Industrial Engineering*, 6, 94–101.

NFPA 11: Standard for Low-, Medium-, and High-Expansion Foam. (2024). 167–186.

NFPA 30: Flammable and Combustible Liquids Code. (2024).

NOAA. (n.d.). *Flammable Levels of Concern*.
https://response.restoration.noaa.gov/oil-and-chemical-spills/chemical-spills/resources/flammable-levels-concern.html?utm_source=chatgpt.com

Putri, E. C., & Situngkir, D. (2023). Penyuluhan Penggunaan Alat Pemadam Api Ringan dan Karung Goni Pada Siswa SMAN 5 Depok. *Jurnal Pengabdian Masyarakat*, 6(3), 478–487. <https://doi.org/10.35914/tomaega.v6i3.1879>

Putri, R. (2020). *Factors to Consider When Choosing an Underground Water Tank. Speak Loud*. <http://www.speakloud.com.au/factors-to-consider-when-choosing-an-underground-water-tank/>

Raghunath, H. (1987). *Ground Water 2nd Edition*. New Delhi: New Age International Publisher.

Ramadhania, M., Saputra, N., & Herdiansyah, D. (2021). Analisis Hazard Identification , Risk Assesment , Determining Control (HIRADC) Pada Aktivitas Kerja Di Ud Ridho Abadi Tangerang Selatan Tahun 2020. *Environmental Occupational Health and Safety Journal*, 2(1), 59–68.

Ramezanifar, E., Gholamizadeh, K., Mohammadfam, I., & Aliabadi, M. M. (2023). *Reliability Assessment of Fixed Foam Systems of Storage Tank Based on Fuzzy Fault Tree Analysis*. 13(1), 1–17.

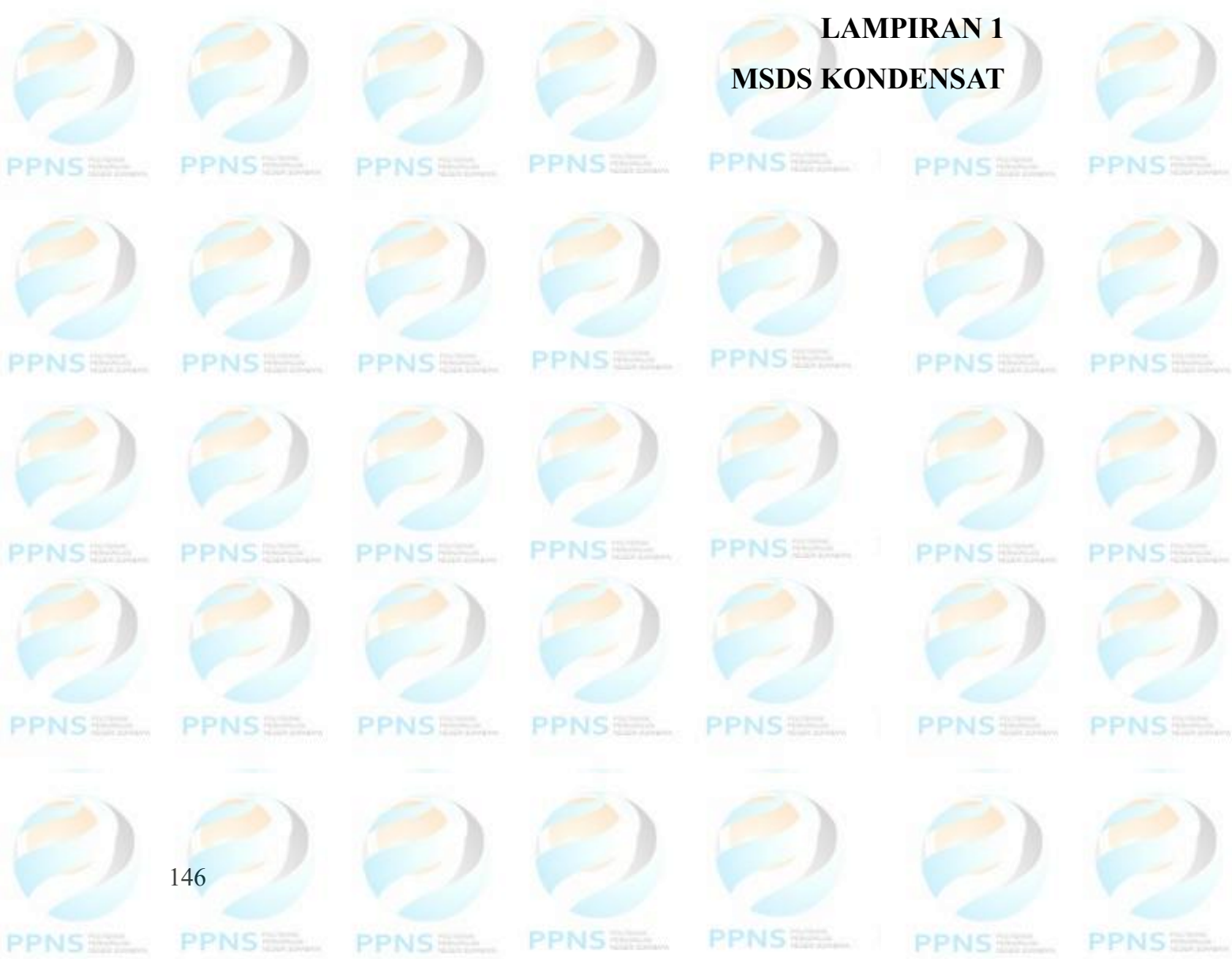
- Ridha, A. E., & Hanggara, F. D. (2023). Model *Area* Explosion pada Storage Benzene di Industri Refinery Minyak Bumi (Studi Kasus : PT . PERTAMINA Refinery IV Cilacap) Explosion *Area* Modelling on Benzene Storage in Petroleum Refinery Industry (Case Study of PT . PERTAMINA Refinery IV Cilacap). **Jurnal Media Teknik Dan Sistem Industri**, 7(1), 10–17. <https://doi.org/10.35194/jmtsi.v7i1.2011>
- Rivaldi, L. S., Maulana, M., Angga, R., & Tosofu, Z. (2024). *Industrial Engineering Journal – System Analisa Risiko Menggunakan Metode Likelihood Dan Consequence Risk Matriks*. **Industrial Engineering Journal – System**. 02(2), 67–77.
- Rohmah, N., Prayoga, D., Pratiwi, D., Program, D., Teknika, S., Ilmu, P., Semarang, P., & Pusat, C. (2019). Analisis Penerbitan Laporan Surveyor Pada Ekspor Kondensat MT. **New Advance. Jurnal Dinamika Bahari**, 10(1), 3–4.
- Romadhon, B. (2018). Gas Dan Pembangkit Listrik Fire Protection Analysis On Gas Production Company And. **The Indonesian Journal of Occupational Safety and Health**, 7(2), 142–151.
- Setiawan, A., Lilipaly, E. R. M. A. P., Effendi, E., Pelasula, B., Prodi,), Rekayasa, T., Mekanikal, S., Jurusan, M., Mesin, T., & Ambon, P. N. (2023). Analisis Ketebalan Dinding Pelat Dan Sisa Umur Pada Tangki 11-15000Kl Di Pt. Pertamina Patra Niaga Integrated Terminal Wayame Kota Ambon. **Journal Mechanical Engineering (JME)**, 1(3), 2023.
- Setiyanto, B., Kurniawan, A., & Rahayu, H. (2021). Program Simulasi Pemadaman Kebakaran Di Lingkungan Proyek. **SIDOLUHUR : Jurnal Pengabdian Kepada Masyarakat.**, 01(01), 31–36.
- Shelke, A. V, & Wen, J. X. (2020). *The burning characteristics and flame evolution of hydrocarbon and hydrogen flash fires*. **Proceedings of the Combustion Institute**, 000, 1–10. <https://doi.org/10.1016/j.proci.2020.05.013>
- Tambun, M. S. M. O. S. S., Tumanggor, A. H. U., & Riduansyah, M. (2023). Pelatihan Penanggulangan Kebakaran Menggunakan Media Apar Dan Karung Basah. **JMM (Jurnal Masyarakat Mandiri)**, 7(1), 80. <https://doi.org/10.31764/jmm.v7i1.11800>
- The Egyptian Process Safety Management Steering Committee. (2020). **Fire And Explosion Risk Assessment (FERA) Guideline**. Psm Technical Subcommittee (PSMTC).
- Utama, B., & Suparta, W. (2022). **PERTALITE PADA KAWASAN REFINERY UNIT IV CILACAP – JAWA TENGAH**. **KURVATEK**, 7(1), 1–12.
- Wakimin, S., Migas Balikpapan, S., Soekarno-Hatta, J. K., & Timur, K. (2019). Angka oktan, Blending, kondensat, Destilasi Artikel diterima 25 Februari.

PETROGAS, 36(1), 36–45.

- Winarti, A., Purnomo, R. T., Rusminingsih, E., Marwanti, Elsera, C., Supardi, Agustiningrum, R., Risti, P., Kusumaningrum, Khayati, F. N., & Agustina, N. W. (2022). Simulasi Penanggulangan Kebakaran dengan Alat Sederhana Pada Siswa Siswi MI Muhammadiyah Kalikotes Klaten. *Jurnal Pengabdian Kepada Masyarakat*, 2(1), 3661–3666.
- Xu-qing, L., Quan-zhen, L. I. U., & Hong, G. (2011). Study of Fire Fighting System to Extinguish Full Surface Fire of *Large* Scale Floating Roof Tanks. *The 5th Conference on Performance-Based Fire and Fire Protection Engineering*, 11, 189–195. <https://doi.org/10.1016/j.proeng.2011.04.646>
- Yulianto, B., & Tejamaya, M. (2022). Analisis Risiko Kebakaran dan Ledakan Kegiatan Unloading Bahan Bakar Minyak di SPBU dengan menggunakan Dow's Fire & Explosion Index, ALOHA dan MARPLOT. *Jurnal Ilmu Kesehatan Masyarakat*, 11(4), 366–379.
- Zefri, R., Wulandari, D. A., & Suripin. (2022). Analisis Risiko Kegagalan Bendungan Paselloreng Dengan Metode Pohon Kejadian (*Event Tree*). *SIKLUS : Jurnal Teknik Sipil*, 8(2), 149–160.



LAMPIRAN 1
MSDS KONDENSAT



Halaman ini sengaja dikosongkan*



MATERIAL SAFETY DATA SHEET CONDENSATE

SECTION 1. MATERIAL IDENTIFICATION

Product Name : GERAGAI CONDENSATE

MSDS Number: IUS 190003

Manufacturer: PETROCHINA INTERNATIONAL JABUNG LTD
Jl Ahmad Yani RT 19, R.04 Kel. Pandan Jaya Kec. Geragai
Kab. Tanjung Jabung Timur Timur 36764
Jambi, Indonesia

Emergency Health and Safety Number: 62-741-570488/570672/570673/570211 ext. 6089/6822

Customer Service: Hunting 62-21 5794 5300 (021) 2994 8300
Commercial Department Jakarta
Petrochina International Jabung, Ltd

Petrochina Head Office :
Gd. Menara Kuningan
Jl. HR. Rasuna Said Blok X/7 Kav. 5 Jakarta 12940
Indonesia

MSDS Information: Phone NO 62-741-570488/570672/570673/570211
Ext. 6070/6183/6346/6248

Email : BMTSupt.jabung@petrochina.co.id
Bmt@petrochina.co.id
Jabunglab.Supt@petrochina.co.id

URL : www.petrochina.co.id

SECTION 2 : HAZARDS IDENTIFICATION

GHS Classification:
Flammable Liquid - Category 1
Gases Under Pressure - Liquefied Gas
Specific Target Organ Systemic Toxicity (STOT) - Single Exposure Category 2
May contain or release Mercury, May contain Benzene, Ethyl benzene that causing cancer.

CS Dipindai dengan CamScanner

MSDS No IUS 190003

Date Issued : 28 June 2019

Page 1

GHS LABEL ELEMENTS



HEALTH 2

FLAMMABILITY 4

REACTIVITY 3

PERSONAL PROTECTION

3, Serious Hazard

2, Moderate Hazard

1, Slight Hazard

0, Minimal Hazard

Hazard Statements

Extremely flammable Liquid

Contains gas under pressure, may explode if heated.

May cause damage to central nervous and respiratory systems.

Precautionary Statements

Prevention

Keep away from heat/sparks/open flames/hot surfaces. No smoking

Do not breathe fume/gas/mist/vapors/spray.

Response

Leaking gas fire: Do not extinguish, unless leak can be stopped safely. Eliminate all ignition sources if safe to do so.

If exposed or concerned: Call a POISON CENTER or doctor/physician.

Storage

Protect from sunlight. Store in a well ventilated place.

Disposal

Dispose of contents/container in accordance with local/regional/national/international regulations.

SECTION 3: COMPOSITION OF INGREDIENTS

Component	CAS Number	Concentration
Hydrocarbon mixture	8002 - 05 - 9	100.00 % wt
Benzene	71 - 43 - 2	N/A
Ethyl Benzene	100 - 41 - 4	N/A
Hydrogen Sulfide	7783 - 06 - 04	<0.01 ppm wt
Mercury	7430 - 97 - 6	< 0.02 ppb wt

Condensate is a Hydrocarbon mixture consist of paraffinic, Cycloparaffinic, and aromatic hydrocarbons covering carbon number ranging from C1 to C6+. May contain minor amount of sulfur, nitrogen and oxygen compounds as well as trace amount of heavy metals such as nickel, vanadium and lead.

SECTION 4: FIRST AID MEASURES

Eye Contact: If irritation or redness develops from exposure, flush eyes with clean water. If symptoms persist, seek medical attention.

Skin Contact: Remove contaminated shoes and clothing, and flush affected area(s) with large amounts of water. If skin surface is damaged, apply a clean dressing and seek medical attention. If skin surface is not damaged, cleanse affected area(s) thoroughly by washing with mild soap and water or a waterless hand cleaner. If irritation or redness develops, seek medical attention. Wash contaminated clothing before reuse.

Inhalation (Breathing): Immediately move victim away from exposure and into fresh air in a position comfortable for breathing. If respiratory symptoms or other symptoms of exposure develop, seek immediate medical attention. If victim is not breathing, clear airway and immediately begin artificial respiration. If breathing difficulties develop, oxygen should be administered by qualified personnel. Seek immediate medical attention.

Ingestion (Swallowing): First aid is not normally required; however, if swallowed and symptoms develop, seek medical attention.

SECTION 5: FIRE FIGHTING MEASURES

General Fire Hazards

See Section 9 for Flammability Properties.

Dangerous fire and explosion hazard when exposed to heat, sparks or flame. Liquefied Butane is lighter than air and may travel long distances to a point of ignition and flash back. Container may explode in heat or fire. Liquefied Propane releases flammable gas at well below ambient temperatures and readily forms a flammable mixture with air.

Hazardous Combustion Products

Carbon monoxide, carbon dioxide and non-combusted hydrocarbons (smoke).

Extinguishing Media

Any extinguisher suitable for Class B fires, dry chemical, firefighting foam, CO₂, and other gaseous agents. However, fire should not be extinguished unless flow of gas can be immediately stopped.

Unsuitable Extinguishing Media

None

CS Dipindai dengan CamScanner

Fire Fighting Equipment/Instructions

Gas fires should not be extinguished unless flow of gas can be immediately stopped. Shut off gas source and allow gas to burn out. If spill or leak has not ignited, determine if water spray may assist in dispersing gas or vapor to protect personnel attempting to stop leak. Use water to cool equipment, surfaces and containers exposed to fire and excessive heat. For large fire the use of unmanned hose holders or monitor nozzles may be advantageous to further minimize personnel exposure. Isolate area, particularly around ends of storage vessels. Let vessel, tank car or container burn unless leak can be stopped. Withdraw immediately in the event of a rising sound from a venting safety device. Large fires typically require specially trained personnel and equipment to isolate and extinguish the fire.

