

TUGAS AKHIR – ME 184834

**PENILAIAN RISIKO KEBAKARAN DAN LEDAKAN PADA PROSES
UNLOADING METANOL KE TANGKI PENYIMPANAN DI TERMINAL
NILAM UTARA**

Elfrinsen Gustaf Adwinda
NRP 042115 40000 016

Dosen Pembimbing
Raja Oloan Saut Gurning, ST., M.Sc., PhD
Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, ST., M.Sc.

**DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**



TUGAS AKHIR – ME 184834

**PENILAIAN RISIKO KEBAKARAN DAN LEDAKAN PADA PROSES
UNLOADING METANOL KE TANGKI PENYIMPANAN DI TERMINAL
NILAM UTARA**

Elfrinsen Gustaf Adwinda
NRP 042115 40000 016

Dosen Pembimbing
Raja Oloan Saut Gurning, ST., M.Sc., PhD
Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, ST., M.Sc.

**DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**

“Halaman ini sengaja dikosongkan”



BACHELOR THESIS – ME 184834

**FIRE AND EXPLOSION RISK ASSESSMENT AT THE PROCESS OF
METHANOL UNLOADING TO STORAGE TANK IN PT. TERMINAL
NILAM UTARA**

Elfrinsen Gustaf Adwinda
NRP 042115 4000 016

Dosen Pembimbing
Raja Oloan Saut Gurning, ST., M.Sc., PhD
Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, ST., M.Sc.

**MARINE ENGINEERING DEPARTEMENT
FACULTY OF MARINE TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY
SURABAYA
2019**

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LEMBAR PENGESAHAN

**PENILAIAN RISIKO KEBAKARAN DAN LEDAKAN PADA PROSES
UNLOADING METANOL KE TANGKI PENYIMPANAN DI TERMINAL
NILAM UTARA**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar Sarjana
Teknik pada
Bidang Studi *Reliability, Availability, Management, and Safety (RAMS)*



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

Oleh:
Elfrinsen Gustaf Adwinda
NRP 04211540000016

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir

Raja Oloan Saut Gurning, S.T., M.Sc. Ph.D.

Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc

()
()

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LEMBAR PENGESAHAN

PENILAIAN RISIKO KEBAKARAN DAN LEDAKAN PADA PROSES UNLOADING METANOL KE TANGKI PENYIMPANAN DI TERMINAL NILAM UTARA

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar Sarjana
Teknik pada
Bidang Studi *Reliability, Availability, Management, and Safety* (RAMS)

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

Oleh:

Elfrinsen Gustaf Adwinda
NRP 0421154000016

Disetujui oleh Kepala Departemen Teknik Sistem Perkapalan:



Dr. Eng. M. Badrus Zaman, S.T., M.T.
NIP. 199708022008011007

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

ABSTRAK

Nama Mahasiswa : Elfrinsen Gustaf Adwinda
NRP : 0421154000016
Departemen : Teknik Sistem Perkapalan
Dosen Pembimbing : Raja Oloan Satu Gurning, ST., M.Sc., PhD
Dr. Eng. Dhimas Widhi Handani, ST., M.Sc.

Bahaya kebakaran dan ledakan seperti *jet fire*, *vapor cloud explosion* dan *pool fire* dapat terjadi saat proses *unloading* metanol di PT. Terminal Nilam Utara. Bahaya ini dapat menyebabkan terganggunya waktu operasional dan kerugian finansial. Oleh sebab itu diperlukan suatu penilaian risiko kebakaran secara menyeluruh guna memberikan gambaran tingkat keamanan pada saat proses *unloading* metanol dari kapal menuju tangki penyimpanan. Dalam tugas akhir ini, metode kuantitatif integrasi *dow's fire and explosion index* dengan *fuzzy inference system* digunakan untuk memberikan penilaian secara menyeluruh terhadap risiko kebakaran dan ledakan. Berdasarkan penilaian yang telah dilakukan, proses bongkar metanol di PT. Terminal Nilam Utara aman terhadap bahaya kebakaran dan ledakan seperti *jet fire*, *vapor cloud explosion* dan *pool fire* dengan tingkat risiko yang dapat diterima.

Kata Kunci: *methanol, dow's fire and explosion index, fuzzy inference system*

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

ABSTRACT

Name : Elfrinsen Gustaf Adwinda
NRP : 0421154000016
Department : Teknik Sistem Perkapalan
Supervisors : Raja Oloan Satu Gurning, ST., M.Sc., PhD
Dr. Dhimas Widhi Handani, ST., M.Sc.

Fire and explosion hazard such as jet fire, vapor cloud explosion and pool fire can occur in methanol unloading process at PT. Terminal Nilam Utara. These hazards can stop operational time and cause financial losses. Therefore, particularly fire and explosion risk assessment is needed to provide insight of safety in methanol unloading process from ship to storage tank. In this study, the method of integration dow's fire and explosion index with fuzzy inference system is used in term of particularly poviding fire risk assessment. As conducted the fire risk assessment, methanol unloading process at PT. Terminal Nilam Utara is avowed safe from fire and explosion hazard such as jet fire, vapor cloud explosion and pool fire as the risk level is acceptable.

Keywords: *methanol, dow's fire and explosion index, fuzzy inference system*

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat dan segala karunianya penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul “Penilaian Risiko Kebakaran dan Ledakan pada Proses *Unloading* Metanol ke Tangki Penyimpanan di PT. Terminal Nilam Utara”. Harapannya laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat untuk studi riset, ilmu pengetahuan, informasi dan referensi untuk pengembangan dalam penelitian serupa.

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

1. Triatmo Wikanto dan Gusta Yolanda selaku orang tua penulis. Thalita Christy Adwinda, Ardhiana Dwika Adwinda dan Marina Dwina Adwinda selaku saudara penulis.
2. Dr. Eng. M. Badrus Zaman, ST., M.T selaku Kepala Departemen Teknik Sistem Perkapalan sekaligus Dosen Pembimbing pada mata kuliah Desain I penulis.
3. A.A.B. Dinariyana D.P., S.T., MES, Ph.D. selaku Kepala Laboratorium RAMS
4. Raja Oloan Saut Gurning, S.T., M.Sc., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing 1 penulis dan sekaligus motivator kehidupan penulis.
5. Dr. Dhimas Widhi Handani, S.T., M.Sc. selaku Dosen Pembimbing 2 penulis dan Dosen Wali penulis serta dosen pengajar mata kuliah penulis di bidang RAMS.
6. Prof. Dr. I Ketut Buda Artana, S.T., M.Sc. dan Fadilla Indrayuni Prastyasari, S.T., M.Sc., selaku Dosen Lab. RAMS dan segenap Dosen Pengajar di DTSP.
7. Pak Totok (Kadiv Operasional) PT. Terminal Nilam Utara, selaku narasumber sekaligus alumni yang satu kampus dengan penulis.
8. Bu Tika (HRD) yang telah memberikan kesempatan kepada penulis untuk melakukan tugas akhir di PT. Terminal Nilam Utara

Penulis menyadari bahwa terdapat ketidaksempurnaan pada laporan tugas akhir yang dikerjakan. Oleh karena itu kritik dan saran sangat diharapkan bagi pembaca.

Surabaya, 2019

Penulis

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR ISI

TUGAS AKHIR – ME 184834.....	i
LEMBAR PENGESAHAN I	v
LEMBAR PENGESAHAN II	vii
ABSTRAK	ix
ABSTRACT	xi
KATA PENGANTAR	xiii
DAFTAR ISI	xv
DAFTAR GAMBAR	xix
DAFTAR TABEL	xxi
DAFTAR LAMPIRAN	xxiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	2
1.3 Tujuan	2
1.4 Batasan Masalah	2
1.5 Manfaat Penelitian	3
BAB II DASAR TEORI	5
2.1 PT. Terminal Nilam Utara	5
2.1.1 Fasilitas Bongkar dan Muat PT. Terminal Nilam Utara.....	5
2.2 Metanol	6
2.3 Penilaian Risiko	8
2.3.2 <i>Fault Tree Analysis</i> dan <i>Event Tree Analysis</i>	10
2.3.3 <i>Dow's Fire and Explosion Index</i>	12
2.3.4 <i>Fuzzy Inference System</i>	13
2.3.5 Mitigasi.....	16
BAB III METODE PENELITIAN	17
3.1 Metode Penelitian	17

3.2 Perumusan Masalah	18
3.3 Studi Literatur	18
3.4 Pengumpulan Data	18
3.4.1 P&ID Metanol Terminal Nilam Utara.....	19
3.4.2 Spesifikasi Fasilitas Bongkar Metanol	19
3.4.3 Layout Terminal Nilam Utara	19
3.4.4 Matriks Risiko Terminal Nilam Utara.....	19
3.4.5 Kondisi Unit Proses.....	19
3.5 Analisis Frekuensi	19
3.6 Analisis Konsekuensi	20
3.7 Penilaian Risiko	20
3.8 Evaluasi Mitigasi LOPA (<i>Layer of Protection</i>)	20
3.9 Hasil Diskusi dan Kesimpulan	20
BAB IV DATA PENELITIAN	21
4.1 Penjelasan Umum	21
4.2 Layout Terminal PT. Terminal Nilam Utara	21
4.3 Piping and Instrument Diagram (P&ID) Bongkar Metanol	22
4.4 Fasilitas Bongkar Metanol di PT. Terminal Nilam Utara	25
4.4.1 <i>Jetty</i>	25
4.4.2 Pipa Distribusi	25
4.4.3 Tangki Penyimpanan Metanol.....	26
4.5 Karakteristik Metanol	28
4.6 General Process Hazard Factor	28
4.7 Special Process Hazard Factor	28
4.8 Data Kebocoran dan Kegagalan Sistem	29
4.9 Matriks Risiko Perusahaan	29
BAB V IDENTIFIKASI BAHAYA	31
5.1 Pembagian Titik Studi (Node)	31
5.2 Penentuan Deviasi	32
5.3 Penentuan Konsekuensi	33

5.4 Penentuan <i>Safeguard</i>	33
5.5 Penentuan Tindakan yang diperlukan	33
5.6 Lembar Kerja <i>HazOp</i>	34
BAB VI ANALISIS FREKUENSI (FTA DAN FTA)	39
6.1 Penjelasan Umum.....	39
6.2 Data Frekuensi Kebocoran Pipa dan Tangki	39
6.3 Data Frekuensi Kebocoran <i>Equipment</i>	40
6.4 Data Frekuensi Kegagalan pada Sistem.....	43
6.5 Pemodelan Pohon Analisis Frekuensi <i>Fault Tree Analysis (FTA)</i>	44
6.6 Rekapitulasi Hasil Analisis Frekuensi <i>Fault Tree Analysis (FTA)</i>	47
6.7 Menentukan Nilai <i>Probability of Ignition</i>	47
6.7.1 <i>Probability of Immediate Ignition (POII)</i>	49
6.7.2 <i>Probability of Delayed Igniton (PODI)</i>	50
6.7.3 <i>Probability of Explosion (POEGDI)</i>	54
6.7.4 <i>Probability of No Ignition</i>	55
6.8 Pemodelan Pohon Analisis Frekuensi <i>Event Tree Analysis (ETA)</i>	55
6.9 Rekapitulasi Hasil Analisis Frekuensi <i>Event Tree Analysis (FTA)</i>	56
BAB VII ANALISIS KONSEKUENSI	59
7.1 Penjelasan Umum.....	59
7.2 Penilaian Kondisi Bahaya Unit Proses	59
7.2.1 Kondisi Bahaya Umum	59
7.2.2 Kondisi Bahaya Khusus (F2).....	60
7.2.3 Faktor Bahaya Unit Proses (F3)	62
7.3 Penentuan Nilai <i>Value of Exposure</i>	62
7.3.1 <i>Fire and Explosion Index</i>	63
7.3.2 <i>Area of Exposure (AOE)</i>	64
7.3.3 <i>Original Cost</i>	65
7.3.4 <i>Replacement Value</i>	67
7.4 Penentuan Nilai <i>Maximum Probable Property Damage (MPPD)</i>	69
7.4.1 Nilai <i>Maximum Probable Property Damage (MPPD)</i>	69

7.4.2 Nilai <i>Loss Control Credit</i>	70
7.5 Penentuan Nilai <i>Maximum Probable Days Outage (MPDO)</i>	70
BAB VIII PENILAIAN RISIKO	73
8.1 Penjelasan Umum	73
8.2 Matriks Risiko	73
8.2.1 Deskripsi Tingkat Frekuensi pada Matrik Risiko (<i>Likelihood</i>)	74
8.2.2 Deskripsi Tingkat Konsekuensi pada Matrik Risiko (<i>Severity</i>)	76
8.3 Fuzzy Inference System	80
8.4 Penilaian Nilai Akhir Konsekuensi (<i>Final Consequence</i>)	81
8.4.1 Nilai dan Level Konsekuensi MPPD.....	82
8.4.2 Nilai dan Level Konsekuensi MPDO	83
8.4.3 Proses Penentuan Nilai Akhir Konsekuensi	84
8.5 Penilaian Nilai Risiko (<i>Risk Value</i>)	88
8.5.1 Nilai dan Level Frekuensi	88
8.5.2 Proses Penilaian Nilai Risiko (<i>Risk Value</i>).....	88
8.6 Rekapitulasi Nilai Risiko	91
8.6.1 Rekapitulasi Level Risiko <i>Jet Fire</i>	91
8.6.2 Rekapitulasi Level Risiko <i>VCE</i>	92
8.6.3 Rekapitulasi Level Risiko <i>Pool Fire</i>	93
BAB IX KESIMPULAN DAN SARAN	95
9.1 Kesimpulan	95
9.2 Saran	96
DAFTAR PUSTAKA	97
LAMPIRAN A DATA PENELITIAN	101
LAMPIRAN B Hazard and Operability Work Sheet	119
LAMPIRAN C Analisis Frekuensi	129
LAMPIRAN D Analisis Konsekuensi	157
LAMPIRAN E Penilaian Risiko	169
BIODATA PENULIS	181

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Layout PT Terminal Nilam Utara.....	5
Gambar 2. 2 Lembar Data Keselamatan Metanol	6
Gambar 2. 3 NFPA Metanol.....	7
Gambar 2. 4 Lembar Pengerjaan HAZOP.....	9
Gambar 2. 5 Contoh hasil analisis dari metode ETA	11
Gambar 2. 6 Prosedur perhitungan F&EI pada analisis konsekuensi.....	12
Gambar 2. 7 Metode Agregasi pada FIS Mamdani	14
Gambar 2. 8 Metode-Metode Defuzifikasi.....	15
Gambar 3. 1 Diagram alir pengerjaan penelitian.....	17
Gambar 4. 1 Layout Terminal PT. Terminal Nilam Utara	21
Gambar 4. 2 P&ID Node 1	22
Gambar 4. 3 P&ID Node 2.....	23
Gambar 4. 4 P&ID Node 3.....	24
Gambar 4. 5 Layout jetty PT. Terminal Nilam Utara.....	25
Gambar 6. 1 Model FTA kebocoran metanol di node 1 pada skenario 1-3 mm	46
Gambar 6. 2 Model pohon ETA	48
Gambar 6. 3 Hasil pemodelan pohon ETA skenario 1-3 mm node 1.....	55
Gambar 7. 1 Model kebakaran dan ledakan pada node 1	65
Gambar 8. 1 Skema penggunaan metode FIS untuk menentukan nilai Final Consequence dan Risk Value	80
Gambar 8. 2 Membership Function Plots.....	85
Gambar 8. 3 Proses implikasi dan agregasi konsekuensi akhir pada node 1 matriks 1..	86
Gambar 8. 4 Membership Function Plot (FC).....	89
Gambar 8. 5 Hasil implikasi dan agregasi nilai risiko node 1 skenario 1 pada matriks 1	90

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Basic guide words BS IEC 61882	8
Tabel 2. 2 Gerbang Logika FTA	10
Tabel 4. 1 Spesifikasi Pipa	26
Tabel 4. 2 Spesifikasi tangki	27
Tabel 5. 1 Contoh penggunaan parameter dan guide words	32
Tabel 6. 1 Rekapitulasi Hasil Analisis FTA.....	47
Tabel 6. 2 Deskripsi bahaya	49
Tabel 6. 3 Hasil rekapitulasi analisis frekuensi bahaya.....	56
Tabel 7. 1 Rekapitulasi pinalti bahaya umum (F1)	60
Tabel 7. 2 Rekapitulasi pinalti bahaya khusus (F2)	61
Tabel 7. 3 Hasil Faktor bahaya unit proses pada setiap node.....	62
Tabel 7. 4 Tingkat keparahan berdasarkan F&EI.....	63
Tabel 7. 5 Rekapitulasi original cost	67
Tabel 7. 6 Replacement Value pada setiap node	68
Tabel 7. 7 Rekapitulasi nilai MPPD.....	69
Tabel 7. 8 Rekapitulasi MPDO pada Setiap Node	71
Tabel 8. 1 Deskripsi Tingkat Frekuensi (Likelihood) pada Matriks Risiko 1	74
Tabel 8. 2 Deskripsi Tingkat Frekuensi (Likelihood) pada Matriks Risiko 2	75
Tabel 8. 3 Deskripsi Tingkat Frekuensi (Likelihood) pada Matriks Risiko 3	75
Tabel 8. 4 Deskripsi Tingkat Konsekuensi (Severity) pada Matriks Risiko 1	76
Tabel 8. 5 Deskripsi Tingkat Konsekuensi (Severity) pada Matriks Risiko 2	77
Tabel 8. 6 Deskripsi Tingkat Konsekuensi (Severity) pada Matriks Risiko 3	79
Tabel 8. 7 Pembagian Nilai Membership Function Konsekuensi pada Matriks Risiko	81
Tabel 8. 8 Nilai dan Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko	82
Tabel 8. 9 Nilai dan Level Konsekuensi MPDO Matriks Risiko 1	83
Tabel 8. 10 Gaussian Membership Function	84
Tabel 8. 11 Nilai Akhir Konsekuensi.....	87
Tabel 8. 12 Membership Function FC dan Frekuensi	89
Tabel 8. 13 Rekapitulasi Level Risiko Jet Fire.....	91
Tabel 8. 14 Rekapitulasi Level Risiko VCE	92
Tabel 8. 15 Rekapitulasi Level Risiko Pool Fire.....	94

“Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A. 1 Layout Terminal Nilam Utara.....	102
Lampiran A. 2 P&ID Bongkar Metanol Terminal Nilam Utara Node 1	103
Lampiran A. 3 P&ID Bongkar Metanol Terminal Nilam Utara Node 2.....	104
Lampiran A. 4 P&ID Bongkar Metanol Terminal Nilam Utara Node 3.....	105
Lampiran A. 5 MSDS Metanol	106
Lampiran A. 6 Kuesioner Analisis Konsekuensi	110
Lampiran A. 7 Kuesioner Matriks Risiko	116
Lampiran B. 1 Hazop Worksheet Node 1	120
Lampiran B. 2 Hazop Worksheet Node 2	123
Lampiran B. 3 Hazop Worksheet Node 3	126
Lampiran C. 1 Rekapitulasi Kebocoran pada Pipa dan Tangki.....	130
Lampiran C. 2 Rekapitulasi Kebocoran pada Equipment	131
Lampiran C. 3 Rekapitulasi Kegagalan Sistem.....	132
Lampiran C. 4 Pohon Fault Tree Analysis	135
Lampiran C. 5 Nilai Probability of Ignition	150
Lampiran C. 6 Pohon Event Tree Analysis	151
Lampiran D. 1 Rekapitulasi Fire and Explosion Index (F&EI)	158
Lampiran D. 2 Rekapitulasi Area of Exposure (AOE).....	158
Lampiran D. 3 Rekapitulasi Original Cost.....	158
Lampiran D. 4 Grafik Damage Factor.....	162
Lampiran D. 5 Rekapitulasi Nilai Loss Control Credit.....	163
Lampiran D. 6 Plotting Radius of Exposure	165
Lampiran E. 1 Matriks Risiko	170
Lampiran E. 2 Membership Functon MPPD dan MPDO.....	172
Lampiran E. 3 Nilai dan Level Konsekuensi.....	173
Lampiran E. 4 Membership Function Frekuensi.....	175
Lampiran E. 5 Rekapitulasi Nilai Risiko.....	177

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Terminal Nilam Utara merupakan terminal yang mempunyai peruntukan dalam pelayanan komoditi curah cair di Pelabuhan Tanjung Perak yang berada dibawah perusahaan PT. Terminal Nilam Utara. PT. Terminal Nilam Utara adalah perusahaan *joint venture* dari 2 perusahaan yakni PT. Andahanesa Abadi dan PT. Berlian Jasa Terminal. Terminal Nilam melayani tiga jenis komoditas yaitu metanol, *crude palm oil* dan solar (*diesel oil*). Terminal Nilam merupakan bagian yang penting dalam rantai pasok distribusi metanol yang bersifat mudah terbakar sehingga Terminal Nilam Utara memiliki risiko terhadap kebakaran dan ledakan dari tingkat bahaya hingga tingkat sangat berbahaya.

Sebanyak 51% terjadinya kebakaran atau ledakan pada terminal bahan bakar di Tiongkok terjadi pada area bongkar dan muat (Zhou , Zhao, Zhao, Zhao, & Ducen, 2016). Kebakaran tersebut didominasi dengan kegagalan pada *storage tank*, *oil pump*, dan *oil pipelines*. Oleh sebab itu, terminal *loading/unloading* curah cair kimia memiliki kemungkinan yang tinggi terjadinya kebocoran saat proses *loading/unloading* serta memiliki risiko terjadinya kebakaran dan ledakan. Salah satu contoh kasus yang terjadi adalah kebakaran dan ledakan pada Pelabuhan Tianjin, Tiongkok. Kerugian yang diterima mencapai \$9.000.000.000 dan sebanyak 173 orang meninggal dunia serta 797 orang luka-luka.

Penilaian risiko kebakaran diperlukan guna mengetahui aman-tidaknya suatu sistem bongkar untuk dioperasikan. Akan tetapi Gambaran ini kurang baik untuk merepresentasikan tingkat risiko pada suatu sistem. Hal ini dikarenakan dalam penelitian-penelitian sebelumnya (Sarasvati F,2018 dan Akbar T, 2017) tingkat risiko hanya direpresentasikan dengan menggunakan tiga tingkat yaitu *acceptable*, *ALARP* dan *not acceptable*. Tiga tingkat risiko ini tidak cukup merepresentasikan perbedaan tingkat risiko diatas risiko lain nya. Oleh sebab itu suatu tingkat risiko harus dinyatakan dalam suatu nilai agar dapat diketahui risiko yang paling rawan. Keuntungan dengan mmeberikan suatu nilai pada risiko, akan mempermudah dalam melakukan manajemen risiko kedepan nya.

Selain itu tingkat risiko (*risk level*) adalah perkalian matriks antara tingkat keparah konsekuensi (*severity*) dan kemungkinan terjadinya bahaya (*likelihood*). Oleh karena itu matriks risiko adalah hasil dari pemetaan dari setiap tingkat keparahan konsekuensi dan kemungkinan terjadinya bahaya. Batas-batas setiap tingkat baik konsekuensi maupun kemungkinan terjadi nya bahaya memiliki nilai yang terlalu objektif. Sedangkan dalam kenyataannya memungkinkan terjadinya suatu risiko yang berada pada batas diantara dua tingkat risiko yang berbeda. Oleh karena itu diperlukannya nilai subjektif berdasarkan keterkaitannya terhadap dua tingkat risiko yang berkaitan dengan risiko tersebut. Pada tugas akhir ini, metode *fuzzy inference system* digunakan untuk merepresentasikan nilai risiko dengan mempertimbangkan keterkaitan berdasarkan batas-batas tingkat risiko.

1.2 Rumusan Masalah

Dari pemaparan latar belakang diatas, maka permasalahan dari pelaksanaan penelitian ini adalah:

1. Bagaimana mengidentifikasi bahaya terjadinya kebakaran atau ledakan di Terminal Nilam pada suatu unit proses dengan menggunakan metode *Hazard and Operability* berdasarkan standar HAZOP BS IEC 61882?
2. Bagaimana analisis frekuensi kejadian kebocoran dari kegagalan sistem menggunakan metode *Fault Tree Analysis* dan *Event Tree Analysis*?
3. Bagaimana konsekuensi yang ditimbulkan oleh dampak bahaya kebakaran dan ledakan berdasarkan metode *Dow's Fire and Explosion Index*?
4. Bagaimana menentukan tingkat risiko dari *fuzzy inference system* berdasarkan matriks risiko perusahaan?
5. Bagaimana upaya mitigasi menggunakan metode *Layer of Protection* guna menurunkan nilai risiko pada matriks risiko?

1.3 Tujuan

- 1 Mengidentifikasi bahaya terjadinya kebakaran atau ledakan di Terminal Nilam pada suatu unit proses dengan menggunakan metode *Hazard and Operability* berdasarkan standar HAZOP BS IEC 61882
- 2 Mengetahui analisis frekuensi kejadian kebocoran dari kegagalan sistem menggunakan metode *Fault Tree Analysis* dan *Event Tree Analysis*
- 3 Mengetahui analisis tingkat kebakaran, radius paparan tiap tangki dan analisis perhitungan konsekuensi yang ditimbulkan oleh dampak bahaya kebakaran dan ledakan berdasarkan *Dow's Fire and Explosion Index*
- 4 Menentukan tingkat risiko dari *fuzzy inference system* berdasarkan matriks risiko perusahaan
- 5 Mangetahui upaya mitigasi menggunakan metode *Layer of Protection* guna menurunkan nilai risiko pada matriks risiko

1.4 Batasan Masalah

- 1 Tangki penyimpanan komoditas yang diamati pada Terminal Nilam adalah tangki penyimpanan metanol.
- 2 Penilaian risiko yang dilakukan meliputi proses *unloading* produk metanol dari kapal menuju tangki penyimpanan
- 3 Komoditas di dalam tangki penyimpanan dianggap terisi penuh sesuai dengan kapasitasnya
- 4 Analisis konsekuensi yang dilakukan berupa kebakaran dan ledakan yang terjadi karena sulingan api.

1.5 Manfaat Penelitian

- 1 Memungkinkan menjadi dasaran untuk melakukan peningkatan akan upaya mitigasi terhadapat risiko terjadinya kebakaran dan ledakan di Terminal Nilam Utara.
- 2 Sebagai referensi akademik untuk keperluan tugas akhir lain nya.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB II DASAR TEORI

2.1 PT. Terminal Nilam Utara



*Gambar 2. 1 Layout PT Terminal Nilam Utara
(Google Earth, 2018)*

PT. Terminal Nilam Utara adalah perusahaan *joint venture* dari 2 perusahaan yakni PT. Andahanesa Abadi dan PT. Berlian Jasa Terminal. Terminal Nilam melayani tiga jenis komoditas yaitu metanol, *crude palm oil* dan solar (*diesel oil*). PT. Terminal Nilam Utara didirikan pada tahun 2013 dan disahkan oleh Menteri Hukum dan HAM pada tahun 2014. PT. Terminal Nilam Utara telah beroperasi sejak 2017.

PT. Terminal Nilam Utara bergerak dalam bidang bisnis penyewaan tangki penyimpanan curah cair. PT. Terminal Nilam Utara memiliki beberapa fasilitas guna mendukung proses bisnis nya seperti *jetty* dan tangki penyimpanan. Terminal ini menerapkan *radio frequency identification* (RFID) di lingkup kerja guna efisiensi pekerjaan. RFID terdapat pada kartu *filling* milik pengemudi truk. Dengan demikian alur pengisian muatan ke truk di *filling station* dapat lebih cepat.

PT. Terminal Nilam Utara terdiri atas sementara ini masih menggunakan fasilitas *jetty* milik PT. Pertamina guna melakukan kegiatannya. PT. Terminal Nilam Utara selalu melakukan *monitoring* terhadap muatan yang berada pada tangki rental. Hal ini dilakukan untuk menjaga kualitas muatan yang disimpan dalam tangki sewa milik PT. Terminal Nilam Utara.

2.1.1 Fasilitas Bongkar dan Muat PT. Terminal Nilam Utara

Fasilitas pada PT. Terminal Nilam Utara meliputi satu buah *jetty* dan 13 tangki penyimpanan untuk keperluan bongkar dan muat curah cair. Ketigabelas tangki tersebut dibagi untuk keperluan tiga jenis muatan yaitu metanol, *crude palm*

oil dan solar dimana memiliki kapasitas total sebesar 70.500 KL. Kapasitas total tersebut melayani produk metanol sebesar 6.000 KL, minyak sawit sebesar 24.000 KL dan solar sebesar 36.000 KL. Dari ketigabelas tangki tersebut, 10 tangki diantaranya memiliki kapasitas penyimpanan sebesar 5.000 KL dan tiga diantaranya 3.000 KL. Kemudian enam tangki melayani solar non subsidi, empat tangki melayani *crude palm oil* dan dua tangki melayani metanol.

2.2 Metanol



Quimica Delta
S.A. de C.V.

Material Safety Data Sheet Methyl Alcohol

1. CHEMICAL PRODUCT AND COMPANY IDENTIFICATION

MSDS Name: Methyl alcohol
Synonyms: Wood alcohol; methanol; carbinol
CAS No.: 67-56-1
UN No.: 1230
Chemical Formula: CH₃OH

Company Identification:
 Quimica Delta S.A. de C.V.
 Teoloyucan – Huahuatlaca No. 259
 Sta. Ma. Caliacac, Teoloyucan
For information, call: 58-99-94-00
Emergency Number: 01-800-00-214-00


2. HAZARDS IDENTIFICATION

Emergency Overview

GHS Classification
 Flammable liquids (Category 2)
 Acute toxicity, Oral (Category 3)
 Acute toxicity, Inhalation (Category 3)
 Acute toxicity, Dermal (Category 3)
 Specific target organ toxicity - single exposure (Category 1)

GHS Label elements, including precautionary statements

Pictogram





Signal word Danger

OSHA Hazards
 Flammable liquid, Target Organ Effect, Toxic by inhalation, Toxic by ingestion, Toxic by skin absorption

Target Organs
 Eyes, Kidney, Liver, Heart, Central nervous system

Hazard statement(s)

H225	Highly flammable liquid and vapour.
H301 + H311 + H331	Toxic if swallowed, in contact with skin or if inhaled
H370	Causes damage to organs.






*Gambar 2. 2 Lembar Data Keselamatan Metanol
(Quimica Delta, 2016)*

Berdasarkan Gambar 2.2 data MSDS (*Material Safety Data Sheet*) diketahui bahwa metanol adalah salah satu bahan kimia yang memiliki potensi untuk menyebabkan terjadinya risiko kebakaran dan ledakan. Metanol sendiri digolongkan kedalam kategori dua dalam identifikasi bahayanya akan terjadinya kebakaran atau ledakan. Metanol memiliki titik penguapan pada suhu 64.6 C dan memiliki titik nyala pada suhu 12 C. Metanol sendiri dinyatakan beracun dimana memiliki nilai pengujian berdasarkan LD 50 sebesar 15.800 mg/kg dimana dapat menyebabkan gejala seperti

sakit kepala, gangguan penglihatan bahkan kematian. Menurut *National Fire Protection Association* (NFPA), tingkat bahaya dari metanol ditunjukkan oleh Gambar 2.3.

Setiap perusahaan wajib memiliki lembar MSDS yang harus dipahami setiap operator guna memahami bahan kimia yang akan diberikan perlakuan. MSDS akan menyediakan informasi mengenai komposisi bahan kimia, keterangan bahaya dari bahan kimia terkait. Selain itu MSDS juga memberikan penjelasan mengenai penolongan pertama jika terkena paparan dari bahan kimia.

NFPA 704

Diamond	Hazard	Value	Description
	 Health	1	Can cause significant irritation.
	 Flammability	3	Can be ignited under almost all ambient temperature conditions.
	 Instability	0	Normally stable, even under fire conditions.
	 Special		

Gambar 2. 3 NFPA Metanol
(National Fire Protection Association, 1999)

Berdasarkan Gambar 2.3, NFPA dijadikan acuan untuk menentukan seberapa bahaya muatan yang akan ditangani. NFPA digunakan untuk mengidentifikasi risiko yang ditimbulkan dari material berbahaya. Dengan adanya NFPA, operator dapat menentukan peralatan khusus yang harus digunakan, prosedur yang harus dilakukan atau pencegahan apabila terjadi situasi darurat.

Warna biru disebut juga *health hazard* dimana mengindikasikan paparan bahan kimia terkait dapat menyebabkan bahaya bagi kesehatan. Terdapat 5 tingkat yaitu tingkat 0, tingkat 1, tingkat 2, tingkat 3, dan tingkat 4. Tingkat 0 mengindikasikan bahan kimia tidak menimbulkan bahaya bagi kesehatan. Tingkat 1 mengindikasikan paparan zat ini menyebabkan iritasi. Tingkat 2 mengindikasikan paparan dalam jumlah besar dapat mengakibatkan cacat sementara. Tingkat 3 mengindikasikan paparan dalam jumlah besar dapat menyebabkan luka serius. Sedangkan tingkat 4 mengindikasikan paparan dapat menyebabkan kematian.

Warna merah disebut juga *flammability hazard* dimana mengindikasikan paparan bahan kimia mudah terbakar. Terdapat 5 tingkat yaitu tingkat 0, tingkat 1, tingkat 2, tingkat 3 dan tingkat 4. Tingkat 0 mengindikasikan tidak akan terbakar. Tingkat 1 mengindikasikan pemanasan dapat menyebabkan pembakaran. Tingkat 2 mengindikasikan pemanasan secara moderat dapat memicu pembakaran yaitu titik nyala 38C hingga 93 C. Tingkat 3 mengindikasikan zat yang dapat terbakar hampir disemua kondisi sekitar dimana memiliki titik nyala api diantara 23 C hingga 38 C. Tingkat 4 mengindikasikan bahan kimia mudah terbakar pada suhu dan tekanan normal dimana memiliki titik nyala dibawah 23 C.

Warna kuning mengindikasikan *reactivity hazard* dimana memiliki lima tingkat yaitu tingkat 0, tingkat 1, tingkat 2, tingkat 3 dan tingkat 5. Tingkat 0 mengindikasikan

stabil bahkan apabila terpapar dengan api dan tidak bereaksi terhadap air. Tingkat 1 mengindikasikan stabil namun bisa menjadi tidak stabil pada suhu dan tekanan tinggi. Tingkat 2 mengindikasikan mengalami perubahan kimia secara drastis pada tekanan dan suhu yang tinggi. Tingkat 4 mengindikasikan mudah terdetonasi atau meledak pada tekanan dan suhu normal.

2.3 Penilaian Risiko

Pada tugas akhir ini dalam melakukan penilaian risiko, digunakan beberapa metode kualitatif dan kuantitatif. Dalam menentukan bahaya yang terjadi dilakukan suatu analisis menggunakan metode HAZOP (*Hazard and Operability*). Dalam menentukan frekuensi kejadian akan kebocoran dalam sistem, digunakan nya metode FTA (*fault tree analysis*) dan ETA (*event tree analysis*). Serta dalam mencari konsekuensi atas kejadian kebakaran atau ledakan, menggunakan metode *Dow's fire and explosion index*. Penilaian risiko menggunakan *fuzzy inference system* yang nantinya akan menggunakan *layer of protection* untuk analisis mitigasi akan risiko yang terjadi.

2.3.1 Hazard and Operability

HAZOP adalah suatu metode yang digunakan untuk menganalisis bahaya pada suatu sistem. Analisis ini menggunakan pendekatan kualitatif dengan basis bantuan *guide word*. Beberapa contoh *guide words* yang digunakan berdasarkan standar BS IEC 61882 dapat dilihat pada tabel 2.1.

Tabel 2. 1 Basic guide words BS IEC 61882

(British Standard, 2001)

Guide Word	Meaning
NO OR NOT	Complete negation of the design intent
MORE	Quantitative increase
LESS	Quantitative decrease
AS WELL AS	Qualitative modification/ increase
PART OF	Qualitative modification/decrease
REVERSE	Logical opposite of the design intent
OTHER THAN	Complete substitution

Berdasarkan Tabel 2.1 *guide words* digunakan untuk identifikasi penyimpangan (*deviation*) dengan logika jika deviasi tidak terjadi maka bahaya tidak terjadi. HAZOP digunakan untuk menjelaskan setiap bagian dari proses untuk mengetahui penyimpangan-penyimpangan dari desain yang telah dibuat dan apa penyebab dan akibat nya. Skematik ini diselesaikan dengan *guide words* yang sesuai (Prakoso, 2016).

Sebagai contoh, *guide words NOT* dapat digunakan untuk mengetahui suatu deviasi tidak terdapat nya aliran (*flow*) dalam suatu sistem. *Guide words MORE* dapat digunakan untuk mengetahui suatu deviasi terjadinya tekanan berlebih pada suatu sistem. Contoh lain nya adalah *guideword REVERSE* dapat digunakan untuk

mengetahui adanya aliran balik (*backflow*) pada suatu sistem yang dapat berpotensi terjadinya *overpressure*.

Pada tugas akhir ini, dibutuhkan P&ID sistem bongkar muatan curah cair metanol dari kapal hingga ke tangki penyimpanan untuk dianalisis penyebab kegagalan dan dampak yang mungkin terjadi. Sehingga, keluaran dari metode ini adalah jenis-jenis potensi bahaya yang dapat terjadi pada suatu sistem bongkar muatan curah cair metanol di PT. Terminal Nilam Utara. Standar HAZOP yang digunakan mengacu pada standar BS IEC 61882.

Pada tugas akhir ini, untuk membantu dalam identifikasi bahaya pada sistem bongkar metanol dilakukan beberapa pembagian titik studi (*node*) berdasarkan fungsinya. Tujuan dari identifikasi bahaya ini adalah mencari kegagalan berupa kebocoran yang dapat terjadi pada sistem bongkar metanol di Terminal Nilam Utara baik pada komponen, pipa, tangki ataupun kegagalan pada indikator. Kebocoran metanol akan menjadi *top event* yang akan digunakan dalam analisis frekuensi dengan metode FTA. Contoh lembar pengerjaan HAZOP dapat dilihat pada Gambar 2.4

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

Gambar 2. 4 Lembar Pengerjaan HAZOP
(British Standard, 2001)

Berdasarkan Gambar 2.4 lembar kerja HAZOP diperlukan guna memudahkan untuk membuat kerangka berpikir saat melakukan identifikasi bahaya. Pada umum nya hazop dilakukan oleh sekelompok (*team*) identifikasi bahaya guna mendapatkan hasil yang lebih sistematis dan objektif. Dengan menggunakan metode hazop, pengenalan akan sistem menjadi lebih mudah.

Sebagai contoh, suatu sistem dengan fungsi untuk memindahkan suatu material A. Terdapat *guideword NO* digunakan untuk menentukan suatu deviasi yaitu tidak terdapatnya material A. Hal ini dapat disebabkan tidak adanya aliran material A yang masuk kedalam tangki penyimpanan material A. Tidak terdapatnya material A dalam tangki penyimpanan dapat dipengaruhi oleh bahaya lain nya yang perlu untuk diidentifikasi.

Pada tugas akhir ini cenderung menggunakan *guidewords NO, MORE, LESS*, dan *REVERSE* guna melakukan identifikasi bahaya. Hal ini dikarenakan tidak

terdapatnya pencampuran atau pengolah di dalam sistem. Dari keempat *guidewords* akan digunakan untuk mencari deviasi atau penyimpangan atas maksud dari sistem bongkar metanol di PT. Terminal Nilam Utara

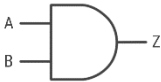
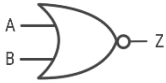
2.3.2 *Fault Tree Analysis* dan *Event Tree Analysis*

FTA adalah metode analisis kegagalan secara deduktif dengan menjabarkan keadaan sistem yang dianalisis menggunakan logika dengan mengkombinasikan dengan deretan keadaan lain (Prakoso, 2016). Metode ini banyak digunakan dalam melakukan *quantitative risk assessment* (QRA) pada suatu *plant*. Metode ini membantu dalam mengidentifikasi faktor pada sistem yang bisa mengakibatkan kegagalan serta frekuensi kejadiannya.

Pada tugas akhir ini *top event* berupa kebocoran metanol saat kegiatan bongkar metanol di Terminal Nilam Utara. Kemudian *top event* tersebut akan di-*breakdown* hingga *basic event*. *Events* yang terjadi akan dihubungkan dengan gerbang logika *and* atau *or* guna mencari relasi diantara *event* yang terjadi. Simbol dan fungsi gerbang logika dapat dilihat pada tabel 2.2

Tabel 2. 2 Gerbang Logika FTA

(ASQ, 2002)

Deskripsi	Gambar	Tabel Kebenaran		
		Input A	Input B	Output
Gerbang logika "AND" mengindikasikan output ada jika semua input ada		T	T	T
		T	F	F
		F		F
		F	F	F
		F	F	F
Gerbang logika "OR" mengindikasikan output ada jika setidaknya ada 1 input		T	T	T
		T	F	T
		F	T	T
		F	F	F
		F	F	F

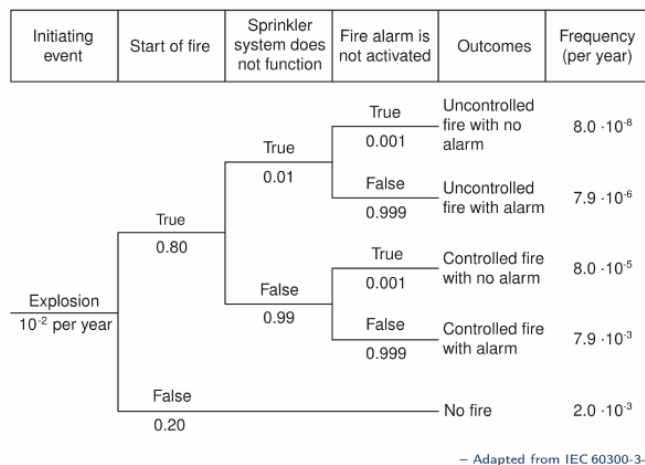
Berdasarkan Tabel 2.2, dinyatakan bahwa terdapat dua tipe dari gerbang logika yang umum digunakan dalam melakukan analisis menggunakan metode *fault tree analysis*. Gerbang logika AND dan gerbang logika OR akan digunakan untuk melakukan analisis frekuensi kebocoran saat proses bongkar metanol di Terminal Nilam Utara. Setiap gerbang akan menentukan hubungan yang mendasarkan dan terkait akan dua kejadian yang dapat menggiring pada kejadian utama.

Gerbang logika AND menunjukkan nilai output akan benar jika kedua input memiliki nilai benar. Hal ini tidak akan berlaku jika salah satu dari input saja yang benar. Oleh karena itu gerbang logika AND digunakan untuk merepresentasikan kejadian-kejadian yang bersifat *dependent event* dimana suatu output dapat terjadi jika seluruh input terjadi. Sebagai contoh, suatu kebocoran pada pipa karena

tekanan berlebih dikarenakan kegagalan pada *pressure indicator* yang gagal mendeteksi tekanan berlebih dalam sistem. Sehingga jika *pressure indicator* tidak mengalami kegagalan maka kebocoran tidak akan terjadi.

Gerbang logika OR menunjukkan nilai output akan benar jika salah satu input memiliki nilai benar. Oleh karena itu gerbang logika OR digunakan untuk merepresentasikan kejadian-kejadian yang bersiap *mutually events* dimana suatu output dapat terjadi jika salah satu input terjadi. Sebagai contoh, suatu kebocoran pada pipa karena adanya kebocoran pada salah satu katup. Hal ini memungkinkan karena setiap katup memiliki kemungkinan gagal untuk bocor dan tidak terikat dengan kemungkinan katup lainnya.

Hasil dari frekuensi kebocoran metanol FTA akan ditinjau kembali dengan metode ETA guna untuk menganalisis frekuensi kemungkinan terjadinya suatu kejadian bahaya dari *top event* FTA. Dalam analisis ETA ini akan menggunakan hubungan *release rate* dan *ignition probability* untuk mengetahui probabilitas terjadinya ledakan. Contoh ETA dapat dilihat pada Gambar 2.5.



Gambar 2.5 Contoh hasil analisis dari metode ETA
(Kishore, 2013)

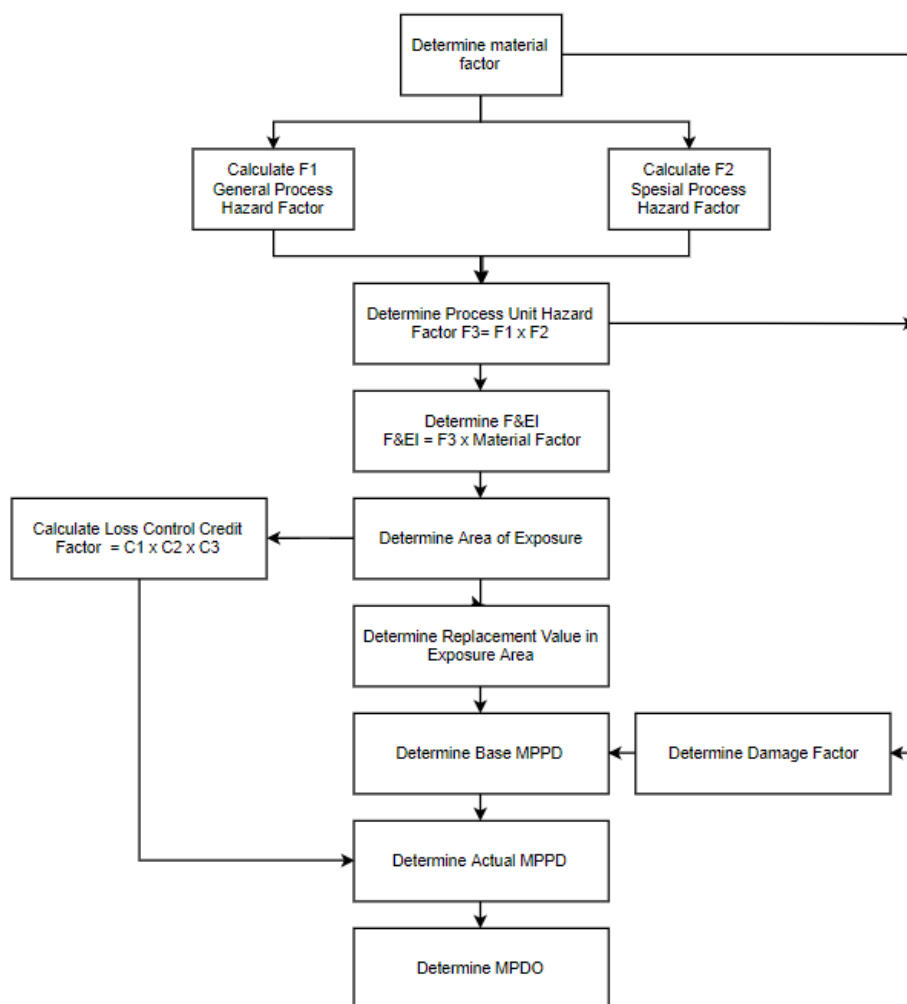
Berdasarkan Gambar 2.5, suatu contoh analisis ETA digunakan untuk mengidentifikasi kejadian yang dapat terjadi setelah kejadian awal terjadi. Dalam kasus yang dibawa oleh Kishore, suatu bahaya ledakan mungkin dapat terjadi dan mungkin tidak terjadi. Kemungkinan ini (probabilitas) digunakan untuk menyebarkan kejadian utama menjadi kejadian-kejadian lainnya yang mungkin terjadi,

Suatu ledakan dapat mungkin terjadi namun dapat dikontrol oleh peralatan kontrol ledakan seperti *fire-fighting system*, dan *fire alarm*. Setiap kemungkinan digunakan untuk membantu mengetahui frekuensi terjadinya kejadian yang berbahaya yang mungkin terjadi. Kejadian dapat berupa ledakan tak terkontrol oleh alarm, ledakan tidak terkontrol dan alarm aktif, ledakan terkontrol namun alarm tidak aktif, ledakan terkontrol dan alarm aktif serta tidak terjadi ledakan.

Setiap kemungkinan akan menghasilkan kejadian. Pada tugas akhir ini kemungkinan setelah terjadinya pelepasan bahan kimia dapat menghantarkan pada beberapa kejadian berbahaya lainnya. Kejadian berupa *jet fire*, *vapor cloud explosion*, *pool fire* dan *toxic discharge*. Setiap nilai kemungkinan diperoleh dengan menggunakan perhitungan kuantitatif dengan melibatkan reaktivitas bahan kimia, berapa lama kebocoran terjadi dan seberapa cepat laju terbakar suatu bahan kimia.

2.3.3 Dow's Fire and Explosion Index

Dow's Fire and Explosion Index (DF&EI) adalah metode semi-kuantitatif yang digunakan untuk analisis konsekuensi yang terjadi. Pada Gambar 2.6 dapat dilihat diagram alur pengerjaan dari metode DF&EI.



Gambar 2. 6 Prosedur perhitungan F&EI pada analisis konsekuensi (AIChE, 1994)

Berdasarkan Gambar 2.6, DF&EI bertujuan untuk mengetahui luasan area terkena dampak ledakan atau kebakaran dan jumlah hari kerja yang hilang (Lestari & Oginawati, 2016). Terdapat beberapa persamaan yang digunakan dalam penggunaan metode ini. Perhitungan akan dilakukan berdasarkan data historis, potensi energi dan bahan yang diteliti, proses material, dan kondisi unit proses (Nata, 2018). Metode DF&EI menggunakan pendekatan kuantitatif dalam menentukan radius paparan ledakan dan kebakaran.