Firefighting activities that may result in potential exposure to high heat, smoke or toxic by-products of combustion should require NIOSH- approved pressure-demand self-contained breathing apparatus with full face piece and full protective clothing

SECTION 6: ACCIDENTAL RELEASE MEASURES**Recovery and Neutralization**

Stop the source of the release, if safe to do so.

Emergency Measures

Evacuate nonessential personnel and secure all ignition sources. No road flares, smoking or flames in hazard area. Consider wind direction, stay upwind and uphill, if possible. Evaluate the direction of product travel.

Vapor cloud may be white, but color will dissipate as cloud disperses - fire and explosion hazard is still present! Beware of vapors accumulating to form explosive concentrations. Vapors can accumulate in low areas. Ensure adequate ventilation.

Environmental Precautions

Prevent further leakage or spillage if safe to do so, prevent product from entering drains. If the product contaminates rivers and lakes or drains inform respective authorities.

Prevention of Secondary Hazards

Non

SECTION 7: HANDLING and STORAGE**Precaution of safe handling.**

Keep away from ignition sources and hot metal surfaces. Do not Smoking. Take precautionary measure of static discharge. Use non sparking tools. Use ventilated area. Wash thoroughly after handling. Avoid breathing vapor or mist. Wear appropriate personal protective equipment (PPE), including Respiratory protection.

Opening container.

Open container slowly to relieve any pressure. - Electrostatic charge may accumulate and create hazardous condition when handling and processing this material. To avoid fire or explosion, dissipate static electric during transfer by grounding and bonding containers and equipment before transferring material.

Empty container

Empty containers retain residue and may be dangerous. Do not pressurize, cut, weld, braze, solder, drill, grind, or expose such containers to heat, flame, spark, and other sources of ignition. Empty containers should be completely drained.

Storage

Store in accordance with National Fire Protection Association recommendation.

Storage conditions: Keep containers tightly closed. Use and store this material in cool, dry and well ventilated area away from heat, direct sunlight, hot metal surface, and all source of ignition. Use approval containers.

SECTION 8 : EXPOSURE CONTROL/ PERSONAL PROTECTION**Component Exposure Limits**

Component	TWA	STEL	TLV @ basis
Hydrocarbon mixture	-	-	-
Benzene	0.5 ppm	2.5 ppm	Leukemia
Ethyl Benzene	100 ppm	125 ppm	URT & eye irr, CNS impair
Hydrogen Sulfide	10 ppm	15 ppm	
Mercury		-	
Alkyl Compound	0.01 mg/ M3	0.03 mg/ M3	CNS & PNS impair kidney
Aryl Compound	0.1 mg/M3	-	
Elemental & Inorganic	TWA 0.025 mg/ M3	-	

Engineering Control**Ventilation:**

Wherever necessary, engineering controls should be utilized to minimize possible exposure to Hydrogen Sulfide and Mercury vapor. Properly designed local exhaust ventilation may be useful to remove these toxic substances from a specific area.

Personal Protective Equipment (PPE):**Respiratory protection**

In atmosphere where the concentration of Hydrogen Sulfide (H_2S) may exceed any of the exposure levels:

Type C Respiratory protection such as an airline respirator with full face piece and an escape bottle or a SCBA with full face should be used. Such respiratory protection must be operated in pressure-demand, positive-pressure, or continuous-flow mode. Used of negative pressure respirators should be avoided because of the possibility fatigue which can be caused by Hydrogen Sulfide

Select appropriate NIOSH-approved organic vapor respiratory protection where necessary to maintain exposures to petroleum distillates and benzene below the acceptable level.

Proper respiratory selection should be determined by adequately trained personnel and based on the contaminant (s), the degree potential exposure, and published respirator protection factor.

Protective Gloves

Neoprene or NBR gloves should be worn to protect against chronic skin contact.

Eye Protection

Safety glasses with side shield and/or face shield where splashing is present. Full face piece respiratory if respiratory protection is required by Hydrogen Sulfide.

Other Protective Equipment

Coveralls if splashing is present. Launder contaminated clothing before use

SECTION 9 : PHYSICAL AND CHEMICAL PROPERTIES

Note: Unless otherwise stated, values are determined at 20°C (68°F) and 760 mm Hg (1 atm). Data represent typical values and are not intended to be specifications.

Appearance :

Odor	: Benzene like	-
Form	: Liquid	-
Color	: Black	-
Boiling Range	: 20	°C
Reid Vapor Pressure @ 100 °F	: 9	PSIG
API Gravity @ 60 °F	: 65.93	-
Molecular Wt	: 120	-
Flash Point	: < -5	°C
Solubility in Water	: Insoluble	-
Hydrogen Sulfide, H ₂ S	: Nil	ppm wt.
Mercaptan Sulfur, RSH	: Nil	ppm wt.
Mercury, Hg	: < 0.02	ppb wt.
LC 50	: N/A	mg/ L
LD 50	: N/A	mg/kg BW

Note:

- N/A Not Available

SECTION 10: STABILITY AND REACTIVITY

Incompatibility with other material

Incompatible or can react with oxidizers or reducing agent

Decomposition

Normal combustion forms Carbon Dioxide; incomplete combustion may produce carbon monoxide and Carbon deposit.

Polymerization

Polymerization will not occur.

SECTION 11: TOXICOLOGY INFORMATION

Acute Toxicity

Acute Toxicity Level Analysis, LD No information Available

Suggestion:

If the Crude wants to be disposed to the land environment; it must be done carefully by considering several important factors:

- Carrying capacity of the land environment and characteristic persistent to the test material
- Disposition of the crude, not to leach or migrate to the sensitive ecosystem and the surrounding environment.
- Not to dispose the materials over volume in a location.

Chronic Toxicity

Condensate (petroleum Product)

Carcinogenicity: Chronic application of crude oil to mouse skin resulted in an increase of skin tumor. IARC concluded in its Condensate Monograph that there is limited evidence of carcinogenicity in animals and that crude

is not classifiable as to its carcinogenicity in humans (group 3). It has not been listed as carcinogen by NTP or OSHA.

Reproductive Toxicity: Dermal Exposure to crude oil during pregnancy resulted in limited evidence of developmental toxicity in laboratory animals. Decreased fetal weight and increased resorptions were noted at maternally toxic doses. No significant effects on pup growth or other developmental landmarks were observed postnatal

Product may contain other substance in trace level

Hydrogen Sulfide: Toxic by inhalation, strong irritation eyes, and mucous membranes

Mercury: Highly toxic by skin absorption and inhalation of fume or vapor absorbed by respiratory and intestinal tract

Benzene: A carcinogenic compound, highly toxic.

Ethyl Benzene: Toxic by ingestion, inhalation, and skin absorption: irritation to skin and eyes.

SECTION 12: ECOLOGICAL INFORMATION

Eco Toxic Effect:

Aquatic Toxicity LC 50, No Information Available.

Suggestion

It is suggested to handle material with care. Do not allow material to pollute into the aquatic environment.

Bioaccumulation

No information available.

Mobility in Soil

No information available

SECTION 13: DISPOSAL CONSIDERATION

Clean up consideration

This product as produced listed as an EPA RCRA hazardous waste according to federal regulations (40 CFR 261). However, when discarded or disposed of, it may meet criteria of a characteristic hazardous waste. This product is also contain benzene, ethyl benzene and could also characteristics of toxicity as determined by the toxicity characteristic leaching process (TCLP). This material could become a hazardous waste if mixed or contaminated with hazardous waste or other substance. It is responsibility of the user to determine if disposal material is hazardous according to federal, state and local regulations

Waste Disposal

Treatment, storage, transportation and disposal must be in accordance with applicable Federal, State / Provincial and Local Regulation. By itself, the liquid is expected to RCRA ignitable hazardous waste.

When the material supposed to be disposed, several factor should be consider:

- Carrying capacity of the land environment and characteristic persistent the test material
- Disposition of material, not to leach or migrate in the sensitive ecosystem.
- Do not flush this material to surface water and sanitary sewer system.
- Not to dispose material over volume in a location.

Container Disposal

Empty drums should be completely drained, properly bunged, and promptly shipped to the supplier or a Drum re-conditioner. All other containers should be disposed of in an environmentally safe manner

Clean up consideration

This product as produced listed as an EPA RCRA hazardous waste according to federal regulations (40 CFR 261). However, when discarded or disposed of, it may meet criteria of a characteristic hazardous waste. This product is also contain benzene, ethyl benzene and could also characteristics of toxicity as determined by the toxicity characteristic leaching process (TCLP). This material could become a hazardous waste if mixed or contaminated with hazardous waste or other substance. It is responsibility of the user to determine if disposal material is hazardous according to federal, state and local regulations

SECTION 14: TRANSPOT INFORMATION**US Department of Transportation (DOT):**

Transport information	CONDENSATE
UN/ Identification No	UN 1267
Hazard Class	3
Packing Group	II
DOT reportable quantity	Not applicable

**International Maritime Dangerous Material (IMGD)**

Transport information	CONDENSATE
UN/ Identification No	UN 1267
Hazard Class	3
Packing Group	II / Flammable

International Air Transport Association (IATA)

Transport information	CONDENSATE
UN/Identification No	UN 1267
Hazard Class	3

Note: Packing Group depends on IBP. IBP < 95 F, packing Group I, IBP >95 F, packing Group II.

SECTION 15: REGULATORY INFORMATION**US Federal Regulation****OSHA HAZARD DERMINATION (29 CFR 1910.1200)**

This material is hazardous is define by OSHA'S Hazard Communication Standard, 29 CFR 1910.1200.

CS Dipindai dengan CamScanner

The Republic of Indonesia Regulation

Government regulation of The Republic of Indonesia, PP No. 74, 2001 Regarding Management of Hazardous and Toxic Material Wast

SECTION 16: OTHER INFORMATION

Date of Issue 28 June 2019
Status Final
Previous Issue date 28 June 2019
Revised section of bases for information 0
MSDS NUMBER IUS 190003

Guide to Abbreviations:

ACGIH = American Conference of Governmental Industrial Hygienists;
CASRN = Chemical Abstracts Service Registry Number;
CEILING = Ceiling Limit (15 minutes);
CERCLA = The Comprehensive Environmental Response, Compensation, and Liability Act;
EPA = Environmental Protection Agency
GHS = Globally Harmonized System;
IARC = International Agency for Research on Cancer;
INSHT = National Institute for Health and Safety at Work
IOPC = International Oil Pollution Compensation;
LEL = Lower Explosive Limit;
NE = Not Established;
NFPA = National Fire Protection Association;
NTP = National Toxicology Program
OSHA = Occupational Safety and Health Administration;
PEL = Permissible Exposure Limit (OSHA);
SARA = Superfund Amendments and Reauthorization Act;
STEL = Short Term Exposure Limit (15 minutes);
TLV = Threshold Limit Value (ACGIH);
TWA = Time Weighted Average (8 hours);
UEL = Upper Explosive Limit;
WHMIS = Worker Hazardous Materials Information System (Canada)

Other Information

NFPA Health Hazards	1-Exposure could cause irritation but only minor residual injury if no treatment is given	
NFPA Fire Hazards	4- will rapidly or completely vaporize at normal pressure and temperature or is readily dispersed in air and will burn readily	
NFPA Reactivity	0-Normally stable even under fire Exposure conditions and are not reactive with water	

HMIS Rating

Health	0 -Minimal Hazards – No significant risk to health
Flammability	4-Severe Hazards
Physical	1-Slight Hazards

Information

The data in this Material Safety Data Sheet relates only to the specific material designed herein and does not relate to use in-combination with other material or in any process.

**MATERIAL SAFETY DATA SHEET
(MSDS)**

Prepared by:

Dedi Supriyadi
Senior Manager Petroleum

PT Intertek Utama Services
Jl. Raya Bogor Km 28
East Jakarta 13710
Phone : 021 29384454
Fax: 021 29561102

Email: indonesiapetroleum@intertek.com

MSDS NO IUS 190003

Date Issued : 28 June 2019

Page 10



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS



PPNS

LAMPIRAN 2
HIRADC FEED STOCK TANK

Halaman ini sengaja dikosongkan*

HIRADC PROSES TRANSFER KONDENSAT KE *FEED STOCK TANK*

Hazard Identification					Risk Analysis					Risk Evaluation				Aspek hukum dan Kewajiban Pemenuhan Peraturan
Aktivitas	Kategori	Sumber Bahaya	Detail Risiko	Dampak	Risiko Awal				Pengendalian awal	Risiko sisa				
					S	L	R	K		S	L	R	K	
Proses penerimaan bahan baku	Operasional	Kesalahan melakukan <i>line up</i>	Salah jalur transfer sehingga bahan baku masuk ke tangki non nominasi	Kontaminasi bahan baku dan gangguan operasi	2	D	D2	S	- E: - - S: - - PT: - - PA: mengikuti instruksi dari shift SPV, melakukan <i>line up</i> minimal 2 orang agar bisa dilakukan <i>crosscheck</i> , mengikuti instruksi kerja yang berlaku di UOM, <i>refreshment</i> TKI, <i>training</i> terhadap teknisi, selalu <i>update</i> P&ID setelah adanya modifikasi - APD: -	2	A	A2	R	- Undang-Undang No. 1 Tahun 1970 Tentang Keselamatan Kerja Pasal 9 mengenai kewajiban pengurus memberikan instruksi kerja/SOP - ISO 45001:2018 Tentang SMK3 Klausul 8.1 bahwa aktivitas berisiko harus dikendalikan dengan prosedur

		Parameter (suhu, temperatur, <i>pressure</i> , <i>flow</i> , level) tidak sesuai spesifikasi	<i>Overfilling</i>	Pencemaran Lingkungan	3	C	C3	S	- E: - - S: - - PT: <i>Preventive maintenance</i> dan kalibrasi secara berkala - PA: <i>function test</i> peralatan <i>oil spill</i>, melakukan koordinasi dengan LM terkait <i>quantly</i> kirim dari tangki kapal dan <i>quantly</i> terima tangki darat, melakukan <i>log she et</i>, melakukan ESD test secara periodik, mengikuti instruksi kerja - APD: -	3	A	A3	R	- Undang-Undang No. 1 Tahun 1970 Tentang Keselamatan Kerja Pasal 9 mengenai kewajiban pengurus memberikan instruksi kerja/SOP - API Standard 2350 mengatur tentang pengendalian laju pengisian (<i>filling rate</i>) - Undang-Undang No. 32 Tahun 2009 Tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup (PPLH) Pasal 53 mengenai kewajiban melakukan penanggulangan pencemaran dan/atau kerusakan
--	--	--	--------------------	--------------------------	---	---	----	---	--	---	---	----	---	--

															lingkungan hidup - NFPA 30- <i>Flammable and Combustible Liquids Code</i> mengenai penyediaan pengendalian <i>tank overfill</i> berupa <i>alarm</i> dan <i>shutdown</i>
				Kebakaran	4	C	C4	S	- E: - - S: -		4	A	A4	R	- Undang-Undang No. 1 Tahun 1970 Tentang