Berbagai data pendukung dibutuhkan dalam melakukan analisis konsekuensi menggunakan metode DF&EI. Data pendukung awal diperlukan untuk menentukan *process unit hazard factor* (F3). Nilai F3 digunakan untuk merepresentasikan kondisi di Terminal Nilam Utara yang dapat meningkatkan kemungkinan terjadinya kebakaran dan ledakan. Data F3 didapatkan melalui data lainnya yaitu *general process hazard factor* dan *special hazard factor*.

Selain itu data pendukung lainnya yang diperlukan adalah *loss control credit* (CC). CC merepresentasikan peralatan yang berfungsi untuk melakukan usaha preventif atau represif terhadap risiko kebakaran dan ledakan yang dapat terjadi. Peralatan seperti *water curtains*, *foam gun*, dan lainnya. Dengan adanya CC maka akan diberlakukan koreksi atas pemodalan radius paparan dari ledakan dan kebakaran.

2.3.4 Fuzzy Inference System

Fuzzy inference system adalah salah satu jenis pendekatan yang digunakan untuk penilaian risiko. Dengan menggunakan metode ini probabilitas dari skenario bahaya dan konsekuensi dimodelkan dengan fuzzy set. Metode *fuzzy inference system* yang digunakan adalah tipe mamdani dengan output anggotanya adalah fuzzy sets (Elsayed, Leheta, & Belhaj, 2011). Metode *fuzzy inference system* terdiri atas empat tahapan yaitu fuzzifikasi, implikasi, agregasi dan defuzzifikasi. Berikut adalah penjelasan dari masing-masing proses *fuzzy inference system*.

1. Fuzzifikasi adalah suatu tahapan dimana memberikan suatu nilai keanggotaan pada himpunan tegas sehingga menjadi himpunan fuzzy. Nilai keanggotaan akan mencerminkan tingkat kebenaran suatu input agar dapat dipetakan pada output. Sehingga, pada tahap ini *membership function* didefinisikan untuk merepresentasikan suatu data menjadi suatu bagian sistem fuzzy (Karimpour & Zaraghami, 2014). Terdapat lima tipe *membership function*: triangular, trapezoidal, gaussian, singleton dan *piecewise linear*. Tipe triangular dan trapezoidal memiliki keunggulan dan kemudahannya dalam digunakan dalam menentukan suatu *range*, sedangkan tipe gaussian adalah yang paling natural dan memiliki fungsi yang *smooth* pada setiap titik fungsi (Grima, Bruines, & Verhoef, 2000).
2. Implikasi adalah tahapan membentuk aturan yang akan digunakan untuk mengetahui hubungan yang mendasari antara variabel multi input (*antecedent*) dan multi output (*consequent*) dari suatu sistem dengan himpunan fuzzy. Setiap aturan multi konsekuensi akan dijadikan aturan konsekuensi tunggal dalam metode *fuzzy inference system* (Türksen &

Celikyilmaz, 2006). Bentuk umum dari aturan yang digunakan dalam implikasi adalah :

IF x adalah A **THEN** y adalah B

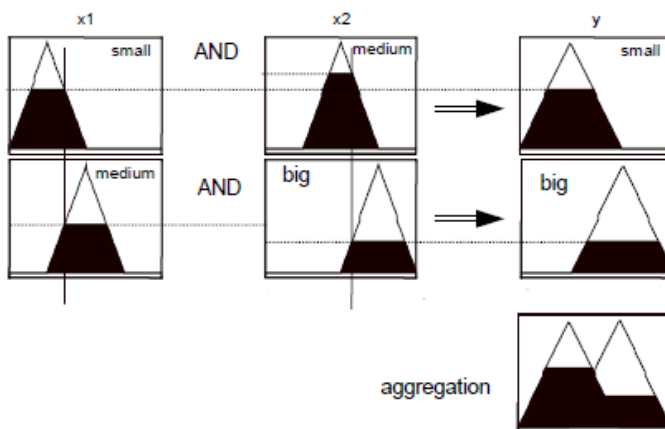
Dimana x dan y adalah suatu skalar sedangkan A dan B adalah suatu himpunan *fuzzy*. Jika sistem memiliki input lebih dari satu dan terkait maka dapat digunakan logika penghubung sebagai contoh berikut :

IF (x adalah A) **AND** (y adalah B) **THEN** z adalah C

Dari logika tersebut, *fuzzy* dapat digunakan sebagai penentu dalam penilaian risiko. *Fuzzy* dapat juga digunakan untuk menentukan tingkat konsekuensi akhir jika pada suatu penilaian risiko terdiri atas banyak konsekuensi seperti penelitian yang telah dituliskan oleh K.Karimpour yang berjudul “*New Fuzzy Model for Risk Assessment Based on Different Types of Consequences*”. Penentuan aturan didasari dari pandangan ahli dimana dalam tugas akhir ini adalah kepala divisi operasional PT. Terminal Nilam Utara. Pada tugas akhir ini digunakan implikasi mamdani yaitu implikasi korelasi minimum. Metode ini dipilih karena umum digunakan dalam analisis FIS. Implikasi mamdani bisa dibilang implikasi *max-min method* dimana dapat didefinisikan dalam persamaan matematika pada persamaan 2. 1

$$\mu_{ck}(z) = \max[\min[\mu_{Ak}(\text{input}(x)), \mu_{Bk}(\text{input}(x))]] \dots\dots(2.1 \quad (\text{Karimpour \& Zaraghmi, 2014}))$$

dimana μ_{ck} , μ_{Ak} , dan μ_{Bk} adalah suatu *membership function* yang secara urut merepresentasikan *output*, *input* x dan *input* y.



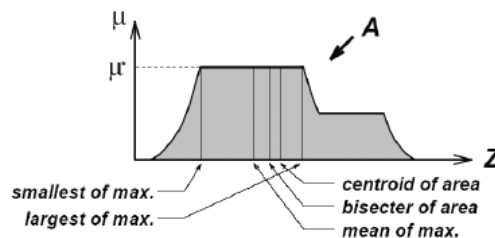
Gambar 2. 7 Metode Agregasi pada FIS Mamdani
(Siddique, 2011)

3. Agregasi adalah tahap pengumpulan dari hasil implikasi pada himpunan fuzzy input yang telah menjadi himpunan fuzzy output menjadi satu himpunan fuzzy. Melakukan agregasi terhadap kumpulan *output* hasil implikasi untuk

mendapatkan *output* tunggal yang merepresentasikan nilai sesungguhnya (Iancu, 2011). Dalam metode mamdani agregasi dilakukan dengan agregasi *max* dimana metode ini membentuk suatu himpunan *fuzzy* tunggal dengan menggabungkan seluruh *output* dari implikasi yang telah dilakukan sebelumnya (Laufer & Takács, 2012). Tahapan ini diperlukan sebelum melakukan defuzifikasi. Proses agregasi FIS mamdani dapat dilihat pada Gambar 2.7

Berdasarkan Gambar 2.7, model agregasi mamdani adalah model agregasi yang umum dilakukan. Model agregasi mamdani disebut juga model agregasi maksimal, dimana menggabungkan seluruh hasil output implikasi yang nantinya akan ditinjau kembali dalam proses defuzifikasi. Model agregasi mamdani umum digunakan dalam penilaian risiko yang telah dilakukan.

4. Defuzifikasi adalah suatu tahapan untuk mengubah suatu himpunan fuzzy menjadi suatu nilai tunggal yang menjadi hasil akhir dari metode *fuzzy inference system*. Terdapat beberapa metode defuzifikasi yang dapat digunakan yaitu metode centroid, bisektor, *middle of maximum*, *largest of maximum* dan *smallest of maximum*. Perbedaan setiap metode dapat dilihat pada Gambar 2.8.



Gambar 2. 8 Metode-Metode Defuzifikasi
(Karimpour & Zaraghami, 2014)

Berdasarkan Gambar 2.8 metode defuzifikasi yang dipilih adalah metode centroid dikarenakan metode centroid menghasilkan titik stabil dari seluruh himpunan fuzzy output hasil dari implikasi dan agregasi. Sedangkan metode *smallest of maximum*, *middle of maximum* dan *largest of maximum* menghasilkan titik stabil hanya dari peninjauan hasil himpunan fuzzy output terbesar dan tidak menghiraukan himpunan fuzzy output yang lain. Metode lain yaitu bisektor area adalah metode dengan membagi seluruh area agregasi menjadi dua bagian.

Walaupun metode bisektor hampir serupa dengan metode centroid, namun terkadang hasil yang diberikan tidak merupakan titik tengah dari hasil agregasi (Laufer & Takács, 2012). Pada tugas akhir ini metode yang digunakan dalam melakukan defuzifikasi adalah metode centroid yang merupakan metode yang merepresentasikan titik tengah dari hasil agregasi dan umum digunakan dalam metode FIS (Kaur & Kaur, 2012).

Dalam melakukan defuzifikasi, suatu perangkat lunak *Matlab* digunakan untuk melakukan perhitungan. Dengan menggunakan *Matlab*, hasil

defuzifikasi akan dinyatakan dalam bentuk grafik sehingga memudahkan dalam merepresentasikan nilai output.

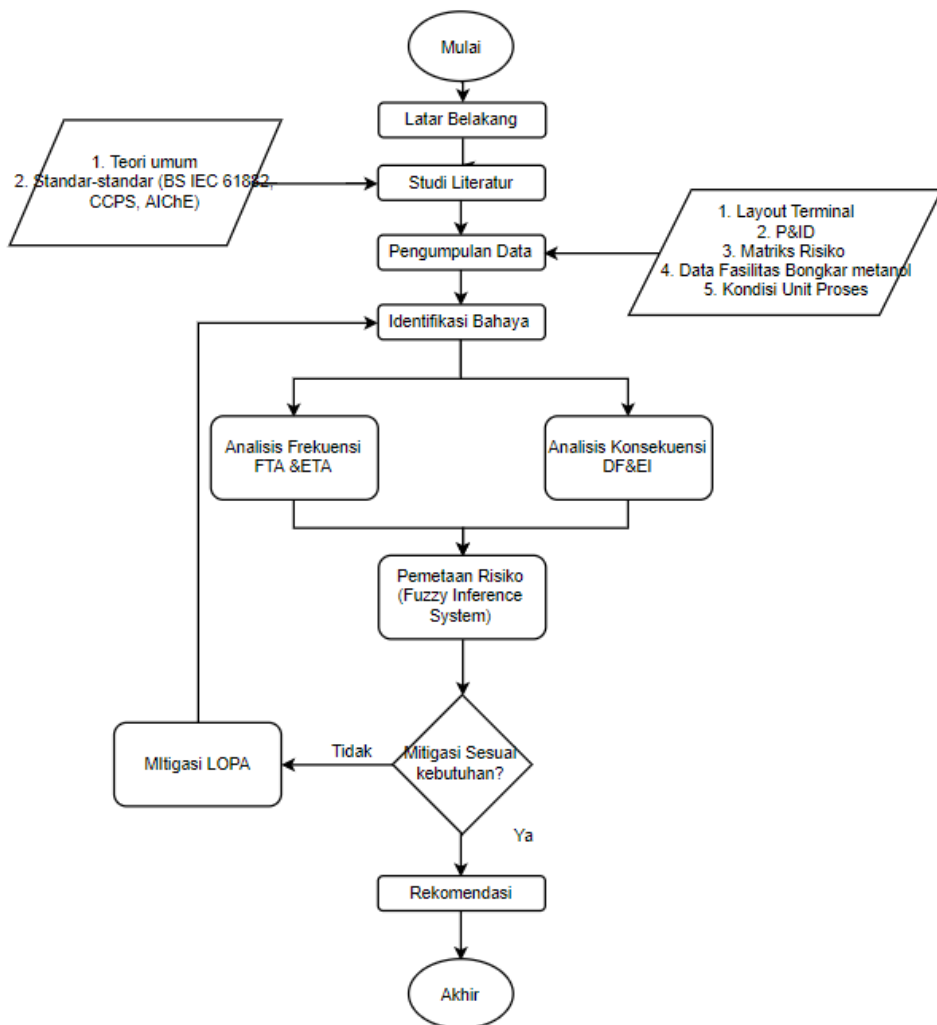
2.3.5 Mitigasi

Mitigasi dilakukan untuk menurunkan tingkat risiko yang tidak dapat diterima berdasarkan Penilaian risiko. Mitigasi yang digunakan pada tugas akhir ini adalah dengan metode LOPA. Pada mitigasi ini dilakukan upaya penambahan *independent protection layer* guna untuk menurunkan frekuensi kejadian. IPL adalah suatu alat atau sistem ataupun tindakan yang digunakan untuk mencegah bahaya terjadi. Akan tetapi IPL memiliki probabilitas kegagalan yang disebut *probability failure and demand* (PFD).

BAB III METODE PENELITIAN

3.1 Metode Penelitian

Metode Penelitian adalah Gambaran umum mengenai prosedur dan langkah-langkah pengerjaan suatu penelitian. Dalam metode penelitian ini, akan diuraikan tahap demi tahap yang akan dilakukan dalam pengerjaan tugas akhir ini. Adapun tahapan-tahapan dijelaskan dalam diagram alir pada Gambar 3.1



Gambar 3. 1 Diagram alir pengerjaan penelitian

3.2 Perumusan Masalah

Perumusan masalah adalah tahap awal dalam pelaksanaan tugas akhir. Tahap ini merupakan tahap yang sangat penting dimana pada tahap ini terdapat alasan mengapa suatu permasalahan yang ada harus dipecahkan sehingga layak untuk menjadi bahan tugas akhir. Pencarian masalah dilakukan dengan cara menggali informasi mengenai masalah yang ada pada saat ini. Dari tahap ini juga tujuan mengapa tugas akhir yang dikerjakan ini dapat diketahui.

Dalam tugas akhir ini, penilaian risiko kebakaran diperlukan guna mengetahui aman-tidaknya suatu sistem bongkar untuk dioperasikan. Akan tetapi Gambaran ini kurang baik untuk merepresentasikan tingkat risiko pada suatu sistem. Suatu tingkat risiko harus dinyatakan dalam suatu nilai agar dapat diketahui risiko yang paling rawan. Keuntungan dengan memberikan suatu nilai pada risiko, akan mempermudah dalam melakukan manajemen risiko kedepannya.

Selain itu tingkat risiko (*risk level*) adalah perkalian matriks antara tingkat keparah konsekuensi (*severity*) dan kemungkinan terjadinya bahaya (*likelihood*). Oleh karena itu matriks risiko adalah hasil dari pemetaan dari setiap tingkat keparahan konsekuensi dan kemungkinan terjadinya bahaya. Batas-batas setiap tingkat baik konsekuensi maupun kemungkinan terjadinya bahaya memiliki nilai yang terlalu objektif. Sedangkan dalam kenyataannya memungkinkan terjadinya suatu risiko yang berada pada batas diantara dua tingkat risiko yang berbeda. Oleh karena itu diperlukannya nilai subjektif berdasarkan keterkaitannya terhadap dua tingkat risiko yang berkaitan dengan risiko tersebut. Pada tugas akhir ini, metode *fuzzy inference system* digunakan untuk merepresentasikan nilai risiko dengan mempertimbangkan keterkaitan berdasarkan batas-batas tingkat risiko.

3.3 Studi Literatur

Setelah suatu permasalahan sudah diketahui, maka selanjutnya adalah studi literatur. Dimana yang harus dilakukan adalah mencari referensi yang dapat digunakan untuk membantu dalam mencari solusi bagi tugas akhir ini. Berikut adalah referensi yang digunakan :

- BS IEC 61882
- DNV *failure frequency guidance*
- Paper dan jurnal tentang *unloading* metanol
- Paper dan jurnal tentang risiko kebakaran dan ledakan
- *Guidelines for Dow's Fire and Explosion Index*
- Paper dan jurnal tentang *fuzzy inference system*

3.4 Pengumpulan Data

Selanjutnya adalah melakukan pengumpulan data yang bertujuan untuk memperoleh data dan informasi yang menunjang pengerjaan tugas akhir. Data yang dibutuhkan adalah sebagai berikut :

- P&ID metanol Terminal Nilam Utara
- Spesifikasi fasilitas bongkar curah cair metanol di Terminal Nilam Utara
- *Layout* Terminal Nilam Utara
- Matriks risiko Terminal Nilam Utara
- Kondisi unit proses

3.4.1 P&ID Metanol Terminal Nilam Utara

P&ID didapat dengan cara melakukan *re-drawing* dikarenakan P&ID perusahaan termasuk dokumen terkontrol. Oleh sebab itu data didapatkan dengan cara melakukan survei *site* yakni Terminal Nilam Utara khusus nya saat kegiatan bongkar metanol. Hasil *re-drawing* kemudian dikonsultasikan dengan kepala divisi operasional agar layak untuk dilakukan penelitian.

3.4.2 Spesifikasi Fasilitas Bongkar Metanol

Spesifikasi didapat dengan cara melakukan survei *site* yang ditemani oleh operator terminal dan hasil survei *site* dikonsultasikan dengan kepala divisi operator. Data fasilitas yang dibutuhkan adalah fasilitas distribusi dan fasilitas penyimpanan bahan kimia.

3.4.3 Layout Terminal Nilam Utara

Layout terminal didapat dengan cara meminta kepada kepala divisi operasional yang kemudian masih harus disempurnakan layout dari *jetty* menuju tangki penyimpanan.

3.4.4 Matriks Risiko Terminal Nilam Utara

Matriks risiko didapatkan dengan cara berdiskusi dengan PT. Terminal Nilam Utara untuk merumuskan matriks risiko.

3.4.5 Kondisi Unit Proses

Kondisi unit proses merupakan dasar Gambaran kondisi bahaya unit proses yaitu Terminal Nilam Utara. Kondisi unit proses akan menjadi dasar perhitungan pada metode *Dow's Fire and Explosion Index*. Kondisi unit proses didapatkan dengan cara melakukan pengisian formulir kondisi bahaya umum, kondisi bahaya khusus dan peralatan kontrol kebakaran. Formulir ditujukan kepada kepala divisi operasional.

3.5 Analisis Frekuensi

Analisis frekuensi dilakukan dengan menggunakan metode FTA untuk menentukan kemungkinan kegagalan kebocoran yang dapat berpotensi kebakaran dan ledakan dari suatu kejadian. Data frekuensi diambil dari pendekatan data sekunder berdasarkan *leak generic data* dari DNV *failure frequency guide*. Selanjutnya dilakukan analisis lebih lanjut dengan menggunakan metode ETA yang akan menghasilkan tingkat frekuensi penyebab kejadian.

3.6 Analisis Konsekuensi

Pada penelitian ini menggunakan *Dow's Fire and Explosion Index* untuk mengetahui tingkat konsekuensi dari bahaya kebakaran. Metode ini merupakan perhitungan berdasar pada data keadaan proses unit yaitu Terminal Nilam Utara. Data yang dibutuhkan berdasarkan pada kondisi bahaya umum, kondisi bahaya khusus, *material factor* dan kredit peralatan kontrol kebakaran pada Terminal Nilam Utara. Data akan dihitung dengan metode Dow F&EI guna mencari nilai MPPD (*Maximum Probable Property Damage*) dan MPDO (*Maximum Probable Days Outage*). MPPD adalah analisis estimasi kerugian properti yang dialami perusahaan karena paparan ledakan yang terjadi akibat adanya kebocoran pada unit proses.

Sedangkan MPDO adalah analisis estimasi terhentinya waktu kerja unit proses dapat ditentukan dari metode *Dow's Fire and Explosion Index*. Estimasi terhentinya waktu kerja pada unit proses ditentukan dari indeks tingkat bahaya yang sudah dilakukan perhitungan pada analisis konsekuensi. Analisis terhentinya waktu kerja pada ini meliputi diantaranya perhitungan faktor kehilangan control process apabila terjadinya kebakaran dan ledakan yang disebut *Loss Control Credit Factor* yang kemudian digunakan untuk menghitung *Value of Area Exposure* yang mePenilaian nilai kerugian akibat kehilangan properti dan inventori.

3.7 Penilaian Risiko

Penilaian tingkat risiko berdasarkan tingkat nilai frekuensi dan konsekuensi. Pada tulisan ini akan digunakan *fuzzy inference system* untuk penilaian risiko. Metode fuzzy yang digunakan adalah fuzzy mamdani yang menggunakan bantuan software matlab untuk simulasi penilaian risiko. Metode fuzzy digunakan untuk mengetahui nilai stabil yang dinyakan oleh risiko berdasarkan input yang diberikan. Pada tugas akhir ini metode *fuzzy inference system* dilakukan dua kali yaitu dalam menentukan nilai *final consequence* dan nilai penilaian risiko. Standar penentuan risiko berdasarkan matriks risiko milik perusahaan.

3.8 Evaluasi Mitigasi LOPA (*Layer of Protection*)

Apabila risiko berada pada tingkat yang tidak dapat diterima, maka mitigasi perlu untuk dilakukan. Dalam ini rekomendasi tindakan mitigasi akan diberikan melalui analisis LOPA (*Layer of Protection*). Dari LOPA akan ditentukan tingkat keselamatan (*Safety Integrated Level*) pada suatu instrumen peralatan sistem. Analisis menggunakan metode LOPA dilakukan dengan mengacu standar yang dibuat oleh CPSS (*Center for Chemical Process Safety*).

3.9 Hasil Diskusi dan Kesimpulan

Setelah melakukan analisis, maka dilakukan seluruh perhitungan dan evaluasi terhadap perhitungan. Pada akhir tugas akhir ini akan dilampirkan kesimpulan yang merupakan keseluruhan dari hasil penelitian dari analisis yang telah dilakukan.

BAB IV

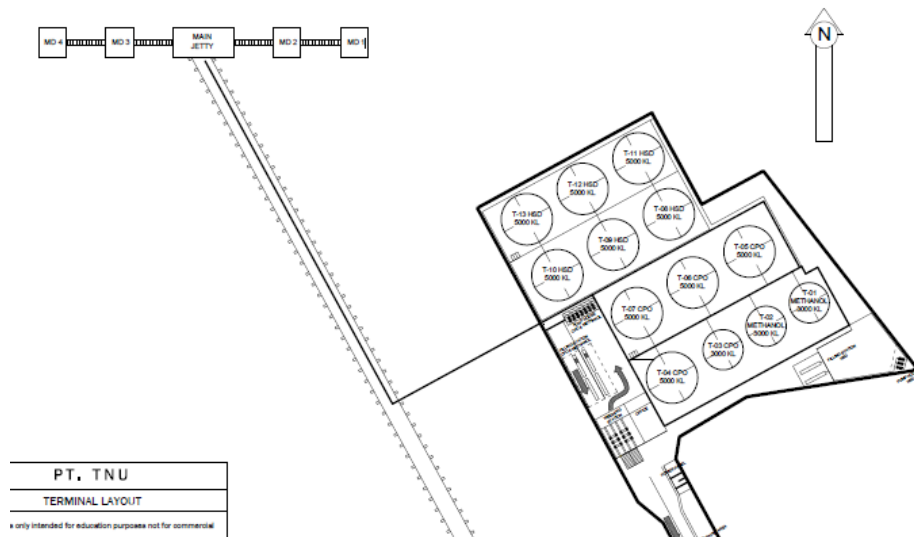
DATA PENELITIAN

4.1 Penjelasan Umum

Pada penulisan tugas akhir ini, dibutuhkan beberapa data pendukung dalam melakukan penilaian atas risiko kebakaran dan ledakan metanol di PT. Terminal Nilam Utara. Data-data yang dibutuhkan seperti layout terminal PT. Terminal Nilam Utara, P&ID bongkar metanol dari kapal menuju tangki penyimpanan, fasilitas bongkar muat seperti *jetty*, pipa distribusi serta tangki, karakteristik metanol, faktor bahaya proses umum, faktor bahaya proses khusus, frekuensi kegagalan dan kebocoran pada sistem, serta matriks risiko perusahaan. Masing-masing data yang dibutuhkan akan dijelaskan sebagai berikut.

4.2 Layout Terminal PT. Terminal Nilam Utara

Layout terminal adalah data berupa area yang mencakup sistem yang akan dinilai risiko kebakarna dan ledakan nya. Pada data ini akan terdapat jalur distribusi pipa dari kapal menuju tangki guna untuk melalukan proses bongkar metanol. Pada penelitian ini sistem telah dibatasi yakni hanya sistem yang memiliki peran untuk melakukan proses bongkar metanol dari kapal yaitu dari *flexible hose* menuju ke tangki penyimpanan metanol (T1 dan T2).



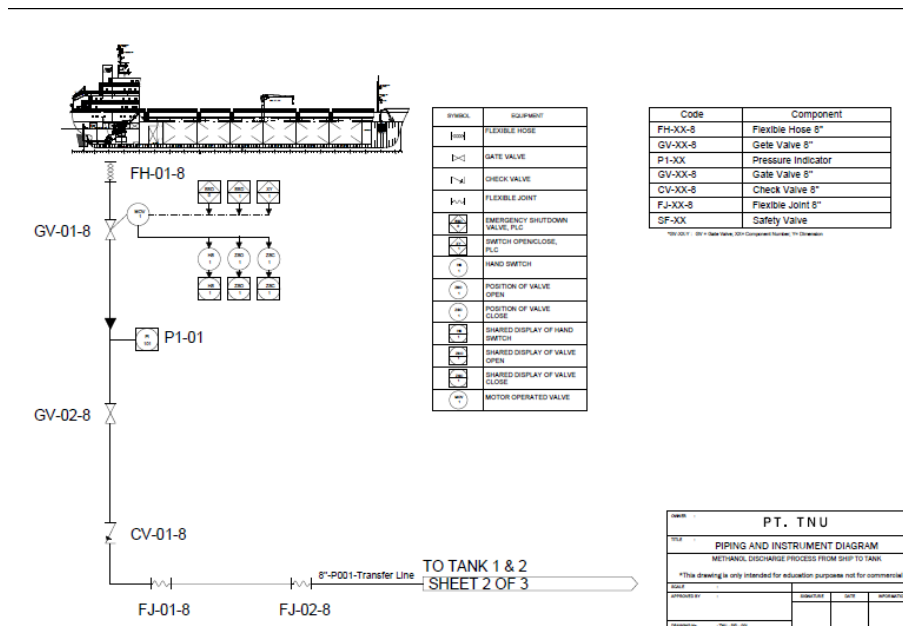
Gambar 4. 1 Layout Terminal PT. Terminal Nilam Utara
(PT. TNU, 2018)

Berdasarkan Gambar 4.1, terdapat 13 tangki penyimpanan dimiliki oleh PT. Temrinal Nilam Utara. Terdapat 6 tangki diperuntukkan menyimpan muatan HSD (solar) dengan masing-masing kapasitas 5000KL. Terdapat 5 tangki diperuntukkan menyimpan muatan *crude palm oil* (CPO) dengan 4 tangki berkapasitas 5000 KL dan 1 tangki dengan kapasitas 3000KL. Sedangkan terdapat 2 tangki diperuntukkan menyimpan muatan metanol dengan masing-masing kapasitas 3000 KL.

PT. Terminal Nilam Utara hanya menyediakan jasa bongkar kapal menuju tangki penyimpanan yang dimiliki. Proses bongkar bermula dari *jetty* yang kemudian muatan dipindahkan menggunakan pipa utama (*main receiving pipe*) yang kemudian didistribusikan kedalam tangki penyimpanan. PT. Terminal Nilam Utara tidak memiliki *jetty* sendiri dan satu *jetty* hanya dapat digunakan oleh satu kapal saja.

4.3 Piping and Instrument Diagram (P&ID) Bongkar Metanol

Piping and instrument diagram sangat dibutuhkan untuk melakukan penilaian risiko kebakaran dan ledakan pada Terminal Nilam Utara. Dengan adanya P&ID, penilaian dapat dilakukan sesuai dengan alur proses berjalan nya sistem karena P&ID memuat seluruh komponen pipa dan instrumen yang ada pada sistem. Pada tugas akhir ini P&ID yang dibutuhkan adalah sistem bongkar metanol dari kapal menuju tangki penyimpanan T1 dan T2. Berikut Gambar 4.2 , 4.3 dan 4.5 adalah Gambar P&ID bongkar metanol pada Terminal Nilam Utara.

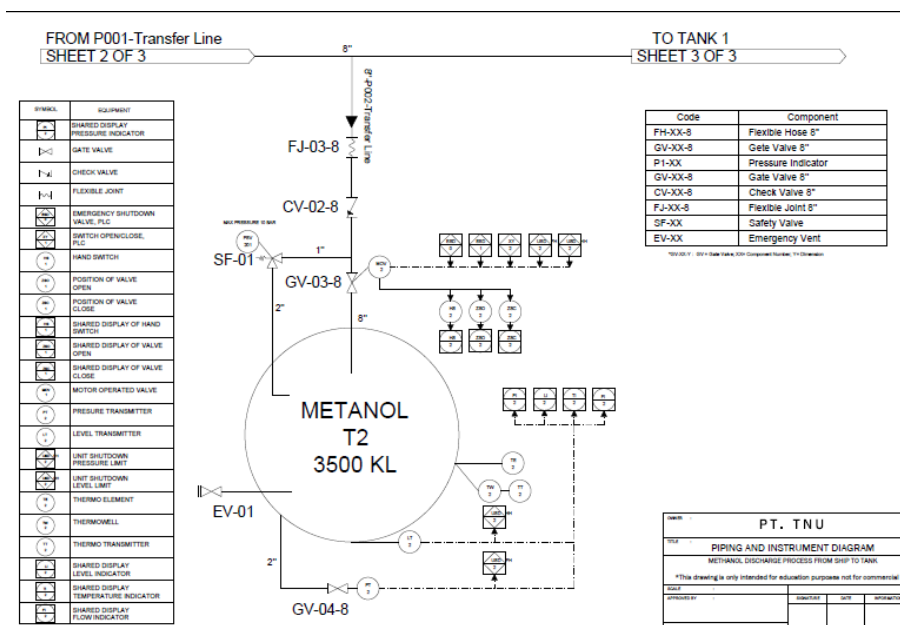


Gambar 4. 2 P&ID Node 1
(PT. TNU, 2018)

Pada Gambar 4.2, menjelaskan proses bongkar metanol pada Terminal Nilam Utara dimulai dari kapal dengan menggunakan pipa distribusi utama (P001). Terdapat beberapa komponen dan instrumen yang digunakan seperti *motor-operated valve* (GV-01-8), *manual valve* (GV-02-8) serta *check valve* (CV-01-8) yang memiliki peran untuk memastikan tidak terjadi nya *back flow* saat pemindahan muatan metanol. Terdapat juga adanya *emergency shutdown* yang berperan sebagai pengaman jika terdapat kegagalan didalan sistem.

Pada node 1 ini, terdapat instrumen pengaman yaitu *pressure indicator* (P1-01) yang memiliki peran untuk memastikan bahwa saat pemindahan muatan, sistem beroperasi pada tekanan kerja yang sesuai dengan standar operasional prosedur perusahaan. Standar tekanan kerja sistem di Terminal Nilam Utara adalah 3 bar. Sedangkan pada Gambar 4.3 dan 4.4 menjelaskan sistem penyimpanan metanol yang dilengkapi dengan sistem pengaman *emergency shutdown* yang akan aktif jika terjadinya *overpressure* atau *overlevel* pada tangki penyimpanan metanol.

Sistem dikontrol dan dimonitor secara langsung oleh menara operator. Hal ini ditunjukkan dengan adanya *shared display* pada P&ID yaitu kode ZS, ZNC dan ZNO yang mengindikasikan posisi katup. Gambar P&ID didapatkan dengan cara *re-drawing* dari dokumen perusahaan dikarenakan dokuem P&ID termasuk dalam dokumen *confidential*.



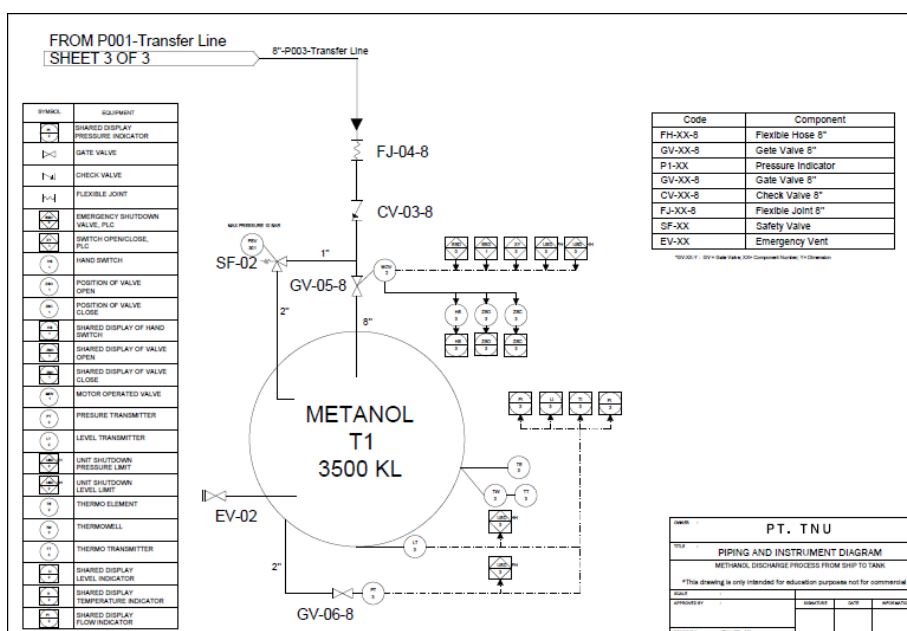
Gambar 4. 3 P&ID Node 2
(PT. TNU, 2018)

Pada Gambar 4.3, menjelaskan proses bongkar metanol pada Terminal Nilam Utara dimulai dari pipa distribusi utama (P001) menuju tangki penyimpanan T2 (node 2). Terdapat beberapa komponen dan instrumen yang digunakan seperti *motor-operated valve* (GV-03-8), *manual valve* (GV-04-8) serta *check valve* (CV-02-8) yang memiliki

peran untuk memastikan tidak terjadinya *back flow* saat pemindahan muatan metanol. Terdapat juga adanya *emergency shutdown* yang berperan sebagai pengaman jika terdapat kegagalan di dalam sistem.

Pada node 2 ini, terdapat instrumen pengaman yaitu *pressure switch* (USD-FH) dan *level switch* (USD-HH). Selain itu terdapat juga sistem proteksi penurunan tekanan jika terdapat *overpressure* pada sistem yaitu dengan menggunakan *pressure safety valve* yang akan bekerja jika sistem berada pada tekanan yang mencapai 10 bar. Standar tekanan kerja sistem di Terminal Nilam Utara adalah 3 bar.

Sistem dikontrol dan dimonitor secara langsung oleh menara operator. Hal ini ditunjukkan dengan adanya *shared display* pada P&ID yaitu kode ZS, ZNC dan ZNO yang mengindikasikan posisi katup. Gambar P&ID didapatkan dengan cara *re-drawing* dari dokumen perusahaan dikarenakan dokumen P&ID termasuk dalam dokumen *confidential*.



Gambar 4. 4 P&ID Node 3
(PT. TNU, 2018)

Pada Gambar 4.4, menjelaskan proses bongkar metanol pada Terminal Nilam Utara dimulai dari pipa distribusi utama (P001) menuju tangki penyimpanan T1 (node 3). Terdapat beberapa komponen dan instrumen yang digunakan seperti *motor-operated valve* (GV-06-8), *manual valve* (GV-07-8) serta *check valve* (CV-03-8) yang memiliki peran untuk memastikan tidak terjadinya *back flow* saat pemindahan muatan metanol. Terdapat juga adanya *emergency shutdown* yang berperan sebagai pengaman jika terdapat kegagalan di dalam sistem.

Pada node 3 ini, terdapat instrumen pengaman yaitu *pressure switch* (USD-FH) dan *level switch* (USD-HH). Selain itu terdapat juga sistem proteksi penurunan tekanan

jika terdapat *overpressure* pada sistem yaitu dengan menggunakan *pressure safety valve* yang akan bekerja jika sistem berada pada tekanan yang mencapai 10 bar. Standar tekanan kerja sistem di Terminal Nilam Utara adalah 3 bar.

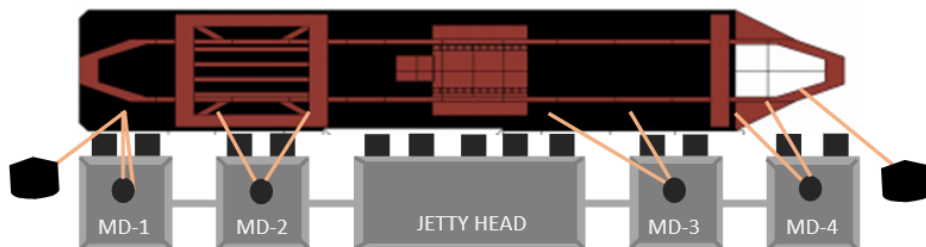
Sistem dikontrol dan dimonitor secara langsung oleh menara operator. Hal ini ditunjukkan dengan adanya *shared display* pada P&ID yaitu kode ZS, ZNC dan ZNO yang mengindikasikan posisi katup. Gambar P&ID didapatkan dengan cara *re-drawing* dari dokumen perusahaan dikarenakan dokumen P&ID termasuk dalam dokumen *confidential*.

4.4 Fasilitas Bongkar Metanol di PT. Terminal Nilam Utara

PT Terminal Nilam Utara menggunakan berbagai macam fasilitas untuk melakukan proses bongkar metanol dari kapal menuju tangki penyimpanan. Fasilitas yang digunakan berupa *jetty*, pipa distribusi dan tangki penimbungan. Fasilitas tersebut akan dijelaskan sebagai berikut.

4.4.1 Jetty

Jetty adalah salah satu fasilitas yang ada pada Terminal Nilam Utara yang memiliki fungsi sebagai tempat kapal untuk bersandar saat proses bongkar muatan kapal berlangsung. Berikut adalah konfigurasi *jetty* pada Terminal Nilam Utara.



Gambar 4. 5 Layout jetty PT. Terminal Nilam Utara
(PT. TNU, 2018)

Posisi	: 07°9' 120" S 112°42'975" E
LOA	: 240 meter
Draft	: 12 meter
DWT	: 40000 MT

4.4.2 Pipa Distribusi

Setelah kapal bersandar dan *flexible hose* telah terpasang sesuai dengan prosedur keselamatan yang ada, selanjutnya muatan akan didistribusikan menggunakan jalur pipa dari *jetty* menuju tangki penyimpanan T1 dan T2. Pipa yang digunakan pada terminal ini adalah pipa darat. Spesifikasi pipa yang digunakan pada terminal ini dijelaskan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4. 1 Spesifikasi Pipa
(Data PT. TNU)

Pipa	
Grade	API 5L Grade B or ASTM A106
Material	Main Steel
Tekanan Desain	250 psig
Tekanan Kerja	3 bar
Temperatur Desain	200 fahrenheit
Temperatur Kerja	31 °C
Maximum Hydrotest	425 psig

Pada sistem bongkar muat di PT. Terminal Nilam Utara, muatan dipindahkan dengan cara menggunakan pompa dari kapal sehingga tidak menggunakan pompa yang ada di terminal. Berdasarkan prosedur keselamatan yang ada, standar spesifikasi pompa yang bekerja adalah sebagai berikut.

- Kapasitas : 600 m³ ton/ hour
- Tekanan Kerja : 3 Bar
- Head : 20 meter

Berdasarkan Tabel 4.1, pipa yang digunakan adalah pipa dengan material main steel API 5L Grade B seamless dimana digunakan untuk mengurangi risiko akan terjadinya suatu kebocoran. Jalur pipa dimulai dari *jetty* sampai dengan tangki penyimpanan dengan ukuran 8 inch. Sedangkan pipa yang digunakan dari tangki penyimpanan menuju *filling station* menggunakan ukuran 6 inch.

Pipa API 5L Grade B memiliki tekanan desain sebesar 2015 psig atau sekitar 17 bar. Pipa ini digunakan untuk bongkat muatan metanol dengan tekanan kerja sebesar 3 bar. Sedangkan untuk temperatur desain, pipa API 5L didesain pada temperatur 93 C sedangkan untuk temperatur desain 31 C sesuai dengan rata-rata temperatur lingkungan.

4.4.3 Tangki Penyimpanan Metanol

Terdapat dua tangki penyimpanan metanol T1 dan T2 di Terimal Nilam Utara dimana bersifat *dedicated tank* sehingga tangki tidak pernah digunakan selain untuk menyimpan muatan metanol. Kedua tangki tersebut memiliki kapasitas sebesar 3.500 kilo liter dengan tipe tangki *fixed roof tank*.. Spesifikasi tangki penyimpanan metanol dapat dilihat pada tabel 4.2

Tabel 4. 2 Spesifikasi tangki
(Data PT. TNU)

Tangki	
Tinggi x Diameter	17.787 mm x 14.630 mm
Tipe	<i>Fixed roof tank</i>
Temperatur Desain	60°C
Temperatur Kerja	31°C
Tekanan Desain	8 bar
Tekanan Kerja	3 bar
Berat Jenis Fluida	792 kg/m ³
<i>Flow rate</i> maksimal	600 m ³ ton/hour
<i>Flow rate</i> minimal	250 m ³ ton/hour
Kapasitas maksimal	3000 KL
Kapasitas minimal	250 KL

Berdasarkan Tabel 4.2, spesifikasi tangki yang digunakan untuk menyimpan muatan metanol di Terminal Nilam Utara memiliki tinggi lebih dari 17 meter dan diameter lebih dari 14 m. Tangki memiliki temperatur desain sebesar 60 C dengan temperatur kerja 31 C sesuai dengan rata-rata temperatur lingkungan. Tangki memiliki tekanan kerja sebesar 3 bar yang sesuai dengan standar operasional prosedur perusahaan saat proses bongkar metanol dari kapal menuju tangki penyimpanan. Sedangkan tangki didesain dengan temperatur desain sebesar 8 bar.

Data dari Tabel 4.2 akan digunakan dalam perhitungan konsekuensi yang melibatkan jumlah muatan yang terdapat didalam tangki penyimpanan. Banyak nya muatan akan menjadi acuan dalam perhitungan kemungkinan kerugian yang dialami perusahaan jika terjadinya suatu kebakaran dan ledakan. Harga produk yang hilang dalam tangki disesuaikan dengan nilai harga jual pada tahun 2019.

Pada tangki ini memiliki beberapa instrumen yang terpasang seperti emergency shut-down yang terhubung dengan GV-03-8 yang akan aktif jika USD FH (*pressure limit*) atau USD HH (*level limit*) aktif. Selain itu kedua tangki dilengkapi dengan *pressure relief valve* yang digunakan untuk mencegah terjadinya *overpressure* pada tangki penyimpanan. *Pressure limit* yang diatur pada *pressure relief valve* adalah 10 bar. Pada tangki juga terdapat *pressure transmitter* dan *level transmitter* yang digunakan sebagai pengaman yang masing-masing terintegrasi dengan limiter (USD FH dan USD HH). Tangki juga dilengkapi dengan *temperature transmitter* guna untuk dapat melakukan monitor temperatur muatan pada tangki

4.5 Karakteristik Metanol

Sebelum melakukan penilaian risiko kebakaran dan ledakan, perlu diketahui terlebih dahulu mengenai karakteristik metanol. Berdasarkan data MSDS (*Material Safety Data Sheet*) diketahui bahwa metanol adalah salah satu bahan kimia yang memiliki potensi untuk menyebabkan terjadinya risiko kebakaran dan ledakan. Metanol sendiri digolongkan kedalam kategori dua dalam identifikasi bahayanya akan terjadinya kebakaran atau ledakan. Metanol memiliki titik penguapan pada suhu 64.6 C dan memiliki titik nyala pada suhu 12 C. Metanol sendiri dinyatakan beracun dimana memiliki nilai pengujian berdasarkan LD 50 sebesar 15.800 mg/kg dimana dapat menyebabkan gejala seperti sakit kepala, gangguan penglihatan bahkan kematian. Sedangkan berdasarkan NFPA, metanol memiliki nilai 1 untuk *health hazard*, nilai 3 untuk *flammability hazard*, dan nilai 0 untuk *instability hazard*. Oleh sebab itu metanol adalah bahan kimia yang mudah terbakar dan beracun namun memiliki komposisi kimia yang cukup stabil.

4.6 General Process Hazard Factor

General Process Hazard Factor sebuah penilaian terhadap sistem guna melakukan analisis konsekuensi. Penilaian dilakukan dengan menyiapkan tabel bahaya pada kondisi umum di PT. Terminal Nilam Utara yang dapat dilihat pada Lampiran A4.

Kondisi bahaya seperti reaksi eksotermis, proses endotermis, penanganan dan pemindahan bahan kimia, kondisi unit proses, aksesibilitas, kontrol dan kebocoran drainase. Reaksi eksotermis terbagi tiga menjadi reaksi eksotermis ringan sedang dan kritis. Proses endotermis dapat terjadi jika adanya proses pembakaran. Penanganan bahan kimia seperti pemindahan muatan menggunakan pipa. Kondisi sistem yang dilengkapi dengan adanya ventilasi. Aksesibilitas yang memadai jika terjadinya suatu kondisi yang berbahaya serta adanya drainase jika terjadinya suatu kebocoran muatan pada tangki penyimpanan.

Tabel kondisi bahaya akan diisi oleh salah satu operator yang ada di PT. Terminal Nilam Utara yang kemudian akan diulas kembali oleh kepala divisi operasional. Setiap tipe bahaya yang dimiliki oleh sistem akan menerima penalti yang digunakan untuk menganalisis konsekuensi.

4.7 Special Process Hazard Factor

Special Process Hazard Factor sebuah penilaian terhadap sistem guna melakukan analisis konsekuensi. Penilaian dilakukan dengan menyiapkan tabel bahaya pada kondisi khusus di PT. Terminal Nilam Utara yang dapat dilihat pada lampiran Lampiran A4. Tabel kondisi bahaya akan diisi oleh salah satu operator yang ada di PT. Terminal Nilam Utara yang kemudian akan diulas kembali oleh kepala divisi operasional. Setiap tipe bahaya yang dimiliki oleh sistem akan menerima penalti yang digunakan untuk menganalisis konsekuensi.

Kondisi bahaya khusus suatu sistem terdiri atas tekanan sub atmosfer, peralatan atau operasional dekat dengan bahan kimia, korosi dan erosi, kebocoran pada *joint* atau

packing, adanya *hot oil system* atau *heat exchanger*, dan adanya peralatan mesin fluida. Setiap kategori bahaya akan ditinjau dan diberikan bobot pinalti sebagai data untuk analisis konsekuensi.

Suatu bahaya yang ditinjau berdasarkan tekanan kerja yang diaplikasikan pada sistem bongkar metanol di Terminal Nilam Utara. Peralatan operasional yang dioperasikan didekat muatan mudah terbakar dapat memberikan pinalti dalam analisis konsekuensi. Laju korosi jua memberikan pinalti terhadap analisis konsekuensi ledakan dan kebakaran. Sedangkan kebocoran pada *joint* dan *packing* akan memberikan pinalti terjadinya ledakan dan kebakaran. Serta permesinan fluid seperti pompa dengan kapasitas diatas 750 hp dapat memberikan pinalti pada sistem bongkar metanol.

4.8 Data Kebocoran dan Kegagalan Sistem

Data kebocoran dan kegagalan suatu instrumen atau perpipaan pada sistem akan digunakan untuk melakukan analisis frekuensi terjadinya kebocoran metanol pada sistem saat proses bongkar metanol. Pada tugas akhir ini, kebocoran metanol dapat disebabkan oleh karena bocornya suatu perpipaan atau karena terjadinya kegagalan pada instrumen atau perpipaan sistem seperti pemasangan *flexible hose* yang tidak rekat, atau gagal beroperasinya *pressure relief valve* sehingga terjadinya *overpressure*. Frekuensi kebocoran diambil dari *DNV Process Equipment Leak Frequencies* sedangkan data kegagalan suatu instrumen atau perpipaan diambil dari *CCPS Generic Failure Rate Data Base*. Data rekapitulasi data kebocoran yang dapat dilihat pada Lampiran CI.

4.9 Matriks Risiko Perusahaan

Matriks risiko perusahaan dibutuhkan sebagai acuan dalam melakukan penilaian atas frekuensi dan konsekuensi yang terjadi. Pada matriks ini terdapat daerah *acceptable* dan *not acceptable*. Jika hasil penilaian risiko berada pada daerah *not acceptable* maka perlu dilakukan suatu mitigasi guna untuk menurunkan risiko hingga titik ALARP. Pada tugas akhir ini akan digunakan *fuzzy inference system* guna untuk mengurutkan level risiko yang mungkin dapat terjadi pada sistem bongkar metanol di Terminal Nilam Utara.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB V

IDENTIFIKASI BAHAYA

Pada penelitian ini perlu dilakukan identifikasi bahaya terlebih dahulu. Metode yang digunakan adalah *hazard and operability (HazOp)* dimana akan memberikan Gambaran bahaya yang berpotensi akan muncul pada sistem. Berdasarkan BS IEC 61882:2001 dalam proses *HazOp* perlu untuk menentukan titik studi (node) terlebih dahulu yang selanjutnya menentukan deviasi pada node tersebut dengan menggunakan bantuan dari *guide words* yang tersedia. Selain itu, perlu dilakukan identifikasi penyebab deviasi, konsekuensi, *safe guard* dan tindakan yang diperlukan.

5.1 Pembagian Titik Studi (Node)

Pembagian titik studi akan mempermudah dalam melakukan penilaian *HazOp* pada sistem karena suatu sistem terdiri dari banyak komponen dan memiliki fungsi yang berbeda. Pembagian node pada sistem ini akan dijabarkan sebagai berikut:

1. Node 1: Flexible hose – Transfer line (P001)
Node 1 meliputi sistem bongkar metanol dari kapal ke pipa utama (P001) dengan menggunakan flexible hose. Pada node ini terdapat MOV (Motor Operated Valve) dimana memiliki instrument seperti emergency shutdown, switch open/close. Selain itu juga terdapat pressure indicator, check valve, dan flexible joint. Bagian ini dipilih berdasarkan fungsinya sebagai pipa utama penerima muatan metanol dari kapal.
2. Node 2: Transfer line (P001) – Tangki penyimpanan 1 (T1)
Node 2 meliputi sistem pengiriman dari pipa utama (P001) ke tangki penyimpanan (T1) melalui jalur pipa P003. Pada node ini terdapat MOV (Motor Operated Valve) dimana memiliki instrument seperti emergency shutdown, switch open/close, dan unit shutdown. Pada node ini juga terdapat instrumen pengaman lain nya seperti emergency vent, level control, pressure control, temperature control. Selain itu juga terdapat flexible joint, check valve, safety valve, gate valve. Bagian ini dipilih berdasarkan fungsinya sebagai tempat penyimpanan metanol.
3. Node 3: Transfer line (P001) – Tangki penyimpanan 2 (T2)
Node 3 meliputi sistem pengiriman dari pipa utama (P001) ke tangki penyimpanan (T2) melalui jalur pipa P002. Pada node ini terdapat MOV (Motor Operated Valve) dimana memiliki instrument seperti emergency shutdown, switch open/close, dan unit shutdown. Pada node ini juga terdapat instrumen pengaman lain nya seperti emergency vent, level control, pressure control, temperature control. Selain itu juga terdapat flexible joint, check valve, safety valve, gate valve.

5.2 Penentuan Deviasi

Penentuan deviasi pada sistem dilakukan dengan menentukan *guide words* dan parameter *HazOp* yang akan digunakan terlebih dahulu. Penentuan *guide words* disesuaikan dengan kemungkinan kegagalan yang dapat terjadi pada sistem *Guide words* berdasarkan BS IEC 61882:2001 dijelaskan pada **Bab II Tabel 2.1**. Sedangkan parameter dapat ditentukan berdasarkan dari maksud desain dari sistem yang akan dinilai. Contoh kesesuaian pemilihan *guide words* dan parameter dapat dilihat pada tabel 5.1.

Tabel 5. 1 Contoh penggunaan parameter dan *guide words*
(*Safety and Security for the Process Industries, 2012*)

GUIDE WORDS	No	More	Less	As well as	Part of	Reverse	Other than
PARAMETER							
Flow	No flow	High flow	Low flow	Contaminants	Wrong concentration	Back flow	Wrong materia l
Temperature		High Temperature	Low temperature				
Pressure		High Pressure	Low pressure				
Level	No level	High Level	Low level				

Berdasarkan tabel 5.1 dinyatakan bahwa penentuan deviasi didasari oleh penentuan *guidewords* yang digunakan. Beberapa *guidewords* dapat digunakan untuk menentukan deviasi pada suatu sistem. Dalam tugas akhir ini *guidewords* yang digunakan adalah *NO*, *More*, *Less* dan *Reverse* dikarenakan disesuaikan dengan sistem bongkar metanol di PT. Terminal Nilam Utara. Sedangkan *guideword as well as*, *part of* dan *other than* tidak digunakan.

Guideword as well as digunakan pada sistem yang memiliki sistem pencampuran akan dua bahan kimia, dimana memungkinkan adanya benda asing yang dapat masuk dalam proses pencampuran. *Part of* adalah *guideword* yang digunakan pada sistem yang memiliki sistem pencampuran akan dua bahan kimia atau lebih, dimana memungkinkan komposisi yang dicampur kurang dari standar komposisi yang ditentukan. *Other than* adalah *guideword* yang digunakan pada sistem yang memiliki sistem pencampuran akan dua bahan kimia atau lebih, dimana memungkinkan adanya kesalahan dalam mencampur bahan kimia dengan bahan kimia lainnya.

Sedangkan untuk parameter yang umum digunakan dalam melakukan identifikasi bahaya dengan metode hazop, terdapat empat parameter yang digunakan yaitu *flow*, *temperature*, *pressure*, dan *level*. Parameter ini dipilih karena berkaitan dengan sistem bongkar fluida yang pada tugas akhir ini adalah proses bongkar metanol dari kapal menuju tangki penyimpanan. Parameter *flow* umumnya dihubungkan dengan *guidewords no*, *more*, *less* dan *reverse*. Hal ini menyatakan bahwa suatu aliran dalam sistem dapat tidak mengalir, banyak mengalir, sedikit mengalir ataupun berbalik aliran. Parameter *temperature* umumnya dihubungkan dengan *guideword more* dan *less*. Hal ini menyatakan bahwa suatu temperatur dalam sistem dapat sangat tinggi atau sangat

rendah. Parameter *pressure* umumnya dihubungkan dengan *guideword more* dan *less*. Hal ini menyatakan bahwa suatu tekanan dalam sistem dapat sangat tinggi atau sangat rendah. Sedangkan untuk parameter *level* umumnya dihubungkan dengan *guideword no, more* dan *less*. Hal ini menyatakan bahwa suatu ketinggian atau volume cairan dalam tangki dapat tidak ada, sedikit ada atau berlebihan.

5.3 Penentuan Konsekuensi

Konsekuensi terjadi akibat dari adanya kegagalan atau deviasi pada suatu sistem. Penyebab kegagalan pada sistem mengacu pada parameter dan *guide words* yang digunakan. Konsekuensi dapat berupa dampak pada sistem keseluruhan atau sebagian sistem saja. Suatu konsekuensi lahir dari adanya akibat kegagalan yang terjadi pada sistem baik pada pipa ataupun instrumen pada sistem, oleh karena itu pada tugas akhir ini diperlukan P&ID guna untuk dapat menganalisa sistem dengan baik.

Pada tugas akhir ini, kondisi bahaya yang terjadi dalam sistem dapat mengakibatkan suatu kebakaran dan ledakan. Salah satu contohnya adalah terdapat penurunan kecepatan aliran (*less flow*) yang dikarenakan adanya kebocoran pada salah satu bagian pipa atau pada katup penutup pipa. Kondisi bahaya ini dapat mengakibatkan kebakaran dan ledakan jika tersulut oleh api. Oleh karena itu perlu adanya pertimbangan dalam menempatkan *safeguard* guna mencegah terjadi konsekuensi kebakaran dan ledakan pada sistem.

5.4 Penentuan Safeguard

Safeguard adalah suatu sistem atau instrumen baik indikator atau peralatan proteksi yang dipasang pada suatu sistem guna untuk mencegah atau mengurangi konsekuensi atas bahaya yang dapat terjadi pada suatu sistem. Akan tetapi *safeguard* sendiri dapat memiliki kemungkinan untuk terjadi kegagalan. Oleh sebab itu *safeguard* perlu untuk selalu dikaji agar sesuai dengan sistem. Pada sistem ini beberapa *safeguard* yang digunakan seperti *pressure indicator, pressure switch, level switch, pressure safety valve, emergency shutdown valve* dan *check valve*.

Setiap *safeguards* memiliki *failure mode* nya masing-masing dan berpotensi dalam kegagalan melindungi sistem dari konsekuensi kebakaran dan ledakan. *Pressure Indicator* digunakan untuk melakukan fungsi monitor terhadap sistem. Jika terjadi *overpressure* pada sistem, maka *pressure indicator* akan mengirimkan hasil pengukuran yang akan diberikan kepada *shared display* di ruang kontrol sehingga para operator dapat segera mengamankan sistem. *Pressure switch* dan *level switch* memiliki peran yang hampir serupa dimana memberikan proteksi ketika suatu sistem beradap pada kondisi *overpressure* atau *overlevel*. Ketika suatu sistem dalam kondisi *overpressure* atau *overlevel*, maka *pressure switch* dan *level switch* akan memberikan sinyal untuk menutuk *emergency shutdown valve* sehingga seluruh proses pemindahan bahan kimia akan terhenti.

5.5 Penentuan Tindakan yang diperlukan

Suatu tindakan yang diperlukan jika bahaya yang terjadi tidak dapat diatasi oleh *safeguard*. Peran dari tindakan ini adalah untuk mencegah atau mengurangi

konsekuensi atas bahaya yang terjadi. Tindakan ini biasanya ditujukan pada suatu divisi dimana operator berada. Suatu tindakan yang diperlukan umumnya telah dibukukan dalam suatu standar operasional prosedur guna untuk mencegah atau meminimalisir terjadinya suatu konsekuensi kebakaran dan ledakan. Salah satu contohnya adalah ketika sistem dalam kondisi *overpressure* di tangki penyimpanan. Sedangkan *safeguard* berupa *pressure switch* gagal dalam mengaktifkan *emergency shutdown valve*, maka operator yang telah mendapatkan info dari *pressure indicator* akan menghentikan proses pemindahan muatan dengan mengaktifkan *emergency shutdown* secara manual dan menghubungi pihak kapal untuk segera mematikan pompa bongkar bahan kimia agar tidak terjadi *overpressure* dan aliran balik kearah pompa kapal.

5.6 Lembar Kerja HazOp

Pada identifikasi bahaya dengan metode *HazOp*, dibutuhkan suatu lembar kerja yang merangkum mulai dari titik studi, parameter, *guide words*, *safeguard*, dan tindakan yang diperlukan. Dengan adanya lembar kerja ini, analisis akan terjadinya bahaya pada sistem dapat mudah untuk dikenali. Pada penulisan tugas akhir ini, parameter yang digunakan adalah *pressure*, *level*, dan *flow*. Hasil identifikasi bahaya yang dilakukan telah direpresentasikan dalam lembar kerja berikut.

STUDY TITLE : NODE 1							SHEET:		
DRAWING NO :			TNU-PID-001				DATE:		
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE:		
PART CONSIDERED :			Methanol transfer line from Jetty to main transfer line (P001)						
DESIGN INTENT :			Material: Methanol		Activity:		Discharge methanol from vessel		
			Source: Methanol Tanker		Destination :		to main transfer line (P001)		
No	Element	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequences	Safeguards	Comments	Action Required	
1	FLOW	NO	No Flow	GV-01-8 or MOV 1 is closed due to spurious operation	potential for overpressure , potential for backflow, possible to leak, potential for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	Stop the discharge process by stop the pump supply from vessel.	
2	FLOW	NO	No Flow	GV-02-8 is blocked	potential for overpressure, potential for backflow, possible to leak, potential for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	Do regular maintenance for all valve of the system. Stop the discharge process by stop the pump supply from vessel.	
3	FLOW	LESS	Less Flow	FH-01-8 is not connected perfectly due to gasket failure	possible to leak, possible for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	Stop the discharge process by stop the pump supply from vessel. Fix the connection	

(Tabel dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

4	FLOW	LESS	Less Flow	Leakage at GV-01-8, leakage at GV-02-8, leakage at CV-01-8, leakage at FJ-01-8, leakage at FJ-02-8, leakage at pressure indicator	possible for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	Stop the discharge process by stop the pump supply from vessel. Find the leakage spot. Do the regular maintenance to the pipeline
5	FLOW	LESS	Less Flow	Leakage at main transfer line P001 due to external crack	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	Stop the discharge process by stop the pump supply from vessel. Do inspection to find the leakage spot.
6	FLOW	REVERSE	Reverse Flow	defective CV-01-8, GV-01-8 is blocked, GV-02-8 is blocked	Back pressure to loading pump. Potential to leak at loading pump. Potential for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	Stop the discharge process by stop the pump supply from vessel
7	PRESSURE	MORE	More Pressure	GV-01-8 or MOV 1 is closed due to spurious operation. GV-02-8 is blocked	potential for overpressure , potential for backflow, possible to leak, potential for explosion	Shared display of ESD and switch for GV-01-8. Pressure Indicator for GV-02-8	situation is not accepted	Stop the discharge process by stop the pump supply from vessel.

(Tabel dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

8	PRESSURE	LESS	Less Pressure	FH-01-8 is not connected perfectly due to gasket failure	possible to leak, possible for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	Stop the discharge process by stop the pump supply from vessel. Fix the connection
9	PRESSURE	LESS	Less Pressure	Leakage at GV-01-8, leakage at GV-02-8, leakage at CV-01-8, leakage at FJ-01-8, leakage at FJ-02-8, leakage at pressure indicator	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	Stop the discharge process by stop the pump supply from vessel. Find the leakage spot. Do the regular maintenance to the pipeline

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB VI

ANALISIS FREKUENSI (FTA DAN FTA)

6.1 Penjelasan Umum

Analisis frekuensi digunakan untuk mengetahui probabilitas atau kemungkinan terjadinya suatu kegagalan pada sistem. Analisis dilakukan dengan teknik *bottom-up* yaitu dengan mencari frekuensi suatu kegagalan pada *basic event* yang dapat menjadi inisiasi terjadinya suatu bahaya pada *top event*. Pada tugas akhir ini, frekuensi kebocoran metanol merupakan hasil inisiasi *basic event* yaitu frekuensi kebocoran komponen sistem distribusi dan kegagalan pada sistem yang berpotensi menyebabkan kebocoran pada sistem. Kegagalan pada sistem dapat dikarenakan kegagalan *safeguards* dalam mendeteksi bahaya dan kegagalan *safeguards* dalam mengontrol bahaya. Metode yang digunakan untuk melakukan analisis frekuensi adalah *fault tree analysis* (FTA) dan *event tree analysis* (ETA).

6.2 Data Frekuensi Kebocoran Pipa dan Tangki

Penentuan frekuensi disesuaikan dengan data pipa dan tangki yang terdapat pada sistem bongkar metanol di PT. Termial Nilam Utara. Data frekuensi kebocoran pipa dan tangki menggunakan pendekatan data sekunder yang diambil dari fungsi kebocoran dari *DNV Failure Frequency Guidelines*. Fungsi yang dimiliki oleh DNV dapat digunakan untuk variasi kebocoran berdasarkan *range* lubang kebocoran. Contoh persamaan yang digunakan untuk menentukan kebocoran atas variasi diameter lubang kebocoran dapat dilihat pada persamaan 6.1 dan 6.2

$$F(d) = \text{frekuensi (per tahun) dari lubang ukuran } d \dots\dots\dots (6.1 \text{ DNV, 2002})$$

$$F(d_0) = F(d_1) - F(d_2) \dots\dots\dots (6.2 \text{ DNV, 2002})$$

dimana :

$F(d_0)$: frekuensi (per meter tahun) dari lubang ukuran *range* d_1 - d_2

d_1 : ukuran lubang terkecil

d_2 : ukuran lubang terbesar

Untuk menentukan frekuensi kebocoran pada pipa distribusi metanol di Terminal Nilam Utara, fungsi yang digunakan dapat dilihat pada persamaan 6.3 beserta contoh perhitungannya dengan skenario *range* kebocoran pada pipa yang digunakan adalah 1-3 mm, 3-10 mm, 10-50 mm, 50-150 mm dan >150 mm. Sedangkan frekuensi kebocoran tangki telah ditetapkan pada *DNV Failure Frequency Guidelines*.

$$F(d) = C(1 + aD^n)d^m + Frup \dots\dots\dots (6.3 \text{ DNV, 2002})$$

dimana :

$F(d)$: frekuensi (per meter tahun) dari lubang ukuran d

C, m : Konstanta representasi lubang kebocoran, $C = 3.7E-05$, $m = -0,74$

a, n : Konstanta representasi ukuran peralatan, $a = 1000, n = -1.5$
 D : diameter pipa, 200 mmd : diameter lubang kebocoran
 $Frup$: tambahan frekuensi pecah, $3.0E-06$

Contoh perhitungan frekuensi kebocoran pipa pada skenario lubang 1-3 mm

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

F(1)

$$F(1) = 3.7 \times 10^{-5} (1 + 1000 \times 200^{-1.5}) 1^{-0.74} + 3 \times 10^{-6}$$

$$F(1) = 5.308 E - 5$$

F(3)

$$F(1) = 3.7 \times 10^{-5} (1 + 1000 \times 200^{-1.5}) 3^{-0.74} + 3 \times 10^{-6}$$

$$F(1) = 2.521 E - 5$$

F(1-3)

$$F(1 - 3) = F(1) - F(3)$$

$$F(1 - 3) = (5.308 E - 5) - (2.521 E - 5)$$

$$F(1 - 3) = 2.786 E - 5$$

Hasil rekapitulasi kebocoran pipa dan tangki per tahun pada sistem bongkar metanol di PT. Terminal Nilam Utara dapat dilihat pada Lampiran C1. Berdasarkan analisis yang dilakukan bahwa frekuensi kebocoran pipa di Terminal Nilam Utara dapat terjadi di jalur pipa distribusi utama (P001), pipa cabang node 2 (P002), pipa cabang (P003), serta *pressure relief pipe*. Frekuensi kebocoran tertinggi terdapat pada skenario node 1 yaitu pada jalur pipa utama yakni sebesar $7.89E-03$. Hal ini dikarenakan panjang nya jalur pipa utama, sehingga meningkatkan kemungkinan kebocoran pada sub sistem tersebut. Sedangkan frekuensi kebocoran terkecil terdapat pada *pressure relief pipe* dengan nilai $2.36E-07$. Hal ini dikarenakan panjang pipa yang cenderung pendek yakni hanya 1 meter.

6.3 Data Frekuensi Kebocoran Equipment

Penentuan frekuensi disesuaikan dengan data *equipment* yang terdapat pada sistem bongkar metanol di PT. Terminal Nilam Utara. Data frekuensi kebocoran *equipment* menggunakan pendekatan data sekunder yang diambil dari fungsi kebocoran dari *DNV Failure Frequency Guidelines*. Fungsi yang dimiliki oleh DNV dapat digunakan untuk variasi kebocoran berdasarkan *range* lubang kebocoran. Contoh persamaan yang digunakan untuk menentukan kebocoran atas variasi diameter lubang kebocoran dapat dilihat pada persamaan 6.1 dan 6.2

Untuk menentukan frekuensi kebocoran pada *equipment* pada sistem distribusi metanol di Terminal Nilam Utara seperti *manual valve, actuated valve, joint* dan *indicator*, fungsi kebocoran pada *manual valve* dapat dilihat pada persamaan 6.4 beserta contoh perhitungannya dengan skenario *range* kebocoran pada pipa yang digunakan adalah 1-3 mm, 3-10 mm, 10-50 mm, 50-150 mm dan >150 mm.

$$F(d) = C(1 + aD^n)d^m + Frup \dots\dots\dots (6.4 DNV, 2002)$$

dimana :

F(d) : frekuensi (per tahun) dari lubang ukuran d

C, m : Konstanta representasi lubang kebocoran , C = 7 E-05 , m = -0,76

a, n : Konstanta representasi ukuran peralatan, a = 3.4E-5, n = 2

D : diameter *valve*, 200 mm

d : diameter lubang kebocoran

Frup : tambahan frekuensi pecah, 1.0E-05

Contoh perhitungan frekuensi kebocoran *manual valve* lubang 1-3 mm

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

F(1)

$$F(1) = 7 \times 10^{-5} (1 + 3.4 \times 10^{-5} \times 200^2) 1^{-0.76} + 1 \times 10^{-5}$$

$$F(1) = 1.752 \text{ E} - 4$$

F(3)

$$F(3) = 7 \times 10^{-5} (1 + 3.4 \times 10^{-5} \times 200^2) 3^{-0.76} + 1 \times 10^{-5}$$

$$F(3) = 8.167 \text{ E} - 5$$

F(1-3)

$$F(1 - 3) = F(1) - F(3)$$

$$F(1 - 3) = (1.752 \text{ E} - 4) - (8.167 \text{ E} - 5)$$

$$F(1 - 3) = 9.352 \text{ E} - 5$$

Fungsi kebocoran pada *actuated valve* dapat dilihat pada persamaan 6.5 beserta contoh perhitungannya dengan skenario *range* kebocoran pada pipa yang digunakan adalah 1-3 mm , 3-10 mm, 10-50 mm, 50-150 mm dan >150 mm.

$$F(d) = C(1 + aD^n)d^m + Frup \dots\dots\dots (6.5 DNV, 2002)$$

dimana :

F(d) : frekuensi (per tahun) dari lubang ukuran d

C, m : Konstanta representasi lubang kebocoran , C = 6.9 E-04 , m = -0,82

a, n : Konstanta representasi ukuran peralatan, a = 0, n = 0

D : diameter *valve*, 200 mm

d : diameter lubang kebocoran

Frup : tambahan frekuensi pecah (per meter tahun) 0

Contoh perhitungan frekuensi kebocoran *actuated valve* lubang 1-3 mm

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

F(1)

$$F(1) = 6.9 \times 10^{-4} (1 + 0 \times 200^2) 1^{-0.82}$$

$$F(1) = 6.9 E - 4$$

F(3)

$$F(3) = 6.9 \times 10^{-4} (1 + 0 \times 200^2) 3^{-0.82}$$

$$F(3) = 2.803 E - 4$$

F(1-3)

$$F(1 - 3) = F(1) - F(3)$$

$$F(1 - 3) = (6.9 E - 4) - (2.803 E - 4)$$

$$F(1 - 3) = 4.097 E - 4$$

Fungsi kebocoran pada *joint* dapat dilihat pada persamaan 6.6 beserta contoh perhitungannya dengan skenario *range* kebocoran pada pipa yang digunakan adalah 1-3 mm, 3-10 mm, 10-50 mm, 50-150 mm dan >150 mm.

$$F(d) = C(1 + aD^n)d^m + Frup \dots\dots\dots (6.6 DNV, 2002)$$

dimana :

F(d) : frekuensi (per tahun) dari lubang ukuran d

C, m : Konstanta representasi lubang kebocoran, C = 7.5 E-05, m = -0,84

a, n : Konstanta representasi ukuran peralatan, a = 1.9 E-04, n = 1.5

D : diameter *valve*, 200 mm

d : diameter lubang kebocoran

Frup : tambahan frekuensi pecah, 5.0 E-06

Contoh perhitungan frekuensi kebocoran *joint* lubang 1-3 mm

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

F(1)

$$F(1) = 7.5 \times 10^{-5} (1 + 1.9 \times 10^{-4} \times 200^2) 1^{-0.84}$$

$$F(1) = 1.203 E - 4$$

F(3)

$$F(3) = 6.9 \times 10^{-4} (1 + 0 \times 200^2) 3^{-0.82}$$

$$F(3) = 5.082 E - 5$$

F(1-3)

$$F(1 - 3) = F(1) - F(3)$$

$$F(1 - 3) = (1.203 E - 4) - (5.082 E - 5)$$

$$F(1 - 3) = 6.948 E - 5$$

Fungsi kebocoran pada *indicator* dapat dilihat pada persamaan 6.7 beserta contoh perhitungannya dengan skenario *range* kebocoran pada pipa yang digunakan adalah 1-3 mm, 3-10 mm, 10-50 mm, 50-150 mm dan >150 mm.

$$F(d) = Cd^m + Frup \dots\dots\dots (6.7 DNV, 2002)$$

dimana :

$F(d)$: frekuensi (per tahun) dari lubang ukuran d

C, m : Konstanta representasi lubang kebocoran , $C = 6.1 \text{ E-}04$, $m = -0,80$

d : diameter lubang kebocoran

F_{rup} : tambahan frekuensi pecah 0

Contoh perhitungan frekuensi kebocoran *indicator* lubang 1-3 mm

$$F(d) = Cd^m + F_{rup}$$

F(1)

$$F(1) = 6.1 \times 10^{-4} \times 1^{-0.8}$$

$$F(1) = 6.1 \text{ E} - 4$$

F(3)

$$F(3) = 6.1 \times 10^{-4} \times 3^{-0.8}$$

$$F(3) = 2.533 \text{ E} - 4$$

F(1-3)

$$F(1 - 3) = F(1) - F(3)$$

$$F(1 - 3) = (6.1 \text{ E} - 4) - (2.533 \text{ E} - 4)$$

$$F(1 - 3) = 3.567 \text{ E} - 4$$

Hasil rekapitulasi seluruh perhitungan kebocoran pada *equipment* yaitu *actuated valve, manual valve, joint*, dan *indicator* dapat dilihat pada Lampiran C1. Berdasarkan analisis yang dilakukan menyatakan bahwa bahwa setiap *instrument* atau *equipment* memiliki frekuensi kebocoran masing-masing. *Instrument* yang dimaksud adalah *pressure indicator*. Sedangkan *equipment* adalah *valve* yang dioperasikan di Terminal Nilam Utara saat proses bongkar metanol seperti *gate valve, check valve* dan *joint*. Frekuensi kebocoran terbesar terdapat pada *equipment* bertipe *actuated valve* seperti *motor-operated valve* dan *safety valve* yakni sebesar $4.1 \text{ E-}04$ dengan skenario kebocoran 1-3 mm hal ini dikarenakan karena kegagalan dapat dipengaruhi oleh instrumen yang menjadi aktuator bagi *valve*. Sedangkan frekuensi kebocoran terkecil terdapat pada *manual operated valve* pada skenario kebocoran $>150 \text{ mm}$ yakni sebesar $3.68 \text{ E-}07$.

6.4 Data Frekuensi Kegagalan pada Sistem

Data frekuensi kegagalan pada sistem dapat meningkatkan frekuensi terjadinya kebocoran metanol saat proses bongkar dari kapal menuju tangki penyimpanan. Frekuensi kegagalan meliputi kegagalan pada *safeguards* dan *valve* atau katup pada sistem. Data frekuensi didapat dengan menggunakan data sekunder yang didapat dari *CCPS Generic Failure Rate Database*. Data sekunder yang disediakan adalah frekuensi dalam 1 juta jam (*failure per 10⁶*) sehingga data kegagalan perlu diubah kedalam frekuensi per tahun dengan asumsi untuk *safeguards* yang memiliki peran *monitoring* seperti *indicator* bekerja setiap saat dan peralatan bongkar metanol 8 jam dalam setahun atas dasar selama PT. Terminal Nilam Utara beroperasi, baru satu kali di tahun 2018 jasa bongkar metanol dilaksanakan. Pada Lampiran C2 dapat dilihat rekapitulasi frekuensi kegagalan pada sistem.

Berdasarkan analisis yang dilakukan menjelaskan bahwa kegagalan berupa kebocoran dapat terjadi jika adanya kegagalan dalam sistem yang dikarenakan oleh kegagalan pada *instrument* atau *equipment*. Frekuensi kegagalan pada sistem terbesar dapat terjadi pada sistem *instrument* seperti *pressure transmitter* dan *level transmitter*. Hal ini dikarena *instrument* adalah perangkat *monitoring* yang memiliki jam operasional yang tinggi yakni bekerja 24 jam per hari. Sehingga semakin tinggi jam operasional maka semakin besar kemungkinan terjadinya kegagalan. Sedangkan frekuensi kegagalan terendah terjadi pada perangkat *valve*, yakni *actuated valves* dan *manual valves*. Hal ini dikarena pada Terminal Nilam Utara baru satu kali dilakukan kegiatan bongkar metanol dari kapal menuju tangki penyimpanan.

6.5 Pemodelan Pohon Analisis Frekuensi *Fault Tree Analysis* (FTA)

Metode FTA adalah metode analisis dengan bentuk analisis *bottom-up* sehingga perlu diketahui *basic event* dan *top event* pada metode ini. *Basic event* adalah suatu kejadian dasar yang dapat menginisiasi kegagalan lainnya. Sedangkan *top event* adalah puncak dari kejadian yang merupakan hasil inisiasi dari *basic event* yang terjadi. Pada tugas akhir ini *basic event* merupakan frekuensi kebocoran pipa, tangki dan *equipment* serta *instrument*. Selain itu *basic event* juga meliputi frekuensi kegagalan pada sistem seperti kegagalan *safeguards* dalam mendeteksi bahaya dan mengontrol bahaya. Sedangkan *top event* adalah kebocoran metanol yang dapat menyebabkan terjadinya kebakaran dan ledakan.

Dalam pemodelan pohon FTA digunakan suatu model perhitungan model matematis guna mendapatkan hasil frekuensi pada *top event*. Model matematis yang digunakan mengacu pada model *boolean algebra*. *Boolean algebra* adalah suatu operasi aljabar yang digunakan untuk mendefinisikan operasi gerbang logika *union* dan *intersection*. *Union* direpresentasikan menjadi gerbang logika OR dimana memiliki model matematis pada persamaan 6.8.

$$P(A \cup B) = P(A) + P(B) - P(A)P(B) \dots\dots\dots (6.8 \text{ NUREG, 1981})$$

Sedangkan *intersection* direpresentasikan menjadi gerbang logika AND dimana memiliki model matematis pada persamaan 6.9

$$P(A \cap B) = P(A) \times P(B) \dots\dots\dots (6.9 \text{ NUREG, 1981})$$

Pemodelan FTA menggunakan bantuan dari *software* yaitu *relex Evaluation Software*. Analisis dilakukan dengan cara menginput tipe gerbang logika yang digunakan yang kemudian dilanjutkan dengan menginput frekuensi guna mencari frekuensi kebocoran metanol pada sistem. Hasil dari perhitungan aplikasi dengan perhitungan manual tidak memiliki perbedaan. Contoh pemodelan FTA pada skenario 1 node 1 dapat dilihat pada Gambar 6.1

Dari model FTA pada Gambar 6.1 dapat dilakukan perhitungan matematis dengan menggunakan persamaan 6.8 atau 6.9. Perhitungan frekuensi kebocoran

metanol di node 1 dengan skenario 1-3 mm dapat dilihat pada contoh perhitungan berikut ini.

- Top Event* : Methanol release (1-3 mm) **P(M)**
Intermediate Event 1 : Leakage, **P(A)**
Intermediate Event 2 : System failure, **P(B)**
Intermediate Event 3 : Valves and Safeguards failure, **P(C)**
Intermediate Event 4 : Valves failure (Detect Hazard), **P(D)**
Basic Event 1 : Pipe leakage, **P(a)**
Basic Event 2 : Equipment & Instrument leakage, **P(b)**
Basic Event 3 : FH-01-8 Rupture, **P(c)**
Basic Event 4 : GV-01-8 Spurious Operation, **P(d)**
Basic Event 5 : GV-02-8 No Outoput, **P(e)**
Basic Event 6 : CV-01-8 Fail to Operate, **P(f)**
Basic Event 7 : P1-01 Fail to Operate, **P(g)**

Intermediate 1

$$P(A) = P(a) + P(b) - P(a)P(b)$$

$$P(A) = (7.887 E - 03) + (1.092 E - 03) - [(7.887 E - 03)x(1.092 E - 03)]$$

$$P(A) = 8.971 E - 03$$

Intermediate 4

$$P(D) = P(d) + P(e) + P(f) - P(d)P(e)P(f)$$

$$P(D) = (1.863 E - 09) + (2.082 E - 10) + (4.356 E - 09)$$

$$- [(1.863 E - 09)x(2.082 E - 10)x(4.356 E - 09)]$$

$$P(D) = 6.427 E - 09$$

Intermediate 3

$$P(C) = P(D)P(g)$$

$$P(C) = (6.427 E - 09)x(1.840 E - 06)$$

$$P(C) = (1.182 E - 14)$$

Intermediate 2

$$P(B) = P(c) + P(C) - P(c)P(C)$$

$$P(B) = (7.808 E - 10) + (1.182 E - 14) - [(7.808 E - 10)x(1.182 E - 14)]$$

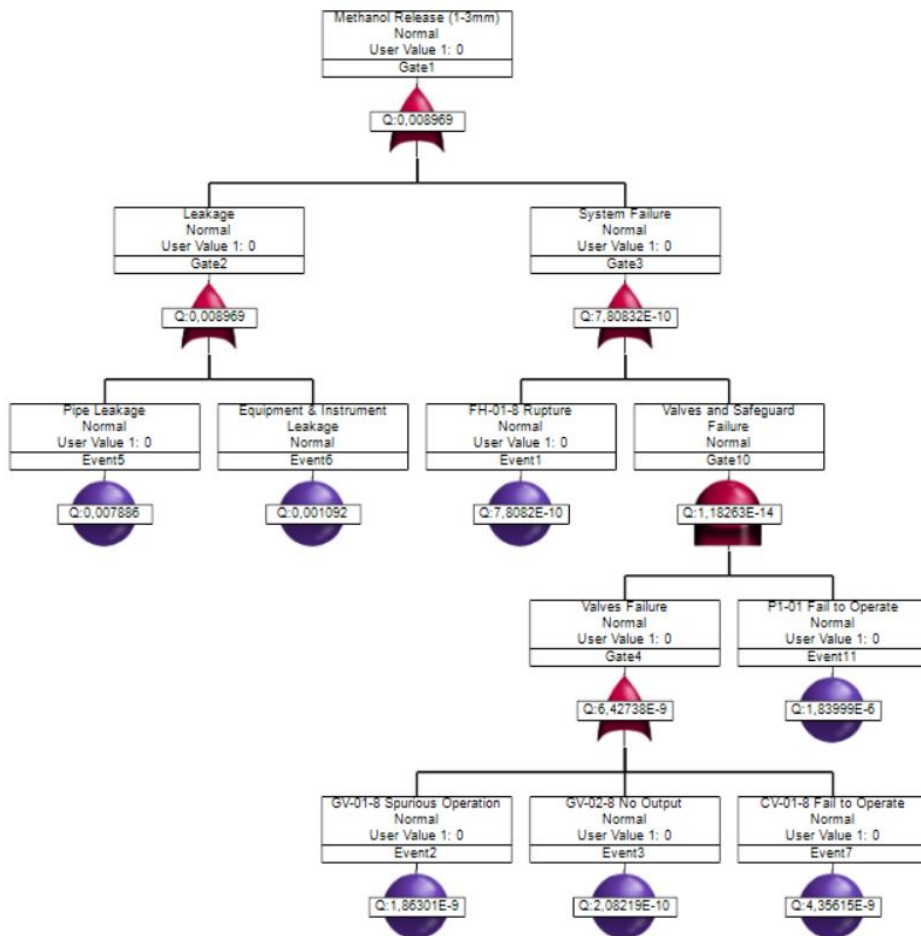
$$P(B) = 7.808 E - 10$$

Top Event

$$P(M) = P(A) + P(B) - P(A)P(B)$$

$$P(A) = (8.971 E - 03) + (7.808 E - 10) - [(8.971 E - 03)x(7.808 E - 10)]$$

$$P(A) = 8.971 E - 03$$



Gambar 6. 1 Model FTA kebocoran metanol di node 1 pada skenario 1-3 mm

Hasil perhitungan ini memiliki nilai yang sama dengan perhitungan dengan menggunakan *software Relex* yang dapat dilihat pada Gambar 6.1. Berdasarkan Gambar 6.1 dinyatakan bahwa suatu kebocoran metanol dapat disebabkan oleh suatu kebocoran pada sistem atau kegagalan dari sistem yaitu berupa kegagalan dari *safeguards*. Kebocoran pada sistem diakibatkan oleh adanya kebocoran pada jalur pipa atau kebocoran pada peralatan seperti katup dan *joint*.

Sedangkan kegagalan pada sistem dapat diakibatkan oleh gagal terkoneksiya *flexible hose* dengan *manifold* bongkar metanol dikapal. Hal ini dapat mengakitkannya terjadinya kebocoran metanol pada sistem. Selain itu kebocoran juga dapat disebabkan oleh adanya kegagalan pada *safeguard* yang memiliki peran untuk mengamankan sistem dari konsekuensi kebocoran. Salah satu contohnya adalah *pressure indicator* (P-1) yang gagal mengetahui adanya *more pressure* pada sistem sehingga memungkinkan terjadinya *ovepressure* dan dapat mengakitbtnya terjadinya kebocoran pada katup ketika katup GV-01-8 atau GV-2-8 tertutup karena kegagalan pada katup itu sendiri.

6.6 Rekapitulasi Hasil Analisis Frekuensi *Fault Tree Analysis* (FTA)

Hasil dari perhitungan frekuensi dengan *software Relex* pada setiap titik studi (node) dan berdasar pada skenario diameter kebocoran pada sistem dapat dilihat pada Tabel 6.1

Tabel 6. 1 Rekapitulasi Hasil Analisis FTA

Node	Leak Frequency / Hole Diameter				
	1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150mm	>150 mm
1	8.972.E-03	4.184.E-03	2.008.E-03	4.849.E-04	7.535.E-05
2	3.895.E-03	2.305.E-03	1.595.E-03	7.381.E-04	1.120.E-03
3	4.424.E-03	2.554.E-03	1.716.E-03	7.673.E-04	1.124.E-03

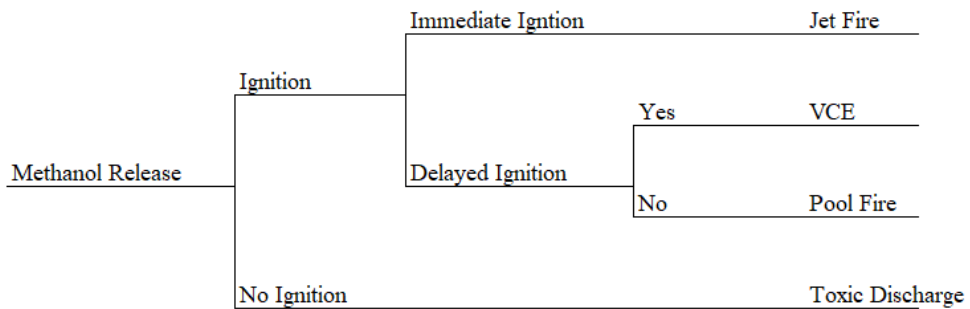
Berdasarkan Tabel 6.1 dijelaskan bahwa analisis frekuensi kebocoran dilakukan pada lima skenario kebocoran yakni 1-3 mm, 3-10 mm, 10-50 mm, 50-150 mm dan lebih besar dari 150 mm. Frekuensi kebocoran terjadi pada skenario kebocoran 1-3 mm pada node 1 yakni sebesar 8.972.E-03. Hal ini dikarenakan pada node 1 terdapat pipa distribusi yang cukup panjang yakni 176 m dari *main jetty* menuju pipa cabang distribusi metanol.

Sedangkan frekuensi kebocoran terkecil terdapat pada skenario kebocoran lebih dari 150 mm pada node 1 yakni sebesar 7.535.E-05. Skenario kebocoran lebih dari 150 mm atau yang dapat disebut *full bore* pada sistem bongkar metanol di Terminal Nilam Utara cenderung memiliki nilai yang relatif kecil. Hal ini dikarenakan jarang terjadinya suatu kebocoran dengan skala diameter yang besar. Hal ini memungkinkan terjadi jika terkena tubrukan suatu benda dengan sangat keras atau karena pipa yang sudah melewati jam kerjanya namun tetap dipaksakan.

Hasil dari analisis frekuensi kebocoran akan dilanjutkan pada metode *event tree analysis* untuk mengetahui frekuensi dari *event* yang mungkin terjadi setelah kejadian kebocoran seperti *ignited* atau *not ignited*. Jika suatu kebocoran mengalami *ignited* maka dapat terjadi *jet fire*, *vapor cloud explosion* atau *pool fire*. Sedangkan jika *not ignited* maka akan terjadi *toxic discharge*.

6.7 Menentukan Nilai *Probability of Ignition*

Pada tugas akhir ini, perhitungan *probability of ignition* digunakan untuk menghitung peluang terjadinya suatu kejadian pada suatu sistem. Peluang-peluang yang ingin ditentukan adalah peluang terjadinya *jet fire*, *vapour cloud explosion*, *pool fire* dan *toxic discharge* jika suatu kejadian kebocoran metanol terjadi. Contoh model peluang pada pohon ETA dapat dilihat pada Gambar 6.2 dan deskripsi kejadian bahaya dijelaskan pada Tabel 6.2.



Gambar 6. 2 Model pohon ETA
(Center for Chemical Process Safety, 2014)

Berdasarkan Gambar 6.2 dijelaskan bahwa setelah kejadian kebocoran metanol (*methanol release*) dapat menggiring pada suatu kejadian-kejadian bahaya yakni *jet fire*, *vapor cloud explosion*, *pool fire* dan *toxic discharge*. *Jet fire* dapat terjadi jika terjadinya *immediate ignition* yang dipengaruhi oleh *minimum ignition energy* suatu material dimana dalam tugas akhir ini adalah metanol. *Vapor cloud explosion* (VCE) dapat terjadi jika terjadinya *delayed ignition* dan terjadinya pengumpulan konsentrasi uap. *Delayed ignition* dipengaruhi oleh banyaknya material yang terbuang dari sistem sedangkan konsentrasi uap dinilai dari reaktifitas suatu material dan suhu operasional suatu sistem.

Pada tugas akhir ini, nilai *immediate ignition* diketahui dengan melakukan perhitungan untuk menentukan nilai *probability of immediate ignition* (POII). Nilai *delayed ignition* diketahui dengan melakukan perhitungan untuk menentukan nilai *probability of delayed igniton* (PODI). Sedangkan nilai konsentrasi uap yang berpotensi menjadi suatu ledakan diketahui dengan melakukan perhitungan untuk menentukan nilai *probability of explosion given delayed igniton* (POEGDI).

Dalam perancangan pohon ETA, nilai probabilitas *ignition* adalah penjumlahan nilai POII dengan hasil perkalian dari komplemen POII dan PODI. Nilai probabilitas *immediate ignition* adalah hasil bagi dari perhitungan POII dengan probabilitas *ignition*. Nilai probabilitas *delayed ignition* adalah hasil komplemen probabilitas *immediate ignition*. Nilai probabilitas ledakan didapat dari nilai *probability of explosion given delayed igniton* (POEGDI). Penjelasan deskripsi bahaya dapat dilihat pada Tabel 6.2

Tabel 6. 2 Deskripsi bahaya

(Center for Chemical Process Safety, 2014)

No	Bahaya	Deskripsi
1	<i>Jet Fire</i>	Api yang terjadi karena terbakarnya cairan mudah terbakar akibat kebocoran dari sistem bertekanan
2	<i>Vapour Cloud Explosion</i>	Ledakan dikarenakan uap cairan yang mudah terbakar terkonsentrasi dalam suatu kurun waktu
3	<i>Pool Fire</i>	Kebakaran yang terjadi karena terbakarnya cairan mudah terbakar yang sudah menggenang sebelumnya
4	<i>Toxic Discharge</i>	Methanol adalah bahan kimia yang beracun sehingga tetap berbahaya walaupun tidak terbakar

Metode perhitungan *probability of ignition* mengacu pada buku *CCPS Guidelines for Determining Probability of Ignition, 2014*. Untuk melakukan nilai *probability of ignition* perlu melakukan beberapa perhitungan sebagai berikut.

6.7.1 Probability of Immediate Ignition (POII)

Nilai POII didapat dengan mencari nilai *static igniton* dan *contribution of auto ignition* terlebih dahulu. Nilai *static ignition* dapat diketahui dengan menggunakan persamaan 6.10

$$POII \text{ Static} = 0.003 \times P^{\frac{1}{3}} \times MIE \text{ adj}^{-0.6} \dots\dots\dots(6.10 \text{ CCPS, 2014})$$

dimana :

P = Tekanan kerja pada sistem, 43.51 psig = 3 bar

MIE = *Minimum igniton energy*, 0.14 milijoules

Nilai MIE harus disesuaikan dengan temperatur kerja sistem dengan menggunakan persamaan 6.11

$$MIE \text{ adj} = MIE \text{ v} \times \exp[0.0044 (60 - T)] \dots\dots\dots(6.11 \text{ CCPS, 2014})$$

dimana :

MIE v = MIE x (10000/P)^{1/3}

T = Temperatur kerja, 31 °C

Berikut adalah contoh perhitungan untuk mendapatkan nilai MIE dan POII Static.

MIE v = MIE x (10000/P)^{1/3}

MIE v = 0.14 x (10000/43.51)^{1/3}

$$MIE_v = 0.5451$$

$$MIE_{adj} = MIE_v \times \exp[0.0044 (60 - T)]$$

$$MIE_{adj} = 0.5451 \times \exp[0.0044 (60 - 31)]$$

$$MIE_{adj} = 0.619289$$

$$POII_{Static} = 0.003 \times P^{\frac{1}{3}} \times MIE_{adj}^{-0.6}$$

$$POII_{Static} = 0.003 \times 43.51^{\frac{1}{3}} \times 0.509426^{-0.6}$$

$$POII_{Static} = 0.014066$$

Berdasarkan kedua persamaan diatas didapatkan nilai MIE adj 0.509426 dan menghasilkan nilai POII Static sebesar 0.019926. Selanjutnya adalah melakukan perhitungan *contribution of auto ignition* dimana jika

$$\frac{T}{AIT} < 0.9 \text{ maka } Pai = 0 \dots\dots\dots(6.12 \text{ CCPS, 2014})$$

Pada PT. Terminal Nilam Utara temperatur kerja memiliki nilai 31 C dan nilai AIT metanol sebesar 441.8 C sehingga nilai T/AIT adalah 0.117. Karena memiliki nilai kurang dari 0.9 maka nilai Pai adalah 0, Sehingga total nilai POII dapat dihitung dengan persamaan 6.13

$$POII = Pai + (1 - Pai) \times POII_{Static} \dots\dots\dots(6.13 \text{ CCPS, 2014})$$

$$POII = 0 + (1 - 0) \times 0.019926$$

$$POII = 0.01407$$

Dari persamaan 6.13 ditemukan nilai POII adalah sebesar 0.01407

6.7.2 Probability of Delayed Ignition (PODI)

PODI adalah suatu fungsi dari sumber kebakaran dan seberapa besar durasi paparan sumber kebakaran. Pada sub bab ini, nilai PODI ditentukan dengan cara menentukan nilai PODI sd (*strength and duration*) terlebih dahulu yang kemudian akan dikoreksi dengan mengalikan nilai *magnitude release*, *material modifier*, *temperature modifier*, dan *release modifier*.

Nilai PODI s/d dapat diketahui dengan menggunakan persamaan 6.14

$$PODI_{sd} = 1 - [(1 - S^2) \times e^{-St}] \dots\dots\dots(6.14 \text{ CCPS, 2014})$$

Dimana :

S = *Strength of Exposure*, 0.1 untuk kawasan proses distribusi

t = durasi paparan, memiliki nilai maksimal 10 menit

Berikut adalah contoh perhitungan untuk mencari nilai PODI s/d

$$\begin{aligned}
 PODIsd &= 1 - [(1 - S^2) x e^{-St}] \\
 PODIsd &= 1 - [(1 - 0.1^2) x e^{0.1 x 10}] \\
 PODIsd &= 0.636
 \end{aligned}$$

Dari persamaan 6.13 dapat diketahui nilai PODI sd adalah 0.636

Selanjutnya melakukan penentuan nilai *magnitude release* yang merupakan fungsi dari banyak nya metanol yang keluar akibat dari kebocoran. Menentukan nilai *magnitude relase* dapat diketahui dengan melakukan perhitungan berdasarkan persamaan 6.14 dan 6.15. Penentuan laju kebocoran cairan pada persamaan 6.15 adalah fungsi dari diameter kebocoran yang berada pada skenario *range* tertentu (1-3mm, 3-10 mm, 10-50 mm, 50-150 mm, >150 mm). Oleh sebab itu nilai laju kebocoran adalah nilai tengah dari suatu skenario diameter kebocoran.

$$Q = Cd x A x \rho x \left[\left(2 x \frac{(P - Po)}{\rho} \right) + 2 x g x h \right]^{\frac{1}{2}} \dots\dots\dots(6.15 CCPS, 2014)$$

dimana :

- Q = Laju kebocoran cairan (kg/s)
- Cd = koefisien kebocoran, 0.65
- ρ = massa jenis cairan, 792 kg/m³
- Po = Tekanan atmosfer, 1.01 bar
- h = ketinggian fluida, 17.787 m
- A = luas area kebocoran

Berikut adalah contoh perhitungan laju kebocoran cairan pada skenario 1-3 mm.

$$Q = Cd x A x \rho x \left[\left(2 x \frac{(P - Po)}{\rho} \right) + 2 x g x h \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$Q (1) = 0.65 x 0.000000785 x 792 x \left[\left(2 x \frac{(3 - 1.01)}{792} \right) + 2 x 9.8 x 17.747 \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$Q (1) = 0.007546 \text{ kg/s}$$

$$Q (3) = 0.65 x 0.00000707 x 792 x \left[\left(2 x \frac{(3 - 1.01)}{792} \right) + 2 x 9.8 x 17.747 \right]^{\frac{1}{2}}$$

$$Q (3) = 0.06791 \text{ kg/s}$$

Dari persamaan 6.14 didapatkan laju kebocoran yang akan dikonversikan menjadi jumlah massa metanol yang keluar dari sistem selama 10 menit . Berikut adalah contoh perhitungan jumlah massa metanol yang keluar selama 10 menit pada skenario 1-3 mm.

$$Mass (1) = Q(1) x 600$$

$$Mass (1) = 0.007546 x 600$$

$$\begin{aligned} \text{Mass (1)} &= 4.527328 \text{ kg} \\ \text{Mass (1)} &= 9.9810 \text{ pound} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass (3)} &= Q(3) \times 600 \\ \text{Mass (3)} &= 0.06791 \times 600 \\ \text{Mass (3)} &= 40.74595 \text{ kg} \\ \text{Mass (3)} &= 89.82943 \text{ pound} \end{aligned}$$

Maka jumlah massa yang keluar (RE) pada skenario 1-3 mm adalah nilai tengah dari massa yang keluar pada diameter 1mm dan diameter 3 mm. Berikut adalah contoh perhitungannya.

$$\begin{aligned} RE &= \frac{\text{Mass (1)} + \text{Mass (3)}}{2} \\ RE &= \frac{9.9810 + 89.82943}{2} \\ RE &= 49.905 \text{ pound} \end{aligned}$$

Hasil rekapitulasi setiap massa metanol yang keluar pada skenario diameter kebocoran dapat dilihat pada Lampiran C4. Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan hasil dari setiap perhitungan *massa* metanol yang keluar dari sistem karena suatu skenario kebocoran. Semakin besar lubang kebocoran metanol maka semakin besar *massa* metanol yang keluar dari sistem. *Massa* metanol terbesar yang keluar dari sistem terjadi pada skenario kebocoran lebih dari 150 mm yakni 311.907,4 pound. Sedangkan *massa* metanol terkecil yang keluar dari sistem terjadi pada skenario kebocoran 1-3 mm yakni 49,9 pound.