								- PT: <i>preventive maintenance fire fighting</i> tangki - PA: Inspeksi dan berfungsi dengan baik (<i>deluge system, foam chamber, hydrant, fire monitor, flame detector, fire alarm system</i>), memastikan sistem <i>grounding</i> bekerja dengan baik, mengikuti instruksi kerja, <i>refreshment</i> TKI, monitoring kondisi cuaca, sertifikasi petugas ERT, <i>drill</i> pemadaman kebakaran di tangki - APD: -				Keselamatan Kerja Pasal 3 mengenai kewajiban mencegah kecelakaan dan kebakaran di tempat kerja Pasal 9 mengenai kewajiban pengurus memberikan instruksi kerja/SOP - Kepmenaker No. 186 Tahun 1999 Tentang Penanggulangan Kebakaran di Tempat Kerja - API Standard 2350 mengatur tentang pengendalian laju pengisian (<i>filling rate</i>) - NFPA 30- <i>Flammable and Combustible Liquids Code</i> mengenai proteksi kebakaran akibat
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	---

														sumber penyalaaan pada <i>external floating roof</i>
	Kimia	<i>Hydrocarbon</i>	Kebocoran pada <i>seal</i> tangki membentuk uap <i>hydricarbon</i>	Kebakaran area <i>seal</i> tangki	4	C	C4	S	- E: - - S: - - PT: <i>preventive maintenance fire fighting</i> tangki - PA: Inspeksi dan berfungsi dengan baik (<i>deluge system, foam chamber, hydrant, fire monitor, flame detector, fire alarm system</i>), memastikan sistem <i>grounding</i> bekerja dengan baik, mengikuti instruksi kerja, <i>refreshment</i> TKI, monitoring kondisi cuaca, sertifikasi petugas ERT, <i>drill</i> pemadaman kebakaran di tangki - APD: -	4	A	A4	R	- Undang-Undang No. 1 Tahun 1970 Tentang Keselamatan Kerja Pasal 3 mengenai kewajiban mencegah kecelakaan dan kebakaran di tempat kerja - Pasal 9 mengenai kewajiban pengurus memberikan instruksi kerja/SOP - Kepmenaker No. 186 Tahun 1999 Tentang Penanggulangan Kebakaran di Tempat Kerja - API Standard 650 mengenai <i>desan floating roof, seal system</i>

													(primary & secondary seal) - NFPA 30- <i>Flammable and Combustible Liquids Code</i> mengenai kewajiban menyediakan proteksi kebakaran pada area seal dan full surface area
--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	---

	Fisika	Cuaca ekstrim	Sambaran Petir	Kebakaran	4	C	C4	S	- E: - - S: - - PT: <i>preventive maintenance fire fighting</i> tangki - PA: Inspeksi dan berfungsi dengan baik (<i>deluge system, foam chamber, hydrant, fire monitor, flame detector, fire alarm system</i>), memastikan sistem <i>grounding</i> bekerja dengan baik, mengikuti instruksi kerja, <i>refreshment</i> TKI, monitoring kondisi cuaca, sertifikasi petugas ERT, <i>drill</i> pemadaman kebakaran di tangki APD: -	4	A	A4	R	- Undang-Undang No. 1 Tahun 1970 Tentang Keselamatan Kerja Pasal 9 mengenai kewajiban pengurus memberikan instruksi kerja/SOP - API Standard 2350 mengatur tentang pengendalian laju pengisian (<i>filling rate</i>) - Undang-Undang No. 32 Tahun 2009 Tentang Perlindungan dan Pengelolaan Lingkungan Hidup (PPLH) Pasal 53 mengenai kewajiban melakukan penanggulangan pencemaran dan/atau kerusakan lingkungan hidup
--	--------	------------------	-------------------	-----------	---	---	----	---	---	---	---	----	---	---

--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--

	Mekanik	<i>Floating roof</i> tidak bergerak normal	Floating roof macet atau miring sehingga terjadi gesekan berlebih pada <i>rim seal</i>	Kerusakan <i>primary</i> dan <i>secondary seal</i>	3	C	C3	S	- E: - - S: - - PT: <i>preventive maintenance</i> - PA: Inspeksi dan berfungsi dengan baik (<i>deluge system, foam chamber, hydrant, fire monitor, flame detector, fire alarm system</i>), memastikan sistem <i>grounding</i> bekerja dengan baik, mengikuti instruksi kerja, <i>refreshment</i> TKI, monitoring kondisi cuaca, sertifikasi petugas ERT, <i>drill</i> pemadaman kebakaran di tangki APD: -	3	A	3A		- API Standard 650 Appendix H mengenai desain, operasi, dan komponen <i>external floating roof</i> - API Standard 653 mengenai inspeksi, perbaikan, perubahan, dan rekonstruksi tangki penyimpanan - NFPA 30 – <i>Flammable and Combustible Liquids Code</i> mengenai pengoperasian dan proteksi tangki penyimpanan cairan mudah terbakar.
--	---------	--	--	--	---	---	----	---	--	---	---	----	--	--

		Sistem drainaseasi <i>floating roof</i> gagal	Drainase <i>roof</i> tersumbat sehingga air hujan menggenang di atas <i>floating roof</i>	Floating roof tenggelamta									- UU No. 1 Tahun 1970 Pasal 3 dan Pasal 9 - API Standard 650 Appendix H mengenai sistem drainase <i>floating roof</i> - API Standard 653 mengenai inspeksi berkala floating roof dan sistem drainase - NFPA 30 mengenai pengoperasian aman tangki penyimpanan cairan mudah terbakar.
--	--	---	---	---------------------------	--	--	--	--	--	--	--	--	---

Tuban, 24 Juni 2026
Expert Judgment
Emergency & Insurance Supervisor

Dirig

M. Arif Sudarsono



LAMPIRAN 3

RISK MATRIX UNTUK HIRADC

Halaman ini sengaja dikosongkan*

RISK MATRIX PERUSAHAAN

Tingkat Keparahan	Konsekuensi				Probabilitas Kejadian				
	Manusia	Finansial (Asset/Losses)	Lingkungan	Reputasi	A (Terendah)	B	C	D	E (Tertinggi)
					Tidak pernah terdengar di industri petrokimia	Terdengar di industri petrokimia	Pernah terjadi di sebuah industri petrokimia	Terjadi beberapa kali pertahun di sebuah industri petrokimia	Terjadi beberapa kali pertahun di tempat kerja di salah satu industri petrokimia
0	Tidak ada dampak kesehatan/kecelakaan	Tidak ada kerusakan	Tidak ada dampak	Tidak ada pengaruh					
1	Dampak kesehatan/kecelakaan	Kerusakan sangat kecil	Dampak sangat kecil	Pengaruh kecil					
2	Dampak kesehatan/kecelakaan kecil	Kerusakan kecil	Dampak kecil	Pengaruh terbatas					
3	Dampak kesehatan/kecelakaan utama (cacat)	Kerusakan yang terbatas	Dampak yang terbatas	Pengaruh yang cukup banyak					
4	Fatalitas tunggal	Kerusakan besar	Dampak besar	Pengaruh nasional					
5	Fatalitas ganda	Kerusakan luas	Dampak luar biasa	Pengaruh internasional					

Matrix Consequence

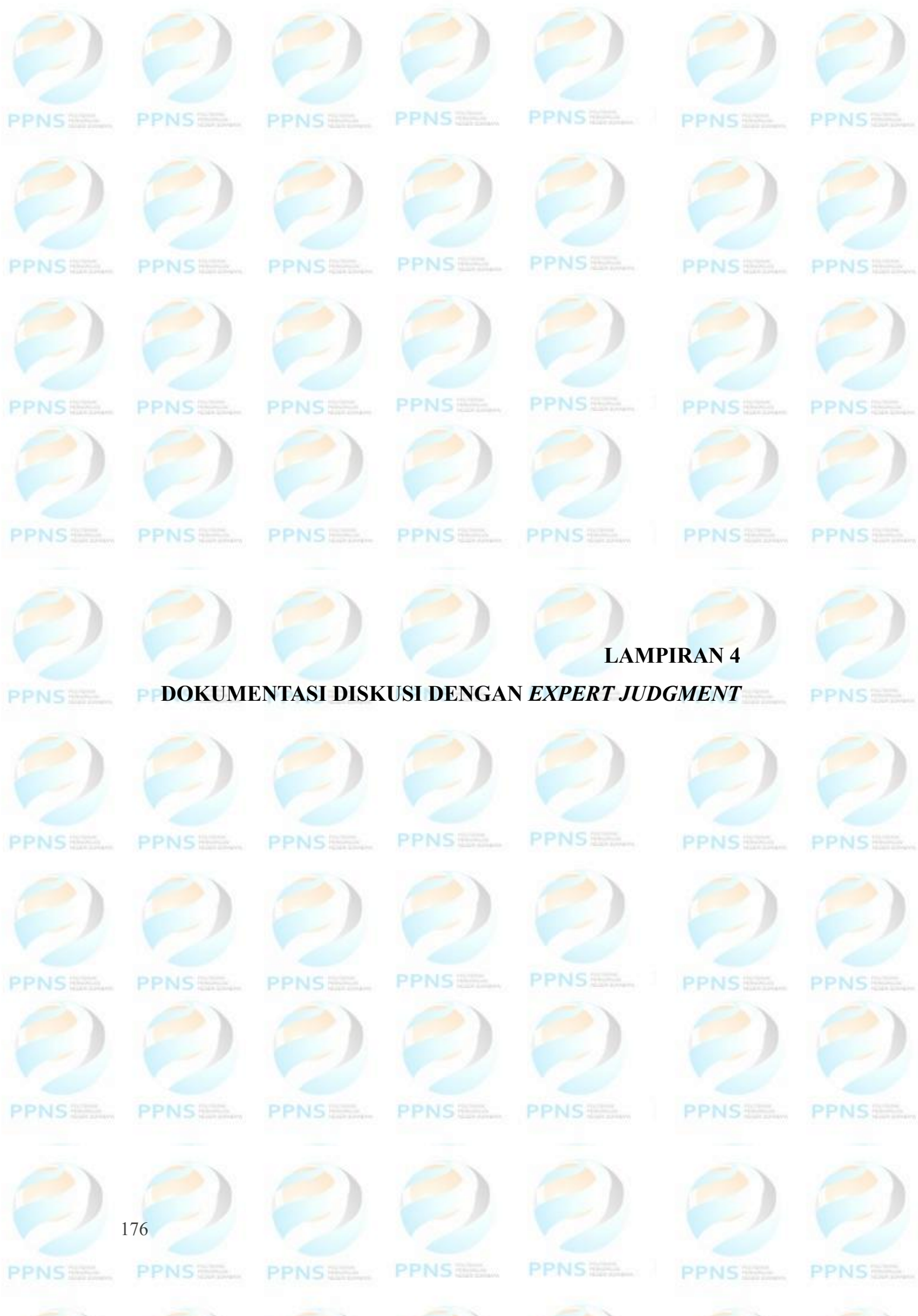
Consequence	Manusia	Financial (Asset/Losses)	Lingkungan	Reputasi
0	Tidak ada dampak kesehatan/kecelakaan	Tidak ada Kerusakan	Tidak ada dampak	Tidak berpengaruh
1	- Dampak kesehatan sangat kecil - Meliputi kasus first aid dan pengobatan medis serta penyakit akibat cedera kecil - Tidak berpengaruh terhadap kesehatan dan keselamatan - Tidak mempengaruhi kinerja dan tidak mempengaruhi kegiatan hidup sehari-hari, tidak ada luka	- Terjadi kerusakan sangat kecil - Biaya kurang dari \$10.000 - Contoh: Tidak terjadi gangguan terhadap operasi	- Dampak sangat kecil - Kerusakan terhadap lingkungan kecil di dalam pagar dan di dalam sistem - Konsekuensi terhadap finansial dapat diabaikan - Dibutuhkan pelaporan internal	- Pengaruh kecil - Masyarakat menyadari, tetapi memberikan perhatian
2	- Dampak kesehatan kecil - Berpengaruh minor terhadap kesehatan atau keselamatan - Contoh: mempengaruhi kinerja seperti kegiatan-kegiatan yang terbatas (kasus kerja atau penyakit akibat kerja yang terbatas) atau membutuhkan hingga 5 hari untuk sembuh total (kasus kehilangan hari kerja). Pengaruh terhadap kesehatan minor, yang dapat pulih kembali, seperti: iritasi kulit, keracunan makanan.	- Terjadi kerusakan kecil - Biaya antara \$10.000 - \$100.000 - Contoh: Gangguan sesaat terhadap operasi	- Dampak kecil - Kontaminasi atau pembuangan yang cukup besar untuk menimbulkan kerusakan terhadap lingkungan, tetapi dampaknya tidak terlalu lama - Satu kali pelanggaran terhadap undang-undang atau batasan-batasan, atau satu tuntutan (komplain). Dibutuhkan laporan eksternal	- Pengaruh terbatas - Ada beberapa masyarakat lokal yang memberi perhatian - Ada beberapa media lokal dan/atau politisi lokal yang memperhatikan dengan potensi merugikan operasi perusahaan

3	- Dampak kesehatan/kecelakaan utama (cacat) - Berpengaruh moderat terhadap kesehatan atau keselamatan - Mempengaruhi kinerja selama lebih dari 5 hari - Kerusakan terhadap kesehatan yang - Tidak dapat pulih tanpa kematian, seperti: tuli akibat bising, cedera punggung kronis - Syndrom tangan/lengan bergetar, ketegangan yang berulang	- Terjadi kerusakan yang terbatas - Biaya antara \$100.000 - \$1M - Contoh: Gangguan sesaat terhadap operasi	- Dampak yang terbatas - Pembuangan-pembuangan terbatas yang berpengaruh terhadap tetangga dan menimbulkan kerusakan terhadap lingkungan - Pelanggaran terhadap undang-undang atau batasan-batasan yang berulang-ulang atau banyak tuntutan (komplain)	- Pengaruh yang cukup banyak - Menjadi perhatian secara nasional - Pemberitaan merugikan secara luas dari media nasional - Berpengaruh terhadap kebijakan nasional/regional dengan potensi membatasi langkah-langkah dan/atau berdampak terhadap izin-izin - Mobilisasi kelompok-kelompok pelaksana
4	- Fasilitas tunggal - Berpengaruh major terhadap kesehatan - Kerusakan kesehatan yang tidak dapat pulih tanpa cacat serius kematian seperti: terbakar (corrosive burns), serangan panas (heat stroke), kanker (jumlah orang yang terkena sedikit) - Sakit, seperti sensitization, noise inducer hearing loss, cedera punggung kronis, repetitive strain injury atau stress	- Terjadi kerusakan besar - Biaya antara \$1M - \$10M. - Contoh: Partial shut down	- Dampak besar - Kerusakan yang parah terhadap lingkungan - Perusahaan diwajibkan melakukan langkah-langkah secara luas untuk memulihkan lingkungan yang rusak - Pelanggaran terhadap undang-undang dan batasan-batasan meluas atau gangguan yang menyebar	- Pengaruh nasional - Menjadi perhatian di perbatasan antar negara - Menjadi berita media yang merugikan di beberapa negara tetangga - Mobilisasi kelompok-kelompok pelaksana regional
5	- Fasilitas ganda - Dari suatu kecelakaan atau penyakit akibat kerja (seperti aspirozasi bahan kimia atau kanker (jumlah orang yang terkena banyak)	- Kerusakan Terjadi kerusakan luas - Biaya melebihi \$10M. - Contoh: Total shut down hingga dua	- Dampak luar biasa - Kerusakan yang parah terhadap lingkungan dan menetap atau gangguan parah yang	- Pengaruh internasional - Menjadi perhatian internasional - Menjadi berita media yang merugikan di tingkat internasional

		minggu, Kehilangan operasi total atau besar	menyebar ke <i>area</i> yang luas. Kehilangan komersial, penggunaan untuk rekreasi atau konservasi alam yang menimbulkan konsekuensi-konsekuensi finansial besar bagi perusahaan	- Kebijakan-kebijakan nasional/internasional dengan potensi dampak yang parah terhadap akses ke <i>area-area</i> baru, perizinan dan/atau perpajakan
--	--	---	--	--

MATRIX LIKELIHOOD

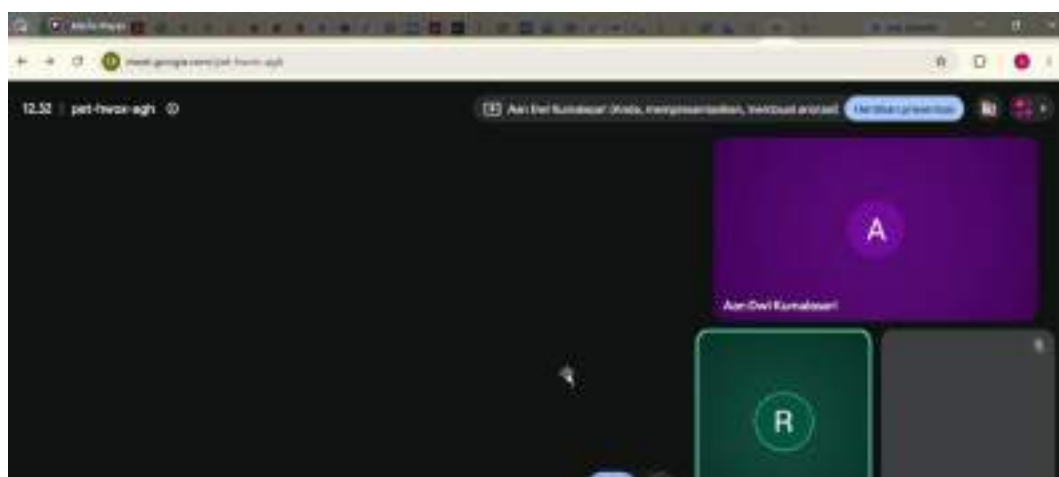
Rating	Deskripsi	Likelihood	Frekuensi
A	Rare	< 10%	Tidak pernah terdengar di Industri Petrokimia (12-24 bulan / 0-1 kali terjadi dalam 1-2 tahun)
B	Unlikely	10% - 30%	Terdengar di Industri Petrokimia (9-12 bulan / 1-2 kali terjadi dalam 1 tahun)
C	Moderate	30% - 70%	Pernah terjadi di sebuah Industri Petrokimia (6-9 bulan/ 2-3 kali terjadi dalam 1 tahun)
D	Likely	70% - 90%	Terjadi beberapa kali pertahun di sebuah Industri Petrokimia (3-6 bulan / 3-5 kali terjadi dalam 1 tahun)
E	Almost Certain	90% - 100%	Terjadi beberapa kali pertahun di tempat kerja di salah satu Industri Petrokimia (0-3 bulan / 5-12 kali terjadi dalam 1 tahun)



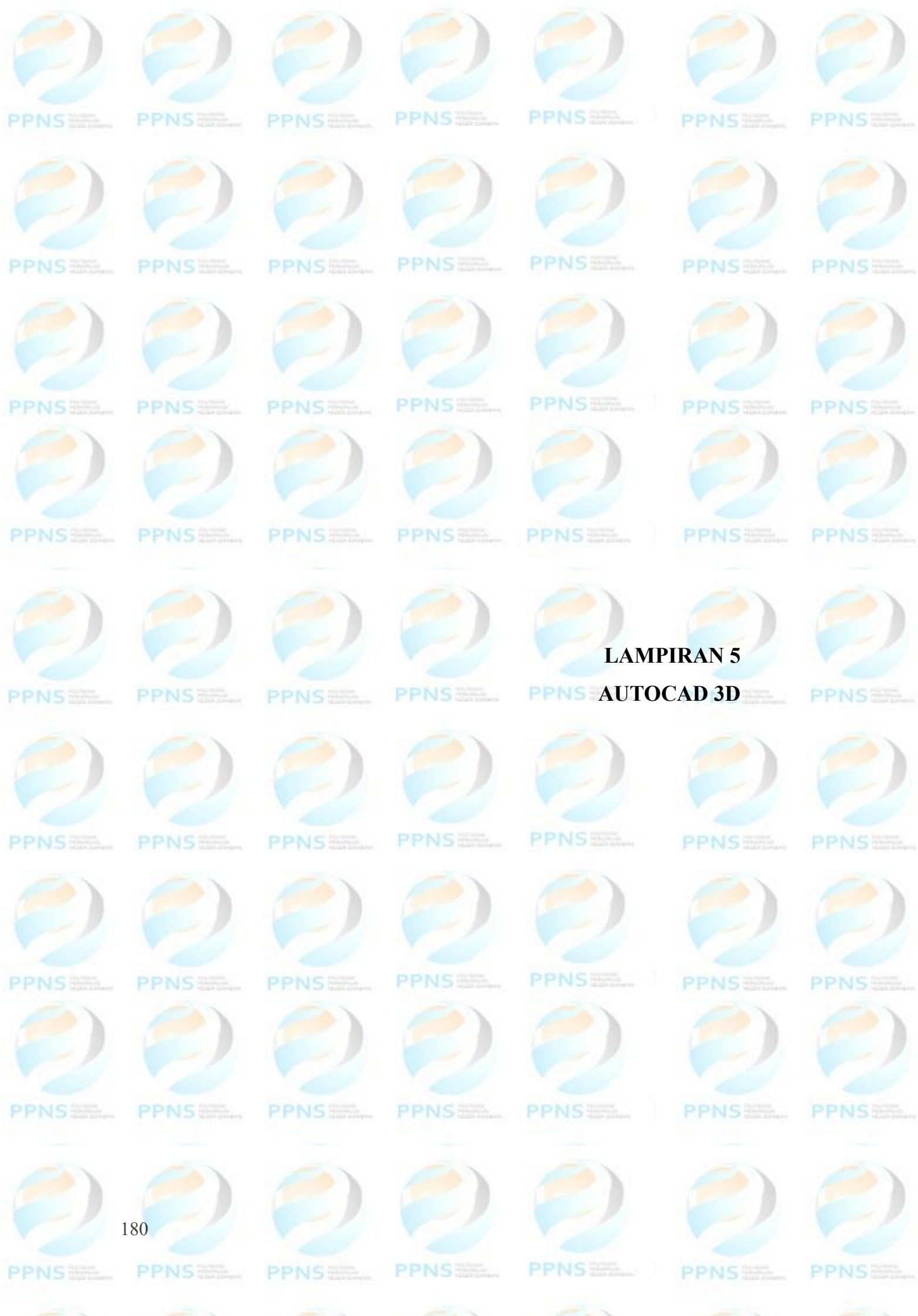
LAMPIRAN 4

DOKUMENTASI DISKUSI DENGAN *EXPERT JUDGMENT*

Halaman ini sengaja dikosongkan*

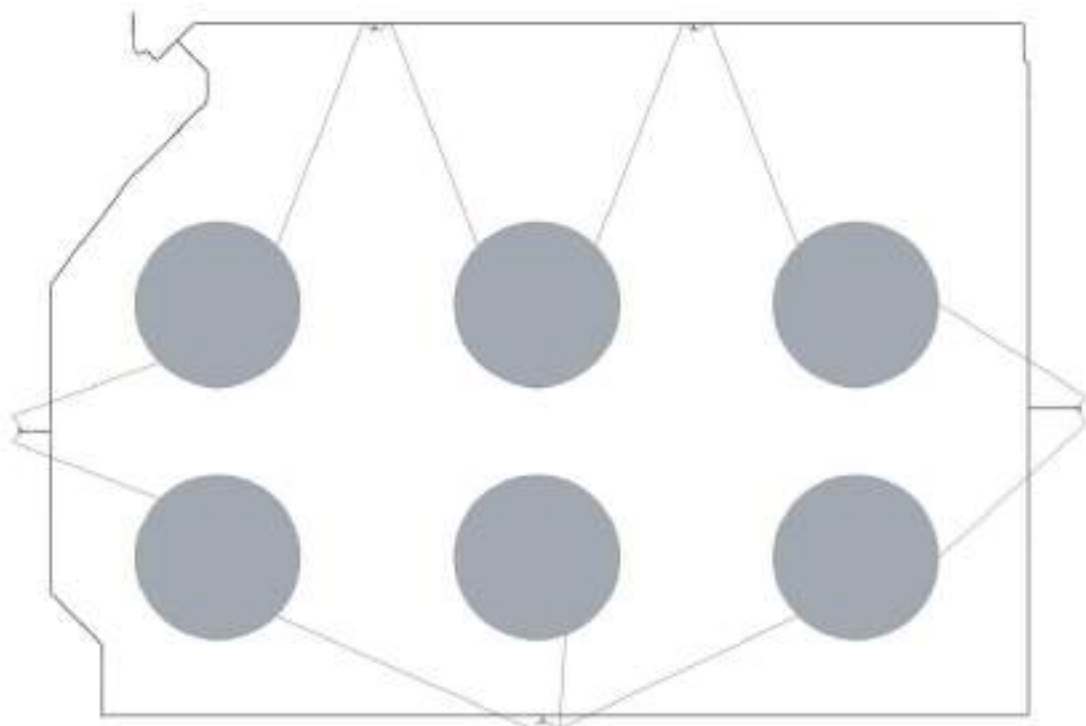


Halaman ini sengaja dikosongkan*



LAMPIRAN 5
AUTOCAD 3D

Halaman ini sengaja dikosongkan*



DESAIN TAMPAK ATAS WATER SUPPLY



PPNS POLITEKNIK
PERKAPALAN NEGERI SURABAYA

PROGRAM STUDI
TEKNIK KESELAMATAN DAN
KESEHATAN KERJA

POLITEKNIK PERKAPALAN NEGERI
SURABAYA

JUDUL TUGAS AKHIR

FIRE AND EXPLOSION RISK ASSESMENT
PADA FEED STOCK TANK MENGGUNAKAN
METODE ETA DENGAN PENDEKATAN
ALPHA DAN MARPLOT SEBAGAI
PEMODELAN KONSEKUENSI

DOSEN PEMBIMBING

1. MOCH. LUQMAN ASHARI, S.T., M.T
2. AGUNG NUGROHO, S.T., M.T.

NAMA MAHASISWA

AAN DWI KUMALASARI

SCALE

NTS

APPROVED

SATUAN

mm

MARK



DESAIN TAMPAK ATAS WATER SUPPLY



PROGRAM STUDI
TEKNIK KESELAMATAN DAN
KESEHATAN KERJA

POLITEKNIK PERKAPALAN NEGERI
SURABAYA

JUDUL TUGAS AKHIR

FIRE AND EXPLOSION RISK ASSESMENT
PADA FEED STOCK TANK MENGGUNAKAN
METODE ETA DENGAN PENDEKATAN
ALPHA DAN MARPLOT SEBAGAI
PEMODELAN KONSEKUENSI

Dosen PEMBIMBING

1. MOCH. LUQMAN ASHARI, S.T., M.T
2. AGUNG NUGROHO, S.T., M.T.

NAMA MAHASISWA

AAN DWI KUMALASARI

SCALE

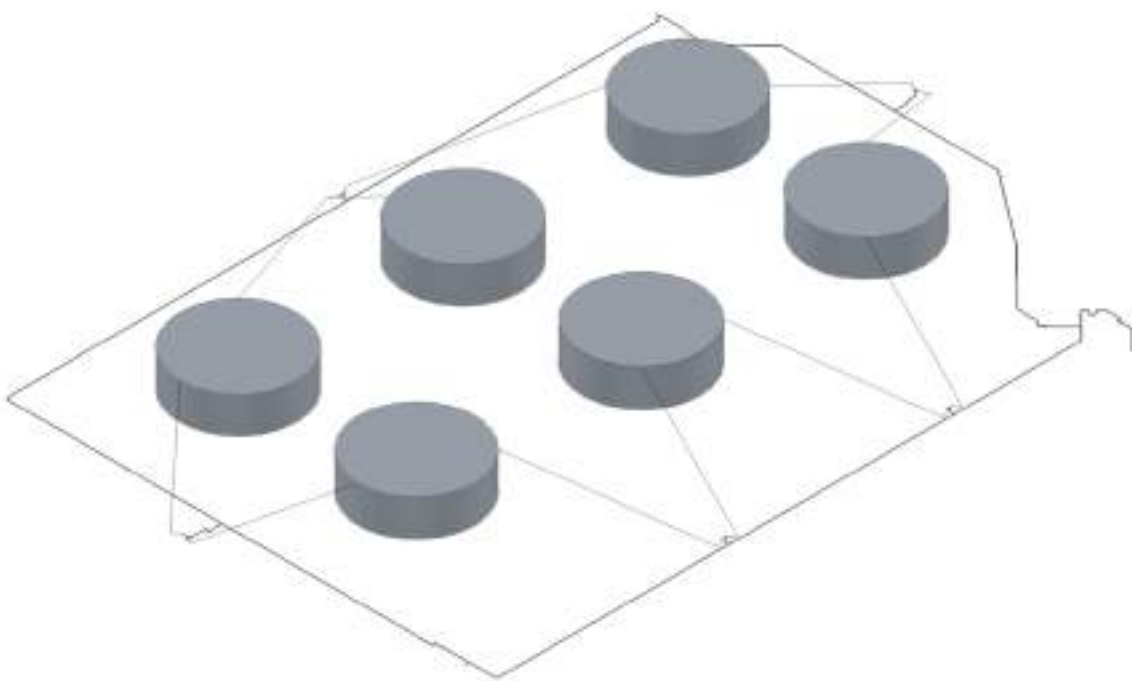
SATUAN

NTS

mm

APPROVED

MARK



DESAIN 3D WATER SUPPLY



PPNS POLITEKNIK
PERKAPALAN
NEGERI SURABAYA

PROGRAM STUDI
TEKNIK KESELAMATAN DAN
KESEHATAN KERJA

POLITEKNIK PERKAPALAN NEGERI
SURABAYA

JUDUL TUGAS AKHIR

FIRE AND EXPLOSION RISK ASSESMENT
PADA FEED STOCK TANK MENGGUNAKAN
METODE ETA DENGAN PENDEKATAN
ALPHA DAN MARPLOT SEBAGAI
PEMODELAN KONSEKUENSI

DOSEN PEMBIMBING

1. MOCH. LUQMAN ASHARI, S.T., M.T
2. AGUNG NUGROHO, S.T., M.T.

NAMA MAHASISWA

AAN DWI KUMALASARI

SCALE

SATUAN

NTS

mm

APPROVED

MARK

Halaman ini sengaja dikosongkan*

LAMPIRAN 6

BUKTI PERHITUNGAN *PIVOTAL EVENT*

Halaman ini sengaja dikosongkan*

PM Group	PM for ATG
Func. Loc/Tag No	910-LT-1005A
Work Center	
Order No.	12076539
Week	00
Basic Start Date	

Print out data : 26.03.2024

Task List	Cycle	Check List	Date Start	Date End	Time Start	Time End	Remarks
PM for ATG	0M	✓	20/1/24		08.00		
PM for ATG	3M	✓					
PM for ATG	6M	✓					
Check ATG using PET (raise around 502mm)	3M	✓					
Check ATG using PET (raise around 502mm)	6M	✓					
Check ATG using PET (raise around 502mm)	9M	✓					
Check ATG using PET (return to normal post)	0M	✓					
Check ATG using PET (return to normal post)	3M	✓					
Check ATG using PET (return to normal post)	6M	✓					
Check hardware using PET (XPU card)	3M	✓					
Check hardware using PET (XPU card)	6M	✓					
Check hardware using PET (XPU card)	9M	✓					
Check hardware using PET (SPU card)	3M	✓					
Check hardware using PET (SPU card)	6M	✓					
Check hardware using PET (SPU card)		✓		20/1/24		16.00	