Langkah selanjutnya adalah melakukan perhitungan *magnitude release*. *Magnitude release* adalah suatu perhitungan untuk mengetahui seberapa banyak bahan kimia yang dilepaskan oleh sistem. Dasar perhitungan ini digunakan untuk mengetahui nilai *probability of delayed ignition*. Untuk mengetahui nilai *magnitude release* perlu menggunakan persamaan 6.16 untuk mencari nilai *Mmag*

$$Mmag = (\text{Mass released}/5000)^{0.3} \dots\dots\dots(6.16 \text{ CCPS, 2014})$$

Berikut adalah contoh perhitungan *Mmag* pada skenario 1-3 mm. Hasil rekapitulasi dapat dilihat pada Lampiran C4

$$\begin{aligned} Mmag &= (\text{Mass released}/5000)^{0.3} \\ Mmag &= (49.90519/5000)^{0.3} \\ Mmag &= 0.2510 \end{aligned}$$

Berdasarkan buku *CCPS Guidelines for Determining Probability of Ignition*, nilai *Mmag* dibatasi sampai nilai 2, sehingga untuk skenario kebocoran lubang 50-150 mm dan >150 mm memiliki nilai *Mmag* sama dengan 2.

Selanjutnya nilai *material modifier* dapat diketahui dengan menggunakan persamaan 6.17.

$$Mmat = 0.5 - 1.7 \log(MIE \text{ adj}) \dots\dots\dots (6.17 \text{ CCPS, 2014})$$

$$Mmat = 0.5 - 1.7 \log(0.619289)$$

$$Mmat = 0.853781$$

Dengan menggunakan persamaan 6.16 nilai Mmat diketahui sebesar 0.853781

Selanjutnya nilai *temperature modifier* dapat diketahui dengan menggunakan persamaan 6.18.

$$Mt = 0.4 + \frac{(T - 1.3 \times Fp)}{230} \dots\dots\dots (6.18 \text{ CCPS, 2014})$$

Dimana :

T = Temperature kerja, 87.8 Fahrenheit

Fp = Flash point, 54 Fahrenheit

$$Mt = 0.4 + \frac{(T - 1.3 \times Fp)}{230}$$

$$Mt = 0.4 + \frac{(87.8 - 1.3 \times 54)}{230}$$

$$Mt = 0.476522$$

Dari persamaan 6.7 dapat diketahui nilai Mt adalah 0.476522

Koreksi terakhir dari PODI adalah *release modifier* dimana memiliki nilai 1 jika kebocoran terjadi pada sistem outdoor. Dari seluruh nilai koreksi yang sudah ditentukan, maka nilai PODI dapat diketahui dengan menggunakan persamaan 6.19.

$$PODI = PODI \text{ sd} \times Mmag \times Mmat \times Mt \times Min/out \dots\dots (6.19 \text{ CCPS, 2014})$$

Berikut hasil perhitungan PODI pada skenario 1-3 mm

$$PODI = PODI \text{ sd} \times Mmag \times Mmat \times Mt \times Min/out$$

$$PODI = 0.636 \times 0.251046 \times 0.87002 \times 0.476522 \times 1$$

$$PODI = 0.0649$$

Hasil rekapitulasi didapatkan nilai PODI pada setiap skenario diameter kebocoran dapat dilihat pada Lampiran C4. Berdasarkan perhitungan nilai PODI yang dilakukan telah menjelaskan bahwa setiap skenario kebocoran memiliki *probability of delayed ignition* (PODI) yang berbeda-beda. Nilai PODI terbesar terdapat pada skenario kebocoran lebih dari 150 mm yakni 0.5173. Sedangkan nilai terkecil terdapat pada skenario kebocoran 1-3 mm. Hal ini dikarenakan nilai PODI dipengaruhi oleh seberapa banyak material yang keluar dari sistem. Semakin besar diameter kebocoran, maka semakin banyak material yang keluar dari sistem sehingga meningkatkan nilai *probability of delayed ignition*.

6.7.3 Probability of Explosion (POEGDI)

POEGDI adalah suatu probabilitas terjadinya suatu ledakan karena adanya *delayed ignition*. Nilai POEGDI didapatkan dengan menghitung berdasarkan persamaan 6.20

$$POEGDI = 0.3 \times M_{chem} \times M_{mage} \times Minout \dots\dots\dots (6.20 \text{ CCPS, 2014})$$

Nilai M_{chem} adalah fungsi dari reaktivitas suatu bahan kimia, M_{mage} adalah serupa dengan *magnitude release* tetapi memiliki nilai yang tidak sebesar M_{mag} . Sedangkan $Minout$ adalah faktor pengali *release modifier* dimana memiliki nilai 1 jika kebocoran terjadi pada sistem outdoor.

M_{chem} memiliki nilai sebagai berikut:

- 0.5 jika *burning velocity* kurang dari 45 cm/s
- 1 jika *burning velocity* antara 45 cm/s dan 75 cm/s
- 2 jika *burning velocity* lebih 75 cm/s

Berdasarkan suatu paper dengan judul *Laminar Burning Velocities of Methanol, Isooctane and Isooctane/Methanol Blends* bahwa nilai *burning velocity* metanol adalah antara 45 cm/s dan 75 cm/s. Sehingga nilai M_{chem} adalah 1. Sedangkan nilai M_{mage} dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 6.21.

$$M_{mage} = M_{mag}^{0.5} \dots\dots\dots (6.21 \text{ CCPS, 2014})$$

Berikut adalah contoh perhitungan pada skenario diameter kebocoran 1-3 mm

$$M_{mage} = M_{mag}^{0.5}$$

$$M_{mage} = 0.25104^{0.5}$$

$$M_{mage} = 0.501045$$

Hasil rekapitulasi didapatkan nilai M_{mage} dapat dilihat pada Lampiran C4. Dengan diketahuinya seluruh nilai yang dibutuhkan yakni M_{chem} , M_{mage} dan $Minout$, maka nilai POEGDI dapat dilihat pada Lampiran C4. Contoh perhitungan POEGDI pada skenario kebocoran diameter 1-3mm adalah sebagai berikut.

$$POEGDI = 0.3 \times M_{chem} \times M_{mage} \times Minout$$

$$POEGDI = 0.3 \times 1 \times 0.501045 \times 1$$

$$POEGDI = 0.1503$$

Berdasarkan perhitungan nilai POEGDI yang dilakukan, dijelaskan bahwa setiap skenario kebocoran memiliki *probability of explosion given delayed ignition* (POEGDI) yang berbeda-beda. Nilai POEGDI terbesar terdapat pada skenario kebocoran lebih dari 150 mm yakni 0.4243. Sedangkan nilai terkecil terdapat pada skenario kebocoran 1-3 mm yaitu 0.1503. Hal ini dikarenakan nilai POEGDI dipengaruhi oleh seberapa banyak material yang keluar dari sistem.

Semakin besar diameter kebocoran, maka semakin banyak material yang keluar dari sistem sehingga meningkatkan nilai *probability of explosion given delayed ignition*.

6.7.4 *Probability of No Ignition*

Probabilitas tidak terjadinya kebakaran dapat diketahui dengan menggunakan persamaan 6.22

$$No\ ignition = (1 - POII) \times (1 - PODI) \dots\dots\dots(6.22\ CCPS,\ 2014)$$

Berikut adalah contoh perhitungan *no ignition* pada skenario kebocoran 1-3 mm.

$$No\ ignition = (1 - POII) \times (1 - PODI)$$

$$No\ ignition = (1 - 0.0141) \times (1 - 0.0649)$$

$$No\ ignition = 0.9219$$

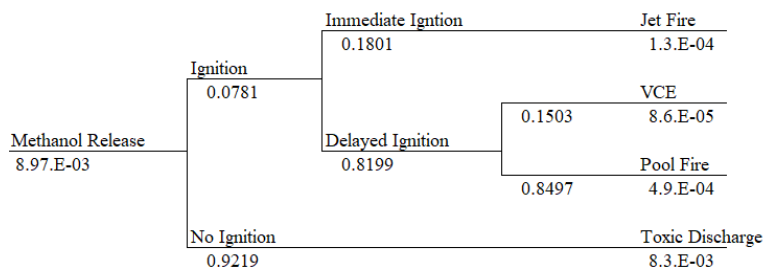
Sehingga dapat diketahui rekapitulasi nilai probabilitas *no ignition* pada Lampiran C4. Berdasarkan perhitungan nilai *no ignition* yang telah dilakukan, dijelaskan bahwa setiap skenario kebocoran memiliki *probability of no ignition* yang berbeda-beda. Nilai *probability of no ignition* terbesar terdapat pada skenario kebocoran 1-3 mm yakni 0.9219. Sedangkan nilai terkecil terdapat pada skenario kebocoran lebih dari 150 mm yaitu 0.4759. Hal ini dikarenakan nilai *probability of no ignition* dipengaruhi oleh seberapa banyak material yang keluar dari sistem. Semakin besar diameter kebocoran, maka semakin banyak material yang keluar dari sistem sehingga mengurangi nilai *probability of no ignition*.

6.8 Pemodelan Pohon Analisis Frekuensi *Event Tree Analysis (ETA)*

Pada tugas akhir ini, ETA digunakan untuk menghitung peluang terjadinya suatu kejadian pada suatu sistem. Peluang-peluang yang ingin ditentukan adalah peluang terjadinya *jet fire*, *vapour cloud explosion*, *pool fire* dan *toxic discharge* jika suatu kejadian kebocoran metanol terjadi. Berikut adalah hasil pemodelan pohon ETA pada skenario kebocoran 1-3 mm pada node 1.

Node : 1

Skenario 1-3 mm



Gambar 6. 3 Hasil pemodelan pohon ETA skenario 1-3 mm node 1

Berdasarkan Gambar 6.4 dijelaskan bahwa kejadian dari *methanol release* dapat merujuk menjadi suatu kejadian bahaya seperti *jet fire*, *vapor cloud explosion (VCE)*, *pool fire*, dan *toxic discharge*. Kejadian *jet fire* dapat terjadi jika tercapainya kondisi *ignition* dan *immediate ignition*. Kejadian VCE terjadi jika tercapainya kondisi *ignition* dan *delayed ignition*. Kejadian *pool fire* terjadi jika tercapainya kondisi *ignition* dan *no delayed ignition*. Sedangkan kejadian *toxic discharge* terjadi jika tercapainya kondisi *no ignition*.

Frekuensi kejadian terbesar terdapat pada *toxic discharge* yaitu sebesar $8.3E-03$. Hal ini dikarenakan metanol memiliki kecenderungan berubah menjadi uap ketika berada pada lingkungan terbuka dan memiliki nilai *immediate* yang relatif kecil sehingga memiliki kecenderungan terjadinya *toxic discharge*.

Sedangkan frekuensi kejadian terkecil terdapat pada VCE yaitu sebesar $8.6E-05$. Hal ini sesuai dengan pernyataan sebelumnya bahwa metanol memiliki kecenderungan berubah menjadi uap ketika berada pada lingkungan terbuka dan memiliki nilai *immediate* yang relatif kecil. Selain itu dalam terjadinya suatu ledakan perlunya terjadi pengonsentrasian massa uap pada agar terjadinya *vapor cloud explosion*.

6.9 Rekapitulasi Hasil Analisis Frekuensi *Event Tree Analysis (FTA)*

Hasil dari perhitungan frekuensi bahaya yang terjadi dengan *software microsoft excel* pada setiap titik studi (node) dan berdasar pada skenario diameter kebocoran pada sistem dapat dilihat pada Tabel 6.3

Tabel 6. 3 Hasil rekapitulasi analisis frekuensi bahaya

Node	Frequency of Event / Hole Diameter				
	Jet Fire				
	1-3 mm	3-10 mm	10-50mm	50-150mm	>150 mm
1	1.262.E-04	5.885.E-05	2.825.E-05	6.821.E-06	1.060.E-06
2	5.478.E-05	3.242.E-05	2.244.E-05	1.038.E-05	1.575.E-05
3	6.223.E-05	3.592.E-05	2.414.E-05	1.079.E-05	1.581.E-05
Node	Frequency of Event / Hole Diameter				
	VCE				
	1-3 mm	3-10 mm	10-50mm	50-150mm	>150 mm
1	8.635.E-05	1.180.E-04	2.360.E-04	1.049.E-04	1.631.E-05
2	3.748.E-05	6.499.E-05	1.875.E-04	1.597.E-04	2.423.E-04
3	4.258.E-05	7.200.E-05	2.016.E-04	1.355.E-04	2.432.E-04
Node	Frequency of Event / Hole Diameter				
	Pool Fire				
	1-3 mm	3-10 mm	10-50mm	50-150mm	>150 mm
1	4.881.E-04	4.305.E-04	4.459.E-04	1.424.E-04	2.213.E-05

(dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

(melanjutkan dari halaman sebelumnya)

2	2.119.E-04	2.372.E-04	3.541.E-04	2.167.E-04	3.288.E-04
3	2.407.E-04	2.628.E-04	3.809.E-04	2.253.E-04	3.301.E-04
Node	Frequency of Event / Hole Diameter				
	Toxic Dispersion				
	1-3 mm	3-10 mm	10-50mm	50-150mm	>150 mm
1	8.272.E-03	3.577.E-03	1.298.E-03	2.308.E-04	3.585.E-05
2	3.590.E-03	1.970.E-03	1.031.E-03	3.512.E-04	5.327.E-04
3	4.079.E-03	2.183.E-03	1.109.E-03	3.652.E-04	5.349.E-04

Berdasarkan Tabel 6.3 dijelaskan bahwa setiap skenario kebocoran memiliki frekuensi bahaya yang dapat terjadi. Pada skenario bahaya *jet fire*, frekuensi kejadian terbesar terjadi pada skenario kebocoran 1-3 mm di node 1 yaitu 1.262.E-04. Sedangkan frekuensi kejadian terkecil *jet fire* terjadi pada skenario kebocoran lebih dari 150 mm di node 1 yaitu 1.060.E.-06.

Kejadian bahaya lain yang dapat terjadi adalah *vapor cloud explosion*. Frekuensi kejadian terbesar terjadi pada skenario kebocoran 1-3 mm di node 1 yaitu 8.635.E-04. Sedangkan frekuensi kejadian terkecil *vapor cloud explosion* terjadi pada skenario kebocoran lebih dari 150 mm di node 1 yaitu 1.631.E-05. Kejadian bahaya lainnya adalah *pool fire*. Frekuensi kejadian terbesar terjadi pada skenario kebocoran 1-3 mm yaitu 4.881.E-03.

Sedangkan frekuensi kejadian terkecil *pool fire* terjadi pada skenario kebocoran lebih dari 150 mm yaitu 2.213.E-05. Untuk kejadian *toxic discharge*, frekuensi kejadian terbesar terjadi pada skenario kebocoran 1-3 mm yaitu 8.272E-03. Sedangkan frekuensi terkecil terjadi pada skenario kebocoran lebih dari 150 mm yaitu 3.585.E-05

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB VII ANALISIS KONSEKUENSI

7.1 Penjelasan Umum

Analisis konsekuensi digunakan untuk mengetahui tingkat keparahan akibat munculnya suatu bahaya. Pada tugas akhir ini metode yang digunakan adalah metode *dow's fire and explosion index*. Metode ini adalah metode pendekatan kuantitatif dimana hasil akhir konsekuensi berupa kerugian biaya yang harus dikeluarkan ketika suatu bahaya terjadi. Dalam menggunakan metode ini terdapat beberapa hal yang harus diketahui terlebih dahulu yaitu kondisi tingkat bahaya umum, kondisi tingkat bahaya khusus, dan faktor kredit kontrol kerugian (*loss control credit factor*) yang kemudian digunakan untuk dasar perhitungan menentukan *value of exposure*, *maximum probable property damage (MPPD)*, dan *maximum probable days outage (MPDO)*. Metode ini biasanya digunakan dalam suatu fasilitas pabrik kimia namun dapat digunakan dalam untuk menganalisis pada lokasi fasilitas pengolahan limbah, fasilitas distribusi, jalur pipa atau *power plant* (AIChE, 1994). Perhitungan *fire and explosion index* adalah suatu metode yang membantu untuk menentukan area dari kerugian terbesar dalam suatu proses dimana analisis ini merujuk pada "*worst case scenario*".

7.2 Penilaian Kondisi Bahaya Unit Proses

Penilaian kondisi bahaya unit proses merupakan hal penting yang mendasar pada metode ini. Penilaian kondisi dibagi menjadi dua yaitu kondisi bahaya umum (*general process hazard*) dan bahaya kondisi bahaya khusus (*special process hazard*). Kondisi bahaya umum (F1) dan kondisi bahaya khusus (F2) akan menentukan nilai *process unit hazard factor* atau faktor bahaya unit proses (F3). Penilaian bahaya umum F1 dan bahaya khusus F2 didapatkan dengan cara kuesioner yang dilakukan oleh operator dan diperiksa oleh kepala divisi operasional PT. Terminal Nilam Utara. Sedangkan nilai faktor bahaya unit proses dihitung melalui persamaan 7.1

$$F3 = F1 \times F2 \dots\dots\dots(7.1 \text{ AIChE, 1994})$$

Dimana :

- F3 : Faktor bahaya unit proses
- F1 : Kondisi bahaya umum
- F2 : Kondisi bahaya khusus

7.2.1 Kondisi Bahaya Umum

Kondisi bahaya umum adalah faktor utama dalam menentukan besarnya kerugian yang nantinya akan dialami oleh perusahaan. Kondisi bahaya umum ini akan menghasilkan pinalti pada unit proses. Dalam tugas akhir ini, unit proses adalah sistem bongkar dari kapal menuju tangki penyimpanan T1 dan T2. Hasil rekapitulasi pinalti dapat dilihat pada tabel 7.1

Tabel 7. 1 Rekapitulasi pinalti bahaya umum (F1)

	Bahaya	Node 1	Node 2	Node 3
	Reaksi Eksotermis, Reaksi Eksotermis Sedang, seperti alkilasi, esterifikasi, reaksi tambahan, oksidasi, polimerisasi, kondensasi	0.5	0.5	0.5
F1	Penanganan dan Pемindahan Bahan Kimia, Bahan kimia dengan Nf = 3 atau 4 disimpan dengan menggunakan drum, silinder, atau kontainer. Bahan kimia memiliki titik api dibawah 37.8 C. Operasi loading/unloading bahan kimia Class I Flammables	1.6	1.6	1.6
	Kontrol Kebocoran dan Drainase, Tanggul/Dinding yang digunakan untuk mencegah persebaran bahan kimia ke area lain	0.5	0.5	0.5
	Total Pinalti	2.6	2.6	2.6

Berdasarkan tabel 7.1 dijelaskan bahwa kondisi bahaya umum pada Terminal Nilam Utara meliputi bahaya reaksi eksotermis, bahaya penanganan dan pemindahan bahan kimia serta kontrol kebocoran dan drainase. Reaksi eksotermis seperti oksidasi dan kondensasi menurut panduan *dow's fire and explosion index* dapat menghasilkan pinalti kondisi bahaya yaitu sebesar 0.5 pada setiap node.

Untuk penanganan dan pemindahan bahan kimia di Terminal Nilam Utara, metanol memiliki titik api dibawah 37.8 C dimana metanol adalah bahan kimia mudah terbakar kelas 1 sehingga memberikan pinalti kondisi bahaya sebesar 1.6. Sedangkan bahaya dalam kontrol kebocoran dan drainase di Terminal Nilam Utara menggunakan tanggul/dinding yang digunakan untuk mencegah persebaran bahan kimia ke area lain yang selanjutnya diberi nilai pinalti sebesar 0.5.

7.2.2 Kondisi Bahaya Khusus (F2)

Kondisi bahaya khusus adalah faktor yang berkontribusi pada kemungkinan terjadinya kerugian yang terdiri atas kondisi pada unit proses yang merupakan penyebab utama pada kasus kebakaran dan ledakan berdasarkan *dow's fire and explosion index hazard classification guide*. Hasil rekapitulasi pinalti F2 dapat dilihat pada tabel 7.2

Tabel 7. 2 Rekapitulasi pinalti bahaya khusus (F2)

	Bahaya	Node 1	Node 2	Node 3
	Tekanan Sub Atmosfir , Tekanan pada pipa dan tangki diatas 500mm Hg (0.6 Bar atau 8.7 psi)	0.5	0.5	0.5
	Peralatan atau Operasional dekat dengan Bahan Kimia (Metanol) , Tangki penyimpanan (cairan atau gas dengan indeks NF = 3 atau 4, dimana terdapat kemungkinan udara masuk saat pemompaan bahan kimia). Tangki penyimpanan (cairan atau gas dengan indeks NF = 3 atau 4, dimana terdapat ventilasi terbuka	1	1	1
F2	Tekanan Sistem , pinalti yang dikenakan pada sistem berdasarkan tekanan kerja sistem	0.225	0.225	0.225
	Kuantitas Bahan Kimia , pinalti yang dikenakan karena kuantitas bahan kimia	1.555	2.703	2.703
	Korosi dan Erosi , pernah melakukan tindakan pencegahan korosi	0.2	0.2	0.2
	Kebocoran (Joint dan Packing) , Terdapat kemungkinan kebocoran kecil pada pompa dan gland seal	0.1	0.1	0.1
	Permesinan Fluida (Pompa atau Kompresor) , adanya pompa dengan daya lebih dari 75 hp	0.5	0.5	0.5
	Total Pinalti	4.0802	5.2282	5.2282

Berdasarkan tabel 7.2 dijelaskan bahwa kondisi bahaya khusus yang dapat terjadi di Terminal Nilam Utara seperti kondisi tekanan kerja sistem, kuantitas bahan kimia, korosi dan erosi, kebocoran dan permesin fluida dekat dengan sistem. Setiap bahaya memberikan pinalti pada sistem yang nantinya akan digunakan untuk melakukan perhitungan kondisi bahaya unit proses.

Nilai yang diberikan berdasarkan standar kuesioner yang disediakan oleh buku panduan DF&EI. Kuesioner diberikan kepada operator PT. Terminal Utara yang kemudian akan divalidasi oleh Kepala Divisi Operasional PT. Terminal Nilam Utara.

7.2.3 Faktor Bahaya Unit Proses (F3)

Faktor bahaya unit proses adalah hasil dari perkalian antara pinalti kondisi bahaya umum dengan pinalti kondisi bahaya khusus dimana F1 dan F2 saling mempengaruhi (AIChE, 1994). Hal ini sesuai dengan persamaan 7.1 Hasil faktor bahaya unit proses pada setiap node dapat dilihat pada tabel 7.3. Pada tugas akhir ini nilai F3 langsung dikalikan dengan *loss credit control* (CC) dimana CC adalah peralatan represif dan preventif terhadap risiko kebakaran dan ledakan. Penjelasan CC dapat dilihat pada Bab 7 sub bab 7.4.2 Nilai Loss Control Credit.

Tabel 7. 3 Hasil Faktor bahaya unit proses pada setiap node

Process Unit Hazard Factor (F3)			
Node	F1	F2	F3 x CC
1	2.6	4.080	4.742
2	2.6	5.228	6.076
3	2.6	5.228	6.076

Berdasarkan Tabel 7.3 dijelaskan pada suatu nilai faktor bahaya unit proses (F3) merupakan hasil perkalian antar bahaya umum unit proses dengan bahaya khusus unit proses. Pada tugas akhir ini nilai F3 telah dikoreksi dengan nilai *loss control credit*. Nilai dari faktor bahaya unit proses akan menjadi dasar dalam menentukan nilai *value of exposure*.

Pada nilai kondisi bahaya umum unit proses nilai pada setiap node cenderung sama. Hal ini dikarenakan kondisi bahaya umum yang dinilai adalah reaksi eksotermis bahan kimia, penanganan dan pemindahan bahan kimia dan kontrol kebocoran dan drainase. Pada sistem bongkar metanol, tidak terdapat adanya perbedaan penangan bahan kimia pada node 1, node 2 atau node 3. Oleh sebab itu setiap nilai kondisi bahaya umum pada setiap node adalah sama.

Sedangkan pada kondisi bahaya khusus, nilai pada node 1 memiliki perbedaan dengan nilai di node 2 dan node 3. Hal ini dikarenakan terdapat perbedaan kuantitas bahan kimia yang masuk dalam penilaian. Pada node 2 dan node 3 terdapat lebih banyak muatan karena terdapat tangki pada node 2 dan node 3. Sedangkan pada node 1 jumlah bahan kimia hanya terdapat pada jalur pipa.

7.3 Penentuan Nilai *Value of Exposure*

Value of exposure adalah suatu kerugian total dari *product cost* (bahan kimia) dan *equipment cost* (peralatan) (AIChE, 1994). Dalam menentukan *value of exposure* terdapat beberapa nilai yang harus diketahui terlebih dahulu seperti *fire and explosion index* dan *radius of exposure*.

7.3.1 *Fire and Explosion Index*

Fire and explosion index adalah suatu index yang digunakan untuk mengestimasi kerusakan yang mungkin terjadi dari kejadian bahaya yang terjadi pada proses unit. Standar tingkat keparahan *fire and explosion index* disesuaikan dengan buku *dow's fire and explosion index hazard guidelines* yang dapat dilihat pada tabel 7.4

Tabel 7. 4 Tingkat keparahan berdasarkan F&EI

(AIChE, 1994)

F&EI INDEX RANGE	DEGREE OF HAZARD
1-60	Light
61-96	Moderate
97-127	Intermediate
128-158	Heavy
159-up	Severe

Berdasarkan tabel 7.4 dijelaskan bahwa suatu nilai F&EI dapat merepresentasikan tingkat keparahan yang dapat terjadi dalam suatu sistem. F&EI digunakan untuk melakukan estimasi terhadap kerusakan yang dapat terjadi pada sistem. Banyak faktor yang dapat mempengaruhi seperti tipe reaksi, temperatur sistem, tekanan dan jumlah massa dari bahan kimia.

Oleh sebab itu, nilai dari F&EI dapat mengindikasikan kemungkinan dan besarnya potensi lepasnya energi yang merupakan hasil dari kebakaran dan ledakan. Akibat dari kebakaran dan ledakan pada suatu komposisi bahan kimia dan udara diikuti dengan pelepasan massa bahan kimia dan terbakar maka memungkinkan terjadinya *blast wave* dan radius paparan dari tempat awal terbakar dan ledakan.

Nilai *fire and explosion index* diketahui dengan menggunakan persamaan pada persamaan 7.2.

$$F\&EI = F3 \times MF \dots\dots\dots(7.2 \text{ AIChE, 1994})$$

Dimana :

F3 : Faktor bahaya unit proses

MF : Material faktor, untuk metanol = 16 (AIChE, 1994)

Berikut adalah contoh perhitungan F&EI pada node 1 beserta tingkat keparahannya.

$$F\&EI = F3 \times MF$$

$$F\&EI = 4.742 \times 16$$

$$F\&EI = 75.87 \text{ (moderate)}$$

Hasil rekapitulasi F&EI pada setiap node dapat dilihat pada Lampiran D1

Berdasarkan perhitungan nilai F&EI yang telah dilakukan, dijelaskan bahwa *FE index* menyatakan tingkat keparahan suatu node jika terjadi suatu ledakan atau kebakaran dimana nilai ini dipengaruhi oleh nilai *material factor*. Pada node 1 memiliki nilai indeks 75.87 yang berada pada tingkat *moderate*. Sedangkan node 2 dan 3 memiliki nilai 97.21 yang berada pada tingkat *intermediate*. Node 2 dan node 3 memiliki nilai yang tinggi dikarenakan adanya tangki yang menjadi titik pusat berkumpul material metanol.

7.3.2 Area of Exposure (AOE)

Menentukan *area of exposure* sebelumnya harus mengetahui nilai *radius of exposure* terlebih dahulu. Nilai dari *radius of exposure* diketahui dari fungsi dari persamaan 7.3 yang dikutip dari buku *dow's fire and explosion index hazard guidelines, 1994*.

$$ROE = 0.84 \times F\&EI \dots\dots\dots(7.3 \text{ AICHe, 1994})$$

Dimana :

ROE : *radius of exposure, ft*

F&EI : *Fire and Explosion Index*

Berikut adalah contoh perhitungan *area of exposure* pada node 1

$$ROE = 0.84 \times F\&EI$$

$$ROE = 0.84 \times 75.87214$$

$$ROE = 63.73 \text{ ft}$$

$$ROE = 19.42 \text{ m}$$

Sedangkan nilai *area of exposure* menggunakan persamaan 7.4 yang dikutip dari buku *dow's fire and explosion index hazard guidelines, 1994*. Dalam evaluasi menggunakan metode DF&EI, *radius of exposure* dapat diletakkan (*plot*) pada bagian tengah suatu peralatan yang bersangkutan atau pada suatu kasus tertentu, titik tengah *radius of exposure* dapat diletakkan pada suatu titik yang mudah atau sering terjadi kebocoran seperti sambungan pipa, sambungan alat bongkar/muat, *joint*, atau *valve* (AICHe, 1994).

$$AOE = \pi R^2 \dots\dots\dots(7.4 \text{ AICHe, 1994})$$

Dimana :

AOE : *Area of exposure*

R : ROE, *radius of exposure*

Berikut adalah contoh perhitungan *area of exposure* pada node 1

$$AOE = \pi R^2$$

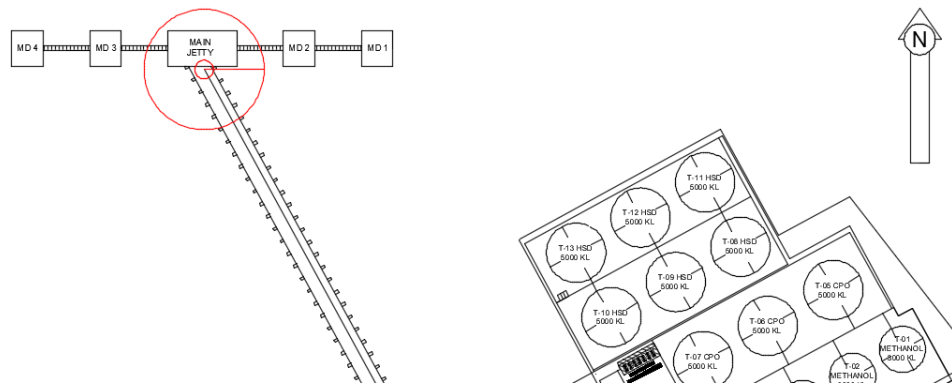
$$AOE = \pi \times 19.42^2$$

$$AOE = 1184.903$$

Hasil perhitungan *area of exposure* pada setiap node dapat dilihat pada Lampiran D2. Dari perhitungan AOE, dapat dilakukan pemodelan kejadian kebakaran dan ledakan. Pemodelan dilakukan pada data *layout* PT. Terminal Nilam Utara. Hasil

seluruh pemodelan dapat dilihat pada Lampiran D6. Contoh pemodelan AOE pada node 1 dapat dilihat pada Gambar 7.1

ROE 19.42 m



Gambar 7.1 Model kebakaran dan ledakan pada node 1

Berdasarkan Gambar 7.1 dijelaskan bahwa hasil dari *radius of exposure* akan di tempelkan (*plot*) pada *layout* Terminal Nilam Utara. Sehingga dapat diketahui peralatan apa saja yang terkena paparan dari kebakarna dan ledakan. Berdasarkan buku panduan DF&EI, peletakan *radius of exposure* dapat berada pada bagian tengah suatu sistem. Tapi untuk suatu tempat dimana memiliki kemungkinan untuk lebih sering terjadi kebocoran, maka *radius of exposure* akan diletakkan pada tempat tersebut. Sebagai contoh, suatu tempat dimana terdapat banyak komponen katup.

Pada node 1, *radius of exposure* diletakkan pada lokasi dimana katup penerima utama di *jetty* berada. Tempat ini dipertimbangkan bahwa akan lebih sering terjadinya kebocoran dibandingkan dengan jalur pipa utama. Pada node 2, *radius of exposure* diletakkan pada lokasi dimana katup menuju tangki penyimpanan T2. Hal ini dipertimbangkan bahwa akan lebih sering terjadinya kebocoran dibandingkan dengan jalur pipa cabang P002. Pada node 3, *radius of exposure* diletakkan pada lokasi dimana katup menuju tangki penyimpanan T1. Hal ini dipertimbangkan bahwa akan lebih sering terjadinya kebocoran dibandingkan dengan jalur pipa cabang P003.

Pada Gambar 7.1 dijelaskan bahwa *radius of exposure* membuat kerusakan pada komponen seperti peratan bongkar metanol yaitu *gate valve* (GV-01-8), *pressure indicator* (P-01) dan *check valve* (CV-01-8). Biaya penggantian komponen yang rusak akan dijumlahkan untuk mencari nilai *replacement value*.

7.3.3 Original Cost

Original cost (OC) adalah dampak kerugian yang diderita karena bahaya yang muncul pada proses unit. OC adalah penjumlahan dari *product cost* dan *equipment cost* pada unit proses. Data kerugian didapatkan dari data primer PT. Terminal Nilam Utara. Dampak kerugian ini adalah berupa kehilangan produk

(*product cost*) dan pergantian peralatan (*equipment cost*). Data *equipment cost* berupa data primer yang didapat dari PT. Terminal Nilam Utara.

Perhitungan dampak kerugian atas kehilangan produk (*product cost*) dapat dihitung dengan skenario produk pada tangki dan produk yang keluar dari sistem selama 10 menit yang disesuaikan pada perhitungan sebelumnya pada sub bagian perhitungan *probability of ignition*. Harga pasar untuk 1 ton metanol adalah sebesar 432 USD. Harga pasar ini mengacu pada harga suatu perusahaan Metanex yang diakses melalui <https://www.methanex.com/our-business/pricing> pada tanggal 8 Mei 2019. Rekapitulasi perhitungan kerugian pada *product cost* metanol dapat dilihat pada Lampiran D3. Selain metanol, ledakan juga merambat pada tangki dan pipa muatan lain, oleh sebab itu perhitungan kerugian produk lain yaitu CPO (*Crude Palm Oil*) juga dihitung. Harga CPO mengacu pada website <https://www.indexmundi.com/commodities/?commodity=palm-oil> yang diakses pada tanggal 5 Juli 2019. Rekapitulasi perhitungan kerugian pada *product cost* CPO dapat dilihat pada Lampiran D3.

Sedangkan perhitungan dampak kerugian atas kehilangan peralatan pada titik studi sehingga peralatan tersebut harus diganti dinamakan *equipment cost*. Harga setiap peralatan yang harus diganti didapatkan dari data primer PT. Terminal Nilam Utara. Rekapitulasi kerugian pada *equipment cost* dari masing-masing alat dan komponen dapat dilihat pada Lampiran D3. Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan, dijelaskan bahwa biaya pergantian komponen paling besar yaitu pada node 2 dan node 3. Hal ini dikarenakan adanya kerusakan pada tangki yang menelan biaya sebesar Rp 36,003,500,000 serta *emergency valve* yaitu tipe *breathing valve* seharga Rp 980,000,000. Sedangkan pada node 1 biaya pergantian relatif lebih sedikit dibandingkan node 2 dan node 3 dikarenakan biaya-biaya pergantian komponen yang rendah seperti *actuated valve* sebesar Rp 48,300,000 dan pergantian pipa sebesar Rp 27,846,000.

Selain methanol, ledakan juga merambat pada tangki dan pipa muatan lain, oleh sebab itu perhitungan kerugian produk lain yaitu CPO (*Crude Palm Oil*) juga dihitung. Tangki dan *equipment* CPO juga dihitung. Detail penjelasan kerugian harga komponen dan total produk yang rusak dapat dilihat pada Lampiran D3. Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan, dijelaskan bahwa hasil *plot* dari *radius of exposure* mengakibatkan paparan ke sistem disekitarnya yaitu pada sistem *crude palm oil*. Selain itu dijelaskan juga biaya pergantian komponen paling besar yaitu pada node 2 dan node 3. Hal ini dikarenakan adanya kerusakan pada tangki CPO yang menelan biaya sebesar Rp 36,003,500,000 serta *emergency valve* yaitu tipe *breathing valve* seharga Rp 980,000,000

Setelah diketahui nilai dari *product cost* (PC) dan *equipment cost* (EC), maka dapat diketahui nilai dari *original cost* dengan menambahkan *product cost* dan *equipment cost*. Hasil rekapitulasi *original cost* dapat dilihat pada Tabel 7.5

Tabel 7. 5 Rekapitulasi original cost

Node	Total Production Cost	Total Equipment Cost	Original Cost
1	\$ 17,645	\$ 6,050	\$ 23,695
2	\$ 5,200,635	\$12,991,665	\$18,192,300
3	\$ 2,516,423	\$ 7,794,851	\$10,311,275

Berdasarkan Tabel 7.5, dijelaskan bahwa setiap hasil rekapitulasi *product cost*, *equipment cost* dan *original cost* di setiap node memiliki nilai yang berbeda. Hal ini dikarenakan *radius of exposure* pada node 1 berbeda dengan node 2 dan node 3. Selain itu juga terdapat perbedaan nilai *cost* yang berbeda pada node 2 dan node 3.

Perbedaan nilai ini diakibatkan oleh perbedaan peralatan disekitar *radius of exposure*. Pada node 2 *radius of exposure* memaparkan kerusakan hingga ke sistem lain yaitu tangki penyimpanan *crude palm oil* (CPO). ROE node 2 memaparkan hingga tiga tangki penyimpanan CPO dengan kapasitas dua tangki 5000KL dan satu tangki 3000KL. Oleh sebab itu *original cost* pada node 2 dapat mencapai \$18,192,300.

Sedangkan kerugian pada node 3 juga cukup besar. Hal ini dikarenakan node 3 memiliki *radius of exposure* yang sama besarnya dengan node 2. ROE node 3 juga memaparkan kerusakan hingga ke satu tangki penyimpanan muatan lain yaitu CPO dengan kapasitas tangki 5000KL. Oleh karena itu nilai *original cost* pada node 3 cukup tinggi yaitu mencapai \$10,311,275. Hasil rekapitulasi *original cost* akan dijadikan dasar dalam melakukan perhitungan nilai *replacement value* untuk menentukan *maximum probable property damage*.

7.3.4 Replacement Value

Replacement value atau yang bisa disebut *value of exposure* adalah nilai kerugian yang didapatkan dengan memperhatikan toleransi pengurangan biaya pada properti yang tidak termasuk dalam nilai kerguian aktual seperti jalanan, jaringan pipa bawah tanah dan properti lain selain PC dan EC (AIChE, 1994). Penentuan nilai *replacement value* dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan 7.5 yang dikutip dari buku *dow's fire and explosion index hazard guidelines, 1994*.

$$\text{Replacement value} = \text{original cost} \times 0.82 \times \text{escalation factor} \dots\dots(7.5 \text{ AIChE, 1994})$$

Dimana:

Replacemet Value : biaya pengadaan yang sudah dikoreksi atas nilai eskalasi
Original cost : biaya pengadaan awal saat *comissioning* terminal.
 0.82 : toleransi biaya pengadaan.

Rekapitulasi nilai *replacement value* pada setiap node dapat dilihat pada Tabel 7.6

Tabel 7. 6 *Replacement Value pada setiap node*

Node	Original Cost	Cost Index 2013	Cost Index 2019	Escalation Factor	Toleransi	Replacement Value
1	\$ 23,695					\$ 23,012.12
2	\$18,192,300	92.6	109.67	1.18	0.82	\$17,667,630.83
3	\$10,311,275					\$10,013,895.66

Berdasarkan Tabel 7.6 dijelaskan bahwa nilai *replacement value* terbesar terdapat pada node 2. Hal ini disebabkan oleh *radius of exposure* mengenai beberapa tangki dari sistem lain yaitu 2 tangki CPO dengan kapasitas 5000KL dan 1 tangki CPO dengan kapasitas 3000KL. Sedangkan nilai *replacement value* pada node 3 menunjukkan nilai yang cukup signifikan dikarenakan *radius of exposure* di node 3 mengenai satu tangki CPO kapasitas 5000KL.

Toleransi biaya pengadaan sebesar 0.82 yang didapat dari buku *dow's fire and explosion index hazard guidelines*. Nilai 0.82 umum digunakan dalam penggunaan metode DF&FI seperti dalam tulisan "*fire and explosion risk assessment in a chemical company by the application of DOW fire and explosion index*" oleh Zarranejad dan tulisan "*Application of improved dow's fire and explosion index (F&EI) for organic solvent recovery plant*" oleh Miao Zhang. Namun nilai 0.82 dapat berubah jika dilakukan estimasi yang lebih mendalam. Sedangkan faktor kenaikan (*escalation factor*) didapat berdasarkan indeks kemahalan konstruksi Indonesia. *Escalation factor* adalah ratio kenaikan *cost index* pada tahun dimana unit proses dibangun dengan tahun yang diprediksikan terjadinya bahaya.

Dalam tugas akhir ini, tahun terjadinya bahaya adalah pada tahun 2018 dan tahun dibangun nya PT. Terminal Nilam Utara adalah pada tahun 2013. Berdasarkan indeks kemahalan konstruksi Indonesia khusus nya daerah Surabaya pada tahun 2013 sebesar 92.6. Sedangkan pada tahun 2018 *cost index* menjadi 109.67. *Escalation factor* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 7.6 yang dikutip dari buku *dow's fire and explosion index hazard guidelines, 1994*.

$$Escalation\ factor = \frac{cost\ index\ 2018}{cost\ index\ 2013} \dots\dots\dots(7.6\ AIChE,\ 1994)$$

$$Escalation\ factor = \frac{109.67}{92.6}$$

$$Escalation\ factor = 1.18$$

7.4 Penentuan Nilai *Maximum Probable Property Damage (MPPD)*

Maximum probable property damage adalah nilai kerugian uang maksimum atas hilangnya properti yang diderita dari suatu unit proses. Nilai MPPD adalah suatu total kerugian uang (*original cost*) yang merupakan jumlah kerugian dari kerugian peralatan yang hilang (*equipment cost*) dan komoditas (*product cost*) yang hilang karena terbakar atau terkena ledakan. Untuk perhitungan *product cost*, digunakan nilai kapasitas 80% dari kapasitas maksimum komoditas pada tangki (AIChE, 1994).

7.4.1 Nilai *Maximum Probable Property Damage (MPPD)*

Damage factor merepresentasikan akibat dari kebakaran dan ledakan dari bocornya suatu bahan kimia. Nilai DF diperoleh dengan melakukan *ploting* nilai *material factor* (MF) dan nilai faktor bahaya unit proses (F3) pada grafik yang telah disediakan oleh *guideline DF&EI*. Grafik dapat dilihat pada Lampiran D4. Berdasarkan *dow's fire and explosion index hazard guidelines*, jika nilai faktor bahaya unit proses melebihi nilai 8, maka gunakan nilai 8 untuk melakukan pembacaan grafik *damage factor*.

Berdasarkan pembacaan grafik *damage factor* maka telah didapatkan nilai *damage factor* pada setiap node sebesar 0.67. Pembacaan grafik dilakukan dengan melakukan *ploting* nilai faktor kondisi bahaya unit proses (F3) dan nilai *material factor* (MF) pada Gambar grafik 7.2 Pada tugas akhir ini nilai F3 pada setiap unit proses melebihi nilai 8, oleh sebab itu pada proses pembacaan grafik *damage factor* nilai F3 setiap node diletakan pada garis fungsi $F3=8$ (AIChE, 1994). Sehingga didapatkan nilai setiap node sebesar 0.67 yang kemudian dijadikan dasar perhitungan nilai MPPD. Persamaan 7.7 digunakan untuk mencari nilai MPPD.

$$MPPD = Replacement Value \times DF \dots\dots\dots(7.7 \text{ AIChE, 1994})$$

Hasil rekapitulasi perhitungan nilai MPPD dapat dilihat pada tabel 7.13

Tabel 7. 7 Rekapitulasi nilai MPPD

Node	Replacement Value	Damage Factor (DF)	MPPD	MPPD (MM)
1	\$ 23,012	0.67	\$ 15,476.20	\$ 0.015
2	\$ 17,667,631	0.67	\$11,881,907.11	\$ 11.88
3	\$ 10,013,896	0.67	\$ 6,734,585.93	\$ 6.73

Berdasarkan Tabel 7.7, hasil rekapitulasi telah menunjukkan nilai *maximum probable property damage* (MPPD) pada setiap node yaitu node 1, node 2 dan node 3. Nilai MPPD didapatkan dengan cara mengalikan nilai *replacement value* dengan nilai *damage factor*. Nilai *damage factor* didapatkan dari pembacaan grafik *damage factor*. Sehingga didapatkan nilai MPPD pada node 1 sebesar \$0.015 MM, node 2 sebesar \$11.888 MM dan node 3 sebesar \$6.73 MM.

Perbedaan nilai ini diakibatkan oleh perbedaan peralatan disekitar *radius of exposure*. Pada node 2 *radius of exposure* memaparkan kerusakan hingga ke sistem lain yaitu tangki penyimpanan *crude palm oil* (CPO). ROE node 2 memaparkan hingga tiga tangki penyimpanan CPO dengan kapasitas dua tangki 5000KL dan satu tangki 3000KL.

Sedangkan kerugian pada node 3 juga cukup besar. Hal ini dikarenakan node 3 memiliki *radius of exposure* yang sama besarnya dengan node 2. ROE node 3 juga memaparkan kerusakan hingga ke satu tangki penyimpanan muatan lain yaitu CPO dengan kapasitas tangki 5000KL.

7.4.2 Nilai *Loss Control Credit*

Nilai *loss control credit* atau yang disebut *credit factor* memiliki peran dalam melakukan represif ataupun preventif terhadap kebakaran dan ledakan pada suatu unit proses. Nilai *loss control credit* adalah nilai yang merepresentasikan faktor keamanan yang ada pada unit proses. Nilai faktor keamanan ini berperan untuk mengoreksi nilai MPPD yang pada tugas akhir ini telah dikalikan dengan nilai faktor bahaya unit proses (F3). Nilai *loss control credit* didapatkan dengan cara kuesioner yang dilakukan oleh operator dan diperiksa oleh kepala divisi operasional PT. Terminal Nilam Utara. Rekapitulasi nilai *loss control credit* ditampilkan pada Lampiran D5.

7.5 Penentuan Nilai *Maximum Probable Days Outage* (MPDO)

Nilai *maximum probable days outage* adalah nilai yang digunakan untuk merepresentasikan *downtime* yang dialami oleh suatu unit proses karena terjadinya bahaya pada unit proses. Berdasarkan *Dow's F&EI* guidelines, nilai MPDO didapatkan dengan dasaran nilai MPPD. *Downtime* disebabkan karena waktu yang dibutuhkan agar unit proses dapat beroperasi kembali. Perhitungan nilai MPDO dapat menggunakan persamaan 7.8 dan 7.9

$$\begin{aligned} MPDO \text{ (normal)} &= \text{antilog } Y && (7.8 \text{ AIChE, 1994}) \\ \text{Log } Y &= 1.325132 + 0.592471 \times \text{Log } MPPD && (7.9 \text{ AIChE, 1994}) \end{aligned}$$

Berikut adalah contoh perhitungan nilai MPDO pada node 1

$$\begin{aligned} \text{Log } Y &= 1.325132 + 0.592471 \times \text{Log } MPPD \\ \text{Log } Y &= 1.325132 + 0.592471 \times \text{Log } 0.02 \\ \text{Log } Y &= 0.25 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} MPDO \text{ (normal)} &= \text{antilog } Y \\ MPDO \text{ (normal)} &= \text{antilog } 0.25 \end{aligned}$$

$MPDO$ (normal) = 1.79 hari

Berikut adalah hasil rekapitulasi MPDO pada setiap node di PT. Terminal Nilam Utara dapat dilihat pada Tabel 7.8

Tabel 7. 8 Rekapitulasi MPDO pada Setiap Node

Node	MPPD (MM)	MPDO Day
1	\$ 0.02	1.79
2	\$ 11.88	91.62
3	\$ 6.73	65.45

Berdasarkan Tabel 7.8, telah didapatkan nilai dari *maximum probable days outage* (MPDO). Nilai MPDO pada setiap node memiliki nilai yang berbeda. Hal ini dikarenakan nilai MPDO adalah fungsi dari nilai *maximum probable property damage*. Perbedaan nilai MPPD dikarenakan pengaruh dari *radius of exposure* masing-masing node. Nilai MPDO pada node 2 lebih besar dibandingkan dengan node lainnya. Hal ini dipengaruhi oleh nilai *radius of exposure* yang memaparkan kerusakan hingga ke tangki penyimpanan muatan lain yaitu *crude palm oil* (CPO). Hal ini mempengaruhi proses pengadaan peralatan yang diperlukan untuk memperbaiki unit proses.