HSF ANNUAL PROGRAM PERIOD : JANUARY - DECEMBER 2024

No.	DETAIL ACTIVITIES	QTR											
		Jan	Feb	Mar	Apr	May	Jun	Jul	Aug	Sep	Oct	Nov	Dec
15	Portable fire extinguisher inspection												
	15.1 Performing & Anomalous area												
	15.2 Utility area												
	15.3 Office & Marine area												
16	Manual Call Point Function Test												
	16.1 Performing & Anomalous area												
	16.2 Utility area												
	16.3 Office & Marine area												
17	Gas/ Flame Detector Function Test												
	17.1 Performing & Anomalous area												
	17.2 Utility area												
	17.3 Office & Marine area												

1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29 30 31

Dear Pak @Mohammad Taufik,
Untuk data? bisa di akses di : [LBR](#)
Just info : untuk periode testing peralatan tsb.
1. Deluge Valve : 6 bulanan
2. Foam Chamber : Annually

Demikian disampaikan, kurang lebihnya mohon maaf dan terima kasih.
Salam,
M. Afil S

Halaman ini sengaja dikosongkan*



LAMPIRAN 7
EXPERT JUDGMENT

Halaman ini sengaja dikosongkan*

RISK MATRIX

Risk Matrix

<i>Consequence Category</i>	<i>Probability Category</i>				
	1	2	3	4	5
A					
B					
C					
D					
E					

Matrix Likelihood

<i>Probability Category</i>	Nilai Frekuensi
1	$P_f \leq 3,06E-05$
2	$3,06E-05 < P_f \leq 3,06E-04$
3	$3,06E-04 < P_f \leq 3,06E-03$
4	$3,06E-04 < P_f \leq 3,06E-02$
5	$P_f > 3,06E-02$

Sumber: (NFPA 551, 2022)

Matrix Consequence

Frekuensi	Nilai (ft²)
A	$x \leq 100$
B	$100 < x \leq 1.000$
C	$1000 < x \leq 10.000$
D	$10.000 < x \leq 100.000$
E	$x > 100.000$

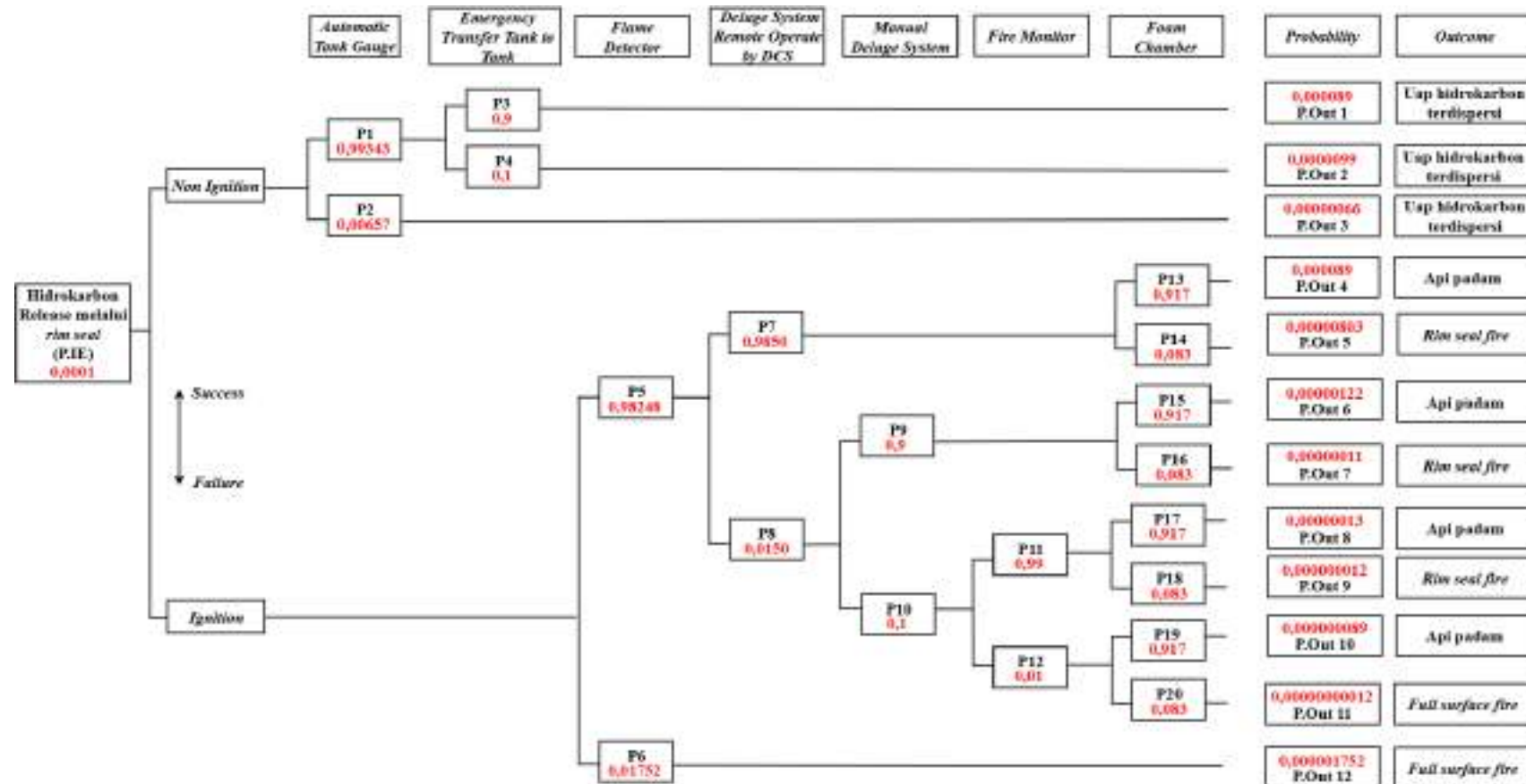
Sumber: (API 581, 2000)

Tuban, 24 Juni 2026
Expert Judgment
Emergency & Insurance Supervisor



M. Arif Sudarsono

DIAGRAM *EVENT TREE ANALYSIS* AWAL SKENARIO 1. HIDROKARBON RELEASE MELALUI *RIM SEAL* SEBELUM PENGENDALIAN



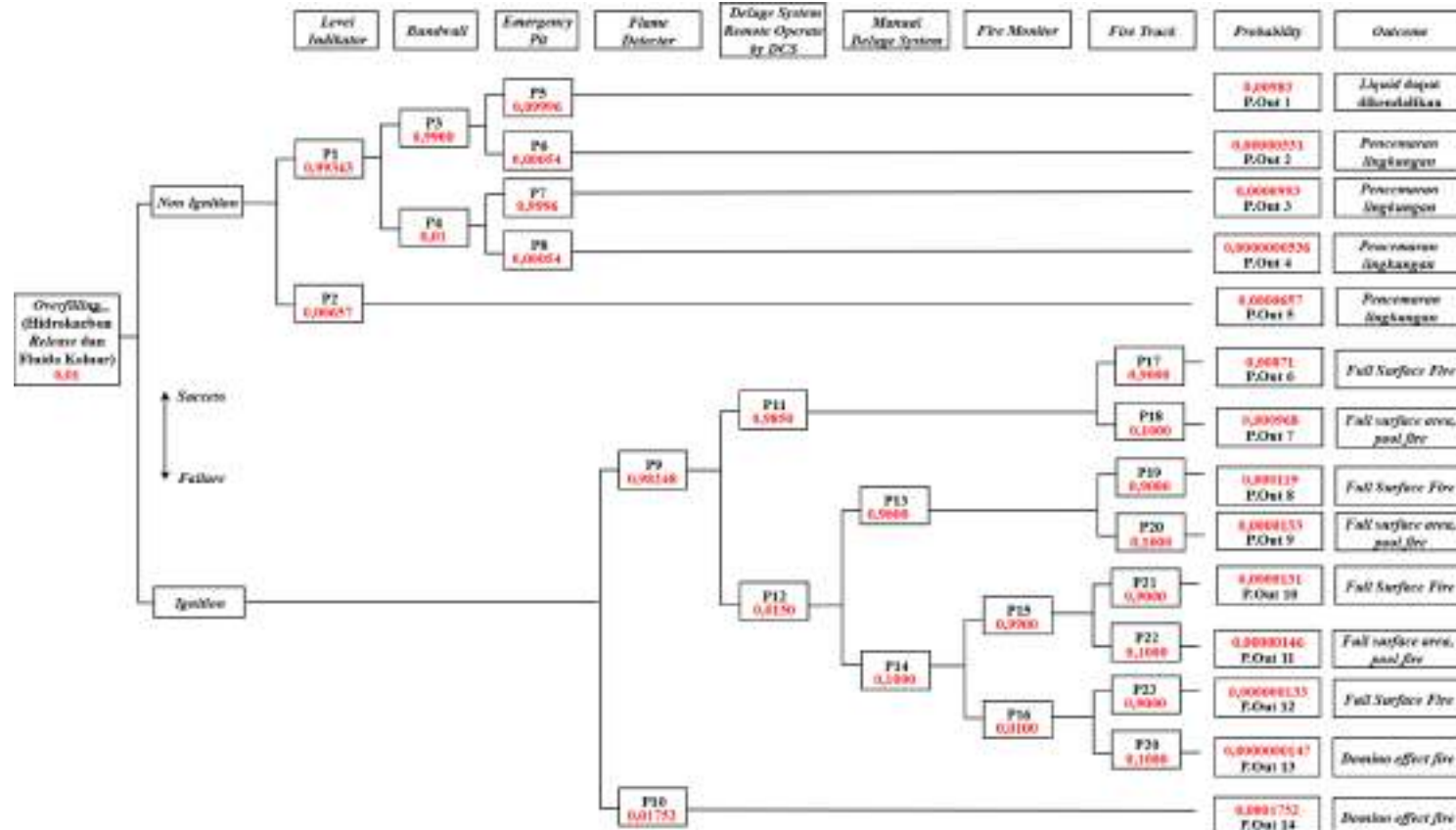
Tuban, 24 Juni 2026
Expert Judgment
 Emergency & Insurance Supervisor

M. Arif Sudarsono



M. Arif Sudarsono

DIAGRAM *EVENT TREE ANALYSIS* SKENARIO 1. *OVERFILL* SEBELUM PENGENDALIAN



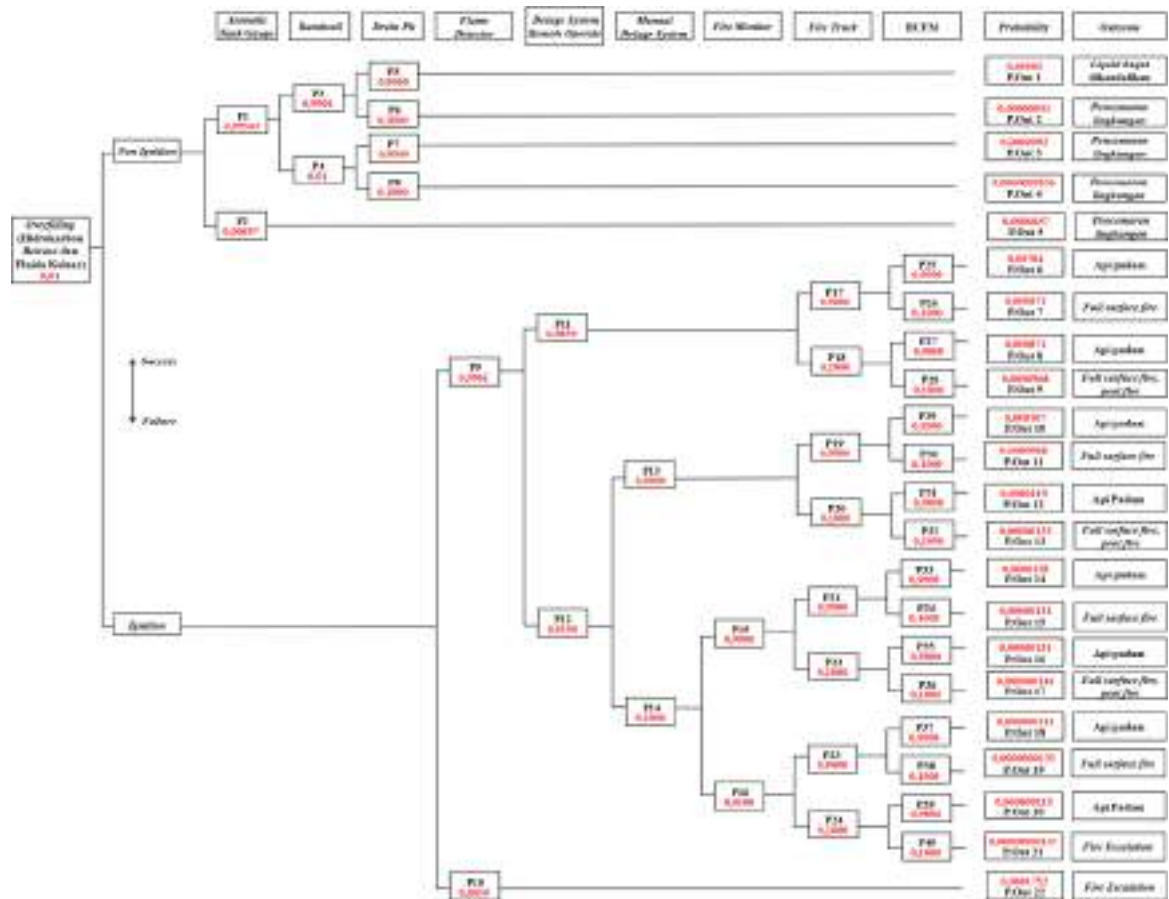
Tuban, 24 Juni 2026

Expert Judgment

Emergency & Insurance Supervisor

M. Arif Sudarsono

DIAGRAM *EVENT TREE ANALYSIS* SKENARIO 1. *OVERFILLING* SESUDAH PENGENDALIAN



Tuban, 24 Juni 2026

Expert Judgment

Emergency & Insurance Supervisor

Die Ring

M. Arif Sudarsono

EXPERT JUDGMENT

Dengan hormat,

Saya Mahasiswa Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya,

Nama : Aan Dwi Kumalasari

NRP : 01052204001

Program Studi : D4 Teknik Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Dalam penelitian Tugas Akhir dengan judul “*Fire and Explosion Risk Assessment* pada *Feed Stock Tank* Menggunakan Metode ETA dengan Pendekatan ALOHA dan MARPLOT sebagai Pemodelan Konsekuensi”, peneliti menggunakan *expert judgment* untuk membantu mengetahui nilai *probability* dari *initiating event* dan *pivotal event* diagram *Event Tree Analysis*, selain itu juga membantu dalam menyusun *risk matrix* yang digunakan untuk menilai tingkat risiko dari skenario yang dianalisis. *Expert judgment* sesuai dengan kriteria yang harus dimiliki yaitu sebagai berikut:

1. Memiliki keahlian dan pengalaman yang relevan
2. Mengetahui dengan macam-macam sistem proteksi kebakaran yang ada di *feed stock tank* beserta jadwal inspeksi dan *maintenancenya*
3. Mampu memberikan penilaian secara independen
4. Bebas dari konflik berkepentingan

Berdasarkan kriteria yang telah diisyaratkan di atas, peneliti menetapkan 1 *expert judgment*. Dengan permohonan ini, besar harapan saya sebagai pemohon untuk berkenan menjadi *expert judgment* pada penelitian saya. Terima kasih.

Expert judgment tersebut terdiri dari:

Tuban, 24 Juni 2026

Expert Judgment

Emergency & Insurance Supervisor



M. Arif Sudarsono



LAMPIRAN 8
SPESIFIKASI POMPA

Halaman ini sengaja dikosongkan*



Product Name	Battler 4 x 12
Description	Monitor Trailer
Manufacturer	William's Fire & Hazard Control
Revision	1.1/2024



ASK ABOUT THE PRODUCT

1. Description

The Battler Monitor Trailer is a large flow, mobile firefighting platform capable of large volume discharge to elevations difficult to attain by conventional equipment. The Battler was developed to provide fire suppression, cooling, personnel protection, and toxic gas dispersion. It is designed to flow up to 12,000 gpm (45 424 lpm) of water or extinguishing foam solution with HYDRO-FOAM technology. The platform provides the operator with smooth and rapid horizontal and vertical movement with a minimum articulation of 360°. This makes the Battler Monitor Trailer a superior weapon in fighting large scale industrial fires and mitigating other extremely challenging hazards.