Berdasarkan buku *dow's fire and explosion index hazard guidelines*, terdapat tiga jenis kemungkinan skenario pengadaan peralatan yakni kemungkinan normal, kemungkinan rendah 70% dan kemungkinan tinggi 70%. Kemungkinan rendah 70% menyatakan tingkat kelangkaan properti rendah dan waktu pengiriman komponen yang cepat, kemungkinan rendah 70% menyatakan sebaliknya.

Kemungkinan ini dapat terjadi karena perusahaan melakukan persediaan *spare part* dari *equipment* atau adanya kemudahan dalam mencari barang pengganti. Semakin rendah kemungkinan pengadaan peralatan, maka akan semakin besar nilai MPDO, sedangkan semakin besar kemungkinan pengadaan, maka semakin rendah nilai MPDO. Pada tugas akhir ini, persamaan yang diambil adalah kemungkinan pengadaan normal dikarenakan komponen yang mudah didapatkan oleh perusahaan dari dalam negeri maupun dari luar.

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BAB VIII

PENILAIAN RISIKO

8.1 Penjelasan Umum

Penilaian risiko diperuntukan dalam menentukan tipe atau tingkat risiko yang terjadi pada sistem. Risiko merupakan hasil dari mengalikan frekuensi dan konsekuensi. Bukan perkalian secara harfiah namun secara matriks. Pada tugas akhir ini, digunakan matriks risiko yang menjadi acuan tingkat risiko yang dapat terjadi pada sistem. Matriks risiko yang digunakan adalah aplikasi dari buku *Guidelines for Fire Protection in Chemical, Petrochemical, and Hydrocarbon Processing Facilities*, matriks risiko PT. Chandra Asri Petrochemical dan normalisasi matriks risiko dengan PT. Terminal Nilam Utara yang selanjutnya ketiga matriks ini akan dibandingkan hasilnya. Pada penelitian ini dilakukan penilaian risiko menggunakan metode *fuzzy inference system* (FIS). Pada tugas akhir ini, metode FIS digunakan untuk menghindari ketegasan suatu *range* pada matriks risiko dan untuk mengetahui nilai dari risiko itu sendiri. Metode ini juga digunakan untuk menilai suatu sistem dengan *multi-input-single-output* (MISO) dimana pada tugas akhir ini untuk mengetahui nilai konsekuensi akhir dari dua jenis konsekuensi yaitu MPPD (*Maximum Probable Property Damage*) dan MPDO (*Maximum Probable Days Outage*) (Türkşen & Celikyilmaz, 2006).

8.2 Matriks Risiko

Matriks risiko digunakan untuk menjadi acuan bagi penilaian risiko. Matriks risiko yang digunakan adalah matriks risiko dalam buku *Guidelines for Fire Protection in Chemical, Petrochemical, and Hydrocarbon Processing Facilities*, matriks risiko PT. Chandra Asri Petrochemical dan normalisasi matriks risiko dengan PT. Terminal Nilam Utara yang selanjutnya ketiga matriks ini akan dibandingkan hasilnya. Hal ini dikarenakan perusahaan Terminal Nilam Utara tidak memiliki matriks risiko. Selanjutnya matriks risiko dalam buku *Guidelines for Fire Protection in Chemical, Petrochemical, and Hydrocarbon Processing Facilities* akan disebut matriks risiko 1, matriks risiko PT. Chandra Asri Petrochemical akan disebut matriks 2 dan matriks normalisasi PT. Terminal Nilam Utara akan disebut matriks risiko 3. Ketiga matriks risiko yang digunakan dapat dilihat pada Lampiran E1.

Matriks yang digunakan adalah matriks 4 x 4 dimana tingkat *likelihood* yang dibagi menjadi empat tingkat yaitu *unlikely, seldom, occasional* dan *frequent*. Sedangkan tingkat *severity* dibagi menjadi empat tingkat yaitu *negligible, minor, critical* dan *major*. Selanjutnya penjelasan masing-masing tingkat akan disesuaikan dengan standar matriks risiko masing-masing. Deskripsi kuantitatif setiap tingkat frekuensi dari masing-masing matriks risiko akan dijelaskan pada sub bab 8.2.1. Sedangkan deskripsi kuantitatif setiap tingkat konsekuensi dari masing-masing matriks risiko akan dijelaskan pada sub bab 8.2.2.

8.2.1 Deskripsi Tingkat Frekuensi pada Matrik Risiko (*Likelihood*)

Pada matriks risiko ini diketahui deskripsi tingkat frekuensi yang dibagi menjadi 4 tingkat yaitu *unlikely*, *seldom*, *occasional* dan *frequent*. Setiap tingkat memiliki nilai kualitatif yang mewakili tingkat frekuensi tersebut. Penjelasan tingkat frekuensi pada matriks risiko 1 dapat dilihat pada Tabel 8.1,

Tabel 8. 1 Deskripsi Tingkat Frekuensi (*Likelihood*) pada Matriks Risiko 1

Likelihood Level	Likelihood Type	Description	Quantitative Value
Level 1	<i>Unlikely</i>	<i>Given current practices and procedures, this incident is not likely to occur at this facility</i>	$f \leq 3.E-02$
Level 2	<i>Seldom</i>	<i>This incident has occurred at a similar facility and may reasonably occur at this facility within the next 30 years</i>	$f > 3.E-02$
Level 3	<i>Occasional</i>	<i>This incident is likely to occur at this facility within the next 15 years</i>	$f > 7.E-02$
Level 4	<i>Frequent</i>	<i>This incident has occurred at this facility and/or is reasonably likely to occur at any time</i>	$f > 1$

Berdasarkan Tabel 8.1 dinyatakan bahwa tingkat frekuensi berdasarkan buku *Guidelines for Fire Protection in Chemical, Petrochemical, and Hydrocarbon Processing Facilities* dibagi menjadi empat tingkat. Keempat tingkat tersebut adalah *unlikely* untuk mewakili level 1, *seldom* untuk mewakili level 2, *occasional* untuk mewakili level 3 dan *frequent* untuk mewakili level 4.

Setiap tingkat mewakili deskripsi masing-masing. *Unlikely* menyatakan bahwa suatu bahaya dapat terjadi namun akan sangat jarang atau memungkinkan untuk tidak terjadi pada fasilitas terkait. *Seldom* menyatakan bahwa suatu bahaya masih memungkinkan untuk terjadi pada 30 tahun kedepan. *Occasional* menyatakan bahwa suatu bahaya mungkin terjadi pada fasilitas terkait pada 15 tahun kedepan. *Frequent* menyatakan bahwa suatu bahaya sangat mungkin terjadi pada fasilitas terkait pada 1 tahun kedepan.

Selain itu, deskripsi tingkat dapat direpresentasikan dalam suatu nilai kuantitatif untuk mempermudah perhitungan risiko kedepannya. *Unlikely* memiliki nilai frekuensi terjadi $f \leq 3.E-02$. *Seldom* memiliki nilai frekuensi terjadi $f > 3.E-02$. *Occasional* memiliki nilai frekuensi terjadi $f > 7.E-02$. *Frequent* memiliki nilai frekuensi terjadi $f > 1$.

Tabel 8. 2 Deskripsi Tingkat Frekuensi (Likelihood) pada Matriks Risiko 2

Likelihood Level	Likelihood Type	Description	Quantitative Value
Level 1	<i>Unlikely</i>	<i>Not likely to occur in the life of the facility, may occur in one of several facilities</i>	$f \leq 1.E-02$
Level 2	<i>Seldom</i>	<i>Likely to occur once in the lifetime of the facility (e.g once every 50 years)</i>	$f > 2.E-02$
Level 3	<i>Occasional</i>	<i>Likely to occur more than once in the life of the facility (e.g once every 10 years)</i>	$f > 1.E-01$
Level 4	<i>Frequent</i>	<i>Likely to occur several times in the life of the facility (e.g once in 1 year)</i>	$f > 1$

Berdasarkan Tabel 8.2 dinyatakan bahwa tingkat frekuensi berdasarkan matriks risiko PT. Chandra Asri Petrochemical dibagi menjadi empat tingkat. Keempat tingkat tersebut adalah *unlikely* untuk mewakili level 1, *seldom* untuk mewakili level 2, *occasional* untuk mewakili level 3 dan *frequent* untuk mewakili level 4.

Setiap tingkat mewakili deskripsi masing-masing. *Unlikely* menyatakan bahwa suatu bahaya dapat terjadi namun akan sangat jarang atau memungkinkan untuk tidak terjadi pada fasilitas terkait. *Seldom* menyatakan bahwa suatu bahaya masih memungkinkan untuk terjadi pada 50 tahun kedepan. *Occasional* menyatakan bahwa suatu bahaya mungkin terjadi pada fasilitas terkait pada 10 tahun kedepan. *Frequent* menyatakan bahwa suatu bahaya sangat mungkin terjadi pada fasilitas terkait pada 1 tahun kedepan.

Selain itu, deskripsi tingkat dapat direpresentasikan dalam suatu nilai kuantitatif untuk mempermudah perhitungan risiko kedepannya. *Unlikely* memiliki nilai frekuensi terjadi $f \leq 1.E-02$. *Seldom* memiliki nilai frekuensi terjadi $f > 2.E-02$. *Occasional* memiliki nilai frekuensi terjadi $f > 1.E-01$. *Frequent* memiliki nilai frekuensi terjadi $f > 1$.

Tabel 8. 3 Deskripsi Tingkat Frekuensi (Likelihood) pada Matriks Risiko 3

Likelihood Level	Likelihood Type	Description	Quantitative Value
Level 1	<i>Unlikely</i>	<i>Likely to occur once every 100 years</i>	$f \leq 1E-02$
Level 2	<i>Seldom</i>	<i>Likely to occur once every 50 years</i>	$f > 2E-02$

(dilanjutkan pada halaman selanjutnya) (melanjutkan dari halaman sebelumnya)			
Level 3	<i>Occasional</i>	<i>Likely to occur once every 10 years</i>	$f > 1E-01$
Level 4	<i>Frequent</i>	<i>Likely to occur once yearly</i>	$f > 1$

Berdasarkan Tabel 8.3 dinyatakan bahwa tingkat frekuensi berdasarkan matriks risiko yang telah dinormalisasi PT. Terminal Nilam Utara dibagi menjadi empat tingkat. Keempat tingkat tersebut adalah *unlikely* untuk mewakili level 1, *seldom* untuk mewakili level 2, *occasional* untuk mewakili level 3 dan *frequent* untuk mewakili level 4.

Setiap tingkat mewakili deskripsi masing-masing. *Unlikely* menyatakan bahwa suatu bahaya dapat terjadi namun akan sangat jarang atau memungkinkan untuk tidak terjadi pada fasilitas terkait dimana perkiraan dapat terjadi pada tahun 100 kedepan. *Seldom* menyatakan bahwa suatu bahaya masih memungkinkan untuk terjadi pada 50 tahun kedepan. *Occasional* menyatakan bahwa suatu bahaya mungkin terjadi pada fasilitas terkait pada 10 tahun kedepan. *Frequent* menyatakan bahwa suatu bahaya sangat mungkin terjadi pada fasilitas terkait pada 1 tahun kedepan.

Selain itu, deskripsi tingkat dapat direpresentasikan dalam suatu nilai kuantitatif untuk mempermudah perhitungan risiko kedepannya. *Unlikely* memiliki nilai frekuensi terjadi $f \leq 1E-02$. *Seldom* memiliki nilai frekuensi terjadi $f > 2.E-02$. *Occasional* memiliki nilai frekuensi terjadi $f > 1.E-01$. *Frequent* memiliki nilai frekuensi terjadi $f > 1$.

8.2.2 Deskripsi Tingkat Konsekuensi pada Matriks Risiko (*Severity*)

Pada matriks risiko ini diketahui deskripsi tingkat konsekuensi yang dibagi menjadi 4 tingkat yaitu *incidental*, *minor*, *serious* dan *major*. Setiap tingkat memiliki nilai kualitatif yang mewakili tingkat konsekuensi tersebut. Penjelasan tingkat konsekuensi pada matriks risiko 1 dapat dilihat pada Tabel 8.4. , matriks risiko 2 dapat dilihat pada Tabel 8.5 dan matriks risiko 3 dapat dilihat pada Tabel 8.6.

Tabel 8. 4 Deskripsi Tingkat Konsekuensi (*Severity*) pada Matriks Risiko 1

Likelihood Level	Likelihood Type	Description	Quantitative Value
Level 1	<i>Incidental</i>	<i>Downtime : Negligible plant downtime Property damage : Minimal equipment damage (less than \$100k)</i>	<i>Downtime : <1 hour Property Damage: < \$100k</i>
Level 2	<i>Minor</i>	<i>Downtime : Possible downtime Property damage : Some equipment damage (\$100k-\$1MM)</i>	<i>Downtime : <24 hour Property Damage: < \$1MM</i>

		(dilanjutkan pada halaman selanjutnya) (melanjutkan dari halaman sebelumnya)	
Level 3	<i>Serious</i>	<i>Downtime : Process areas with up to 30 days plant downtime Property damage : Major damage (\$1MM to 10\$MM)</i>	<i>Downtime : <30 days Property Damage: < \$10 MM</i>
Level 4	<i>Major</i>	<i>Downtime : plant downtime in excess of 30 days Property damage : Major or total destruction to process areas above \$10MM</i>	<i>Downtime : >30 days Property Damage: > \$10 MM</i>

Berdasarkan Tabel 8.4 dinyatakan bahwa tingkat konsekuensi berdasarkan buku *Guidelines for Fire Protection in Chemical, Petrochemical, and Hydrocarbon Processing Facilities* dibagi menjadi empat tingkat. Keempat tingkat tersebut adalah *incidental* untuk mewakili level 1, *minor* untuk mewakili level 2, *serious* untuk mewakili level 3 dan *major* untuk mewakili level 4.

Setiap tingkat mewakili deskripsi masing-masing. *Incidental* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap tidak mengganggu proses operasional dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$100K. *Minor* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap mungkin mengganggu proses operasional dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$1 MM. *Serious* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap mengganggu proses operasional dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$10 MM. *Major* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap sangat mengganggu proses operasional dan kerugian properti lebih dari \$10 MM.

Selain itu, deskripsi tingkat dapat direpresentasikan dalam suatu nilai kuantitatif untuk mempermudah perhitungan risiko kedepannya. *Incidental* menyatakan bahwa *downtime* kurang dari 1 jam dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$100K. *Minor* menyatakan bahwa *downtime* dibawah 24 jam dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$1 MM. *Serious* menyatakan bahwa *downtime* dibawah 30 hari dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$10 MM. *Major* menyatakan bahwa *downtime* lebih dari 30 hari dan kerugian properti lebih dari \$10 MM.

Tabel 8. 5 Deskripsi Tingkat Konsekuensi (Severity) pada Matriks Risiko 2

Likelihood Level	Likelihood Type	Description	Quantitative Value
Level 1	<i>Incidental</i>	<i>Downtime : Negligible Downtime <1 day Property damage : Minimal equipment damage (less than IDR 1M)</i>	<i>Downtime : <1 day Property Damage: < \$10k</i>

		<i>(dilanjutkan pada halaman selanjutnya) (melanjutkan dari halaman sebelumnya)</i>	
Level 2	<i>Minor</i>	<i>Downtime : Possible Downtime below 10 days Property damage : Minor system damage (< IDR 10 MM)</i>	<i>Downtime : <10 days Property Damage: < \$280k</i>
Level 3	<i>Serious</i>	<i>Downtime : Process areas with up to 90 days plant downtime Property damage : Major damage (<\$11,530k)</i>	<i>Downtime : <90 days Property Damage: < \$11,530k</i>
Level 4	<i>Major</i>	<i>Downtime : plant downtime in excess of 90 days Property damage : Major or total destruction to process areas above \$11,530k</i>	<i>Downtime : >90 days Property Damage: > \$11,530k</i>

Berdasarkan Tabel 8.5 dinyatakan bahwa tingkat konsekuensi berdasarkan matriks risiko PT. Chandra Asri Petrochemical dibagi menjadi empat tingkat. Keempat tingkat tersebut adalah *incidental* untuk mewakili level 1, *minor* untuk mewakili level 2, *serious* untuk mewakili level 3 dan *major* untuk mewakili level 4.

Setiap tingkat mewakili deskripsi masing-masing. *Incidental* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap tidak mengganggu proses operasional dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$10K. *Minor* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap mungkin mengganggu proses operasional dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$280K. *Serious* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap mengganggu proses operasional dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$11,530 K. *Major* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap sangat mengganggu proses operasional dan kerugian properti lebih dari \$11,530 K.

Selain itu, deskripsi tingkat dapat direpresentasikan dalam suatu nilai kuantitatif untuk mempermudah perhitungan risiko kedepannya. *Incidental* menyatakan bahwa *downtime* kurang dari 1 hari dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$10K. *Minor* menyatakan bahwa *downtime* dibawah 10 hari dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$280K. *Serious* menyatakan bahwa *downtime* dibawah 90 hari dan kerugian properti yang dialami kurang dari \$11,530 K. *Major* menyatakan bahwa *downtime* lebih dari 90 hari dan kerugian properti lebih dari \$11,530 K.

Tabel 8. 6 Deskripsi Tingkat Konsekuensi (Severity) pada Matriks Risiko 3

Likelihood Level	Likelihood Type	Description	Quantitative Value
Level 1	<i>Incidental</i>	<i>Downtime : Negligible Downtime <1 day Property damage : Minimal equipment damage (less than IDR 1M)</i>	<i>Downtime : <1 day Property Damage: < IDR 1M</i>
Level 2	<i>Minor</i>	<i>Downtime : Possible Downtime below 10 days Property damage : Minor system damage (< IDR 10 MM)</i>	<i>Downtime : <10 days Property Damage: < IDR 10 MM</i>
Level 3	<i>Serious</i>	<i>Downtime : Process areas with up to 30 days plant downtime Property damage : Major damage (< IDR 50MM)</i>	<i>Downtime : <30 days Property Damage: < IDR 50MM</i>
Level 4	<i>Major</i>	<i>Downtime : plant downtime in excess of 30 days Property damage : Major or total destruction to process areas above IDR 50MM</i>	<i>Downtime : >30 days Property Damage: > IDR 50MM</i>

Berdasarkan Tabel 8.6 dinyatakan bahwa tingkat konsekuensi berdasarkan matriks risiko yang dinormalisasi PT. Terminal Nilam Utara dibagi menjadi empat tingkat. Keempat tingkat tersebut adalah *incidental* untuk mewakili level 1, *minor* untuk mewakili level 2, *serious* untuk mewakili level 3 dan *major* untuk mewakili level 4.

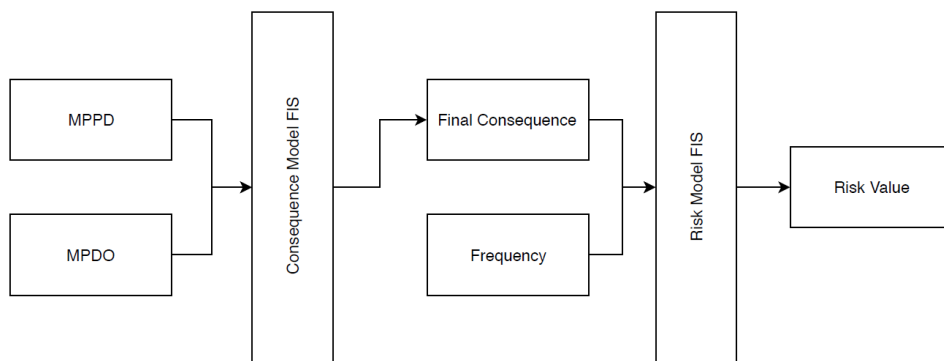
Setiap tingkat mewakili deskripsi masing-masing. *Incidental* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap tidak mengganggu proses operasional dan kerugian properti yang dialami kurang dari IDR 1 MM. *Minor* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap mungkin mengganggu proses operasional dan kerugian properti yang dialami kurang dari IDR 10 MM. *Serious* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap mengganggu proses operasional dan kerugian properti yang dialami kurang dari IDR 50 MM. *Major* menyatakan bahwa konsekuensi berupa *downtime* dianggap sangat mengganggu proses operasional dan kerugian properti lebih dari IDR 50 MM.

Selain itu, deskripsi tingkat dapat direpresentasikan dalam suatu nilai kuantitatif untuk mempermudah perhitungan risiko kedepannya. *Incidental* menyatakan bahwa *downtime* kurang dari 1 hari dan kerugian properti yang dialami kurang dari IDR 1 MM. *Minor* menyatakan bahwa *downtime* dibawah 10 hari dan

kerugian properti yang dialami kurang dari IDR 10 MM. *Serious* menyatakan bahwa *downtime* dibawah 30 hari dan kerugian properti yang dialami kurang dari IDR 50 MM. *Major* menyatakan bahwa *downtime* lebih dari 30 hari dan kerugian properti lebih dari IDR 50 MM.

8.3 Fuzzy Inference System

Fuzzy Inference system (FIS) adalah salah satu metode populer yang digunakan untuk memetakan beberapa fungsi *input* menjadi suatu *output* (MISO) dengan menggunakan *fuzzy logic*. Hasil pemetaan akan dijadikan sebagai acuan untuk dasar pemilihan. Pada tugas akhir ini metode *fuzzy inference system* menggunakan bantuan *software Matlab for academic* yang digunakan pada pemilihan nilai *final consequence* dan pemilihan nilai risiko. Skema penggunaan metode FIS dapat dilihat pada Gambar 8.1.



Gambar 8. 1 Skema penggunaan metode FIS untuk menentukan nilai Final Consequence dan Risk Value

Berdasarkan Gambar 8.1 diketahui bahwa penggunaan metode *Dow's Fire and Explosion Index* (DF&EI) yang telah dilakukan menghasilkan dua jenis konsekuensi yaitu MPPD (*Maximum Probable Property Damage*) dan MPDO (*Maximum Probable Days Outage*). Batas-batas setiap tingkat baik konsekuensi maupun kemungkinan terjadi nya bahaya memiliki nilai yang terlalu objektif. Sedangkan dalam kenyataannya memungkinkan terjadinya suatu risiko yang berada pada batas diantara dua tingkat risiko yang berbeda. Oleh karena itu metode FIS digunakan untuk menimbang keterkaitan antara batas-batas setiap *likelihood* dan *severity* dari matriks risiko.

Selain itu metode FIS dapat digunakan untuk memberikan nilai pada suatu fungsi linguistik. Berdasarkan matriks risiko, hasil risiko direpresentasikan kedalam tiga fungsi linguistik yaitu *acceptable*, *ALARP* dan *not acceptable*. Akan tetapi untuk memudahkan dalam melakukan penyusunan strategi manajemen risiko kedepannya, suatu risiko harus dapat diurutkan berdasarkan prioritas risiko yang paling rawan. Oleh sebab itu metode FIS digunakan untuk mencari nilai konsekuensi keseluruhan yang selanjutnya digunakan untuk mencari nilai risiko (*risk value*).

Suatu tingkat risiko dinyatakan dalam suatu nilai agar dapat diketahui risiko yang paling rawan. Pada tugas akhir ini, metode FIS yang digunakan adalah tipe mamdani yang merupakan pengaturan dasar dari *software Matlab*. Tipe mamdani digunakan karena hasil *fuzzy set* pada output dapat didefuzifikasi kembali menjadi bilangan *crisp* (tegas).

8.4 Penilaian Nilai Akhir Konsekuensi (*Final Consequence*)

Penilaian nilai akhir konsekuensi menggunakan dua input yaitu MPPD dan MPDO. Kedua input tersebut akan menjadi acuan guna menentukan nilai output yaitu nilai akhir konsekuensi. Kedua nilai konsekuensi tersebut harus diasumsikan dalam suatu nilai logika (*membership function/ MFc*) agar dapat dilakukan perhitungan menggunakan metode FIS. Penentuan nilai MFc harus sesuai dengan matriks risiko yang menjadi standar acuan penilaian risiko. Contoh pembagian nilai MFc yang disesuaikan dengan matriks risiko 1 dapat dilihat pada Tabel 8.7 sedangkan hasil pembagian MFc untuk matriks risiko 2 dan 3 dapat dilihat pada Lampiran E2.

Tabel 8. 7 Pembagian Nilai Membership Function Konsekuensi pada Matriks Risiko

Consequence Level	MPPD	MPDO	Membership Function
Incidental	<\$100k	<1 hour	0-10
Minor	\$100k-\$1MM	1-24 hour	10-20
Serious	\$1MM-\$10MM	24-720 hour	20-30
Major	>\$10MM	>720 hour	30-40

Berdasarkan Tabel 8.7 dijelaskan bahwa nilai *membership function* 0 sampai 10 mewakili konsekuensi MPPD kurang dari \$100k dan MPDO kurang dari 1 jam. Nilai *membership function* 10-20 mewakili konsekuensi MPPD antara \$100k hingga \$1MM dan MPDO 1 sampai 24 jam. Nilai *membership function* 20-30 mewakili konsekuensi MPPD antara \$1MM hingga \$10MM dan MPDO 24 sampai 720 jam. Nilai *membership function* 30-40 mewakili konsekuensi MPPD diatas \$10MM dan MPDO diatas 720 jam.

Nilai untuk matriks risiko 2 dijelaskan bahwa nilai *membership function* 0 sampai 10 mewakili konsekuensi MPPD kurang dari \$10k dan MPDO kurang dari 1 hari. Nilai *membership function* 10-20 mewakili konsekuensi MPPD antara \$10k hingga \$280k dan MPDO 1 sampai 10 hari. Nilai *membership function* 20-30 mewakili konsekuensi MPPD antara \$280k hingga \$11,530k dan MPDO 10 sampai 90 hari. Nilai *membership function* 30-40 mewakili konsekuensi MPPD diatas \$11,530k dan MPDO diatas 90 hari.

Nilai untuk matriks risiko 3 dijelaskan bahwa nilai *membership function* 0 sampai 10 mewakili konsekuensi MPPD kurang dari IDR 1 M dan MPDO kurang dari 1 hari. Nilai *membership function* 10-20 mewakili konsekuensi MPPD antara IDR 1 MM

hingga IDR 10 MM dan MPDO 1 sampai 10 hari. Nilai *membership function* 20-30 mewakili konsekuensi MPPD antara IDR 10MM hingga IDR 50 MM dan MPDO 10 sampai 30 hari. Nilai *membership function* 30-40 mewakili konsekuensi MPPD diatas IDR 50 MM dan MPDO diatas 30 hari.

Nilai *membership function* tersebut akan digunakan sebagai input pada logika fuzzy yang akan digunakan untuk mencari nilai akhir konsekuensi. Sedangkan nilai *membership function* yang digunakan pada sisi output serupa dengan input dikarenakan output akhir menghasilkan empat level konsekuensi serupa yaitu *incidental*, *minor*, *serious* dan *major*.

8.4.1 Nilai dan Level Konsekuensi MPPD

Dalam menentukan nilai dan level konsekuensi MPPD, dibutuhkan rekapitulasi hasil dari nilai konsekuensi MPPD. Berikut adalah nilai konsekuensi MPPD, level MPPD dan nilai *membership function* contoh matriks risiko1 yang dapat dilihat pada Tabel 8.8

Tabel 8. 8 Nilai dan Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko

Jet Fire			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 1
1	\$ 13,464.39	Incidental	1.35
2	\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$ 6,214,097.23	Serious	25.79
VCE			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 1
1	\$ 13,464.39	Incidental	1.35
2	\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$ 6,214,097.23	Serious	25.79
Pool Fire			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 1
1	\$ 13,464.39	Incidental	1.35
2	\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$ 6,214,097.23	Serious	25.79

Berdasarkan Tabel 8.8 nilai dari konsekuensi MPPD pada node 1 masuk dalam tingkat *incidental* dengan nilai konsekuensi 1.35, nilai dari konsekuensi pada node 2 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi 40.00 sedangkan nilai dari konsekuensi pada node 3 masuk dalam tingkat *serious* dengan nilai konsekuensi 25.79.

Nilai konsekuensi MPPD berdasarkan matriks risiko 2 nilai dari konsekuensi pada node 1 masuk dalam tingkat *minor* dengan nilai konsekuensi 10.57, nilai dari konsekuensi pada node 2 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi

40.00 sedangkan nilai dari konsekuensi pada node 3 masuk dalam tingkat *serious* dengan nilai konsekuensi 25.74.

Nilai konsekuensi MPPD berdasarkan matriks risiko 3 nilai dari konsekuensi pada node 1 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi 30.01, nilai dari konsekuensi pada node 2 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi 40.00 sedangkan nilai dari konsekuensi pada node 3 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi 35.67.

8.4.2 Nilai dan Level Konsekuensi MPDO

Dalam menentukan nilai dan level konsekuensi MPDO, dibutuhkan rekapitulasi hasil dari nilai konsekuensi MPDO. Contoh pembagian nilai MFC yang disesuaikan dengan matriks risiko 1 dapat dilihat pada Tabel 8.9 sedangkan hasil pembagian MFC untuk matriks risiko 2 dan 3 dapat dilihat pada Lampiran E3.

Tabel 8. 9 Nilai dan Level Konsekuensi MPDO Matriks Risiko 1

Jet Fire			
Node	Konsekuensi MPDO (Days)	Level Konsekuensi MPDO Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 1
1	1.79	Serious	20.27
2	91.62	Major	40.00
3	65.45	Major	35.75
VCE			
Node	Konsekuensi MPDO (Days)	Level Konsekuensi MPDO Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 1
1	1.79	Serious	20.27
2	91.62	Major	40.00
3	65.45	Major	35.75
Pool Fire			
Node	Konsekuensi MPDO (Days)	Level Konsekuensi MPDO Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 1
1	1.79	Serious	20.27
2	91.62	Major	40.00
3	65.45	Major	35.75

Berdasarkan Tabel 8.9 nilai dari konsekuensi MPDO berdasarkan matriks 1 pada node 1 masuk dalam tingkat *serious* dengan nilai konsekuensi 20.27, nilai dari konsekuensi pada node 2 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi 40.00 sedangkan nilai dari konsekuensi pada node 3 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi 35.75.

Nilai dari konsekuensi MPDO berdasarkan matriks 2 pada node 1 masuk dalam tingkat *serious* dengan nilai konsekuensi 20.88, nilai dari konsekuensi pada node 2 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi 40.00 sedangkan nilai

dari konsekuensi pada node 3 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi 26.93.

Nilai dari konsekuensi MPDO berdasarkan matriks 3 pada node 1 masuk dalam tingkat *serious* dengan nilai konsekuensi 10.88, nilai dari konsekuensi pada node 2 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi 40.00 sedangkan nilai dari konsekuensi pada node 3 masuk dalam tingkat *major* dengan nilai konsekuensi 35.75.

8.4.3 Proses Penentuan Nilai Akhir Konsekuensi

Terdapat beberapa langkah yang terdapat dalam metode FIS. Bermulai dari fuzzifikasi, penerapan fuzzy operator, implikasi, agregasi dan defuzzifikasi. Fuzzifikasi digunakan untuk memberikan nilai *membership* pada input-input yang akan diproses kedalam metode FIS. Pada tugas akhir ini fuzzifikasi dilakukan dengan menggunakan *membership function* gaussian dimana umum digunakan dalam proses perhitungan dengan metode FIS. Persamaan fungsi gaussian dapat dilihat pada persamaan 8.1

$$\mu_A(x) = \exp\left[-\frac{1}{2} \left(\frac{x-m}{\sigma}\right)^2\right] \dots\dots\dots (8.1 \text{ (Karimpour \& Zaraghami, 2014)})$$

Dimana:

- x = bilangan fuzzy dari himpunan fuzzy
- m = nilai tengah atau mean
- σ = Standar deviasi (68.2 % mean)

Membership *function* pada setiap input yaitu MPPD dan MPDO dapat dilihat pada Tabel 8.10 yang selanjutnya dapat digambarkan dalam *software Matlab* yang dapat dilihat pada Gambar 8.1

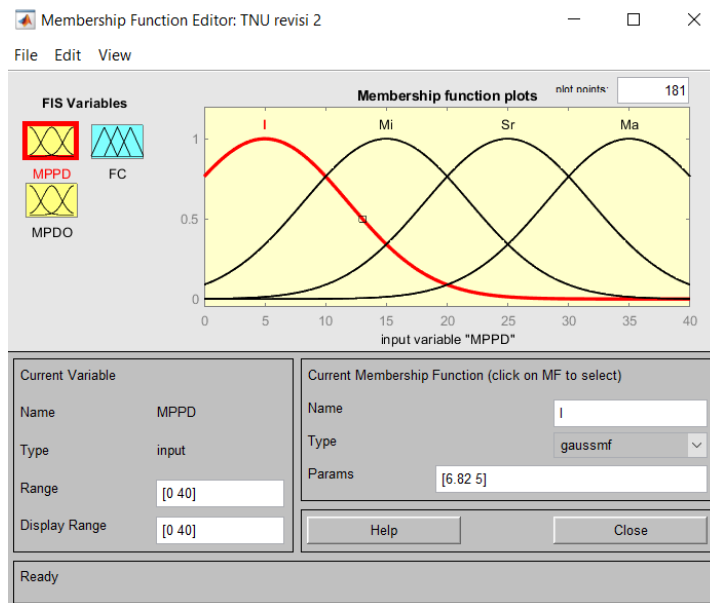
Tabel 8. 10 Gaussian Membership Function

Input	Universe of Discourse	Membership function	MF	σ
MPPD	[0 40]	Incidental	0-10	6.82
		Minor	10-20	6.82
		Serious	20-30	6.82
		Major	30-40	6.82
MPDO	[0 40]	Incidental	0-10	6.82
		Minor	10-20	6.82
		Serious	20-30	6.82
		Major	30-40	6.82

Berdasarkan Tabel 8.10 dijelaskan bahwa persamaan gaussian akan digunakan untuk memberikan *membership function* pada setiap *range* baik tingkat

frekuensi atau konsekuensi. Untuk setiap range memiliki nilai tengah yang sama yaitu 5 dengan standar deviasi 6.82 yang membagi setiap *range* level frekuensi atau konsekuensi. Penentuan nilai deviasi berdasarkan persamaan 8.1 dimana memiliki nilai 68.2% dari nilai tengah suatu data.

Pada tugas akhir ini, suatu nilai konsekuensi baik MPPD dan MPDO dinormalisasi menjadi suatu skala 0-40. Skala ini disebut sebagai *universe of discourse* atau bisa disebut sebagai himpunan semesta yang akan menjadi acuan dalam menentukan nilai *membership function* setiap input fuzzy. Pemilihan skala 0-40 dipilih secara subjektif oleh penulis untuk memudahkan dalam melakukan normalisasi nilai konsekuensi kedalam himpunan semesta fuzzy.



Gambar 8. 2 Membership Function Plots

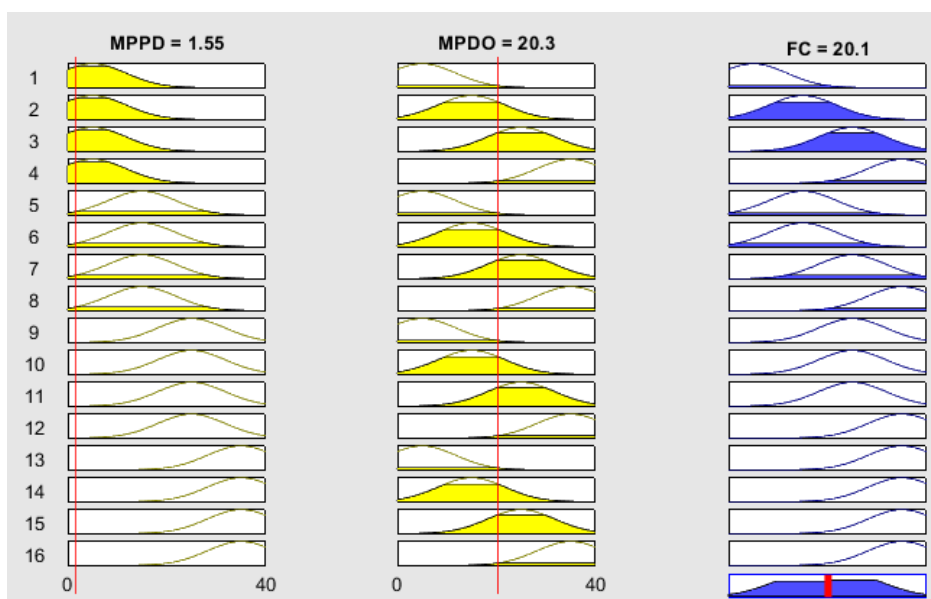
Berdasarkan Gambar 8.2 menjelaskan parameter dan range yang dimasukkan dalam aplikasi *matlab* yang digunakan untuk melakukan FIS. Pengaturan *range* dan *params* diperlukan untuk mendapatkan *membership function* yang telah disesuaikan dengan matriks risiko. Setelah melakukan pemetaan *membership function*, langkah selanjutnya adalah perumusan *rules* yang didasari oleh *fuzzy operator*. *Rules* disusun dengan mengacu pada pandangan perusahaan yaitu pada perhitungan *final consequence* ini, suatu kejadian yang menghasilkan dua konsekuensi dengan tingkat yang berbeda, maka dilihat tingkat konsekuensi yang paling besar dari input (*antecedent*) sebagai acuan dasar untuk menentukan kesimpulan pada sisi *output (consequent)*.

Dalam metode FIS, satu *rules* tidak langsung mengindikasikan kesimpulan suatu perhitungan, namun *output* setiap *rules* akan dievaluasi oleh metode FIS. Oleh sebab itu jika hanya menimbang satu *rules* saja hasil yang didapat tidak akan terlalu berguna (MathWorks, 1997). Pada pencarian nilai akhir konsekuensi,

kedua konsekuensi awal yaitu MPPD dan MPDO adalah hasil dari timbulnya kebakaran dan ledakan. Dalam mencari nilai konsekuensi akhir, fungsi operator IF-THEN digunakan untuk menentukan hubungan yang mendasari kedua konsekuensi tersebut.

Berdasarkan diskusi dengan kepala divisi operasional PT. Terminal Nilam Utara, jika kedua konsekuensi memiliki tingkat konsekuensi yang berbeda, maka tingkat konsekuensi gabungan yang dilihat oleh perusahaan adalah tingkat konsekuensi yang lebih tinggi. Hal ini juga dilakukan dalam penelitian yang dilakukan oleh Tsatalzinos pada tulisannya yang berjudul “ *An intelligent fuzzy inference system for risk estimation using Matlab platform: the case of forest fires in Greece* ”.

Setelah menentukan *rules*, proses selanjutnya adalah menentukan implikasi dan agregasi. Proses implikasi dan agregasi nilai konsekuensi akhir pada node 1 matriks risiko 1 dengan menggunakan *software Matlab* dapat dilihat pada Gambar 8.3



Gambar 8. 3 Proses implikasi dan agregasi konsekuensi akhir pada node 1 matriks 1

Berdasarkan Gambar 8.3 proses implikasi yang digunakan adalah *max-min method*. *Max-min method* adalah suatu metode implikasi dan agregasi yang dilakukan pada proses FIS mamdani, dimana implikasi minimal akan dilakukan pada setiap aturan yang akan menghasilkan input dan selanjutnya akan menghasilkan agregasi atau pengumpulan hasil implikasi dengan agregasi maksimal dengan menggabungkan setiap hasil implikasi.

Metode ini merupakan pengaturan dasar jika menggunakan FIS metode mamdani. (Behret, Ucal, & Kahram, 2012). Sedangkan proses defuzzifikasi akan menggunakan metode *centroid* yang merupakan metode untuk mencari nilai optimal atau stabil dari suatu agregasi. Metode *centroid* adalah metode yang umum

digunakan untuk mencari nilai akhir dari fuzzy set *output*. Contoh proses FIS mamdani pada penilaian nilai akhir konsekuensi pada node 1 dapat dilihat pada Gambar 8.3 untuk matriks 1.

Selain itu dinyatakan bahwa proses FIS mamdani melakukan kalkulasi berdasarkan hasil implikasi pada setiap himpunan fuzzy. Hasil setiap implikasi akan dijumlah dengan metode agregasi yang selanjutnya akan di defuzifikasi agar mendapatkan nilai tegasnya kembali. Hasil rekapitulasi nilai akhir konsekuensi berdasarkan masing-masing matriks risiko dapat dilihat pada Tabel 8.11

Tabel 8. 11 Nilai Akhir Konsekuensi

Node	Nilai Konsekuensi Akhir Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Akhir Matriks Risiko 2	Nilai Konsekuensi Akhir Matriks Risiko 3
1	20.1	20.3	26.5
2	30.7	30.7	30.7
3	29.4	24.1	29.4
Node	Nilai Konsekuensi Akhir Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Akhir Matriks Risiko 2	Nilai Konsekuensi Akhir Matriks Risiko 3
1	20.1	20.3	26.5
2	30.7	30.7	30.7
3	29.4	24.1	29.4
Node	Nilai Konsekuensi Akhir Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Akhir Matriks Risiko 2	Nilai Konsekuensi Akhir Matriks Risiko 3
1	20.1	20.3	26.5
2	30.7	30.7	30.7
3	29.4	24.1	29.4

Berdasarkan Tabel 8.11 telah menjelaskan nilai akhir konsekuensi yaitu dari ketiga matriks memiliki perbedaan nilai yang mengindikasikan pemilihan standar acuan akan menyebabkan perbedaan nilai akhir konsekuensi. Berdasarkan matriks 1, nilai konsekuensi akhir pada node 1 memiliki nilai 20.1 sehingga memiliki level *serious* berdasarkan matriks risiko yang diambil dari buku *Guidelines for Fire Protection in Chemical, Petrochemical, and Hydrocarbon Processing Facilities*. Nilai konsekuensi akhir pada node 2 memiliki nilai 30.7 sehingga memiliki level *major*, sedangkan nilai konsekuensi akhir pada node 3 memiliki nilai 29.4 sehingga dikategorikan kedalam level *serious*.

Berdasarkan matriks 2, nilai konsekuensi akhir pada node 1 memiliki nilai 20.3 sehingga memiliki level *serious* berdasarkan matriks risiko yang diambil dari PT. Chandra Asri Petrochemical. Nilai konsekuensi akhir pada node 2 memiliki nilai 30.7 sehingga memiliki level *major*, sedangkan nilai konsekuensi akhir pada node 3 memiliki nilai 24.1 sehingga dikategorikan kedalam level *serious*.

Berdasarkan matriks 3, nilai konsekuensi akhir pada node 1 memiliki nilai 26.5 sehingga memiliki level *serious* berdasarkan matriks risiko yang dinormalisasi oleh PT. Terminal Nilam Utara. Nilai konsekuensi akhir pada node 2 memiliki nilai 30.7 sehingga memiliki level *major*, sedangkan nilai konsekuensi

akhir pada node 3 memiliki nilai 29.4 sehingga dikategorikan kedalam level *serious*. Matriks 3 memiliki nilai akhir konsekuensi yang relatif tinggi dikarenakan memiliki standar yang lebih ketat dibandingkan matriks 1 dan matriks 2. Nilai setiap konsekuensi akhir merupakan nilai stabil akibat konsekuensi yang ditimbulkan oleh bahaya kebakaran dan ledakan.

8.5 Penilaian Nilai Risiko (*Risk Value*)

Penilaian nilai risiko menggunakan dua input yaitu *final consequence* (FC) dan frekuensi kejadian. Kedua input tersebut harus diasumsikan dalam suatu nilai logika (*membership function/ MF*) agar dapat dilakukan perhitungan menggunakan metode FIS. Penentuan nilai MF harus sesuai dengan matriks risiko yang menjadi standar acuan penilaian risiko. Pada tugas akhir ini, suatu nilai frekuensi dinormalisasi menjadi suatu skala 0-40. Skala ini disebut sebagai *universe of discourse* atau bisa disebut sebagai himpunan semesta yang akan menjadi acuan dalam menentukan nilai *membership function* setiap input fuzzy. Pemilihan skala 0-40 dipilih secara subjektif oleh penulis untuk memudahkan dalam melakukan normalisasi nilai frekuensi kedalam himpunan semesta fuzzy.

8.5.1 Nilai dan Level Frekuensi

Dalam menentukan nilai dan level frekuensi, dibutuhkan rekapitulasi hasil dari nilai frekuensi dari perhitungan sebelumnya. Rekapitulasi nilai frekuensi, level frekuensi dan nilai *membership function* yang dapat dilihat pada Lampiran E4. Berdasarkan pembagian nilai *membership function* yang telah dilakukan, ditunjukkan bahwa, setiap matriks risiko merepresentasikan nilai *membership function* yang berbeda walaupun memiliki nilai frekuensi yang sama. Hal ini dikarenakan setiap matriks risiko memiliki batas tingkat yang berbeda dari tingkat *unlikely, seldom, occasional* dan *frequent*. Pada matriks 1 memiliki nilai *membership function* yang relatif lebih rendah karena diaplikasikan dari buku yang memiliki sifat umum, sehingga dapat dibilang matriks umum yang belum disesuaikan dengan perusahaan. Sedangkan pada matriks 2 dan matriks 3 cenderung memiliki nilai yang lebih tinggi dikarenakan telah disesuaikan dengan perusahaan.

8.5.2 Proses Penilaian Nilai Risiko (*Risk Value*)

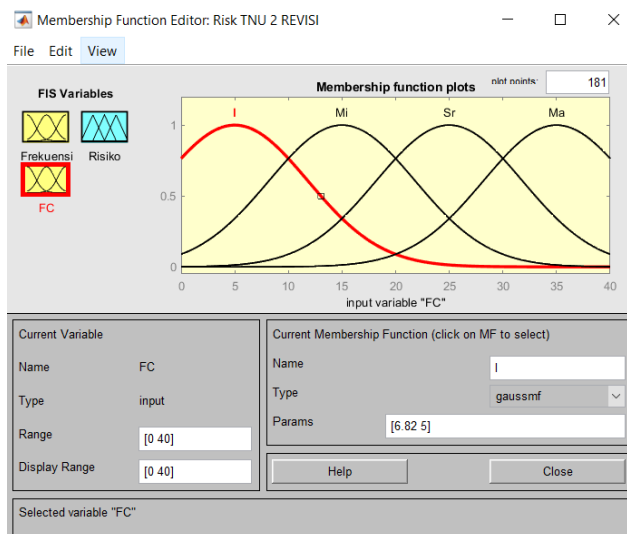
Penerapan metode FIS dalam menilai nilai risiko memiliki langkah-langkah pengerjaan yang sama dengan penilaian nilai akhir konsekuensi yaitu fuzzifikasi, penerapan fuzzy operator, implikasi, agregasi dan defuzzifikasi. *Membership function* pada setiap input yaitu *final consequence* (FC) dan frekuensi dapat dilihat pada Tabel 8.12 yang selanjutnya dapat digambarkan dalam *software Matlab* yang dapat dilihat pada Gambar 8.4.

Tabel 8. 12 Membership Function FC dan Frekuensi

Input	Universe of Discourse	Membership function	MF	σ
FC	[0 40]	Incidental	0-10	6.82
		Minor	10-20	6.82
		Serious	20-30	6.82
		Major	30-40	6.82
Frekuensi	[0 40]	Unlikely	0-10	6.82
		Seldom	10-20	6.82
		Occasional	20-30	6.82
		Frequent	30-40	6.82

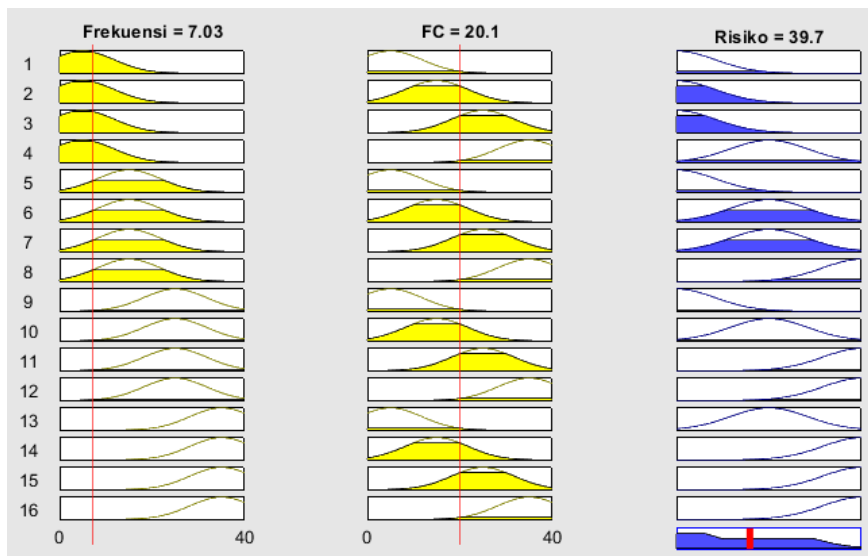
Berdasarkan Tabel 8.12 dijelaskan bahwa persamaan gaussian akan digunakan untuk memberikan *membership function* pada setiap *range* baik tingkat frekuensi atau konsekuensi. Untuk setiap range memiliki nilai tengah yang sama yaitu 5 dengan standar deviasi 6.82 yang membagi setiap *range* level frekuensi atau konsekuensi. Penentuan nilai deviasi berdasarkan persamaan 8.1 dimana memiliki nilai 68.2% dari nilai tengah suatu data.

Pada tugas akhir ini, suatu nilai akhir konsekuensi dinormalisasi menjadi suatu skala 0-40. Hal ini juga dilakukan untuk normalisasi frekuensi menjadi skala 0-40. Skala ini disebut sebagai *universe of discourse* atau bisa disebut sebagai himpunan semesta yang akan menjadi acuan dalam menentukan nilai *membership function* setiap input fuzzy. Pemilihan skala 0-40 dipilih secara subjektif oleh penulis untuk memudahkan dalam melakukan normalisasi nilai akhir konsekuensi dan frekuensi kedalam himpunan semesta fuzzy.