2. Features

The Battler Monitor Trailer has the following features:

Advanced Hybrid Nozzle Technology – The integrated nozzle on the Battler Monitor Trailer has the capability to perform as an automatic pressure or fixed flow nozzle. During automatic operation, the nozzle responds to varying flows to maintain a nearly constant nominal tip pressure of 100 psi (6.9 bar), maximizing the reach distance for a given discharge flow. This allows the monitor to be extremely useful for applications where the water supply may be inadequate or variable, or to establish initial discharge while more supply lines are being connected.

In fixed flow mode, the nozzle can be pre-set with the included fixed position plugs, or flow stops, to a desired flow rate:

- 15 141 dm³/min,
- 22 712 dm³/min,
- 30 283 dm³/min,
- 37 854 dm³/min,
- 45 424 dm³/min,

As the water supply increases, the flow rate and reach distance increases with a nearly constant K-factor. If the flow is not hitting the target and a distance boost is needed, increase the water supply by increasing the pump engine throttle if the water is supplied by a pump. Once the flow rate hits the set point, it per-

forms as a conventional fixed flow nozzle with a variable K-factor. This mode is important for foam proportioning operations on storage tank fires or other hazards requiring specific application densities, thus a specific flow rate.

HYDRO-FOAM Proportioning – The Battler nozzle is designed with HYDRO-FOAM proportioning at flow rates up to 10,000 gpm (45 424 lpm) at 1% or 3% using remote jet pump technology for easy and efficient foam application. Jet pumps are supplied with the trailer. Rich foam solution from jet pumps is introduced into the water stream by a 4 in. (M)NPT foam inlet. A flood plate disperses the rich water and foam solution from the jet pumps around the inner periphery of the master stream for thorough mixing.

Highly Efficient Waterway – The trailer has a 12 in. (300 mm) integrated stainless steel waterway to provide minimum friction loss, maximum efficiency, and reliability. The inlet manifold features standard Storz couplings with caps. Various combinations of inlet sizes are available to provide maximum connectivity. The monitor is built with a 10 in. (250 mm) waterway. The nozzle features a hard coat anodized aluminium and stainless steel assembly.

User-Friendly Operations – The nozzle has a full wrap-around handle attached to the outer sleeve. This handle provides an easy pattern control from full fog for personnel protection, to straight stream for maximum reach and delivery. The monitor allows a full articulation of 360° rotation and +15° to +75° vertical travel. The trailer features an approximately 550 gal (2,000 l) ballast for stability to counteract the reactionary force generated by the large flow. The ballast is below an anti-slip grip deck for firm footing even when the surface is completely wet. The dual gear operated monitor can be easily and safely controlled by a firefighter for pan and tilt. Four point trailer jacks ensure stability during operation.

3. Optional Features

Each Battler Monitor Trailer is supplied as a tandem axle bumper pull trailer with a tool box and foam proportioning package included. The following features are also available:

- European style light package
- Radio remote-controlled electric/hydraulic monitor control with gear backup
- Custom inlet combination

NIP: 531-163-86-70
REGON: 146196990



The text and illustrations in the 4251-Battler are not binding. Descriptions and pictures in data sheets may include additional equipment that is not standard. For an additional fee.



4. Standard Battler Monitor Trailers

Part number	Flow	Control Type	5" Inlets	6" Inlets	12" Inlets
10275	15140-45420 lpm	Gear Operated	9		
10276	15140-45420 lpm	Gear Operated		8	
10277	15140-45420 lpm	Gear Operated		4	1
10278	15140-45420 lpm	Gear Operated		4	2
20289	15140-45420 lpm	Wireless Remote Control	9		
20290	15140-45420 lpm	Wireless Remote Control		8	
20291	15140-45420 lpm	Wireless Remote Control		4	1
20292	15140-45420 lpm	Wireless Remote Control		4	2

Notes:

All of the above inlets are STORZ style coupling with caps.

All of the above come with a complete foam proportioning system for Hydro-Foam nozzles.

A Williams Fire & Hazard Control JPMA 3-300 Jet Pump Manifold for simplified foam proportioning can also used.

5. JPMA 3-300 Standard

Standard model JPMA 3-300		
Part Number	Water Inlet Connections	Rich Solution Discharge Connections
10252	2.5" FJNST	2 x 4" Storz
10217	2.5" (NBI)**	2 x 4" Storz
10255	2.5" FJNST	5" Storz
10218	2.5" (NBI)	5" Storz
10254	2.5" FJNST	6" Storz
10219	2.5" (NBI)	6" Storz
Adapters		
Part Number	Inlet From JPMA 3-300	Outlet to 3" Battler Foam Hose
20132	4" Storz	4" (M)NPSH
10084	5" Storz	4" (M)NPSH
20133	6" Storz	4" (M)NPSH

* The JPMA 3-300 is an optional foam proportioning device for the Battler Monitor Trailer. It is an easier foam supply alternative to the standard hose jet pumps that comes as part of the unit. Therefore, it is not a necessary addition for foam proportioning.

** British Instantaneous (BI)



NIP: 531-163-86-70

REGION: 146196990

The text and illustrations in this catalog are not binding. Descriptions and prices in data sheet may include additional equipment that is not shown or is for an additional fee.

6. Technical details

Range of Battler monitor						
Pressure 7 bar						
Flow	Nozzle angle 30°		Nozzle angle 45°		Nozzle angle 80°	
	Range	Height	Range	Height	Range	Height
lpm	m	m	m	m	m	m
15000	112	17	93	40	28	52
23000	129	20	109	43	31	61
30000	135	21	115	47	35	69
38000	140	22	118	50	39	76
45000	147	23	124	53	41	80

Notes:

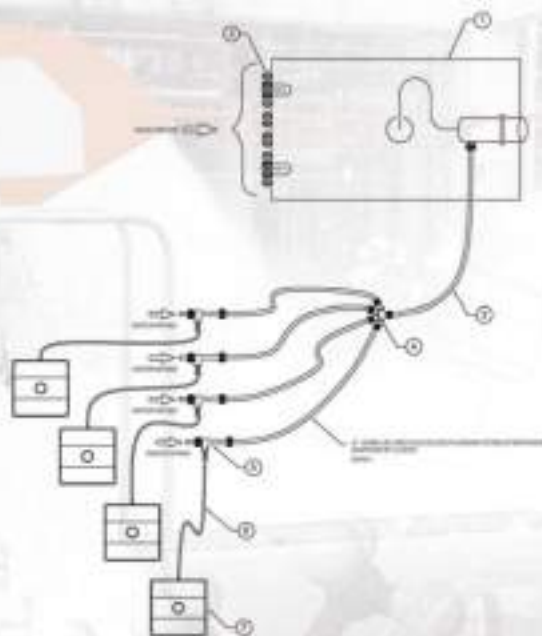
1. Above data for straight stream in still air to 8 km/h tail wind condition using water only.
2. Foam decreases range 5-20% & alt. winds increase stream separation and reduce further.
3. Height location is two thirds water stream range.



1% Proportioning for Battler				
Flow	JetPumps			Hose Lay Length at 7 Bar
[lpm]	Jet Pumps	Volume	Valve position	[m]
15140	2.5 JP 100	1	40	600
22710	2.5 JP 100	1	60	585
30280	2.5 JP 100	1	80	570
37850	2.5 JP 100	1	100	555
45420	1.5 JP 24	1	B	540
	2.5 JP 100	1	100	
3% Proportioning for Battler				
15140	1.5 JP 24	1	B	105
	2.5 JP 100	1	100	
22710	2.5 JP 100	1	100	90
	2.5 JP 100	1	80	
30280	2.5 JP 100	2	100	75
	2.5 JP 100	1	40	
37850	2.5 JP 100	3	100	60
45420	2.5 JP 100	1	100	45
	2.5 JP 100	1	60	

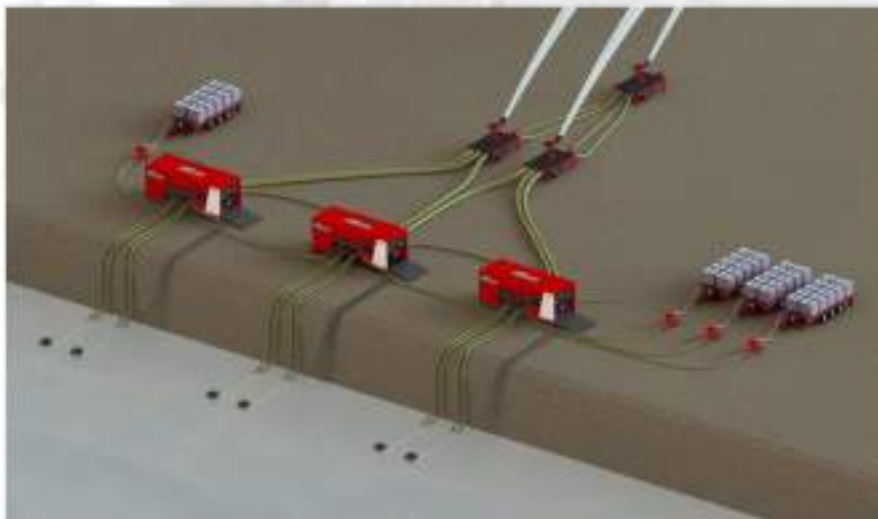
NIP: 531-163-86-70
REGON: 146196590

Sample dosing system



Legend:

- 1 – Battery monitor
- 2 – Water supply connection
- 3 – Nozzle foam solution pick-up hose
- 4 – Slameses (foam collector manifold)
- 5 – ARC foam proportioning equipment
- 6 – Foam pick-up hose
- 7 – Foam

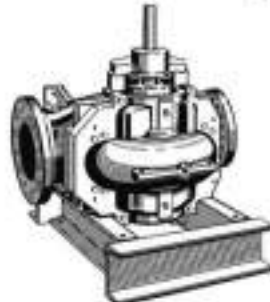


NIP: 531-163-86-70
REGION: 146196990

Axially split volute casing pumps



Omega



Omega V

Automation products available:

- PumpExpert
- Hyamaster
- Hyatronic

Applications

Waterworks, irrigation and drainage pumping stations, power stations, industrial water supply systems, fire fighting systems, marine applications as well as general applications in refineries.

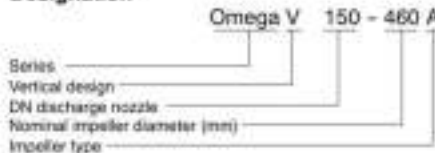
Operating data

Pump sizes	DN 80 up to 360	(3...14 in)
Capacities	Q up to 800 l/s	(12,328 US-gpm)
Total heads	H up to 170 m	(558 ft)
Operating pressure	p up to 25 bar	(363 psi)
Operating temperature	t up to +105 °C	(221 °F)

Design

Single stage, axially split volute casing pump with double-entry radial impeller, for horizontal or vertical installation. Installation of the horizontal drive either on the left or right side of the pump (optional). Flanges drilled to ISO, DIN, BS or ANSI.

Designation



Bearings

- Omega:** on both sides grease-lubricated, maintenance-free, deep groove ball bearings, sealed for life.
- Omega V:** top: grease-lubricated, maintenance-free, deep groove ball bearing, sealed for life
bottom: wear-resistant, medium-lubricated plain bearing of silicon carbide (Resistor®).

Shaft seal

Uncooled soft-packed stuffing box or uncooled, single-acting, unbalanced bi-directional mechanical seal acc. to DIN 24960. With an operating pressure > 16 bar: mechanical seal, balanced by hydraulic means.

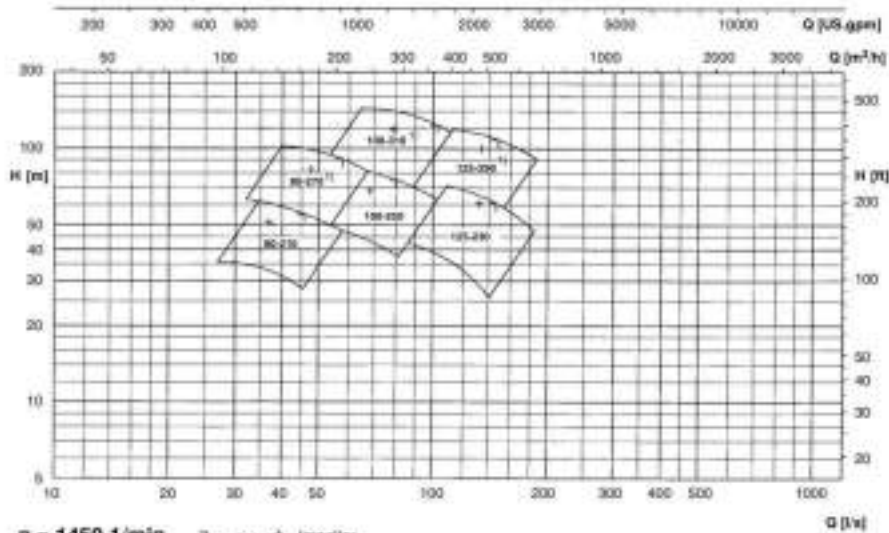
Materials

Volute casing:	Cast iron	JL 1040 (GG-25)
	Ductile cast iron	JS 1030 (GGG-40)
	Ni-Resist	GGG-NiCrNb 202
	Duplex steel	1.4517 / 1.4588
Impeller:	Bronze	G-CuSn10
	Duplex steel	1.4517 / 1.4588
Shaft:	Chromium steel	1.4021
	Duplex steel	1.4462
Casing wear rings:	Bronze	GZ-CuSn7ZnPb
	Duplex steel	1.4470

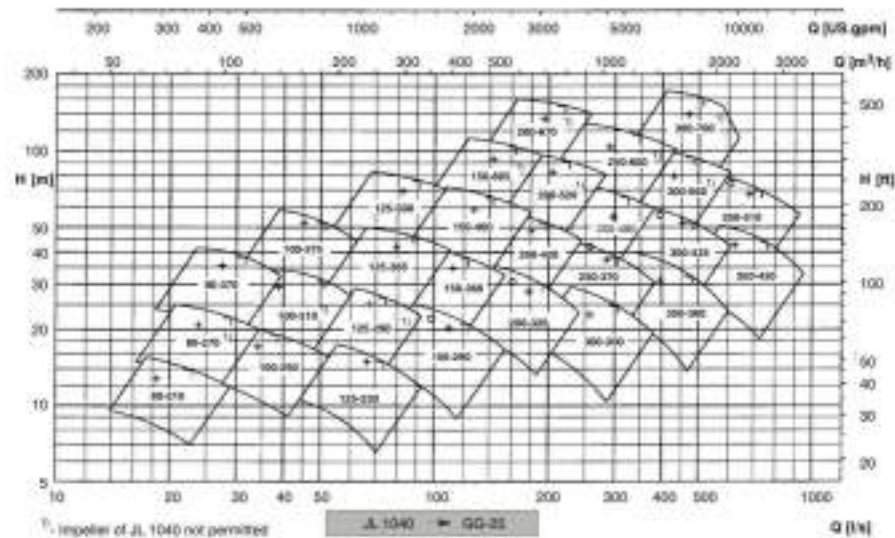
Selection charts

(higher speeds, with the pumps driven by a Diesel unit, available upon request)

n = 2900 1/min ∇ = η_{opt} A - Impeller
 + = η_{opt} B - Impeller



n = 1450 1/min ∇ = η_{opt} A - Impeller
 + = η_{opt} B - Impeller
 ○ = η_{opt} C - Impeller