Gambar 8. 4 Membership Function Plot (FC)

Setelah melakukan pemetaan *membership function*, langkah selanjutnya adalah perumusan *rules* yang didasari oleh *fuzzy operator*. *Rules* ditentukan dengan mengacu pada matriks risiko yang digunakan dimana FC dan frekuensi menjadi input (*antecedent*) dan nilai risiko adalah output (*consequent*). Pada FIS untuk mencari nilai risiko, telah dirumuskan 16 *rules*. Proses FIS mamdani pada penilaian nilai risiko pada node 1 dapat dilihat pada Gambar 8.5 untuk matriks 1.



Gambar 8. 5 Hasil implikasi dan agregasi nilai risiko node 1 skenario 1 pada matriks 1

Berdasarkan Gambar 8.5 proses implikasi yang digunakan adalah *max-min method*. *Max-min method* adalah suatu metode implikasi dan agregasi yang dilakukan pada proses FIS mamdani, dimana implikasi minimal akan dilakukan pada setiap aturan yang akan menghasilkan input dan selanjutnya akan menghasilkan agregasi atau pengumpulan hasil implikasi dengan agregasi maksimal dengan menggabungkan setiap hasil implikasi.

Metode ini merupakan pengaturan dasar jika menggunakan FIS metode mamdani. (Behret, Ucal, & Kahram, 2012). Sedangkan proses defuzzifikasi akan menggunakan metode *centroid* yang merupakan metode untuk mencari nilai optimal atau stabil dari suatu agregasi. Metode *centroid* adalah metode yang umum digunakan untuk mencari nilai akhir dari fuzzy set *output*. Contoh proses FIS mamdani pada penilaian nilai akhir konsekuensi pada node 1 dapat dilihat pada Gambar 8.3 untuk matriks 1.

Selain itu dinyatakan bahwa proses FIS mamdani melakukan kalkulasi berdasarkan hasil implikasi pada setiap himpunan fuzzy. Hasil setiap implikasi akan dijumlah dengan metode agregasi yang selanjutnya akan di defuzifikasi agar mendapatkan nilai tegasnya kembali. Rekapitulasi hasil nilai risiko berdasarkan masing-masing matriks risiko dapat dilihat pada Lampiran E5.

Berdasarkan hasil perhitungan dengan menggunakan metode FIS, ditunjukkan bahwa setiap matriks risiko merepresentasikan nilai risiko yang berbeda-beda. Hal ini demikian setiap matriks risiko memiliki batas nilai representasi *acceptable*, *ALARP* dan *not acceptable* yang berbeda-beda berdasarkan metode FIS. Matriks 1 memiliki batas *acceptable* pada nilai 41.6, batas *ALARP* pada nilai 58.4. Matriks 2 memiliki batas *acceptable* pada nilai 37.7, batas *ALARP* pada nilai 72.4. Sedangkan matriks 3 memiliki batas *acceptable* pada nilai 41.7 dan batas *ALARP* 58.4.

8.6 Rekapitulasi Nilai Risiko

Berdasarkan perhitungan nilai risiko pada seluruh node dan skenario kebocoran, telah didapat nilai-nilai risiko yang merepresentasikan akibat konsekuensi yang diderita yaitu *jet fire*, *VCE* dan *pool fire*. Hasil setiap konsekuensi yang diderita dapat dilihat pada sub bab berikut.

8.6.1 Rekapitulasi Level Risiko *Jet Fire*

Setelah melakukan perhitungan nilai risiko menggunakan metode FIS, hasil dari setiap risiko adalah masih dapat diterima namun perlu bagi perusahaan untuk mempertimbangkan langkah-langkah untuk menjaga agar risiko tetap pada level yang dapat diterima. Berikut adalah rekapitulasi nilai risiko *jet fire* pada setiap node dapat dilihat pada Tabel 8.13

Tabel 8. 13 Rekapitulasi Level Risiko *Jet Fire*

Risk Level (Matriks Risiko 1)				
Node	Tolerable	ALARP	Not Tolerable	Average Risk Value
1	5	0	0	38.02
2	0	5	0	45.96
3	0	5	0	44.76
Risk Level (Matriks Risiko 2)				
Node	Tolerable	ALARP	Not Tolerable	Average Risk Value
1	5	0	0	34.36
2	0	5	0	46.04
3	0	5	0	39.54
Risk Level (Matriks Risiko 3)				
Node	Tolerable	ALARP	Not Tolerable	Average Risk Value
1	0	5	0	52.18
2	0	5	0	54.20
3	0	5	0	54.00

Berdasarkan Tabel 8.13 dijelaskan bahwa pada skenario bahaya *jet fire* dengan penilaian berdasarkan matriks risiko 1, dinyatakan memiliki 5 skenario pada node 1 dengan tingkat risiko *acceptable*, 5 skenario pada node 2 dengan tingkat risiko *ALARP*, dan 5 skenario pada node 3 dengan tingkat *ALARP*.

Berdasarkan matriks risiko 2, dinyatakan memiliki 5 skenario pada node 1 dengan tingkat risiko *acceptable*, 5 skenario pada node 2 dengan tingkat risiko *ALARP*, dan 5 skenario pada node 3 dengan tingkat *ALARP*. Sedangkan dengan menggunakan matriks risiko 3 dinyatakan memiliki 5 skenario pada node 1 dengan tingkat risiko *ALARP*, 5 skenario pada node 2 dengan tingkat risiko *ALARP*, dan 5 skenario pada node 3 dengan tingkat *ALARP*. Hal ini menunjukkan bahwa PT. Terminal Nilam Utara menggunakan standar matriks risiko yang terlalu ketat dan kurang relevan dengan konsekuensi bahaya kebakaran dan ledakan sehingga sistem terlihat dalam kondisi yang sangat berbahaya.

Oleh sebab itu PT. Terminal Nilam Utara memilih untuk menggunakan standar matriks risiko dengan mengadopsi dari matriks risiko PT. Chandra Asri Petrochemical yang dirasa perusahaan lebih relevan dibandingkan menggunakan matriks risiko berdasarkan buku yang dianggap masih terlalu umum. Walaupun hasil dari standar matriks risiko berbeda-beda, node 2 pada sistem memiliki nilai risiko yang tertinggi. Hal ini dikarenakan dalam penilaian konsekuensi yang telah dilakukan, jika terjadi kebakaran dan ledakan akan berpotensi merusak sistem dan tangki lain selain metanol.

8.6.2 Rekapitulasi Level Risiko VCE

Setelah melakukan perhitungan nilai risiko menggunakan metode FIS, hasil dari setiap risiko adalah masih dapat diterima namun perlu bagi perusahaan untuk mempertimbangkan langkah-langkah untuk menjaga agar risiko tetap pada level yang dapat diterima. Berikut adalah rekapitulasi nilai risiko VCE pada setiap node dapat dilihat pada tabel 8.14

Tabel 8. 14 Rekapitulasi Level Risiko VCE

Risk Level (Matriks Risiko 1)				
Node	Tolerable	ALARP	Not Tolerable	Average Risk Value
1	5	0	0	39.38
2	0	5	0	47.10
3	0	5	0	45.94

Risk Level (Matriks Risiko 2)				
Node	Tolerable	ALARP	Not Tolerable	Average Risk Value
1	5	0	0	35.54
2	0	5	0	47.20

(dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

(melanjutkan dari halaman sebelumnya)

3	0	5	0	40.26
Risk Level (Matriks Risiko 3)				
Node	Tolerable	ALARP	Not Tolerable	Average Risk Value
1	0	5	0	53.00
2	0	5	0	55.40
3	0	5	0	55.14

Berdasarkan Tabel 8.14 dijelaskan bahwa pada skenario bahaya *vapor cloud explosion* dengan penilaian berdasarkan matriks risiko 1, dinyatakan memiliki 5 skenario pada node 1 dengan tingkat risiko *acceptable*, 5 skenario pada node 2 dengan tingkat risiko *ALARP*, dan 5 skenario pada node 3 dengan tingkat *ALARP*.

Berdasarkan matriks risiko 2, dinyatakan memiliki 5 skenario pada node 1 dengan tingkat risiko *acceptable*, 5 skenario pada node 2 dengan tingkat risiko *ALARP*, dan 5 skenario pada node 3 dengan tingkat *ALARP*. Sedangkan dengan menggunakan matriks risiko 3 dinyatakan memiliki 5 skenario pada node 1 dengan tingkat risiko *ALARP*, 5 skenario pada node 2 dengan tingkat risiko *ALARP*, dan 5 skenario pada node 3 dengan tingkat *ALARP*. Hal ini menunjukkan bahwa PT.Terminal Nilam Utara menggunakan standar matriks risiko yang terlalu ketat dan kurang relevan dengan konsekuensi bahaya kebakaran dan ledakan sehingga sistem terlihat dalam kondisi yang sangat berbahaya.

Oleh sebab itu PT. Terminal Nilam Utara memilih untuk menggunakan standar matriks risiko dengan mengadopsi dari matriks risiko PT. Chandra Asri Petrochemical yang dirasa perusahaan lebih relevan dibandingkan menggunakan matriks risiko berdasarkan buku yang dianggap masih terlalu umum. Walaupun hasil dari standar matriks risiko berbeda-beda, node 2 pada sistem memiliki nilai risiko yang tertinggi. Hal ini dikarenakan dalam penilaian konsekuensi yang telah dilakukan, jika terjadi kebakaran dan ledakan akan berpotensi merusak sistem dan tangki lain selain metanol.

8.6.3 Rekapitulasi Level Risiko *Pool Fire*

Setelah melakukan perhitungan nilai risiko menggunakan metode FIS, hasil dari setiap risiko adalah masih dapat diterima namun perlu bagi perusahaan untuk mempertimbangkan langkah-langkah untuk menjaga agar risiko tetap pada level yang dapat diterima. Berikut adalah rekapitulasi nilai risiko *pool fire* pada setiap node dapat dilihat pada Tabel 8.15

Tabel 8. 15 Rekapitulasi Level Risiko Pool Fire

Risk Level (Matriks Risiko 1)				
Node	Tolerable	ALARP	Not Tolerable	Average Risk Value
1	5	0	0	39.66
2	0	5	0	47.76
3	0	5	0	46.66
Risk Level (Matriks Risiko 2)				
Node	Tolerable	ALARP	Not Tolerable	Average Risk Value
1	5	0	0	35.90
2	0	5	0	47.80
3	0	5	0	40.64
Risk Level (Matriks Risiko 3)				
Node	Tolerable	ALARP	Not Tolerable	Average Risk Value
1	0	5	0	52.88
2	0	5	0	56.04
3	0	5	0	55.76

Berdasarkan tabel 8.15 dijelaskan bahwa pada skenario bahaya *pool fire* dengan penilaian berdasarkan matriks risiko 1, dinyatakan memiliki 5 skenario pada node 1 dengan tingkat risiko *acceptable*, 5 skenario pada node 2 dengan tingkat risiko *ALARP*, dan 5 skenario pada node 3 dengan tingkat *ALARP*.

Berdasarkan matriks risiko 2, dinyatakan memiliki 5 skenario pada node 1 dengan tingkat risiko *acceptable*, 5 skenario pada node 2 dengan tingkat risiko *ALARP*, dan 5 skenario pada node 3 dengan tingkat *ALARP*. Sedangkan dengan menggunakan matriks risiko 3 dinyatakan memiliki 5 skenario pada node 1 dengan tingkat risiko *ALARP*, 5 skenario pada node 2 dengan tingkat risiko *ALARP*, dan 5 skenario pada node 3 dengan tingkat *ALARP*. Hal ini menunjukkan bahwa PT.Terminal Nilam Utara menggunakan standar matriks risiko yang terlalu ketat dan kurang relevan dengan konsekuensi bahaya kebakaran dan ledakan sehingga sistem terlihat dalam kondisi yang sangat berbahaya.

Oleh sebab itu PT. Terminal Nilam Utara memilih untuk menggunakan standar matriks risiko dengan mengadopsi dari matriks risiko PT. Chandra Asri Petrochemical yang dirasa perusahaan lebih relevan dibandingkan menggunakan matriks risiko berdasarkan buku yang dianggap masih terlalu umum. Walaupun hasil dari standar matriks risiko berbeda-beda, node 2 pada sistem memiliki nilai risiko yang tertinggi. Hal ini dikarenakan dalam penilaian konsekuensi yang telah dilakukan, jika terjadi kebakaran dan ledakan akan berpotensi merusak sistem dan tangki lain selain metanol.

BAB IX

KESIMPULAN DAN SARAN

9.1 Kesimpulan

Berdasarkan penilaian risiko yang telah dilakukan pada sistem bongkar metanol di Terminal Nilam Utara, dapat disimpulkan sebagai berikut:

- 1 Analisis identifikasi bahaya pada sistem bongkar metanol di Terminal Nilam Utara menggunakan metode HaZop telah diketahui bahaya kebakaran dan ledakan dapat terjadi dikarenakan adanya kebocoran dari pipa ataupun komponen pendukung (*fittings*), serta kegagalan dari sistem berupa kegagalan dari *safeguards*.
- 2 Analisis frekuensi dilakukan dengan menggunakan metode FTA dengan kebocoran metanol sebagai *top event* yang selanjutnya dilakukan analisis kemungkinan terjadi kebakaran dan ledakan dengan menggunakan metode ETA. Diketahui bahaya yang mungkin terjadi pada sistem bongkar metanol di Terminal Nilam Utara adalah *jet fire*, *VCE*, dan *pool fire* dimana sistem ini lebih memungkinkan terjadinya *pool fire* pada skenario kebocoran 1-3 mm dengan frekuensi 4.881 E-04.
- 3 Analisis konsekuensi menghasilkan dua jenis konsekuensi yaitu MPPD dan MPDO. Konsekuensi disetiap tipe bahaya adalah sama dikarenakan metode DF&EI adalah suatu metode analisis konsekuensi kuantitatif dengan tinjauan "*worst-case scenario*". Berdasarkan analisis yang telah dilakukan, node 2 akan mengalami konsekuensi yang terbesar jika terjadi suatu kebakaran dan ledakan yaitu menderita kerugian MPPD sebesar \$11.88 MM dengan kerugian MPDO 91.62 hari.
- 4 Nilai akhir konsekuensi merupakan nilai stabil dari kedua konsekuensi yaitu MPPD dan MPDO. Dengan menggunakan metode *Fuzzy Inference System* (FIS) dapat disimpulkan nilai yang merepresentasikan konsekuensi gabungan berdasarkan hubungan input dari kedua konsekuensi tersebut. Hal ini dikarenakan setiap nilai MPPD dan MPDO akan dipertimbangkan keterkaitannya dengan setiap tingkat *severity* (*incidental*, *minor*, *serious* dan *major*) berdasarkan *membership function* yang kemudian akan dinilai dengan metode implikasi dan agregasi mamdani. Selanjutnya nilai akhir konsekuensi digunakan untuk perhitungan tingkat risiko secara keseluruhan.
- 5 Penilaian risiko dilaksanakan dengan menggunakan *Fuzzy Inference System* (FIS) guna untuk mengetahui nilai konsekuensi gabungan MPPD dan MPDO serta mengetahui nilai risiko yang ditimbulkan dengan membandingkan tiga standar risiko yaitu dari buku *Guidelines for Fire Protection in Chemical, Petrochemical, and Hydrocarbon Processing Facilities*, matriks risiko PT. Chandra Asri Petrochemical yang kemudian dilakukan normalisasi dengan PT. Terminal Nilam Utara. Berdasarkan analisis yang telah dilakukan sistem bongkar metanol di Terminal Nilam Utara memiliki risiko tertinggi di konsekuensi *pool fire* baik menggunakan matriks risiko 1, matriks risiko 2 ataupun matriks risiko 3.

Walaupun demikian, tingkat risiko yang terjadi masih dapat diterima. Oleh karena itu PT. Terminal Nilam Utara bisa mempertimbangkan adanya tindakan penurunan risiko guna tetap menjaga tingkat risiko tidak bergerak ke tingkat yang tidak dapat diterima.

- 6 Mitigasi tidak dilakukan karena tingkat risiko yang terjadi dapat diterima oleh perusahaan

9.2 Saran

Berdasarkan penilaian risiko yang telah dilakukan pada sistem bongkar metanol di Terminal Nilam Utara, dapat diberikan saran sebagai berikut:

- 1 Pelaksanaan HaZop seharusnya dilakukan oleh sekelompok tim yang paham dengan sistem bongkar metanol dengan melakukan diskusi terlebih dahulu dengan divisi operasional agar dapat menghasilkan perkiraan bahaya yang lebih objektif. Serta perlu dilakukannya analisis yang lebih aktual terkait aktifitas manusia yang mungkin dapat menyebabkan terjadinya bahaya.
- 2 Perlu dilakukannya analisis frekuensi dengan metode FTA dan ETA dengan sumber data primer dari perusahaan agar didapatkan hasil yang aktual
- 3 Pada proses analisis konsekuensi, perlunya peninjauan *toxic release* yang dikarenakan dapat memungkinkan korba jiwa.
- 4 Metode analisis DF&EI adalah metode kuantitatif yang dapat menentukan kehilangan hari kerja. Namun tidak mempertimbangkan hal-hal teknis yang dapat lebih mempengaruhi hari kerja seperti pembersihan puing-puing ledakan dan pelaporan kejadian ke pihak pelabuhan. Serta tidak mempertimbangkan peran asuransi dalam penilaian konsekuensi. Hal-hal tersebut dapat dilakukan peninjauan agar hasil yang didapat lebih aktual.
- 5 Penilaian risiko dapat meninjau dengan *input* konsekuensi yang lebih banyak seperti konsekuensi terhadap kematian dan lingkungan agar representasi risiko dapat lebih aktual.

DAFTAR PUSTAKA

- AIChE. (1994). *Dow's Fire & Explosion Index Hazard Classification Guide* (7th ed., Vol. 7). New York: American Institute of Chemical Engineer.
- Akbar, T. A. (2016). *Fire Risk Assessment of Terminal LPG Semarang*. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- ASQ. (2002). *ASQ*. Dipetik Januari 3, 2019, dari <http://asq.org/quality-progress/2002/03/problem-solving/what-is-a-fault-tree-analysis.html>
- Behret, H., Ucal, I., & Kahram, C. (2012). Multicriteria Evaluation of Environmentally Conscious Manufacturers Under Fuzzy Environment. *Journal of Mult.-Valued Logic & Soft Computing*, 18, 457-477.
- British Standard. (2001). *BS IEC 61882: Hazard and Operability Studies (HAZOP Studies)- Application guide*. British Standard.
- Casal, J. (2007). *Evaluation of the Effects and Consequences of Major Accidents in Industrial Plants* (1 ed.). Elsevier.
- Center for Chemical Process Safety. (2014). *Guidelines for Determining the Probability of Ignition of a Released Flammable Mass* (1st ed.). New York: CCPS.
- Elsayed, T., Leheta, H., & Belhaj, I. (2011). Fuzzy Inference System for Fire and Explosion Risk Assessment of Floating Storage and Offloading Vessel. Egypt: *Arab Academy for Science and Technology and Maritime Transport*.
- Grima, M., Bruines, P., & Verhoef, P. (2000). Modeling tunnel boring machine performance by neuro fuzzy methods. *Tunnelling and Underground Space Tehcnology*, 15, 259-269.
- Gülder, L., & Ömer. (1982). Laminar burning velocities of methanol, ethanol and isoctane-air mixtures. *Symposium (International) on Combustion*, 19(1), 275-281.
- Iancu, I. (2011). A Mamdani Type Fuzzy Logic Controller. Dalam *Fuzzy Logic-Controls, Concepts, Theories and Applications* (hal. 325-350). Romania: InTech.
- Karimpour, K., & Zaraghami, R. (2014). New Fuzzy Model for Risk Assessment Based on Different Types of Consequences. *Oil & Gas Science and Technology*, 71, 1-15.

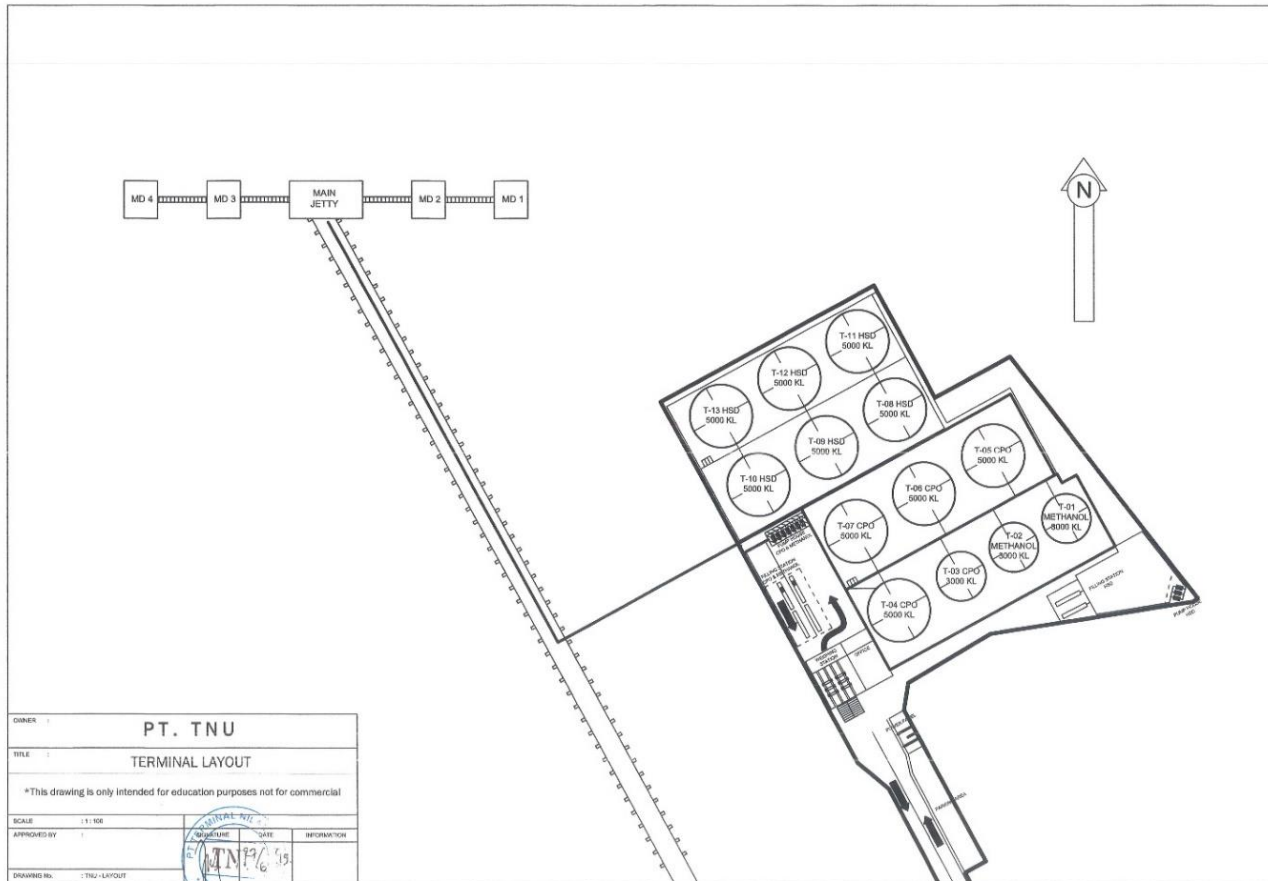
- Kaur, A., & Kaur, A. (2012). Comparison of Mamdani-Type and Sugeno-Type Fuzzy Inference Systems for Air Conditioning System. *International Journal of Soft Computing and Engineering*, 2, 323-325.
- Kishore, E. A. (2013). Formal Safety Assessment in Maritime Industry. Visakhapatnam: SMDR, IMU-Vizag.
- Kusuma, N. P. (2018). Penilaian Risiko Kebakaran dan Ledakan pada Proses Loading RAFFINATE-1 di Terminal Pabrik PT. Chandra Asri Petrochemical. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Laufer, E. T., & Takács, M. (2012). The Effect of Aggregation and Defuzzification Method Selection on the Risk Level Calculation. *10th IEEE Jubilee International Symposium on Applied Machine Intelligence and Informatics*, 131-136.
- Lestari, R. A., & Oginawati, K. (2016). Analisis Potensi Ledakan dan Kebakaran Primary Reformer sebagai Unit Proses Produksi Amonia di PT. X. *Jurnal Rekayasa Kimia dan Lingkungan*, 11, 72-81.
- Marsh. (2014). The 100 Largest Losses 1974-2013 (23rd ed.). Marsh.
- MathWorks. (1997). MathWorks. Dipetik Juli 13, 2019, dari <https://www.mathworks.com/help/fuzzy/foundations-of-fuzzy-logic.html>
- Menteri Pekerjaan Umum Republik Indonesia. (2009). Peraturan Menteri Pekerjaan Umum Nomor: 20/PRT/2009 tentang Pedoman Teknis Manajemen Proteksi Kebakaran di Perkotaan. Jakarta: Menteri Pekerjaan Umum Republik Indonesia.
- Miao, Z., Wenhua, S., & Zhen, C. (2014). Accident Consequence Simulation Analysis of Pool Fire in Fire Dike. *Procedia Engineering*, 84, 565-577.
- Nata, N. P. (2018). Penilaian Risiko Kebakaran dan Ledakan pada Proses Loading RAFFINATE-1 di Terminal Parabrik PT. Chandra Asri Petrochemical. Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- National Fire Protection Association. (1999). www.nfpa.org. Dipetik Januari 28, 2019, dari <https://cameochemicals.noaa.gov/chemical/3874>
- Nolan, D. (2011). Safety and Security Review for the Process Industries (3rd ed.). Oxford: Elsevier.
- Prakoso, A. B. (2016). Hazard and Operability Study (HAZOP) dan Safety Integrity Level (SIL) dengan Metode Fault Tree Analysis (FTA) pada Fuel Gas Superheat Burner Unit Ammonia PT. Petrokimia Gresik. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

- Quimica Delta. (2016). *Quimica Delta*. Dipetik Januari 2018, 2019, dari https://www.quidelta.com.mx/archivos/METANOL%20eng.pdf2016-06-17_18_29_18_SyP_sga_en.pdf
- Ramadhani, D., & Satrya, C. (2012). Analisis Risiko Kebakaran dan Ledakan Serta Kerugian Pada Tangki Timbun Jenis Premium di Terminal Bahan Bakar Minyak PT. Pertamina Unit Pemasaran II Pajang, Lampung Tahun 2012. Jakarta: Universitas Indonesia.
- Sarasvati, F. I. (2018). Penilaian Risiko Sosial pada Terminal dan Kilang Bahan Bakar Minyak, Studi Kasus: PT. Trans-Pasific Petrochemical indotama. Surabaya: Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Siddique. (2011). *Ulster University*. Dipetik Juli 13, 2019, dari <http://www.infm.ulst.ac.uk/~siddique>
- Suardin, J., Mannan, M. S., & El-Halwagi, M. (2007). The integration of Dow's fire and explosion index (F&EI) into process design and optimization to achieve inherently safer design. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 20th, 79-90.
- Tarrazo, E. F., Sanz, M. S., & Anton. (2016). Minimum ignition energy of methanol-air mixtures. *Combustion and Flame*, 171, 234-236.
- Terminal Nilam Utara. (2013). *terminalnilamutara.com*. Dipetik Januari 28, 2019, dari www.terminalnilamutara.com
- Türkşen, I. B., & Celikyilmaz, A. (2006). Comparison of Fuzzy Functions with Fuzzy Rule Base Approach. *International Journal of Fuzzy Systems*, 8, 137-149.
- Zarranejad A, P. A. (2016). Fire and explosion risk assessment in a chemical company by the application of DOW fire and explosion index. Iran: Tarbiat Modares University.
- Zhang, M., & Song, W. (2013). Application of Improved Dow's Fire and Explosion Index (F&EI) for Organic Solvent Recovery Plant. *Applied Mechanics and Materials*, 418, 149-156.
- Zhou , Y., Zhao, X., Zhao, Zhao, J., & Ducen. (2016). Research on Fire and Explosion Accidents of Oil Depots. *Chemical Engineering Transactions*, 51, 163-168.

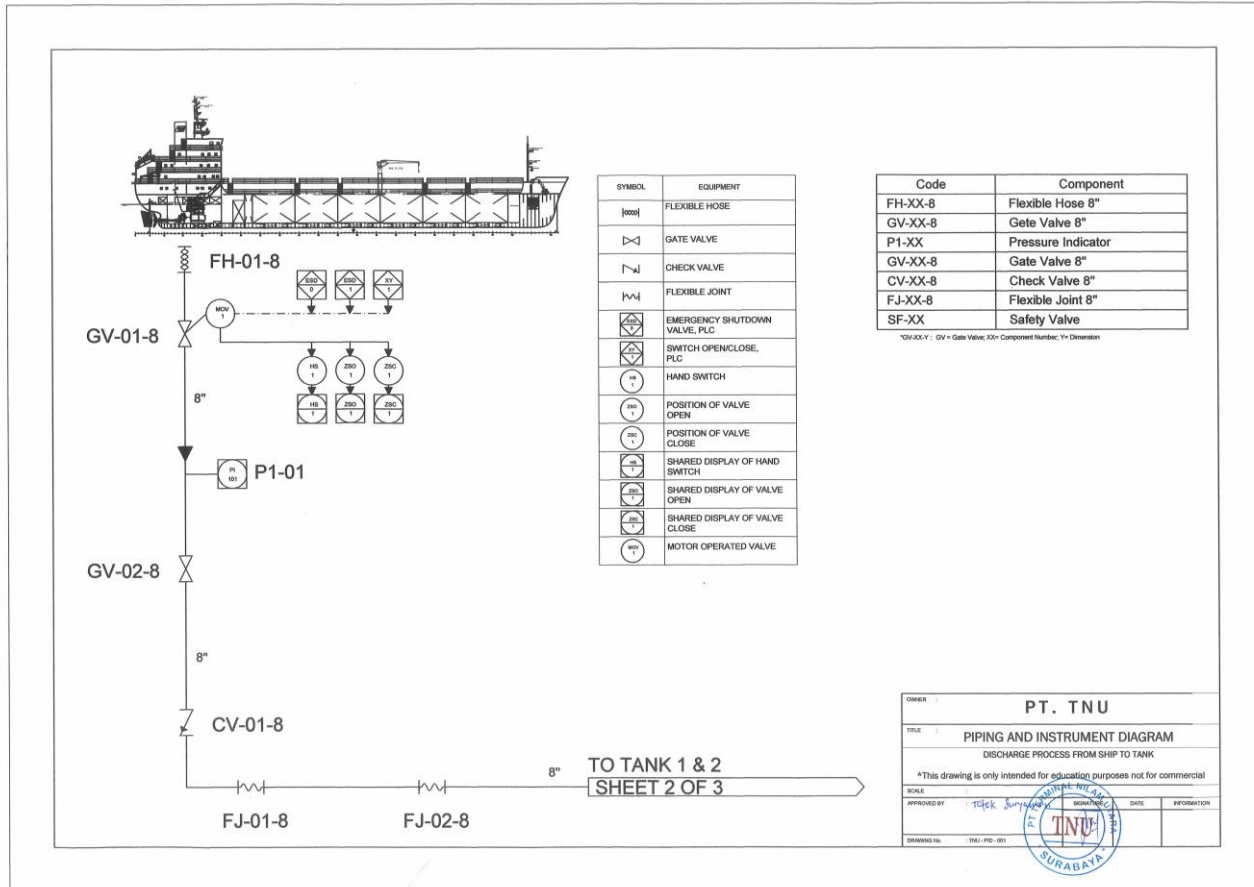
“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LAMPIRAN A
DATA PENELITIAN

Lampiran A. 1 Layout Terminal Nilam Utara

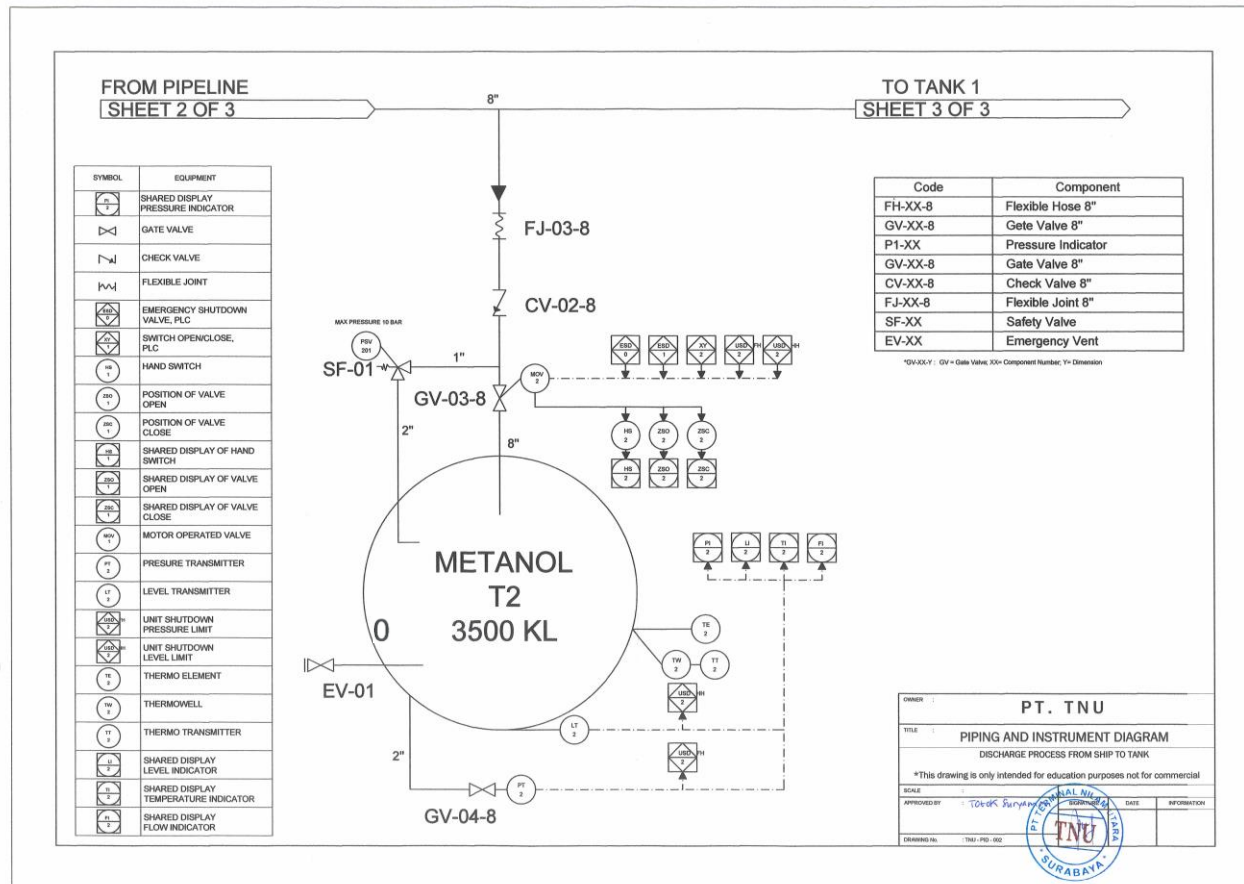


Lampiran A. 2 P&ID Bongkar Metanol Terminal Nilam Utara Node 1



Node 1

Lampiran A. 3 P&ID Bongkar Metanol Terminal Nilam Utara Node 2



Lampiran A. 5 MSDS Metanol

Safety Data Sheet

Product Number 833

according to Federal Register / Vol. 77, No. 58 / Monday, March 26, 2012 / Rules and Regulations
 Date of Issue: 09/22/2005 Revision date: 10/20/2014 Supersedes: 03/01/2013 Version: 3.0

SECTION 1: Identification of the substance/mixture and of the company/undertaking**1.1. Product identifier**

Product form : Substance
 Trade name : Methanol
 Chemical name : methanol
 CAS No : 67-56-1
 Formula : CH₃OH

1.2. Relevant identified uses of the substance or mixture and uses advised against

Use of the substance/mixture : Solvent, Fuel, Feedstock

1.3. Details of the supplier of the safety data sheet

Sunnyside Corporation
 225 Carpenter Ave.
 Wheeling, IL 60090
 800-323-9811
 sscontact@sunnysidecorp.com

1.4. Emergency telephone number

Emergency number : CHEMTREC Emergency Tel. # 1-800-424-9300 (Canada and USA)
 CANUTEC Emergency Tel.# (613)-996-6666 (Canada) *666 (cellular)

SECTION 2: Hazards identification**2.1. Classification of the substance or mixture**

Classification (GHS-US)

Fam. Liq. 2 H225
 Acute Tox. 3 (Oral) H301
 Acute Tox. 3 (Dermal) H311
 Acute Tox. 3 (Inhalation) H331
 Eye Irrit. 2A H319
 Repr. 1B H360
 STOT SE 1 H370

2.2. Label elements

GHS-US labeling

Hazard pictograms (GHS-US) :



Signal word (GHS-US) :

: Danger

Hazard statements (GHS-US) :

: H225 - Highly flammable liquid and vapor
 H301+H311+H331 - Toxic if swallowed, in contact with skin or if inhaled
 H319 - Causes serious eye irritation
 H360 - May damage fertility or the unborn child
 H370 - Causes damage to organs

Precautionary statements (GHS-US) :

: P202 - Do not handle until all safety precautions have been read and understood
 P210 - Keep away from heat, sparks, open flames, hot surfaces. - No smoking
 P233 - Keep container tightly closed
 P240 - Ground/bond container and receiving equipment
 P241 - Use explosion-proof electrical, ventilating, lighting equipment
 P242 - Use only non-sparking tools
 P243 - Take precautionary measures against static discharge
 P261 - Avoid breathing vapors
 P264 - Wash hands thoroughly after handling

Methanol 833

Safety Data Sheet

according to Federal Register / Vol. 77, No. 58 / Monday, March 26, 2012 / Rules and Regulations

P270 - Do not eat, drink or smoke when using this product
P271 - Use only outdoors or in a well-ventilated area
P280 - Wear protective gloves, protective clothing, eye protection, face protection
P301+P310 - If swallowed: Immediately call a doctor
P303+P361+P353 - If on skin (or hair): Take off immediately all contaminated clothing. Rinse skin with water/shower
P304+P340 - IF INHALED: Remove person to fresh air and keep comfortable for breathing
P307+P311 - If exposed: Call a poison center/doctor
P330 - Rinse mouth
P361 - Take off immediately all contaminated clothing
P363 - Wash contaminated clothing before reuse
P370+P378 - In case of fire: Use Water spray to extinguish
P403+P233 - Store in a well-ventilated place. Keep container tightly closed
P405 - Store locked up
P501 - Dispose of contents/container to licensed waste management site

2.3. Other hazards

No additional information available

2.4. Unknown acute toxicity (GHS-US)

No data available

SECTION 3: Composition/information on ingredients

3.1. Substance

Name : Methanol
CAS No : 67-56-1
EC no : 200-659-8
EC index no : 603-001-00-X

Name	Product identifier	%	Classification (GHS-US)
Methanol (Main constituent)	(CAS No) 67-56-1	100	Flam. Liq. 2, H225 Acute Tox. 3 (Oral), H301 Acute Tox. 3 (Dermal), H311 Acute Tox. 3 (Inhalation), H311 Eye Irrit. 2A, H319 Repr. 1B, H360 STOT SE 1, H370

Full text of H-phrases: see section 16

3.2. Mixture

Not applicable

SECTION 4: First aid measures

4.1. Description of first aid measures

First-aid measures general : Never give anything by mouth to an unconscious person. If you feel unwell, seek medical advice (show the label where possible). Call a POISON CENTER or doctor/physician. Methanol is toxic and flammable. Take proper precautions to ensure your own safety before attempting rescue (e.g. wear appropriate protective equipment and remove any sources of ignition).

First-aid measures after inhalation : Remove to fresh air and keep at rest in a position comfortable for breathing. If breathing is difficult, give oxygen. Obtain medical attention.

First-aid measures after skin contact : Rinse skin with water/shower. Remove/Take off immediately all contaminated clothing. Immediately call a POISON CENTER or doctor/physician. Wash contaminated clothing before reuse.

First-aid measures after eye contact : Rinse immediately and thoroughly, pulling the eyelids well away from the eye (15 minutes minimum). Remove contact lenses, if present and easy to do. Continue rinsing. Ensure that folded skin of eyelids is thoroughly washed with water. Obtain medical attention if pain, blinking or redness persist.

First-aid measures after ingestion : Rinse mouth. Do NOT induce vomiting. Obtain emergency medical attention. Never give anything by mouth to an unconscious person.

4.2. Most important symptoms and effects, both acute and delayed

Symptoms/injuries after inhalation : Symptoms may include dizziness, headache, nausea and loss of coordination. CNS depression. Metabolic acidosis and severe visual effects can occur following an 8-24 hour latent period. Coma and death, usually due to respiratory failure, may occur if medical treatment is not received. Visual effects may include reduced reactivity and/or increased sensitivity to light, blurred, double and/or snowy vision, and blindness.

10/20/2014

EN (English US)

2/9

Methanol 833

Safety Data Sheet

according to Federal Register / Vol. 77, No. 58 / Monday, March 26, 2012 / Rules and Regulations

Symptoms/injuries after skin contact	: Repeated exposure to this material can result in absorption through skin causing significant health hazard. Repeated and/or prolonged skin contact may cause irritation.
Symptoms/injuries after eye contact	: Moderate eye irritant.
Symptoms/injuries after ingestion	: Ingestion of as little as 10 ml of methanol can cause blindness and 30 ml (1 ounce) can cause death if victim is not treated. Ingestion causes mild central nervous system (CNS) depression with nausea, headache, vomiting, dizziness, incoordination and an appearance of drunkenness. Metabolic acidosis and severe visual effects can occur following an 8-24 hour latent period. Coma and death, usually due to respiratory failure, may occur if medical treatment is not received. Visual effects may include reduced reactivity and/or increased sensitivity to light, blurred, double and/or snowy vision, and blindness.
Chronic symptoms	: Has caused teratogenic and fetotoxic effects, in the absence of maternal toxicity in animal studies.

4.3. Indication of any immediate medical attention and special treatment needed

Treat symptomatically. The severity of outcome following methanol ingestion may be more related to the time between ingestion and treatment, rather than the amount ingested. Therefore, there is a need for rapid treatment of any ingestion exposure. Antidote is fomepizole which enhances elimination of metabolic formic acid. This must be administered by a physician only. For specialist advice physicians should contact the Poison Control Centre.

SECTION 5: Firefighting measures

5.1. Extinguishing media

Suitable extinguishing media	: Synthetic Fire fighting foam AR-FFF (3% solution). Dry powder. Carbon dioxide. Water spray. Sand.
Unsuitable extinguishing media	: Do not use a heavy water stream. Water may be effective for cooling, diluting, or dispersing methanol, but may not be effective for extinguishing a fire because it will not cool methanol below its flash point. If water is used for cooling, the solution will spread if not contained. Mixtures of methanol and water at concentrations greater than 20% methanol are still considered flammable.

5.2. Special hazards arising from the substance or mixture

Fire hazard	: Highly flammable liquid and vapor. Can accumulate in confined spaces, resulting in a toxicity and flammability hazard. Incomplete combustion releases dangerous carbon monoxide, carbon dioxide and other toxic gases. Under fire conditions closed containers may rupture or explode. Flame may be invisible during the day. The use of infrared and/or heat detection devices is recommended.
Explosion hazard	: May form flammable/explosive vapor-air mixture.
Reactivity	: Stable under normal conditions.

5.3. Advice for firefighters

Firefighting instructions	: Use water spray or fog for cooling exposed containers. Exercise caution when fighting any chemical fire. Prevent fire-fighting water from entering environment.
Protection during firefighting	: Fire fighters should wear complete protective clothing including self-contained breathing apparatus.

SECTION 6: Accidental release measures

6.1. Personal precautions, protective equipment and emergency procedures

General measures	: Remove ignition sources. Use special care to avoid static electric charges. No naked lights. No smoking.
6.1.1. For non-emergency personnel	
Protective equipment	: Wear suitable protective clothing, gloves and eye or face protection.
Emergency procedures	: Evacuate unnecessary personnel.
6.1.2. For emergency responders	
Protective equipment	: Wear suitable protective clothing and eye or face protection.
Emergency procedures	: Remove ignition sources. Ensure adequate ventilation. Avoid inhalation of vapors. Avoid contact with eyes, skin and clothing.

6.2. Environmental precautions

Prevent entry to sewers and public waters. Notify authorities if liquid enters sewers or public waters. Methanol's main physical behavior if spilled to water is described as "dissolves/evaporates" in the European Behaviour Classification system for chemicals (reported in IMO (2011)). GESAMP hazard profile: methanol does not bioaccumulate and is readily biodegradable in the aquatic environment (IMO2011).

Methanol 833

Safety Data Sheet

according to Federal Register / Vol. 77, No. 58 / Monday, March 26, 2012 / Rules and Regulations

SECTION 16: Other information

Other information

: The information above is believed to be accurate and represents the best information currently available to us. Users should make their own investigations to determine the suitability of the information for their particular purposes. This document is intended as a guide to the appropriate precautionary handling of the material by a properly trained person using this product. Methanex Corporation and its subsidiaries make no representations or warranties, either express or implied, including without limitation any warranties of merchantability, fitness for a particular purpose with respect to the information set forth herein or the product to which the information refers. Accordingly, Methanex Corp. will not be responsible for damages resulting from use of or reliance upon this information.

Full text of H-phrases: see section 16:

Acute Tox. 3 (Dermal)	Acute toxicity (dermal) Category 3
Acute Tox. 3 (Inhalation)	Acute toxicity (inhalation) Category 3
Acute Tox. 3 (Oral)	Acute toxicity (oral) Category 3
Eye Irrit. 2A	Serious eye damage/eye irritation Category 2A
Flam. Liq. 2	Flammable liquids Category 2
Repr. 1B	Reproductive toxicity Category 1B
STOT SE 1	Specific target organ toxicity (single exposure) Category 1
H225	Highly flammable liquid and vapor
H301	Toxic if swallowed
H311	Toxic in contact with skin
H319	Causes serious eye irritation
H331	Toxic if inhaled
H360	May damage fertility or the unborn child
H370	Causes damage to organs

NFPA health hazard

: 1 - Exposure could cause irritation but only minor residual injury even if no treatment is given.

NFPA fire hazard

: 3 - Liquids and solids that can be ignited under almost all ambient conditions.

NFPA reactivity

: 0 - Normally stable, even under fire exposure conditions, and are not reactive with water.



HMIS III Rating

Health

: 2 Moderate Hazard - Temporary or minor injury may occur
* Chronic Hazard - Chronic (long-term) health effects may result from repeated overexposure

Flammability

: 3 Serious Hazard

Physical

: 0 Minimal Hazard

NCEC SDS US Methanex

The information above is believed to be accurate and represents the best information currently available to us. Users should make their own investigations to determine the suitability of the information for their particular purposes. This document is intended as a guide to the appropriate precautionary handling of the material by a properly trained person using this product. Methanex Corporation and its subsidiaries make no representations or warranties, either express or implied, including without limitation any warranties of merchantability, fitness for a particular purpose with respect to the information set forth herein or the product to which the information refers. Accordingly, Sunnyside Corp. will not be responsible for damages resulting from use of or reliance upon this information.

Lampiran A. 6 Kuesioner Analisis Konsekuensi

Dow's Fire and Explosion Index
Bahaya Proses Umum (F1)

Checklist ref : AICHE 1994

No	Tipe Bahaya	Deskripsi	Check
1	Reaksi Kimia Eksotermis	Reaksi Eksotermis Ringan seperti hidrogenasi, hidrolisis, isomerisasi, sulfonasi, netralisasi.	
		Reaksi Eksotermis Sedang, seperti alkilasi, esterifikasi, reaksi tambahan, oksidasi, polimerisasi, kondensasi	✓
		Reaksi Eksotermis kritis perlu dikontrol, seperti halogenasi	
		Reaksi Eksotermis Sensitif, seperti nitration	
2	Proses Endotermis	Proses endotermik pada reaktor	
		Proses endotermik karena pembakaran bahan bakar padat, cair, atau gas, seperti kalsinasi, elektrolisis, pirolisis atau cracking.	
3	Penanganan dan Pemindahan Bahan Kimia	Operasi loading/unloading bahan kimia Class I Flammables	✓
		Masuknya udara ke dalam sistem pada percampuran beberapa bahan kimia, dimana kumpulan campuran bahan kimia dapat terbakar	
		Bahan kimia dengan $N_f = 3$ atau 4 disimpan dengan menggunakan drum, silinder, atau kontainer	✓
		Bahan kimia memiliki titik api 37.8 C - 60 C	✓
		Tempat penyimpanan bahan kimia tidak memiliki springkler	✓
4	Kondisi Unit Proses (Tertutup)	Penanganan bahan kimia diatas titik api pada area tertutup	
		Penanganan bahan kimia diatas titik api pada area tertutup dengan jumlah bahan kimia lebih dari 1000 galon (3785.41)	
		Penanganan bahan kimia diatas titik didih pada area tertutup	
		Penanganan bahan kimia diatas titik didih pada area tertutup dengan jumlah bahan kimia lebih dari 1000 galon (3785.41)	
		Adanya sistem ventilasi yang memadai	✓
5	Aksesibilitas	Kondisi akses dari emergency equipment ke Unit Proses tidak memadai pada area seluas 925 m ²	
		Kondisi akses dari emergency equipment ke Unit Proses tidak memadai pada area seluas 2312 m ²	
6	Kontrol Kebocoran dan Drainase	Tanggul/Dinding yang digunakan untuk mencegah persebaran bahan kimia ke area lain	✓
		Adanya area datar disekitar unit proses yang digunakan untuk mengalirkan bahan kimia jika ada kebocoran	
		Tanggul/Dinding di desain untuk mengarahkan ke parit dengan kriteria : 1. Kemiringan parit minimal 2% dari permukaan tanah atau 1% untuk permukaan kasar 2. Jarak peralatan dari ujung terdekat parit ke peralatan minimal 15 m 3. Kapasitas parit setidaknya mampu menampung bahan kimia 100% +10% tangki	✓

(tabel dilanjutkan pada halaman berikutnya)

Dow's Fire and Explosion Index
Bahaya Proses Khusus (F2)

Checklist

ref: AICHE 1994



No	Tipe Bahaya	Deskripsi	Check
1	Tekanan Sub Atmosfir	Tekanan pada pipa dibawah 500mm Hg (0.6 Bar atau 8.7 psi)	✓
		Tekanan pada tangki dibawah 500mm Hg (0.6 Bar atau 8.7 psi)	✓
2	Peralatan atau Operasional dekat dengan Bahan Kimia (Metanol)	Tangki penyimpanan (cairan atau gas dengan indeks NF = 3 atau 4, dimana terdapat kemungkinan udara masuk saat pemompaan bahan kimia)	✓
		Tangki penyimpanan (cairan atau gas dengan indeks NF = 3 atau 4, dimana terdapat ventilasi terbuka atau sistem gas non-inert)	✓
		Tangki penyimpanan (cairan atau gas dengan indeks NF = 3 atau 4, dimana terdapat sistem gas inert atau uap)	
3	Korosi dan Erosi	memiliki laju korosi < 0.5 mil/tahun pada suatu komponen di sistem, dengan risiko korosi pitting atau lokal	
		memiliki laju korosi >0.5 mil/tahun dan <1mil/tahun pada suatu komponen di sistem	
		memiliki laju korosi >1mil/tahun pada suatu komponen di sistem	
		Pernah melakukan tindakan pencegahan korosi	✓
4	Kebocoran (Joint dan Packing)	Terdapat kemungkinan kebocoran kecil pada pompa dan gland seal	✓
		Terdapat kemungkinan kebocoran sedang pada pompa, flange joint	
		Jika pada sistem terdapat Thermal dan Pressure Cycling	
		Bahan kimia bersifat mengikis/abrasif sehingga dapat melakukan penetrasi kepada shaft seal atau packing	
		Adanya sight glasses, dibawah expansion joints	
5	Hot Oil System (Heat Exchanger)	Terdapat Heat Exchanger menggunakan hot oil dengan kriteria sebagai berikut :	
		Jumlah minyak 18,9 liter	
		Jumlah minyak 18,9 - 37,9 liter	
		Jumlah minyak 37,9 - 94,6 liter	
6	Permesinan Fluida (Pompa atau Kompresor)	Daya kompresor lebih dari 600 hp	
		Daya pompa lebih dari 75 hp	
		Adanya agitator (mixer) yang memungkinkan terjadinya kegagalan dan menyebabkan proses eksotermal	

Data

ref: AICHE 1994

No	Tipe Bahaya	Data Requirement	Amount	Unit
1	Tekanan Kerja	Tekanan fluida didalam pipa		bar
		Tekanan fluida didalam tangki		bar
2	Kuantitas Bahan Kimia	Kuantitas bahan didalam pipa penyaluran		m3
		Kuantitas bahan didalam Tangki 1 (full tank)		m3
		Kuantitas bahan didalam Tangki 2 (full tank)		m3
		Kuantitas bahan didalam Tangki 3 (full tank)		m3

(tabel dilanjutkan pada halaman berikutnya)

No	Tipe Bahaya	Data Requirement	Amount	Unit
3	Peralatan Pemantik/Pembakar	Terdapat peralatan yang mengeluarkan api atau percikan (burner, furnace, hot oil) disekitar sistem loading/unloading bahan kimia, berapakah jarak peralatan tersebut dari sistem?		m
Country :	Province :	City:	Date :	
Indonesia	East Java	Surabaya		
Location		Process Unit :	Process Unit Division :	
PT. Terminal Nilam Utara			Node 3	
Prepared By		Checked By	Reviewed By	
Elfrina			Fah Totok	
Sign		Sign	Sign	
				
Product Factor			Product	
from MSDS : NF (Flammability) = 3; NR (Reactivity) = 0; NH (Health) = 1			Methanol	

Dow's Fire and Explosion Index

Peralatan Kontrol (C1)

Checklist

ref: AICHE 1994

No	Peralatan	Deskripsi	Check
1	Emergency Power	Adanya emergency power untuk peralatan penting (pompa, kompresor, dll)	✓
2	Cooling	Adanya cooling system yang mampu menjaga normal cooling selama 10 menit dalam kondisi abnormal	
		Adanya cooling system yang didesain dengan kapasitas 150% dari kebutuhannya	
3	Explosion Control	Terdapat alat peredam kebakaran dengan tipe bubuk (powder) atau vapor	✓
		Adanya explosion-relieving vents yang digunakan untuk melindungi peralatan dari kondisi abnormal	✓
4	Emergency Shutdown	ESD digunakan untuk mengurangi aktivitas sistem pada kondisi abnormal, mengawali runtutan mematikan sistem	✓
		adanya peralatan deteksi getaran pada peralatan mesin fluida (kompresor, turbin, kipas) Peralatan yang digunakan hanya sebatas alarm	
5	Computer Control	Adanya sistem komputer yang digunakan untuk membantu operator	✓
6	Inert Gas	Adanya inert gas system yang digunakan secara terus menerus untuk peralatan yang mengandung uap mudah	
		Ada nya inert gas system yang cukup untuk membersihkan secara otomatis	
7	Operating Inatruction/Prodecures	adanya standar operasi yang ada secara tertulis	✓
		Startup	
		Routine Shutdown	
		Normal operating condition	
		Turndown operating condition	
		Standby running condition	
		Uprated operating condition	
		Restarting Shortly after shutdown	
		Restarting plant from post-maintenance condition	
		Maintenance procedure	
		Emergency shutdown	
8	Reactive Chemical Review	Manufacturing unit equipment modification and addition	
		Foreseeable abnormal fault situation	
9	Other Process Hazard Analysis	adanya laporan berupa ulasan adanya sistem baru seperti perubahan sistem pada penyimpanan dan penanganan bahan kimia	
		adanya suatu analisa bahaya yang dilakukan oleh suatu perusahaan	✓

metode : HIRA-DC

**Dow's Fire and Explosion Index
Peralatan Isolasi (C2)**



Checklist ref: AICHE 1994

No	Peralatan	Deskripsi	Check
1	Remote Control Valve	Adanya remotely operated isolation valve pada tangki penyimpanan, jalur pipa yang digunakan untuk mengisolasi sistem pada saat darurat	✓
2	Dump/ Blowdown	adanya tangki pembuangan	
3	Drainage	adanya sistem drainase jika terjadi kebocoran dari tangki atau jalur pipa	✓
4	Interlock	adanya sistem interlock yang berfungsi untuk mencegah aliran material yang bisa berujung pada reaksi yang tidak diinginkan	✓

**Dow's Fire and Explosion Index
Peralatan Proteksi Kebakaran (C3)**

Checklist ref: AICHE 1994



No	Peralatan	Deskripsi	Check
1	Leak detection	adanya pendeteksi kebocoran yang terpasang dengan alarm dan mengidentifikasi lokasi	
2	Structural Steel	konstruksi baja	✓
3	Fire Water Supply	tekanan air >100 psig (6.8 bar)	✓
		tekanan air <100 psig (6.8 bar)	
4	Special System	adanya sistem seperti sistem CO2, smoke and flame detector	✓
5	Springkler System	adanya sistem springkler	✓
6	Water Curtains	adanya dinding air pada unit	
7	Foam	adanya sistem foam (otomatis)	✓
		adanya sistem foam (manual)	
8	Hand Extinguisher/Monitors	adanya peralatan portable extinguisher	✓
		adanya monitor guns	
		adanya monitor guns yang bisa dioperasikan dari titik yang aman monitor dilengkapi dengan fom injector	
9	Cable Protection	menggunakan material pelindung kabel yang tahan api kabel ditanam dibawah permukaan tanah	✓

Country : Indonesia	Province : East Java	City: Surabaya	Date :
Location PT. Terminal Nilam Utara		Process Unit :	Process Unit Division : Node 1-3
Prepared By E. H. M. N.		Checked By	Reviewed By Bak. Tjark
Sign 		Sign	Sign 
Product Factor from MSDS : NF (Flammability) = 3; NR (Reactivity) = 0; NH (Health) = 1			Product : Methanol

Dow's Fire and Explosion Index
MPPD



ref: AICHe 1994

No.	Equipment Code	Equipment Type	Unit Price
1	GV-01-8	MOV Gate Valve	48.300.000
2	PI-01	Pressure Indicator	4.260.000
3	GV-02-8	Manual Gate Valve	2.500.000 (4")
4	CV-01-8	Check Valve	3.400.000
5	FJ-01-8	Flexible Joint	2.130.000
6	FJ-02-8	Flexible Joint	2.130.000
7	FJ-03-8	Flexible Joint	2.130.000
8	CV-02-8	Check Valve	17.452.000
9	GV-03-8	MOV Gate Valve	48.300.000
10	SF-01	Safety Valve	2.500.000
11	EV-01	Emergency Valve	98.000.000
12	T2	Tangki	36.000.000.000
13	TE 2	Thermo Element	1.500.000
14	TW 2	Thermowell	1.000.000
15	TT 2	Thermo Transmitter	3.890.000
16	LT 2	Level Transmitter	22.200.000
17	PT 2	Pressure Transmitter	21.200.000
18	FJ-04-8	Flexible Joint	2.130.000
19	CV-03-8	Check Valve	17.452.000
20	GV-05-8	MOV Gate Valve	48.300.000
21	SF-01	Safety Valve	2.500.000
22	EV-02	Emergency Valve	98.000.000
23	T1	Tangki	36.000.500.000
24	TE 3	Thermo Element	1.500.000
25	TW 3	Thermowell	1.000.000
26	TT 3	Thermo Transmitter	3.890.000
27	LT 3	Level Transmitter	22.200.000
28	PT 3	Pressure Transmitter	21.200.000

Country : Indonesia	Province : East Java	City: Surabaya	Date :
Location PT. Terminal Nilam Utara		Process Unit :	Process Unit Division :
Prepared By Elfrina		Checked By	Reviewed By Rafiqotok
Sign 		Sign	Sign 
Product Factor from MSDS : NF (Flammability) = 3; NR (Reactivity) = 0; NH (Health) = 1			Product : Methanol

Lampiran A. 7 Kuesioner Matriks Risiko

QUALITATIVE RISK ACCEPTANCE CRITERIA			
CONSEQUENCES			
Location :	Terminal Nilam Utara	Province :	East Java
City :	Surabaya	Date :	Rev :
ref: AICbE			
Keterangan :			
Tingkat keparahan konsekuensi (<i>severity</i>) yang mungkin dialami oleh perusahaan			
Very High	Tidak dapat diterima dikarenakan sangat merugikan perusahaan dengan kehilangan properti yang sangat tinggi, kehilangan waktu operasional yang sangat lama dan sangat berdampak pada bisnis		
High	Tidak diinginkan akan tetapi masih bisa diatasi namun cukup menderita kehilangan properti, kehilangan waktu operasional yang cukup berdampak pada proses bisnis		
Medium	Masih dapat diterima dimana perusahaan dapat mengatasi keparahan dengan kerugian properti minor, kehilangan waktu operasional minimum		
Low	Dapat dihiraukan dimana kerugian properti sangat minimum, kehilangan waktu operasional yang sangat minimum		
KERUGIAN PROPERTI			
No	Level Kerugian Properti	Total Kerugian	Check
1	Low	≤ \$50.000	
		≤ \$100.000	
		≤ \$1 M	
		≤ \$10 MM	
		≤ \$100 MM	
		Other : ≤ 1 juta IDR	✓
2	Medium	≤ \$50.000	
		≤ \$100.000	
		≤ \$1 M	
		≤ \$10 MM	
		≤ \$100 MM	
		Other : ≤ 10 juta IDR	✓
3	High	≤ \$50.000	
		≤ \$100.000	
		≤ \$1 M	
		≤ \$10 MM	
		≤ \$100 MM	
		Other : ≤ 50 juta IDR	✓
4	Very High	≤ \$50.000	
		≤ \$100.000	
		≤ \$1 M	
		≤ \$10 MM	
		≤ \$100 MM	
		Other : > 50 juta IDR	✓

KERUGIAN WAKTU OPERASIONAL (DOWN TIME)			
No	Level Kerugian Down time	Total Kerugian	Check
1	Low	≤ 1 hari	✓
		≤ 10 hari	
		≤ 30 hari	
		≤ 60 hari	
		≤ 90 hari	
		Other :	
2	Medium	≤ 1 hari	
		≤ 10 hari	✓
		≤ 30 hari	
		≤ 60 hari	
		≤ 90 hari	
		Other :	
3	High	≤ 1 hari	
		≤ 10 hari	
		≤ 30 hari	✓
		≤ 60 hari	
		≤ 90 hari	
		Other :	
4	Very High	≤ 1 hari	
		≤ 10 hari	
		≤ 30 hari	
		≤ 60 hari	
		≤ 90 hari	
		Other : > 30 hari	✓
Prepared By : Elfonson Gustay		Checked By:	Reviewed By:
Sign 		Sign 	Sign

QUALITATIVE RISK ACCEPTANCE CRITERIA				
LIKELIHOOD				
Location :	Terminal Nilam Utara	Province :	East Java	Rev :
City :	Surabaya	Date :		ref : AICHe
Keterangan :				
Tingkat keseringan frekuensi yang mungkin terjadi pada perusahaan				
Very High :	Sering terjadi			
High :	Sesekali terjadi			
Medium :	Jarang terjadi			
Low :	Sangat jarang terjadi			
TINGKAT FREKUENSI KEJADIAN				
No	Level Frekuensi	Total Kerugian		Check
1	Low	terjadi 1 kali per 100.000 tahun (up to < 1E-5 /year)		
		terjadi 1 kali per 10.000 tahun (up to ≤ 1E-4 /year)		
		terjadi 1 kali per 1.000 tahun (up to ≤ 1E-3 /year)		
		terjadi 1 kali per 100 tahun (up to ≤ 1E-2 /year)		✓
		terjadi 1 kali per 10 tahun (up to ≤ 1E-1 /year)		
		terjadi 1 kali per tahun (up to ≤ 1 /year)		
		terjadi 10 kali per tahun (up to ≤ 10 /year)		
Other :				
2	Medium	terjadi 1 kali per 100.000 tahun (up to ≤ 1E-5 /year)		
		terjadi 1 kali per 10.000 tahun (up to ≤ 1E-4 /year)		
		terjadi 1 kali per 1.000 tahun (up to ≤ 1E-3 /year)		
		terjadi 1 kali per 100 tahun (up to ≤ 1E-2 /year)		
		terjadi 1 kali per 10 tahun (up to ≤ 1E-1 /year)		
		terjadi 1 kali per tahun (up to ≤ 1 /year)		
		terjadi 10 kali per tahun (up to ≤ 10 /year)		
Other : 1 kali per 50-tahun		✓		
3	High	terjadi 1 kali per 100.000 tahun (up to ≤ 1E-5 /year)		
		terjadi 1 kali per 10.000 tahun (up to ≤ 1E-4 /year)		
		terjadi 1 kali per 1.000 tahun (up to ≤ 1E-3 /year)		
		terjadi 1 kali per 100 tahun (up to ≤ 1E-2 /year)		✓
		terjadi 1 kali per 10 tahun (up to ≤ 1E-1 /year)		
		terjadi 1 kali per tahun (up to ≤ 1 /year)		
		terjadi 10 kali per tahun (up to ≤ 10 /year)		
Other :				
4	Very High	terjadi 1 kali per 100.000 tahun (up to ≤ 1E-5 /year)		
		terjadi 1 kali per 10.000 tahun (up to ≤ 1E-4 /year)		
		terjadi 1 kali per 1.000 tahun (up to ≤ 1E-3 /year)		
		terjadi 1 kali per 100 tahun (up to ≤ 1E-2 /year)		
		terjadi 1 kali per 10 tahun (up to ≤ 1E-1 /year)		
		terjadi 1 kali per tahun (up to ≤ 1 /year)		✓
		terjadi 10 kali per tahun (up to ≤ 10 /year)		
Other :				
Prepared By :		Checked By:		Reviewed By:
Sign <i>Elmsan</i>		Sign <i>PA</i>		Sign

LAMPIRAN B
Hazard and Operability Work Sheet

Lampiran B. 1 Hazop Worksheet Node 1

STUDY TITLE : NODE 1							SHEET:	
DRAWING NO :			TNU-PID-001				DATE:	
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE:	
PART CONSIDERED :			Methanol transfer line from Jetty to main transfer line (P001)					
DESIGN INTENT :			Material: Methanol Source: Methanol Tanker		Activity: Destination :	Discharge methanol from vessel to main transfer line (P001)		
No	Element	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequences	Safeguards	Comments	Action Required
1	FLOW	NO	No Flow	GV-01-8 or MOV 1 is closed due to spurious operation	potential for overpressure , potential for backflow, possible to leak, potential for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel.
2	FLOW	NO	No Flow	GV-02-8 is blocked	potential for overpressure, potential for backflow, possible to leak, potential for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	do regular maintenance for all valve of the system. stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel.
3	FLOW	LESS	Less Flow	FH-01-8 is not connected perfectly	possible to leak, possible for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Fix the connection

(Tabel dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

4	FLOW	LESS	Less Flow	Leakage at GV-01-8, leakage at GV-02-8, leakage at CV-01-8, leakage at FJ-01-8, leakage at FJ-02-8, leakage at pressure indicator	possible for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	stop the discharge process by stopping the pump supply from vessel. Find the leakage spot. Do the regular maintenance to the pipeline
5	FLOW	LESS	Less Flow	Leakage at main transfer line P001 due to external crack	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stopping the pump supply from vessel. Do inspection to find the leakage spot.
6	FLOW	REVERSE	Reverse Flow	Fail CV-01-8, GV-01-8 is blocked, GV-02-8 is blocked	back pressure to loading pump. Potential to leak at loading pump. Potential for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	stop the discharge process by stopping the pump supply from vessel
7	PRESSURE	MORE	More Pressure	GV-01-8 or MOV 1 is closed due to spurious operation. GV-02-8 is blocked	potential for overpressure , potential for backflow, possible to leak, potential for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	stop the discharge process by stopping the pump supply from vessel.

(Tabel dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

8	PRESSURE	LESS	Less Pressure	FH-01-8 is not connected perfectly	possible to leak, possible for explosion	P1-01 (Pressure Indicator)	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Fix the connection
9	PRESSURE	LESS	Less Pressure	Leakage at GV-01-8, leakage at GV-02-8, leakage at CV-01-8, leakage at FJ-01-8, leakage at FJ-02-8, leakage at pressure indicator	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Find the leakage spot. Do the regular maintenance to the pipeline

Lampiran B. 2 Hazop Worksheet Node 2

STUDY TITLE : NODE 2							SHEET:	
DRAWING NO :			TNU-PID-002				DATE:	
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE:	
PART CONSIDERED :			from main transfer line (P001) to Methanol Storage Tank (T2)					
DESIGN INTENT :			Material: Methanol		Activity: Transfer methanol to storage tank (T2)			
			Source: Main Transfer Line		Destination : Storage Tank (T2)			
No	Element	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequences	Safeguards	Comments	Action Required
1	FLOW	NO	No Flow	GV-03-8 or MOV 2 is closed due to spurious operation and PSV 201 is fail	No methanol flow to the tank	N/A	situation is not accepted	Stop the flow from the vessel discharge pump to avoid the overpressure at GV-01-8. Do regular maintenance to data connection
2	FLOW	NO	No Flow	GV-03-8 or MOV 2 is closed due to USD FH error issue and PSV 201 is fail	No methanol flow to the tank. Potential for overpressure. Possible to leak	N/A	situation is not accepted	Stop the flow from the vessel discharge pump to avoid overpressure at GV-03-8. Do the regular maintenance to MOV
3	FLOW	NO	No Flow	GV-03-8 or MOV 2 is closed due to USD HH error issue and PSV 201 is fail	No methanol flow to the tank. Potential for overpressure. Possible to leak	N/A	situation is not accepted	Stop the flow from the vessel discharge pump to avoid overpressure at GV-03-8. Do the regular maintenance to MOV

(Tabel dilanjutkan dari halaman sebelumnya)

4	FLOW	LESS	Less Flow	Leakage at FJ-03-8, Leakage at CV-02-8, Leakage at GV-03-8, Leakage at SF-01	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Find the leakage spot.
5	FLOW	LESS	Less Flow	Leakage at transfer line P-002	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Do inspection to find the leakage spot.
6	FLOW	REVERSE	Reverse Flow	Fail CV-02-8	back pressure to main transfer line P001	N/A		
7	PRESSURE	MORE	More Pressure	GV-03-8 is closed and SF-01 is fail	possible for overpressure and explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel.
8	PRESSURE	MORE	More Pressure	PT 2 is fail to transmit or USD FH fail to operate	T2 is possible for overpressure and explosion	PT ,USD FH and EV-01	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel.
9	PRESSURE	LESS	Less Pressure	Leakage at FJ-03-8, Leakage at CV-02-8, Leakage at GV-03-8,	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Find the leakage spot.

(Tabel dilanjutkan dari halaman sebelumnya)

10	PRESSURE	LESS	Less Pressure	Leakage at transfer line P-002	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Do inspection to find the leakage spot.
11	PRESSURE	LESS	Less Pressure	Leakage at T2	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Do inspection to find the leakage spot.
12	LEVEL	MORE	More Level	LT fail to transmit or USD HH fail to operate	more methanol in the tank and possible fot overpressure	LT and USD HH	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel
13	LEVEL	LESS	Less Level	Leakage at T2	possible for explosion	LT	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel

Lampiran B. 3 Hazop Worksheet Node 3

STUDY TITLE : NODE 3							SHEET:	
DRAWING NO :			TNU-PID-003				DATE:	
TEAM COMPOSITION :							MEETING DATE:	
PART CONSIDERED :			from main transfer line (P001) to Methanol Storage Tank (T1)					
DESIGN INTENT :			Material: Methanol		Activity: Transfer methanol to storage tank (T1)			
			Source: Main Transfer Line		Destination : Storage Tank (T1)			
No	Element	Guide Word	Deviation	Possible Cause	Consequences	Safeguards	Comments	Action Required
1	FLOW	NO	No Flow	GV-05-8 or MOV 2 is closed due to to spurious operation and PSV 301 is fail	No methanol that flow to the tank	N/A	situation is not accepted	Stop the flow from the vessel discharge pump to avoid the overpressure at GV-01-8. Do regular maintenance to data connection
2	FLOW	NO	No Flow	GV-05-8 or MOV 2 is closed due to USD FH error issue and PSV 301 is fail	No methanol that flow to the tank. Potential for overpressure. Possible to leak	N/A	situation is not accepted	Stop the flow from the vessel discharge pump to avoid overpressure at GV-03-8. Do the regular maintenance to MOV
3	FLOW	NO	No Flow	GV-05-8 or MOV 2 is closed due to USD HH error issue and PSV 301 is fail	No methanol that flow to the tank. Potential for overpressure. Possible to leak	N/A	situation is not accepted	Stop the flow from the vessel discharge pump to avoid overpressure at GV-03-8. Do the regular maintenance to MOV

(Tabel dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

4	FLOW	LESS	Less Flow	Leakage at FJ-04-8, Leakage at CV-03-8, Leakage at GV-05-8, Leakage at SF-02	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Find the leakage spot.
5	FLOW	LESS	Less Flow	Leakage at transfer line P-003	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Do inspection to find the leakage spot.
6	FLOW	REVERSE	Reverse Flow	Fail CV-03-8	back pressure to main transfer line P001	N/A		
7	PRESSURE	MORE	More Pressure	GV-05-8 is closed and SF-02 is fail	possible for overpressure and explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel.
8	PRESSURE	MORE	More Pressure	PT 3 is fail to transmit or USD FH fail to operate	T2 is possible for overpressure and explosion	PT ,USD FH and EV-01	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel.
9	PRESSURE	LESS	Less Pressure	Leakage at FJ-04-8, Leakage at CV-03-8, Leakage at GV-05-8,	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Find the leakage spot.

(Tabel dilanjutkan dari halaman sebelumnya)

10	PRESSURE	LESS	Less Pressure	Leakage at transfer line P-003	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Do inspection to find the leakage spot.
11	PRESSURE	LESS	Less Pressure	Leakage at T1	possible for explosion	N/A	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel. Do inspection to find the leakage spot.
12	LEVEL	MORE	More Level	LT fail to transmit or USD HH fail to operate	more methanol in the tank and possible fot overpressure	LT and USD HH	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel
13	LEVEL	LESS	Less Level	Leakage at T1	possible for explosion	LT	situation is not accepted	stop the discharge process by stoping the pump supply from vessel

LAMPIRAN C
Analisis Frekuensi

Lampiran C. 1 Rekapitulasi Kebocoran pada Pipa dan Tangki

NODE 1									
Pipe									
No.	Pipe	Code	Size	Length of Pipe (m)	Leak Scenario (frequency)/Hole Diameter				
					1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1	Main Receiving Pipe	8-P001	8"	283	7.89.E-03	3.71.E-03	1.80.E-03	4.36.E-04	6.67E-05
NODE 2									
Pipe									
No.	Pipe	Code	Size	Length of Pipe (m)	Leak Scenario (frequency)/Hole Diameter				
					1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1	(Branch) Receiving Pipe	8-P002	8"	6	1.67.E-04	7.86.E-05	3.81.E-05	9.25.E-06	1.41E-06
2	Pressure Relief Pipe	-	1"	1	2.79.E-05	1.31.E-05	6.34.E-06	1.54.E-06	2.36E-07
3	Pressure Relief Pipe	-	2"	17	4.74.E-04	2.23.E-04	1.08.E-04	2.62.E-05	4.00E-06
4	Pressure Transmitter Pipe	-	2"	1	2.79.E-05	1.31.E-05	6.34.E-06	1.54.E-06	2.36E-07
Total Pipe Leak Frequency					6.97E-04	3.27E-04	1.59E-04	3.85E-05	5.89E-06
Tank									
1	Storage Tank	T2			1.46.E-03	1.08.E-03	9.03.E-04	3.87.E-04	8.54.E-04
NODE 3									
Pipe									
No.	Pipe	Code	Size	Length of Pipe (m)	Leak Scenario (frequency)/Hole Diameter				
					1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1	(Branch) Receiving Pipe	8-P003	8"	25	6.97.E-04	3.27.E-04	1.59.E-04	3.85.E-05	5.89E-06
2	Pressure Relief Pipe	-	1"	1	2.79.E-05	1.31.E-05	6.34.E-06	1.54.E-06	2.36E-07

(dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

(melanjutkan dari halaman sebelumnya)

3	Pressure Relief Pipe	-	2"	17	4.74.E-04	2.23.E-04	1.08.E-04	2.62.E-05	4.00E-06
4	Pressure Transmitter Pipe	-	2"	1	2.79.E-05	1.31.E-05	6.34.E-06	1.54.E-06	2.36E-07
Total Pipe Leak Frequency					1.23E-03	5.76E-04	2.79E-04	6.78E-05	1.04E-05
Tank									
1	Storage Tank	T1			1.46.E-03	1.08.E-03	9.03.E-04	3.87.E-04	8.54.E-04

Lampiran C. 2 Rekapitulasi Kebocoran pada Equipment

NODE 1									
No	Code	Instrument/ Equipment	Size	Leak Scenario (frequency)/Hole Diameter					
				1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm	
1	GV-01-8	Gate Valve (MOV)/ Actuated valve	8"	4.10E-04	1.76E-04	7.65E-05	1.66E-05	2.38E-06	
2	PI-01	Pressure Indicator/ instrument	8"	3.57E-04	1.57E-04	7.00E-05	1.56E-05	2.28E-06	
3	GV-02-8	Gate Valve (Manual Valve)	8"	9.35E-05	4.30E-05	2.03E-05	4.78E-06	7.20E-07	
4	CV-01-8	Check Valve/ Actuated valve	8"	9.35E-05	4.30E-05	2.03E-05	4.78E-06	7.20E-07	
5	FJ-01-8	Flexible Joint/ flange	8"	6.95E-05	2.92E-05	1.24E-05	2.60E-06	3.68E-07	
6	FJ-02-8	Flexible Joint/flange	8"	6.95E-05	2.92E-05	1.24E-05	2.60E-06	3.68E-07	
Total Equipment Leak Frequency				1.09E-03	4.77E-04	2.12E-04	4.69E-05	6.84E-06	
NODE 2									
No	Code	Instrument/ Equipment	Size	Leak Scenario (frequency)/Hole Diameter					
				1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm	
1	FJ-03-8	Flexible Joint/flange	8"	6.95E-05	2.92E-05	1.24E-05	2.60E-06	3.68E-07	
2	CV-02-8	Check Valve/ Actuated valve	8"	9.35E-05	4.30E-05	2.03E-05	4.78E-06	7.20E-07	
3	GV-03-8	Gate Valve (MOV)/ Actuated valve	8"	4.10E-04	1.76E-04	7.65E-05	1.66E-05	2.38E-06	
4	SF-01	Safety Valve/ Actuated valve	1"	4.10E-04	1.76E-04	7.65E-05	1.66E-05	2.38E-06	

(dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

(melanjutkan dari halaman sebelumnya)

5	GV-04-8	Gate Valve Manual Valve	2"	9.35E-05	4.30E-05	2.03E-05	4.78E-06	7.20E-07
6	EV-01	Emergency Valve/ Actuated valve	8"	4.10E-04	1.76E-04	7.65E-05	1.66E-05	2.38E-06
Total Equipment Leak Frequency				1.49E-03	6.43E-04	2.82E-04	6.19E-05	8.95E-06

NODE 3

No	Code	Instrument/ Equipment	Size	Leak Scenario (frequency)/Hole Diameter				
				1-3 mm	3-10 mm	10-50 mm	50-150 mm	>150 mm
1	FJ-03-8	Flexible Joint/flange	8"	6.95E-05	2.92E-05	1.24E-05	2.60E-06	3.68E-07
2	CV-02-8	Check Valve/ Actuated valve	8"	9.35E-05	4.30E-05	2.03E-05	4.78E-06	7.20E-07
3	GV-03-8	Gate Valve (MOV) / Actuated valve	8"	4.10E-04	1.76E-04	7.65E-05	1.66E-05	2.38E-06
4	SF-01	Safety Valve/ Actuated valve	1"	4.10E-04	1.76E-04	7.65E-05	1.66E-05	2.38E-06
5	GV-04-8	Gate Valve Manual Valve	2"	9.35E-05	4.30E-05	2.03E-05	4.78E-06	7.20E-07
6	EV-01	Emergency Valve/ Actuated valve	8"	4.10E-04	1.76E-04	7.65E-05	1.66E-05	2.38E-06
Total Equipment Leak Frequency				1.49E-03	6.43E-04	2.82E-04	6.19E-05	8.95E-06

*Lampiran C. 3 Rekapitulasi Kegagalan Sistem***NODE 1**

No	Code	Instrument/ Equipment	Failure Mode	Failure/year
1	FH-01-8	Flexible Hose	Rupture	7.81E-10
Valves Failure				
No	Code	Instrument/ Equipment	Failure Mode	Failure/year
1	CV-01-8	Check Valve	Fail to operate	4.36E-09
2	GV-01-8	Gate Valve	Spurious operation	1.86E-09
3	GV-02-8	Gate Valve	No output	2.08E-10
Total				6.43E-09

(dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

(melanjutkan dari halaman sebelumnya)

Safeguards Failure (Detect Hazard)				
No	Code	Instrument/ Equipment	Failure Mode	Failure/year
1	PI-01	Pressure Indicator	Fail to operate	1.84E-06
NODE 2				
Valves Failure				
No	Code	Instrument/ Equipment	Failure Mode	Failure/year
1	GV-03-8	Gate Valve	Spurious operation	1.86E-09
2	GV-02-8	Gate Valve	No output	2.08E-10
3	USD FH 2	Unit Shutdown Pressure Limit	Functioned without signal	7.00E-08
4	USD HH 2	Unit Shutdown Level Limit	Functioned without signal	9.25E-07
Total				9.97E-07
Safeguards Failure (Detect Hazard)				
No	Code	Instrument/ Equipment	Failure Mode	Failure/year
1	PT 2	Pressure Transmitter	Fail to transmit data	9.13E-05
2	LT 2	Level Transmitter	Fail to transmit data	1.41E-04
3	PT 2	Pressure Transmitter	Sensor fail to operate	3.50E-06
4	LT 2	Level Transmitter	Sensor fail to operate	5.94E-06
Total				2.42E-04
Safeguards Failure (Control Hazard)				
No	Code	Instrument/ Equipment	Failure Mode	Failure/year
1	SF-01	Pressure Safety Valve	Spurious operation	1.68E-06
2	EV-01	Emergency vent	Spurious Operation	3.59E-06
3	CV-02-8	Check Valve	Fail to operate	3.18E-06
Total				8.45E-06

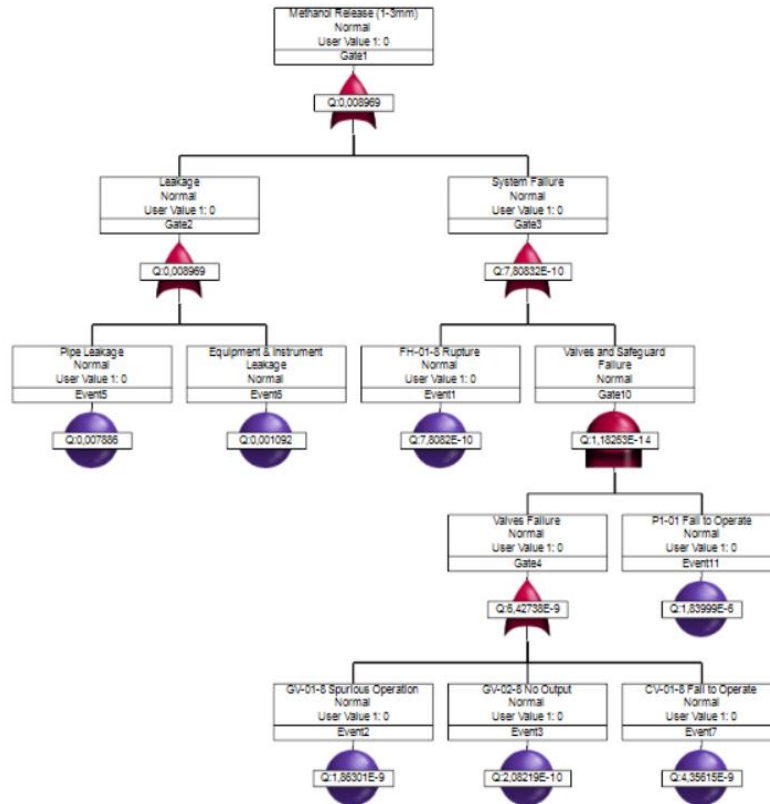
(dilanjutkan pada halaman selanjutnya)

(melanjutkan dari halaman sebelumnya)

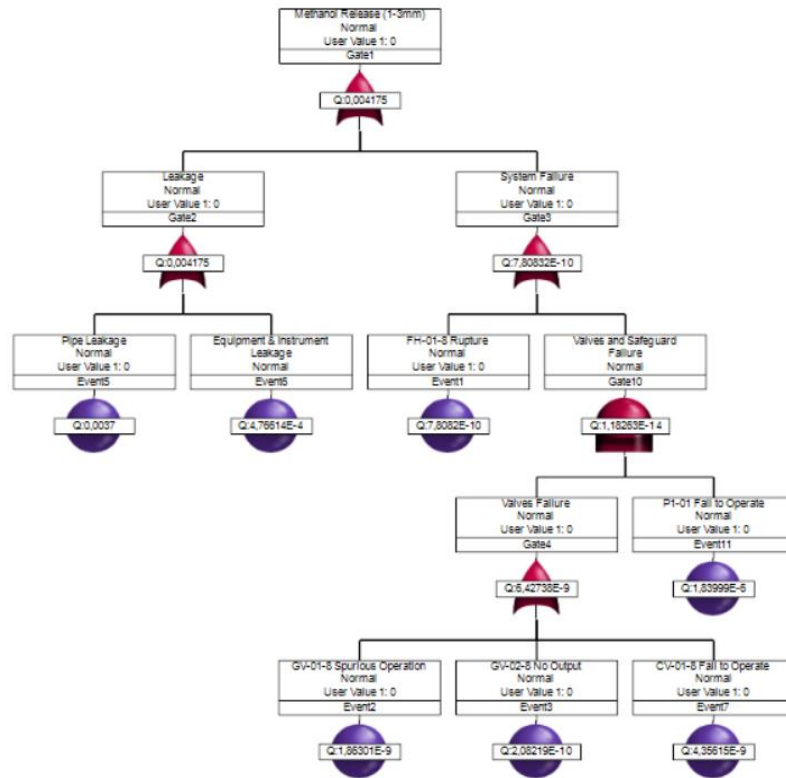
NODE 3				
No	Code	Instrument/ Equipment	Failure Mode	Failure/year
Valves Failure				
No	Code	Instrument/ Equipment	Failure Mode	Failure/year
1	GV-05-8	Gate Valve	Spurious operation	1.86E-09
2	GV-06-8	Gate Valve	No output	2.08E-10
3	USD FH 3	Unit Shutdown Pressure Limit	Functioned without signal	7.00E-08
4	USD HH 3	Unit Shutdown Level Limit	Functioned without signal	9.25E-07
Total				9.97E-07
Safeguards Failure (Detect Hazard)				
No	Code	Instrument/ Equipment	Failure Mode	Failure/year
1	PT 3	Pressure Transmitter	Fail to transmit data	9.13E-05
2	LT 3	Level Transmitter	Fail to transmit data	1.41E-04
3	PT 3	Pressure Transmitter	Sensor fail to operate	3.50E-06
4	LT 3	Level Transmitter	Sensor fail to operate	5.94E-06
Total				2.42E-04
Safeguards Failure (Control Hazard)				
No	Code	Instrument/ Equipment	Failure Mode	Failure/year
1	SF-02	Pressure Safety Valve	Spurious operation	1.68E-06
2	EV-02	Emergency vent	Spurious Operation	3.59E-06
3	CV-03-8	Check Valve	Fail to operate	4.36E-09
Total				5.27E-06