∇ : Impeller of JL 1040 not permitted

JL 1040 → GG-21

Axially Split Volute Casing Pump

Omega / Omega V

50 Hz

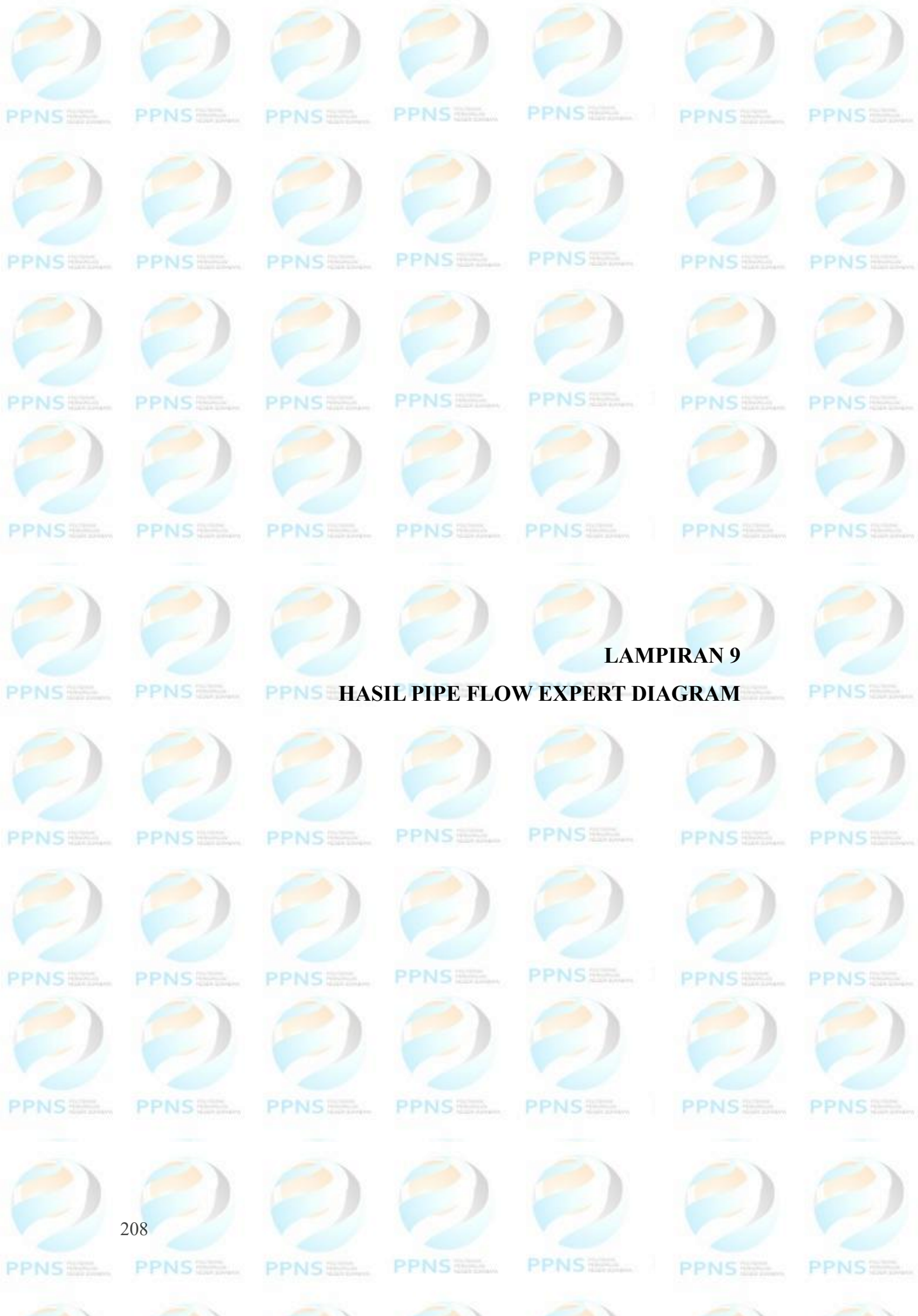
Characteristic Curves Booklet



Figure 1 consists of three vertically stacked graphs sharing a common x-axis representing the amount of water Q in g/g, ranging from 0 to 2500. The top graph plots the refractive index n (left y-axis, 1.5 to 1.6) and the refractive index of the solid phase n_s (right y-axis, 1.4 to 1.5) against Q . It includes a phase diagram with regions labeled 'Gel' and 'H'. The middle graph plots the refractive index of the liquid phase n_l (right y-axis, 1.4 to 1.5) against Q . The bottom graph plots the refractive index of the solid phase n_s (right y-axis, 1.4 to 1.5) against Q . The bottom graph also includes the chemical formula $NPSH_4 + S$ and the equation $NPSH_4 = NPSH_4 + S$.

Maternal wariness

Material variant	Max. permissible impeller diameter D_i	NPSH margin S	Power limitation P _h	Permissible range of speed n
	[mm]	[m]	[kW/ton]	[rpm]
GR / SB	382	5,0	0,4000	1200 ≤ n ≤ 1500
GC / SC	382	0,5	0,4000	1200 ≤ n ≤ 1500
DD ₂₄	382	0,5	0,4000	1200 ≤ n ≤ 1500



LAMPIRAN 9
HASIL PIPE FLOW EXPERT DIAGRAM

Halaman ini sengaja dikosongkan*



Pipe Flow Design 1

Results Data



Fluid Data

Zone	Fluid Name	Chemical Formula	Temperature °C	Pressure bar.g	Density kg/m ³	Centistokes	Centipoise	Vapour Pressure bar.a	State
1	Water sea	N/A	10.000	0.0000	1000.000000	1.306796	1.346000	0.013000	Liquid

Pump Data

Pipe Id	Pipe Name	Pump Name	Speed rpm	Pres. Op. From m/yr	Pres. Op. To m/yr	Flow In/Out m ³ /sec	Velocity m/sec	Suction Pressure bar.g	Discharge Pressure bar.g	Pump Head (+) m Hd	Pump RPSH m Hd (Absolute)	Pump RPSHa m Hd (Absolute)	Pump Efficiency Percentage	Pump Power Kilowatts
37	P37	Pump	Fixed Head Rate			0.0715	0.588	1.0276	15.0030	79.480	Not known	80.325	Not known	Not Known

Pipe Data

Pipe Id	Pipe Name and Notes	Inner Diameter mm	Length m	Mass Flow kg/sec	Vol Flow m³/sec	Velocity m/sec	dP Total Loss bar	Inlet Pressure bar a	Exit Pressure bar a
1	P1	410,108	20,000	244,7265	0.2376	1,799	-0.1754	14,4009	14,6363
2	P2	410,108	250,000	244,7265	0.2376	1,799	0.1587	14,6363	14,4776
3	P3	410,108	20,000	0.0000	0.0000	0.000	0.0000	15,0797	15,0797
4	P4	410,108	300,000	244,7265	0.2376	1,799	0.1624	15,0797	14,9173
5	P5	410,108	50,000	0.0000	0.0000	0.000	0.0000	14,9173	14,9173
6	P6	410,108	150,000	244,7265	0.2376	1,799	0.0605	14,9173	14,8568
7	P7	410,108	15,814	244,7265	0.2376	1,799	0.0141	14,8568	14,8427
8	P8	410,108	20,000	244,7265	0.2376	1,799	0.0165	14,8427	14,8262
9	P9	410,108	20,000	244,7265	0.2376	1,799	0.2084	14,8262	15,0346
10	P10	410,108	180,000	244,7265	0.2376	1,799	0.0648	14,8262	14,7614
11	P11	410,108	50,000	485,6450	0.4715	3,599	0.1158	14,7729	15,1818
12	P12	410,108	20,000	0.0000	0.0000	0.000	0.1910	15,0797	14,8876
13	P13	410,108	20,000	244,7265	0.2376	1,799	0.0137	15,1454	15,1317
14	P14	410,108	20,000	0.0000	0.0000	0.000	0.0000	14,6761	14,6761
15	P15	410,108	300,000	240,9185	0.2339	1,771	0.1581	14,8352	14,6761
16	P16	410,108	50,000	240,9185	0.2339	1,771	0.0314	14,5967	14,5653
17	P17	410,108	20,000	0.0000	0.0000	0.000	0.1663	14,7420	14,5757
18	P18	410,108	20,000	240,9185	0.2339	1,771	-0.2099	14,5353	14,8362
19	P19	410,108	20,000	240,9185	0.2339	1,771	0.0184	14,6778	14,6594
20	P20	410,108	60,000	240,9185	0.2339	1,771	0.0337	14,7115	14,6778
21	P21	410,108	50,700	240,9185	0.2339	1,771	0.0364	14,7420	14,7135
22	P22	410,108	10,000	0.0000	0.0000	0.000	0.0000	14,7420	14,7420
23	P23	410,108	51,000	240,9185	0.2339	1,771	0.0393	14,7713	14,7420
24	P24	410,108	60,000	240,9185	0.2339	1,771	0.0337	14,8050	14,7713
25	P25	410,108	60,000	240,9185	0.2339	1,771	0.0337	14,8387	14,8050
26	P26	410,108	50,000	240,9185	0.2339	1,771	0.0314	14,8701	14,8387
27	P27	410,108	20,000	244,7265	0.2376	1,799	0.0137	15,1454	15,1454
28	P28	410,108	81,800	244,7265	0.2376	1,799	0.0480	14,5099	14,4600
29	P29	410,108	20,000	485,6450	0.4715	3,599	0.1786	15,3802	15,2016
30	P30	410,108	20,000	485,6450	0.4715	3,599	0.0605	15,9351	15,8746
31	P31	410,108	10,000	240,9185	0.2339	1,771	0.2604	15,1333	14,8701
32	P32	410,108	50,000	240,9185	0.2339	1,771	0.0255	15,1591	15,1336
33	P33	410,108	10,000	485,6450	0.4715	3,599	0.0657	15,4313	15,3656

Pipe ID	Pipe Name and Notes	Inner Diameter mm	Length m	Mass Flow kg/sec	Vol Flow m ³ /sec	Velocity m/sec	dP Total Loss bar	Entry Pressure bar.a	Exit Pressure bar.a
24	P34	410,108	10,000	485,6450	0.4715	1,569	0.0420	15,6913	15,6394
35	P35	410,108	10,000	485,6450	0.4715	1,569	0.2562	15,6394	15,3832
36	P36	410,108	10,000	240,9185	0.2339	1,771	0.0617	14,6584	14,5967
37	P37	410,108	10,000	485,6450	0.4715	1,569	-9.0064	7,9287	15,9351
38	P38	410,108	250,000	240,9185	0.2339	1,771	0.1225	14,6761	14,5426
39	P39	410,108	48,300	240,9185	0.2339	1,771	0.0247	14,9223	14,8776
40	P40	410,108	10,000	0.0000	0.0000	0.000	0.1919	14,9173	14,7254
41	P41	610,108	5,000	485,6450	0.4715	1,613	0.1062	8,0289	7,9227
42	P42	410,108	10,000	0.0000	0.0000	0.000	0.1919	14,6791	14,4842
43	P43	410,108	10,000	485,6450	0.4715	1,569	0.0434	15,8798	15,8313
44	P44	410,108	10,000	485,6450	0.4715	1,569	0.2083	14,3918	14,1835
45	P45	410,108	11,500	485,6450	0.4715	1,569	0.0448	14,1535	14,1087
46	P46	410,108	10,000	485,6450	0.4715	1,569	0.2853	14,1087	13,8234
47	P47	410,108	10,000	485,6450	0.4715	1,569	0.0420	15,7656	15,7235
48	P48	410,108	10,000	485,6450	0.4715	1,569	0.0420	15,7235	15,6815
49	P49	410,108	13,140	485,6450	0.4715	1,569	0.0426	15,2016	15,1591
50	P50	410,108	90,110	244,7265	0.2376	1,799	0.0520	15,1317	15,0797
52	P52	410,108	67,600	240,9185	0.2339	1,771	0.0403	14,5426	14,5023
54	P54	410,108	11,300	0.0000	0.0000	0.000	0.0000	14,5757	14,5757
55	P55	410,108	10,000	0.0000	0.0000	0.000	0.2624	14,5757	14,3133
56	P56	610,108	10,000	485,6450	0.4715	1,613	0.2568	8,5957	8,0288

Pipe Fittings

Pipe Id	Pipe	Fitting Position	Description	Imperial Size	Metric Size	Database Ref	K Value	Quantity	K Total	Entry K Total	Exit K Total
1	P1	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600		
										0.3600	0.0000
2	P2	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	1.0800		
2	P2	End of Pipe	Through Tee	20"	500 mm	TT	0.2800	1	0.3600		
										1.0800	0.3600
3	P3	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	2	0.7200		
										0.7200	0.0000
4	P4	Start of Pipe	Through Tee	20"	500 mm	TT	0.2800	1	0.2800		
										0.2800	0.0000
5	P5	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.7200		
										0.7200	0.0000
6	P6	Start of Pipe	Through Tee	20"	500 mm	TT	0.2800	1	0.2800		
										0.2800	0.0000
7	P7	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600		
										0.3600	0.0000
8	P8	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600		
										0.3600	0.0000
9	P9	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600		
										0.3600	0.0000
10	P10	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600		
										0.3600	0.0000
11	P11	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600		
										0.3600	0.0000
12	P12	No Fittings									
13	P13	Start of Pipe	Elbow 45 deg.	20"	500 mm	E45	0.1000	1	0.1000		
										0.1000	0.0000
14	P14	No Fittings									
15	P15	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600		
										0.3600	0.0000
16	P16	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600		
										0.3600	0.0000
17	P17	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600		
										0.3600	0.0000

Pipe ID	Pipe	Fitting Position	Description	Imperial Size	Metric Size	Database Ref	K Value	Quantity	K Total	Entry K Total	Exit K Total
18	P18	Start of Pipe	Branch Tee	20"	500 mm	BT	0.7200	1	1.4400		
19	P19	Start of Pipe	Elbow 45 deg.	20"	500 mm	E45	0.1900	1	0.5700	1.4400	0.0000
20	P20	Start of Pipe	Elbow 45 deg.	20"	500 mm	E45	0.1900	1	0.1500	0.5700	0.0000
21	P21	Start of Pipe	Through Tee	20"	500 mm	TT	0.2800	1	0.2800	0.1500	0.0000
22	P22	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	0.2800	0.0000
23	P23	Start of Pipe	Elbow 45 deg.	20"	500 mm	E45	0.1900	1	0.1900	0.3600	0.0000
24	P24	Start of Pipe	Elbow 45 deg.	20"	500 mm	E45	0.1900	1	0.1900	0.1900	0.0000
26	P26	Start of Pipe	Elbow 45 deg.	20"	500 mm	E45	0.1900	1	0.1900	0.1900	0.0000
26	P26	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	0.1900	0.0000
27	P27	Start of Pipe	Elbow 45 deg.	20"	500 mm	E45	0.1900	1	0.1900	0.3600	0.0000
28	P28	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	0.1900	0.0000
29	P29	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	2.1600	0.3600	0.0000
30	P30	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	2.1600	0.0000
31	P31	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	0.3600	0.0000
32	P32	No Fittings								0.3600	0.0000
33	P33	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	2	0.7200	0.3600	0.0000
34	P34	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	0.7200	0.0000
35	P35	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	0.3600	0.0000
36	P36	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	0.3600	0.0000
37	P37	Start of Pipe	Gradual contraction	N/A	N/A	Gr-Con	0.0200	1	0.0200	0.3600	0.0000

Pipe ID	Pipe	Fitting Position	Description	Imperial Size	Metric Size	Database Ref	K Value	Quantity	K Total	Entry K Total	Exit K Total
38	P38	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	8.0200	0.6600
39	P39	No Fittings								8.3800	0.6600
40	P40	No Fittings									
41	P41	End of Pipe	Standard Bend	24"	600 mm	SB	0.3600	1	0.7200	8.9900	0.7200
42	P42	No Fittings									
43	P43	Start of Pipe	Elbow 45 deg.	20"	500 mm	E45	0.1900	1	0.1900		
43	P43	Start of Pipe	Elbow 45 deg.	20"	500 mm	E45	0.1900	1	0.1900		
										8.3800	0.6600
44	P44	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	8.3600	0.6600
45	P45	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	8.3600	0.6600
46	P46	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	8.3600	0.6600
47	P47	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	8.3600	0.6600
48	P48	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	8.3600	0.6600
49	P49	Start of Pipe	Through Tee	20"	500 mm	TT	0.2800	1	0.2800	8.2900	0.6600
50	P50	Start of Pipe	Through Tee	20"	500 mm	TT	0.2800	1	0.2800	8.2900	0.6600
51	P51	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	8.3600	0.6600
52	P52	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	8.3600	0.6600
53	P53	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	8.3600	0.6600
54	P54	Start of Pipe	Standard Bend	20"	500 mm	SB	0.3600	1	0.3600	8.3600	0.6600
55	P55	No Fittings									
56	P56	End of Pipe	Standard Bend	24"	600 mm	SB	0.3600	1	0.7200	8.0000	0.7200

Components

Pipe ID	Pipe Name	Inner Diameter (mm)	Comp. Name	Comp. Type	Comp. Value	Flow m ³ /sec	Mass Flow kg/sec	Comp. Loss m, hd
---------	-----------	------------------------	------------	------------	-------------	--------------------------	------------------	------------------

Flow Control Valves (FCVs)

Pipe Id	Pipe Name	Orifice Diameter mm	FCV Name	FCV Mass Flow kg/sec	FCV Vol Flow m ³ /sec	FCV Loss m head
---------	-----------	---------------------	----------	----------------------	----------------------------------	-----------------

Pressure Reducing Valves (PRVs)

Pipe Id	Pipe Name	Inlet Diameter mm	PRV Name	PRV Pressure bar.g	PRV Loss m.h ₂ O
---------	-----------	-------------------	----------	--------------------	-----------------------------

Back Pressure Valves (BPVs)

Pipe ID	Pipe Name	Inner Diameter mm	BPV Name	BPV Pressure bar.g	BPV Loss m.h ₂ O
---------	-----------	-------------------	----------	--------------------	-----------------------------

Node Data

Node ID	Node Type	Node	Elevation m	Liquid Level m	Surface Press. bar.g	Press. at Node bar.g	HGL at Node m. of Fluid	Demand In (Mass) kg/sec	Demand Out (Mass) kg/sec	Demand In (Vol) @ Fluid Zone Density Downstream m ³ /sec	Demand Out (Vol) @ Fluid Zone Density Downstream m ³ /sec
1	Join Point	N1	92,404	N/A	N/A	15,1454	242,346	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
2	Join Point	N2	92,404	N/A	N/A	15,0787	241,695	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
3	Join Point	N3	92,404	N/A	N/A	15,0787	241,695	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
4	Join Point	N4	92,404	N/A	N/A	14,9173	240,688	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
5	Join Point	N5	92,404	N/A	N/A	14,9173	240,688	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
6	Join Point	N6	92,404	N/A	N/A	14,8338	239,261	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
7	Join Point	N7	92,404	N/A	N/A	14,8197	239,121	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
8	Join Point	N8	92,404	N/A	N/A	14,8032	238,958	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
9	Join Point	N9	94,304	N/A	N/A	14,5948	238,794	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
10	Join Point	N10	94,304	N/A	N/A	14,8878	241,695	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
11	Join Point	N11	90,254	N/A	N/A	15,0287	188,749	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
12	Join Point	N12	94,304	N/A	N/A	14,7294	240,688	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
13	Join Point	N13	92,404	N/A	N/A	14,6781	237,700	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
14	Join Point	N14	92,404	N/A	N/A	14,6781	237,700	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
15	Join Point	N15	92,404	N/A	N/A	14,8352	239,275	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
16	Join Point	N16	95,704	N/A	N/A	14,5667	239,518	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
17	Join Point	N17	94,904	N/A	N/A	14,6584	240,625	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
18	Join Point	N18	94,904	N/A	N/A	14,6778	240,217	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
19	Join Point	N19	95,704	N/A	N/A	14,5353	239,606	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
20	Join Point	N20	94,904	N/A	N/A	14,7115	240,551	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
21	Join Point	N21	94,904	N/A	N/A	14,7420	240,852	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
22	Join Point	N22	94,904	N/A	N/A	14,7420	240,852	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
23	Join Point	N23	94,904	N/A	N/A	14,7713	241,142	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
24	Join Point	N24	94,904	N/A	N/A	14,8030	241,476	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
25	Join Point	N25	94,904	N/A	N/A	14,8387	241,810	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
26	Join Point	N26	92,404	N/A	N/A	15,2982	244,671	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
27	Join Point	N27	92,404	N/A	N/A	15,2038	242,900	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
28	Join Point	N28	90,254	N/A	N/A	15,7225	245,520	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
29	Join Point	N29	90,254	N/A	N/A	15,6394	245,087	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
30	Join Point	N30	94,904	N/A	N/A	14,8791	242,120	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
31	Join Point	N31	92,404	N/A	N/A	15,1335	242,228	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
32	Join Point	N32	92,404	N/A	N/A	15,1591	242,481	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000
33	Join Point	N33	90,254	N/A	N/A	15,9351	249,614	8,0000	0,0000	8,0000	0,0000

Node Id	Node Type	Node	Elevation m	Liquid Level m	Surface Press. bar.g	Press. at Node bar.g	HGL at Node m. w. Fluid	Demand In (Mass) kg/sec	Demand Out (Mass) kg/sec	Demand In (Vol) @ Fluid Zone Density Downstream m ³ /sec	Demand Out (Vol) @ Fluid Zone Density Downstream m ³ /sec
24	Join Point	N34	93,254	N/A	N/A	15,8333	246,866	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Join Point	N35	93,377	N/A	N/A	8,0289	169,865	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Join Point	N36	93,254	N/A	N/A	15,8746	247,415	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
37	Join Point	N37	94,304	N/A	N/A	14,4699	237,469	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
38	Join Point	N38	92,404	N/A	N/A	14,6363	237,306	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
39	Join Point	N39	92,404	N/A	N/A	14,4776	235,735	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
40	Join Point	N40	92,404	N/A	N/A	14,3426	236,378	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	Join Point	N41	93,254	N/A	N/A	15,7656	246,336	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
42	Join Point	N42	94,304	N/A	N/A	14,4842	237,700	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
43	Join Point	N43	98,550	N/A	N/A	14,5787	240,852	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
44	Join Point	N44	94,050	N/A	N/A	14,1535	234,172	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Join Point	N45	92,404	N/A	N/A	14,3618	234,588	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
46	Join Point	N46	94,050	N/A	N/A	14,1087	233,729	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
47	Join Point	N47	95,458	N/A	N/A	13,8234	233,312	0.0000	485,6450	0.0000	0.4725
48	Join Point	N48	94,304	N/A	N/A	14,5099	237,655	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
49	Join Point	N49	93,254	N/A	N/A	15,0815	245,500	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	Join Point	N51	92,404	N/A	N/A	15,1317	242,210	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	Join Point	N52	92,404	N/A	N/A	14,9033	235,679	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Join Point	N54	95,550	N/A	N/A	14,5757	240,852	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
55	Join Point	N55	98,950	N/A	N/A	14,3333	240,852	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
56	Pipe	N56	84,000	85,000	0.0000	8,8867	169,000	N/A	N/A	N/A	N/A

Energy Data

Pipe ID	Pipe Name	Energy Loss To Pipe Friction	Energy Loss To Pipe Fittings	Energy Loss To Pipe Components	Energy Loss To Pipe Control Valves	Energy Loss To Pump Inefficiency	SUBTOTAL Loss Pipe Items + Pump	Energy Loss To Discharge Pressure	Energy Loss To Change in Elevation	TOTAL USED Sum of All Items
		Kilowatts	Kilowatts	Kilowatts	Kilowatts	Kilowatts	Kilowatts	Kilowatts	Kilowatts	Kilowatts
1	P1	0.249779	0.142517	0.000000	0.000000	N/A	0.392296	0.000000	-4.359999	-4.187993
2	P2	3.122252	0.649244	0.000000	0.000000	N/A	3.771476	0.000000	0.000000	3.771476
3	P3	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
4	P4	3.746679	0.110947	0.000000	0.000000	N/A	3.857525	0.000000	0.000000	3.857525
5	P5	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
6	P6	1.873339	0.110947	0.000000	0.000000	N/A	1.984186	0.000000	0.000000	1.984186
7	P7	0.140505	0.142517	0.000000	0.000000	N/A	0.335022	0.000000	0.000000	0.335022
8	P8	0.249779	0.142517	0.000000	0.000000	N/A	0.392296	0.000000	0.000000	0.392296
9	P9	0.249779	0.142517	0.000000	0.000000	N/A	0.392296	0.000000	4.519999	4.952195
10	P10	1.873339	0.142517	0.000000	0.000000	N/A	2.015856	0.000000	0.000000	2.015856
11	P11	4.458075	1.113751	0.000000	0.000000	N/A	5.458075	0.000000	0.000000	5.458075
12	P12	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
13	P13	0.249779	0.075217	0.000000	0.000000	N/A	0.324996	0.000000	0.000000	0.324996
14	P14	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
15	P15	3.784362	0.133967	0.000000	0.000000	N/A	3.720330	0.000000	0.000000	3.720330
16	P16	0.597397	0.133967	0.000000	0.000000	N/A	0.733364	0.000000	0.000000	0.733364
17	P17	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
18	P18	0.238957	0.543869	0.000000	0.000000	N/A	0.782826	0.000000	-7.794592	-7.011765
19	P19	0.238957	0.215281	0.000000	0.000000	N/A	0.454238	0.000000	0.000123	0.454362
20	P20	0.716872	0.071760	0.000000	0.000000	N/A	0.788633	0.000000	0.000000	0.788633
21	P21	0.605757	0.105752	0.000000	0.000000	N/A	0.711510	0.000000	0.000000	0.711510
22	P22	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
23	P23	0.614124	0.071761	0.000000	0.000000	N/A	0.685884	0.000000	-0.000123	0.685762
24	P24	0.716872	0.071760	0.000000	0.000000	N/A	0.788633	0.000000	0.000123	0.788756
25	P25	0.716872	0.071760	0.000000	0.000000	N/A	0.788633	0.000000	0.000000	0.788633
26	P26	0.597397	0.133968	0.000000	0.000000	N/A	0.733364	0.000000	0.000000	0.733364
27	P27	0.249779	0.075217	0.000000	0.000000	N/A	0.324996	0.000000	0.000000	0.324996
28	P28	1.821884	0.142517	0.000000	0.000000	N/A	1.964113	0.000000	0.000000	1.964113
29	P29	1.737737	0.682387	0.000000	0.000000	N/A	2.420125	0.000000	0.000000	2.420125
30	P30	1.737743	1.113751	0.000000	0.000000	N/A	2.851474	0.000000	0.000000	2.851474
31	P31	0.119479	0.133967	0.000000	0.000000	N/A	0.253446	0.000000	3.926599	4.180045
32	P32	0.597397	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.597397	0.000000	0.000000	0.597397

Pipe ID	Pipe Name	Energy Loss To Pipe Friction	Energy Loss To Pipe Fittings	Energy Loss To Pipe Components	Energy Loss To Pipe Control Valves	Energy Loss To Pump Inefficiency	SUBTOTAL Loss Pipe Items +Pump	Energy Loss To Discharge Pressure	Energy Loss To Change in Elevation	TOTAL USDD Sum of All Items
33	P33	0.868869	2.227962	0.000000	0.000000	N/A	3.096831	0.000000	0.000000	3.096831
34	P34	0.868869	1.113731	0.000000	0.000000	N/A	1.982600	0.000000	0.000000	1.982600
35	P35	0.868869	1.113731	0.000000	0.000000	N/A	1.982600	0.000000	18.239484	12.222084
36	P36	0.115479	0.135967	0.000000	0.000000	N/A	0.255446	0.000000	1.889960	2.145406
37	P37	0.868873	0.061874	0.000000	0.000000	Efficiency Not Specified	0.930747	0.000000	-0.000110	0.930636
38	P38	2.986969	0.135967	0.000000	0.000000	N/A	3.122936	0.000000	0.000000	3.122936
39	P39	0.577082	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.577082	0.000000	0.000000	0.577082
40	P40	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
41	P41	0.094707	0.454756	0.000000	0.000000	N/A	0.549463	0.000000	4.176326	4.725789
42	P42	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
43	P43	0.868858	1.175605	0.000000	0.000000	N/A	2.044463	0.000000	0.000000	2.044463
44	P44	0.868858	1.113731	0.000000	0.000000	N/A	1.982589	0.000000	7.839158	9.821749
45	P45	0.999204	1.113736	0.000000	0.000000	N/A	2.112939	0.000000	0.000000	2.112939
46	P46	0.868858	1.113731	0.000000	0.000000	N/A	1.982589	0.000000	11.466222	13.450811
47	P47	0.868858	1.113731	0.000000	0.000000	N/A	1.982589	0.000000	0.000000	1.982589
48	P48	0.868869	1.113731	0.000000	0.000000	N/A	1.982600	0.000000	0.000000	1.982600
49	P49	1.141693	0.895233	0.000000	0.000000	N/A	2.036925	0.000000	0.000000	2.036925
50	P50	1.125376	0.110947	0.000000	0.000000	N/A	1.236322	0.000000	0.000000	1.236322
51	P51	0.807576	0.135967	0.000000	0.000000	N/A	0.943544	0.000000	0.000000	0.943544
54	P54	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
55	P55	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	N/A	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
56	P56	0.109412	0.454756	0.000000	0.000000	N/A	0.644168	0.000000	25.606775	26.250943

Halaman ini sengaja dikosongkan*

LAMPIRAN 10
BIOGRAFI PENULIS

Halaman ini sengaja dikosongkan*

BIOGRAFI PENULIS



Saya Aan Dwi Kumalasari, lahir di Kabupaten Tuban, Jawa Timur pada tanggal 14 September 2003. Penulis menempuh pendidikan di SD Negeri Beji II, MTs. Manbail Futuh Jenu, SMA Negeri 2 Tuban, dan penulis melanjutkan pendidikan ke jenjang perkuliahan di Program Studi D4 Teknik Keselamatan dan Kesehatan Kerja Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya (2022 - 2026).

Penulis mempunyai pengalaman *on the Job Training* pada 4 perusahaan selama dua semester di Departemen HSSE yang terdiri dari PT. Petro Oxo Nusantara selama 3 bulan, PGN Saka selama 2 bulan, PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama selama 2 bulan dan PT PLN Nusantara Power UP Tanjung Awar – Awar selama 3 bulan. Adanya beberapa kegiatan yang diikuti tidak lantas membuat peneliti melupakan kewajiban utama sebagai seorang mahasiswi. Peneliti berusaha menjalani perkuliahan dengan semangat, giat, dan dengan ketekunan yang tinggi. Atas doa dan dukungan dari keluarga, sahabat, dan banyak pihak peneliti berhasil menyelesaikan Tugas Akhir ini. Untuk saran dan kritik terkait Tugas Akhir ini silahkan hubungi penulis melalui email ini aandwikumalasari@gmail.com.

Halaman ini sengaja dikosongkan*