Lampiran C. 4 Pohon Fault Tree Analysis

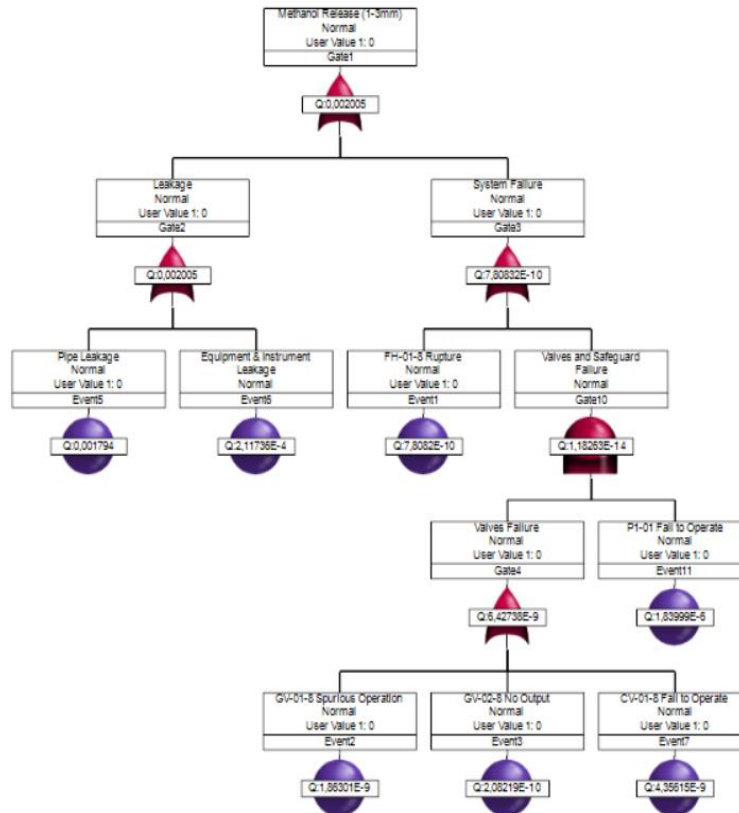
Node : 1
Skenario 1 : 1-3 mm



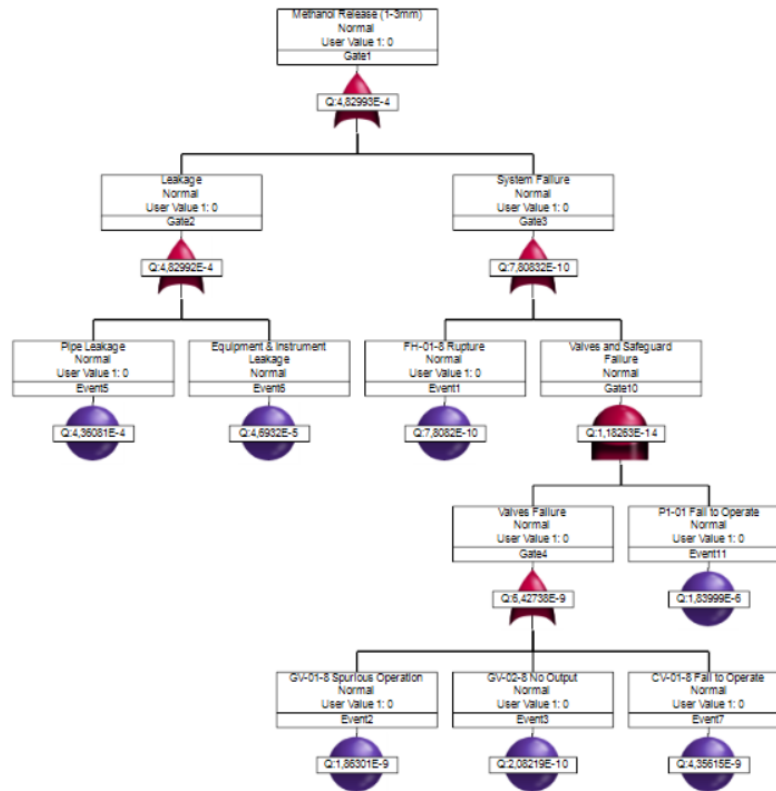
Node : 1
Skenario 2 : 3-10 mm



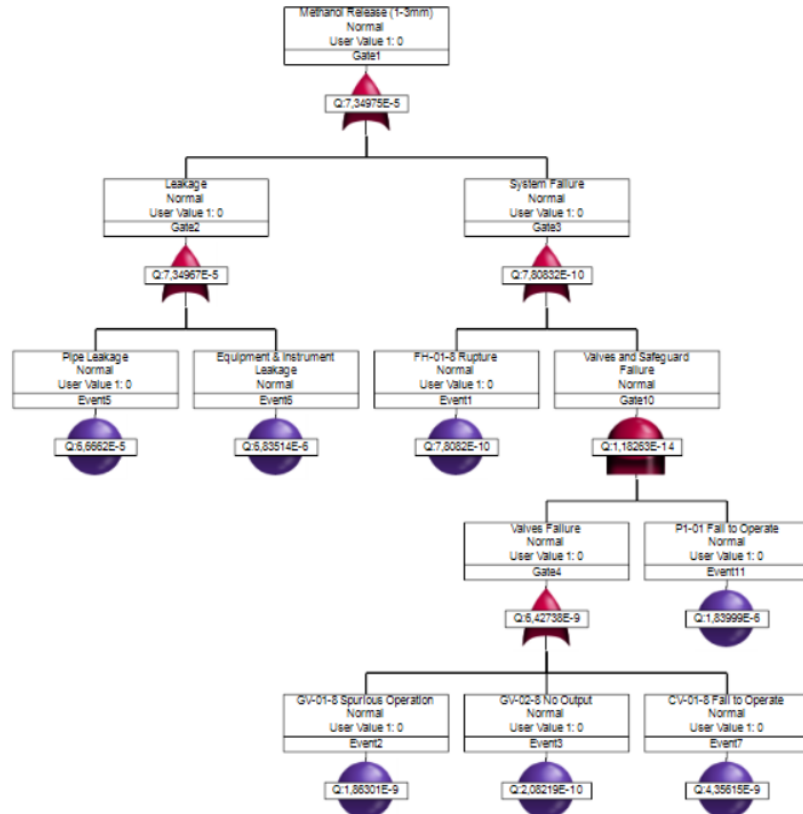
Node : 1
Skenario 3 : 10-50 mm



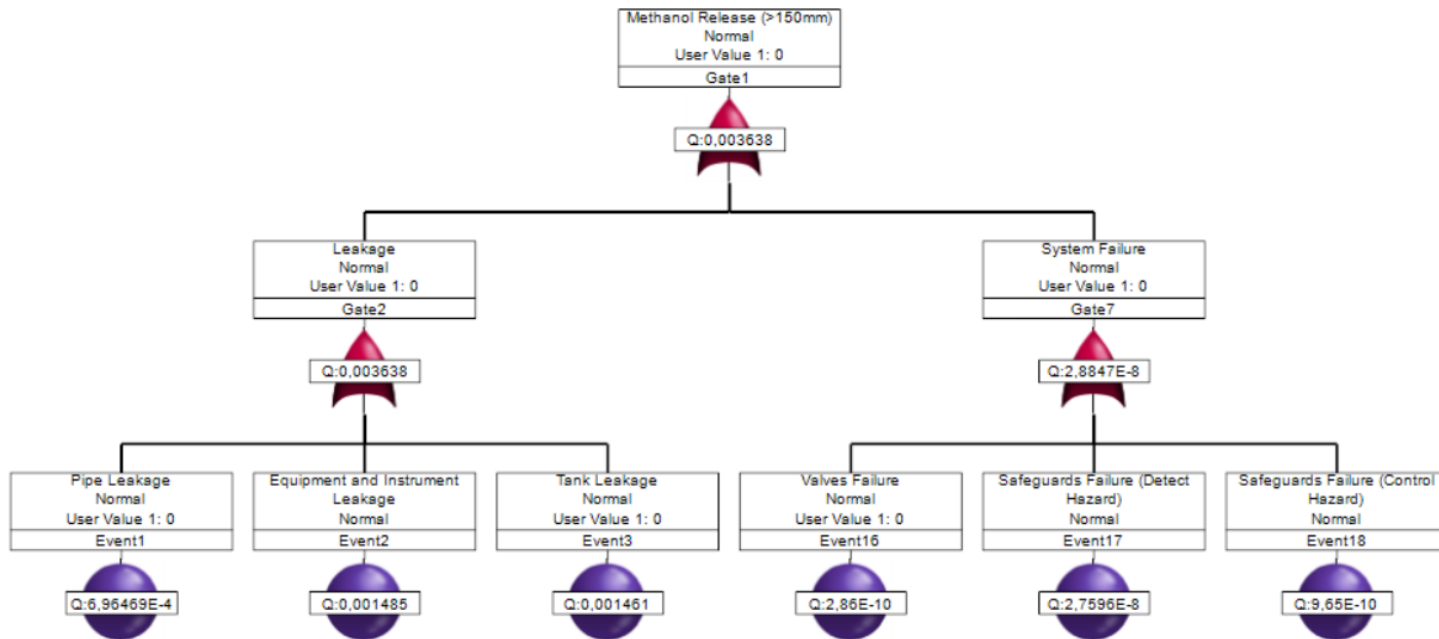
Node : 1
Skenario 4 : 50-150 mm



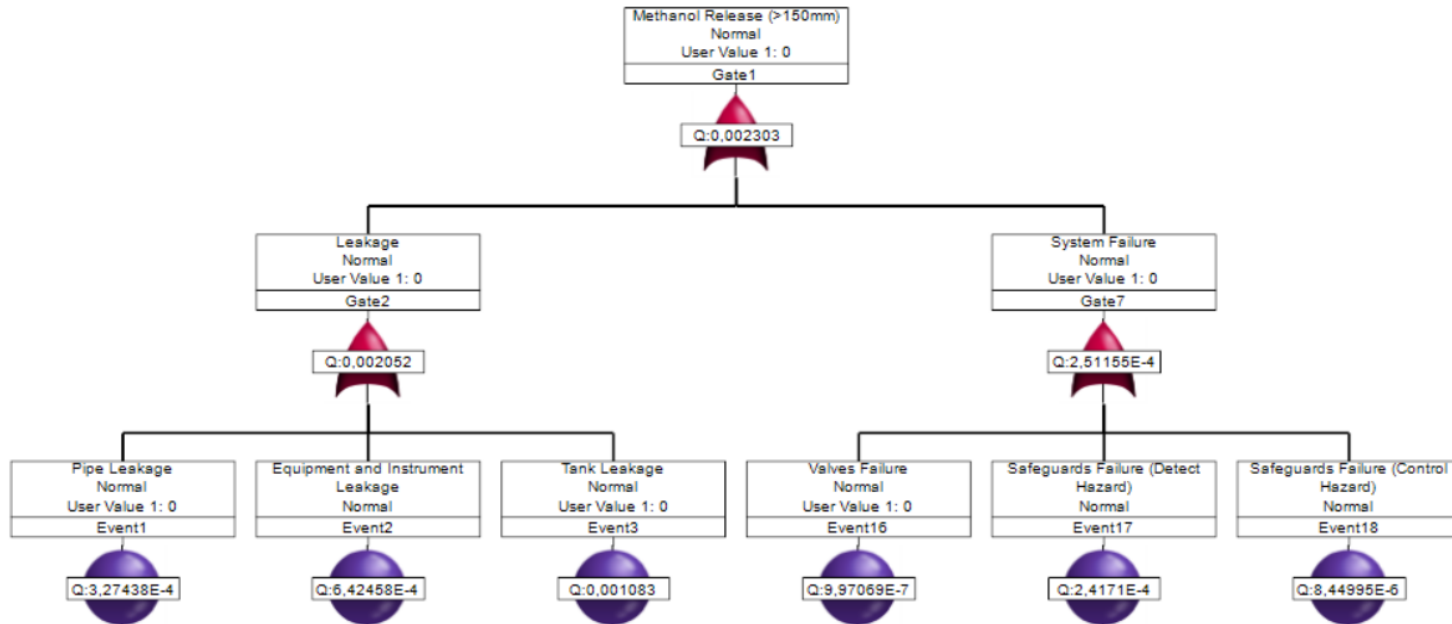
Node : 1
 Skenario 5 : >150 mm



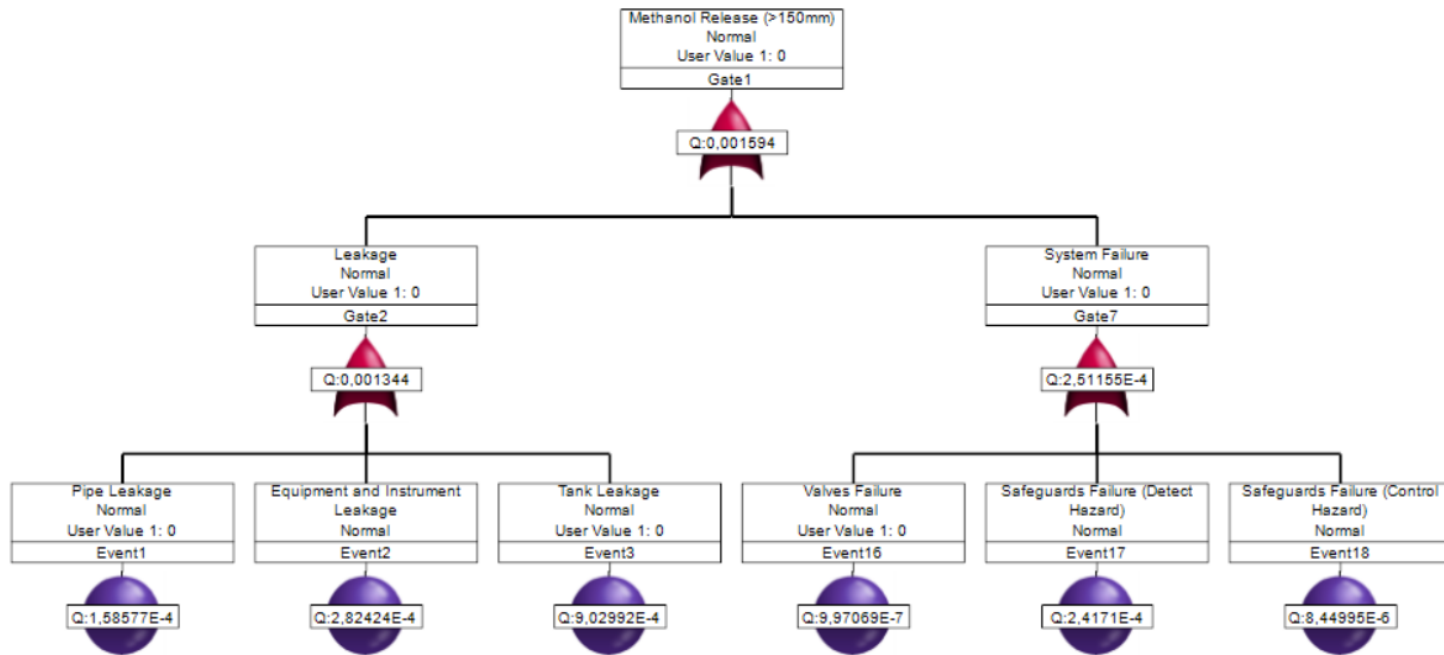
Node : 2
 Skenario 6 : 1-3 mm



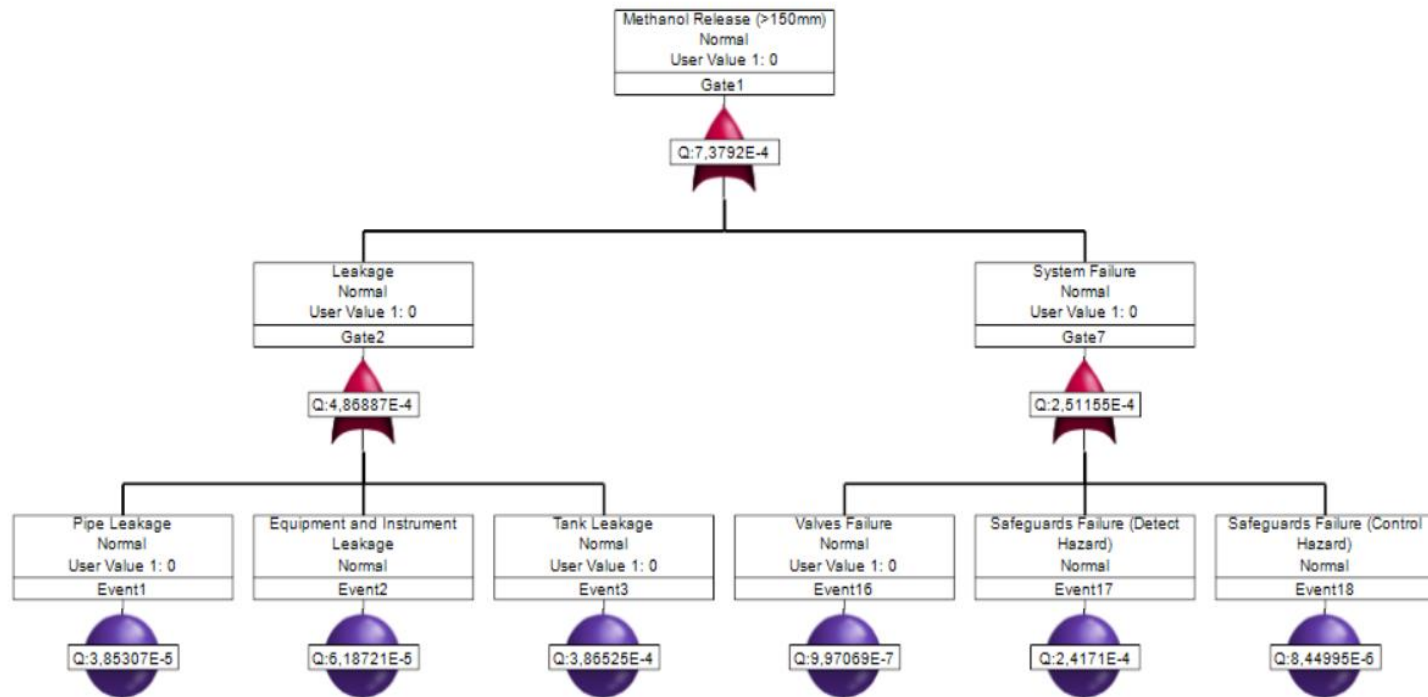
Node : 2
 Skenario 7 : 3-10 mm



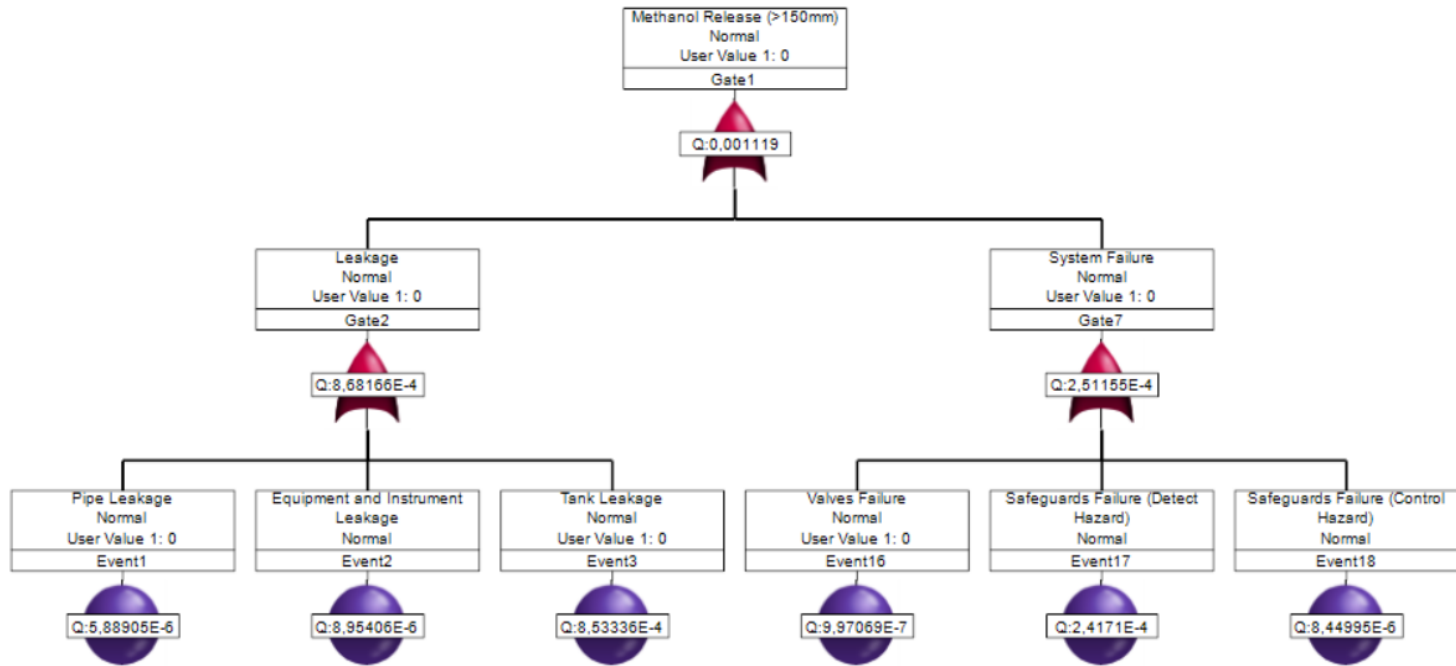
Node : 2
 Skenario 8 : 10-50 mm



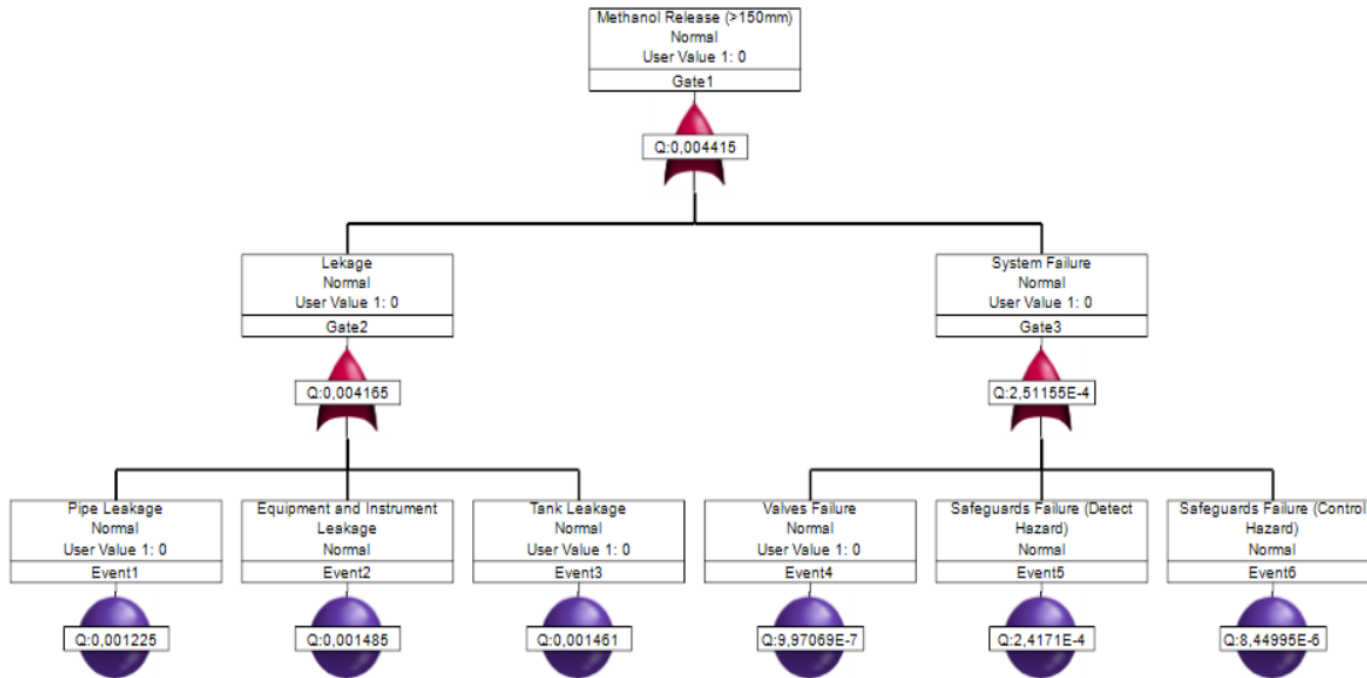
Node : 2
Skenario 9 : 50-150 mm



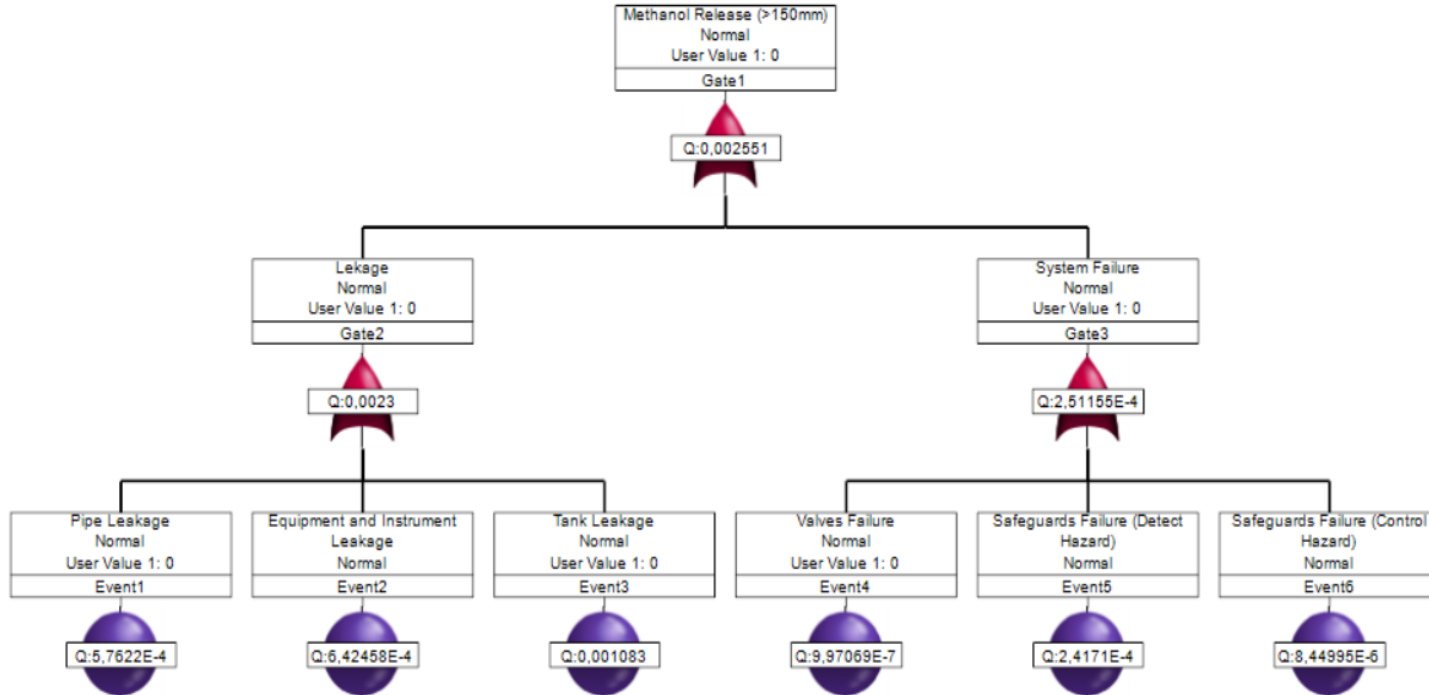
Node : 2
 Skenario 10 : >150 mm



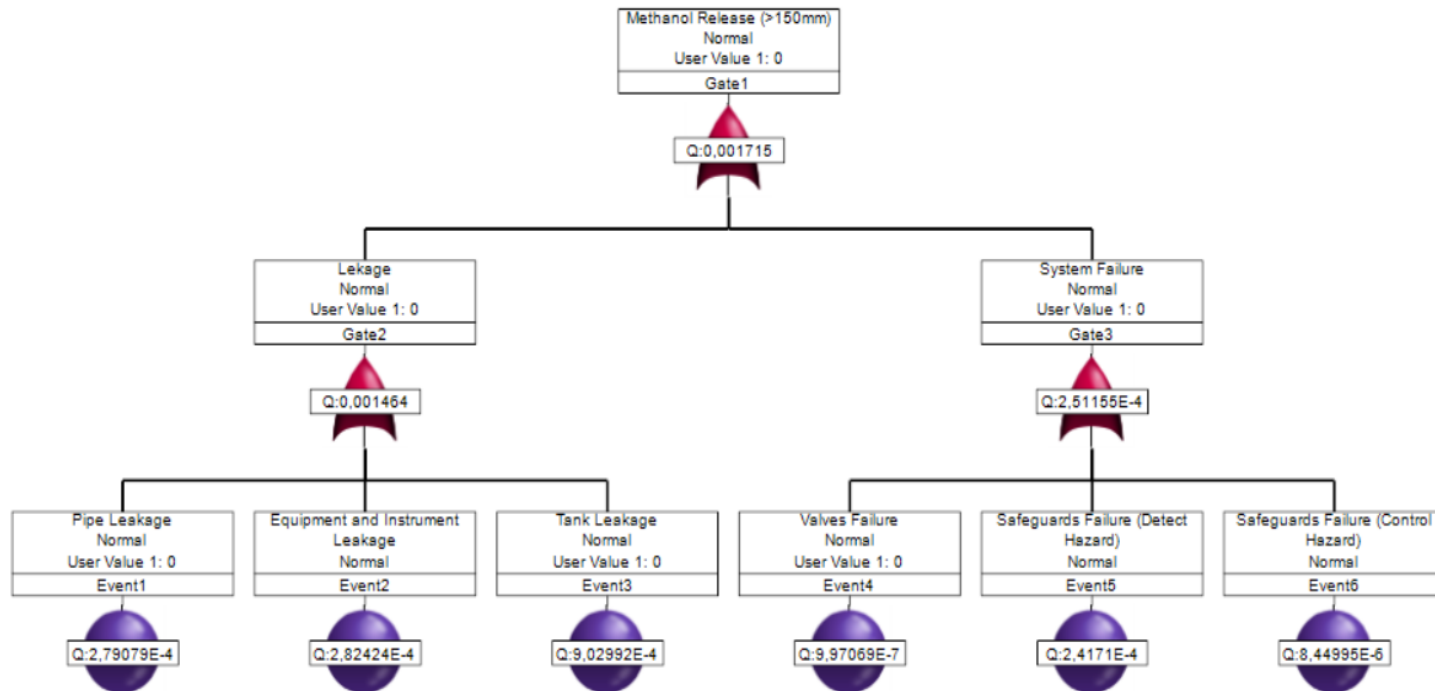
Node : 3
 Skenario 11 : 1-3 mm



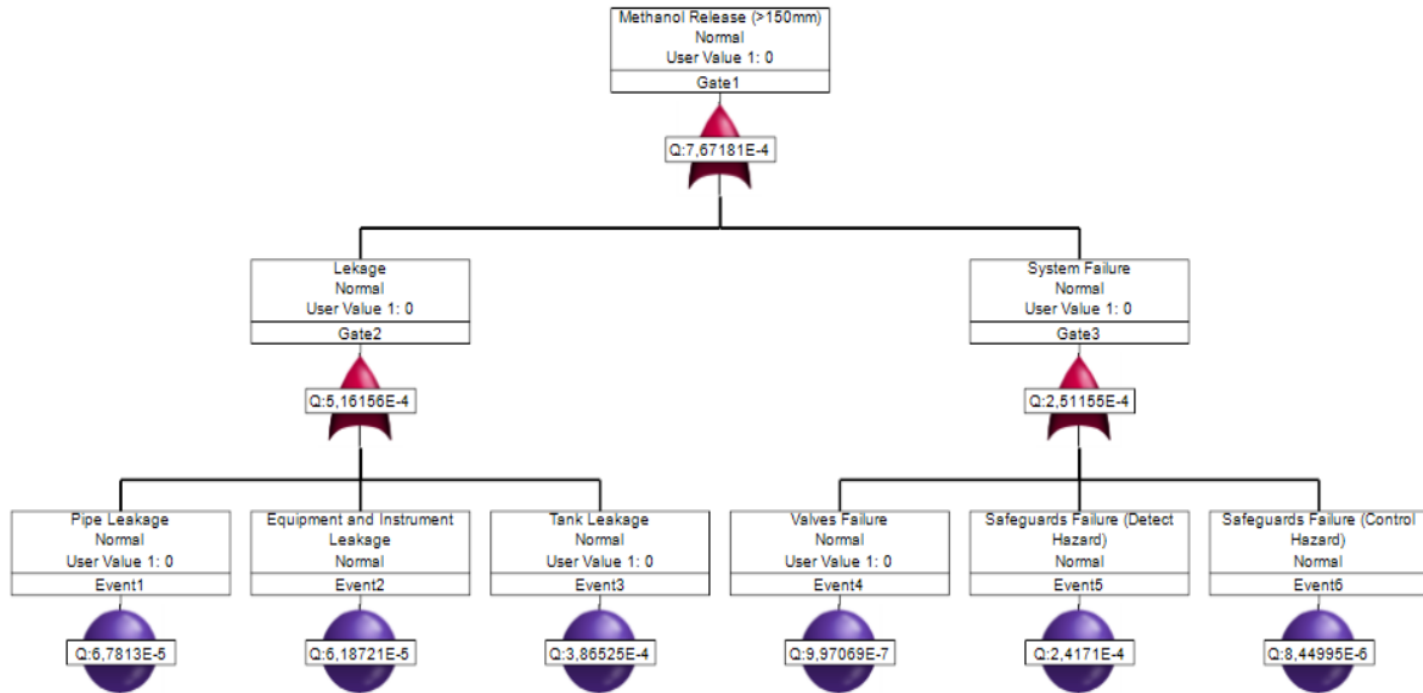
Node : 3
Skenario 12 : 3-10 mm



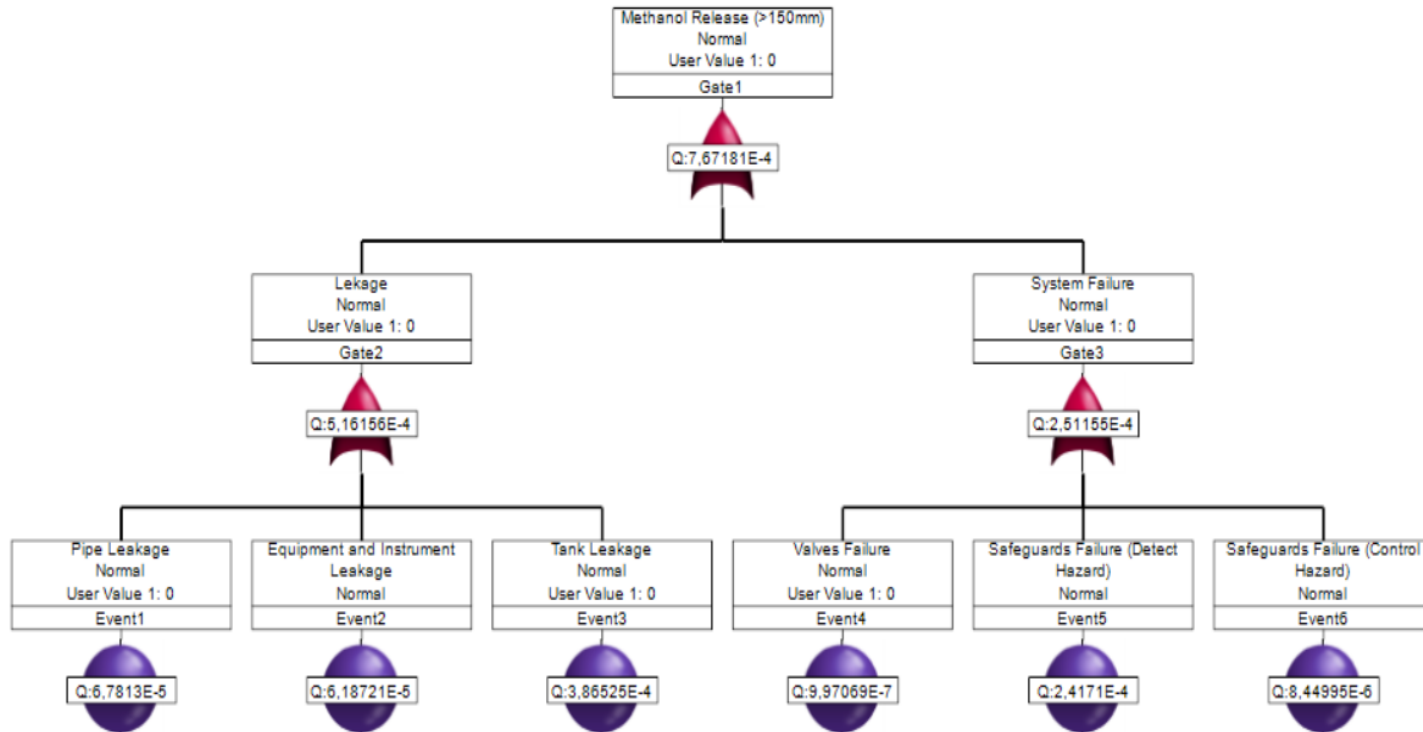
Node : 3
Skenario 13 : 10-50 mm



Node : 3
 Skenario 14 : 50-150 mm



Node : 3
Skenario 15 : >150 mm



Lampiran C. 5 Nilai Probability of Ignition

Hole Diameter	POII	RE	Mmag	PODI	Mmage	POEGDI	No Ignition
1-3 mm	0.01407	49.90519	0.2510	0.0649	0.5010	0.1503	0.9205
3-10 mm	0.01407	543.9666	0.5140	0.1330	0.7170	0.2151	0.8522
10-50 mm	0.01407	12975.35	1.3312	0.3443	1.1538	0.3461	0.6399
50-150 mm	0.01407	124763	2.6250	0.5173	1.4142	0.4243	0.4661
>150 mm	0.01407	311907.4	3.4555	0.5173	1.4142	0.4243	0.4661

POII : *Probability of Ignition*

RE : *Release Rate dalam pound*

Mmag : *Magnitude release*

PODI : *Probability of Delayed Igniton*

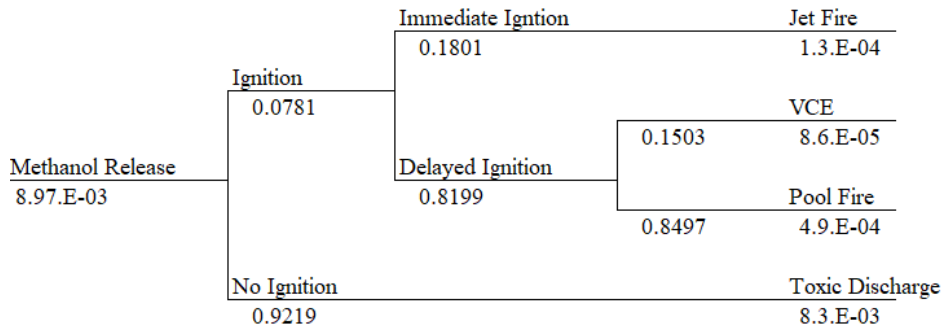
Mmage : *Magnitude modifier*

POEGDI : *Probability of Explosion Given Delayed Ignition*

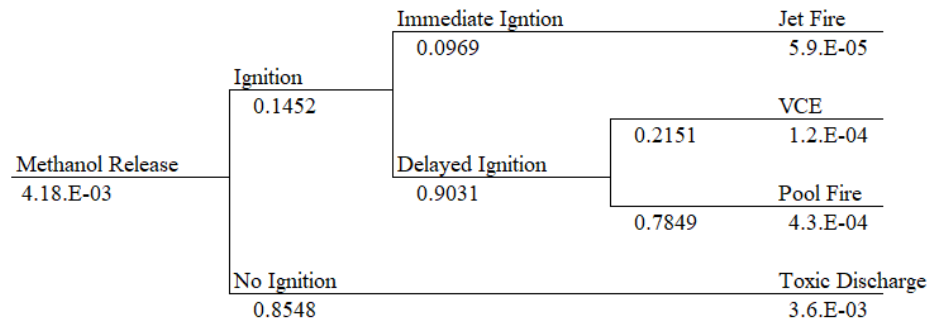
No Igniton : *Probabilitas tidak terjadi penyalaan*

Lampiran C. 6 Pohon Event Tree Analysis

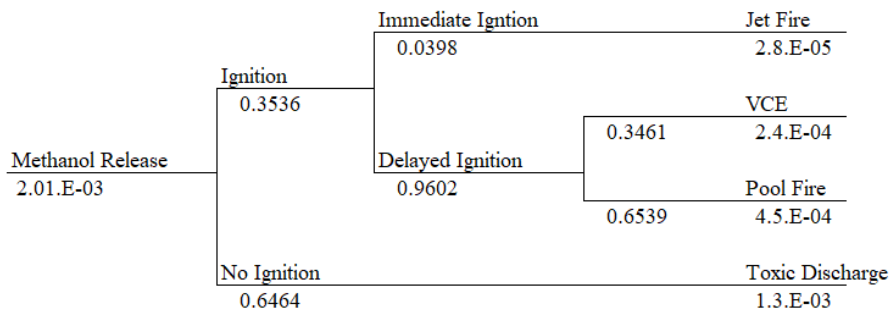
Node : 1
Skenario 1 : 1-3 mm



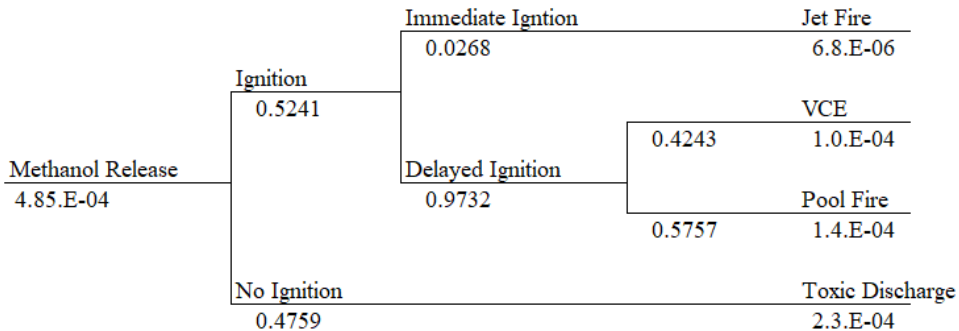
Node : 1
Skenario 2 : 3-10 mm



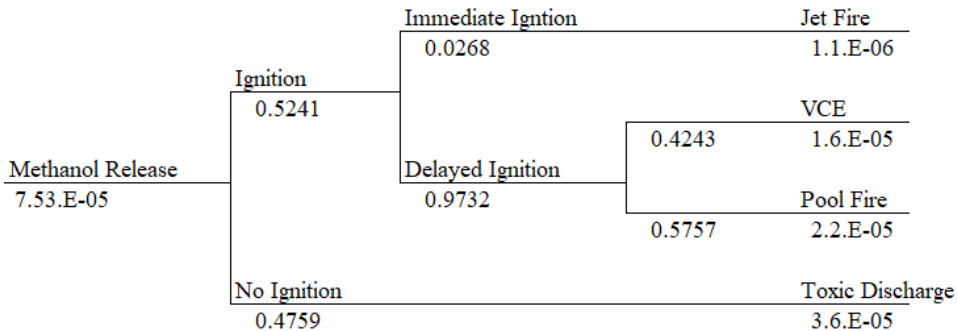
Node : 1
Skenario 3 : 10-50 mm



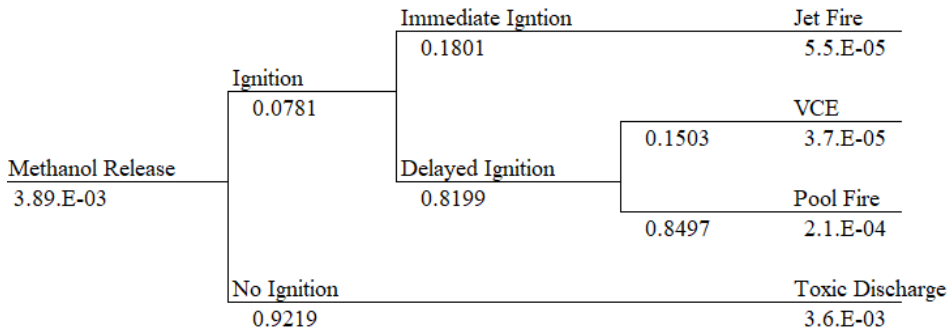
Node : 1
Skenario 4 : 50-150 mm



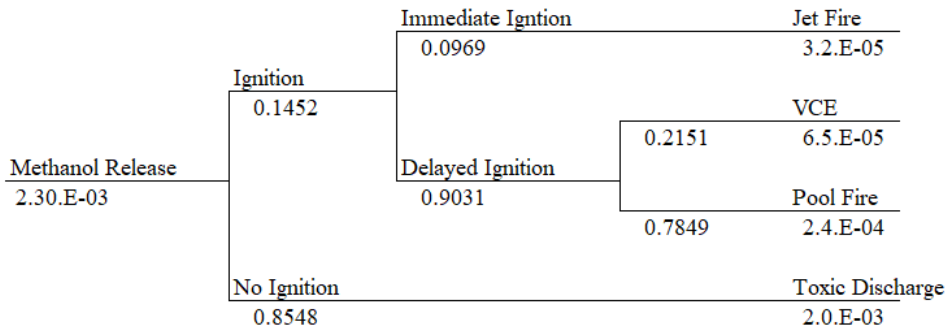
Node : 1
Skenario 5 : >150 mm



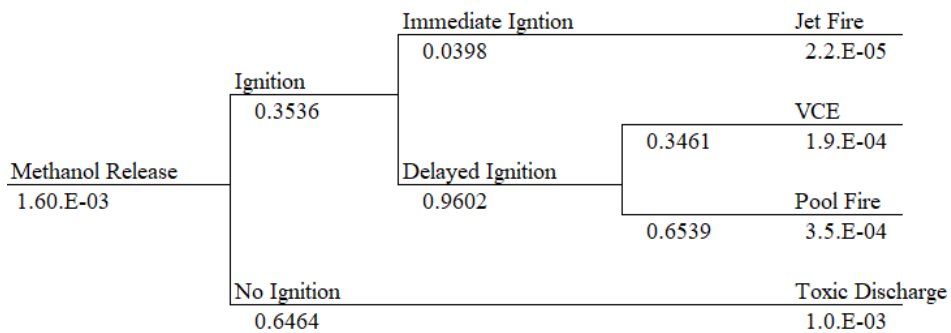
Node : 2
Skenario 6 : 1-3 mm



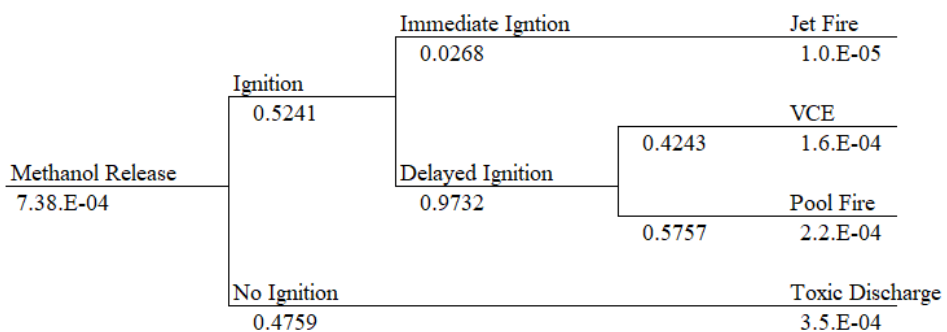
Node : 2
Skenario 7 : 3-10 mm



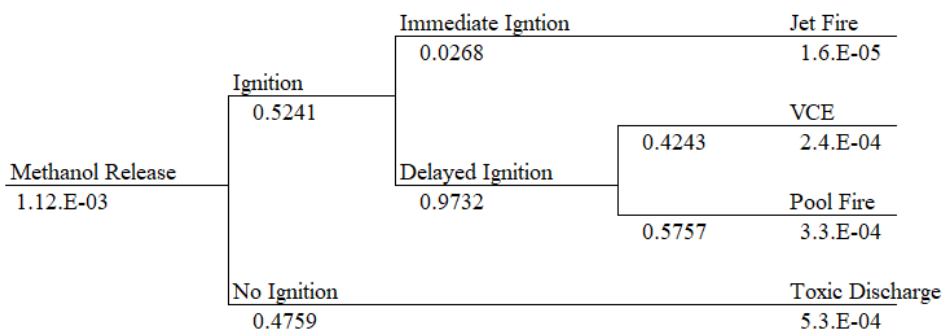
Node : 2
Skenario 8 : 10-50 mm



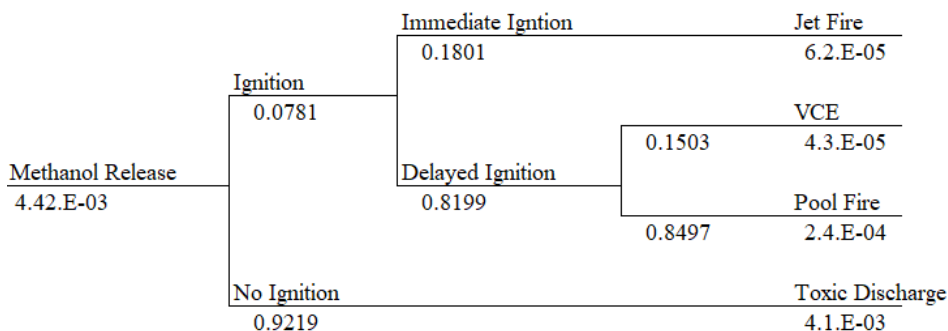
Node : 2
Skenario 9 : 50-150 mm



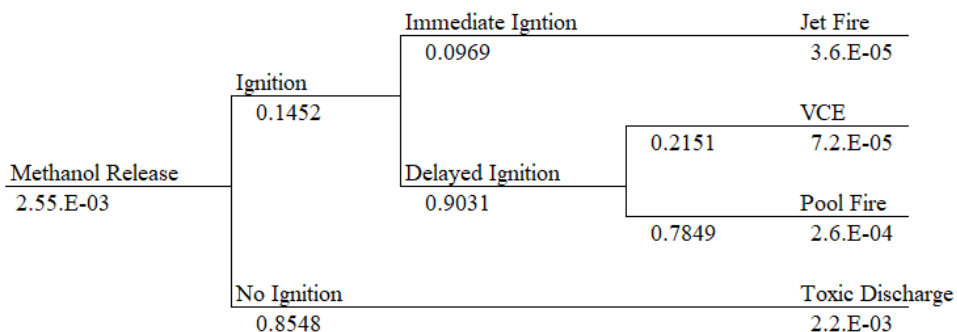
Node : 2
Skenario 10 : >150 mm



Node : 3
Skenario 11 : 1-3 mm



Node : 3
Skenario 12 : 3-10 mm



Node : 3
Skenario 13 : 10-50 mm

Methanol Release 1.72.E-03	Ignition 0.3536	Immediate Ignition 0.0398	Jet Fire 2.4.E-05
		Delayed Ignition 0.9602	VCE 2.0.E-04
			Pool Fire 3.8.E-04
	No Ignition 0.6464	Toxic Discharge 1.1.E-03	

Node : 3
Skenario 14 : 50-150 mm

Methanol Release 7.67.E-04	Ignition 0.5241	Immediate Ignition 0.0268	Jet Fire 1.1.E-05
		Delayed Ignition 0.9732	VCE 1.7.E-04
			Pool Fire 2.3.E-04
	No Ignition 0.4759	Toxic Discharge 3.7.E-04	

Node : 3
Skenario 15 : >150 mm

Methanol Release 1.12.E-03	Ignition 0.5241	Immediate Ignition 0.0268	Jet Fire 1.6.E-05
		Delayed Ignition 0.9732	VCE 2.4.E-04
			Pool Fire 3.3.E-04
	No Ignition 0.4759	Toxic Discharge 5.3.E-04	

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LAMPIRAN D
Analisis Konsekuensi

Lampiran D. 1 Rekapitulasi Fire and Explosion Index (F&EI)

Fire and Explosion Index				
Node	F3	MF	FE Index	Degree
1	4.742		75.87214	Moderate
2	6.076	16	97.21942	Intermediate
3	6.076		97.21942	Intermediate

Lampiran D. 2 Rekapitulasi Area of Exposure (AOE)

Node	FE Index	ROE (ft)	ROE (m)	AOE (m2)
1	75.87214	63.73259	19.42569	1184.903
2	97.21942	81.66432	24.89128	1945.469
3	97.21942	81.66432	24.89128	1945.469

*Lampiran D. 3 Rekapitulasi Original Cost*1. *Product Cost Metanol*

Node	Ket	Pressure	Release		Product Cost USD	Total Product Cost USD
		(bar)	Pipa (ton)	Tangki (ton)		
1	Pipa	3	40.845		\$ 17,645	\$ 17,645
2	Pipa	3	40.845		\$ 17,645	\$ 1,215,149
	Tangki	3		1900.8	\$ 1,197,504	
3	Pipa	3	40.845		\$ 17,645	\$ 1,215,149
	Tangki	3		1900.8	\$ 1,197,504	

2. *Product Cost CPO*

Node	Ket	Pressure	Release		Product Cost USD	Total Product Cost USD
		(bar)	Pipa (ton)	Tangki (ton)		
1	Pipa	-	-	-	-	-
2	Pipa	-	-	-	-	\$ 4,361,844.50
	Tangki	-	-	9178	\$ 4,361,844.50	
3	Pipa	-	-	-	-	\$ 1,677,632.50
	Tangki	-	-	3530	\$ 1,677,632.50	

3. *Equipment Cost Metanol*

Node 1							
No	Code	Equipment	Size	Qty		Price IDR	Price USD
1	GV-01-8	Gate Valve (MOV)	8"	1	Rp	48,300,000	\$ 3,381
2	PI-01	Pressure Indicator	8"	1	Rp	4,260,000	\$ 298
3	GV-02-8	Gate Valve (Manual Valve)	8"	1	Rp	2,500,000	\$ 175
4	CV-01-8	Check Valve	8"	1	Rp	17,452,000	\$ 1,222
5		Main Receiving Pipe	8"	4	Rp	27,846,000	\$ 1,949
TOTAL							\$ 7,025
Node 2							
No	Code	Equipment	Size	Qty		Price IDR	Price USD
1	FJ-03-8	Flexible Joint	8"	1	Rp	2,130,000	\$ 149
2	CV-02-8	Check Valve	8"	1	Rp	17,452,000	\$ 1,222
3	GV-03-8	Gate Valve (MOV)	8"	1	Rp	48,300,000	\$ 3,381
4	SF-01	Safety Valve	1"	1	Rp	2,500,000	\$ 175
5	GV-04-8	Gate Valve Manual Valve)	2"	1	Rp	2,500,000	\$ 175
6	EV-01	Emergency Valve	8"	1	Rp	980,000,000	\$ 68,600
7	T2	Tangki		1	Rp	36,003,500,000	\$ 2,520,245
8	TE 2	Thermo Element		1	Rp	1,500,000	\$ 105
9	TW 2	Thermowell		1	Rp	1,000,000	\$ 70
10	TT 2	Thermo Transmitter		1	Rp	3,890,000	\$ 272
11	LT 2	Level Transmitter		1	Rp	22,200,000	\$ 1,554
12	PT 2	Pressure Transmitter		1	Rp	21,200,000	\$ 1,484
13	-	(Branch) Receiving Pipe	8"	5	Rp	34,807,500	\$ 2,437
14	-	Pressure Relief Pipe	2"	3	Rp	262,287	\$ 18
15	-	Pressure Relief Pipe	1"	1	Rp	77,170	\$ 5
TOTAL							\$ 2,599,892
Node 3							
No	Code	Equipment	Size	Qty		Price IDR	Price USD
1	FJ-04-8	Flexible Joint	8"	1	Rp	2,130,000	\$ 149
2	CV-03-8	Check Valve	8"	1	Rp	17,452,000	\$ 1,222
3	GV-03-8	Gate Valve (MOV)	8"	1	Rp	48,300,000	\$ 3,381
4	SF-02	Safety Valve	1"	1	Rp	2,500,000	\$ 175

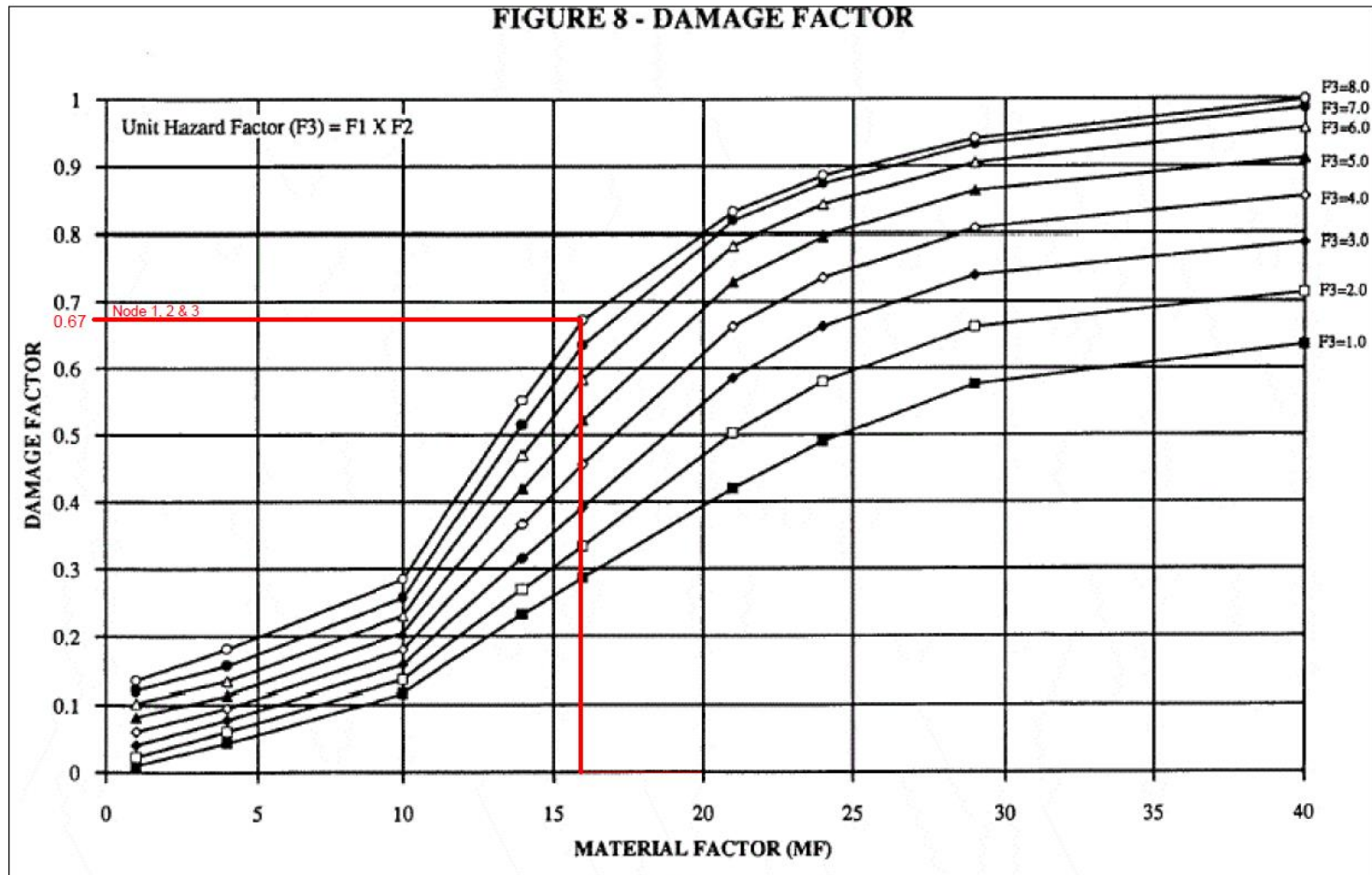
5	GV-05-8	Gate Valve Manual Valve)	2"	1	Rp	2,500,000	\$	175
6	EV-02	Emergency Valve	8"	1	Rp	980,000,000	\$	68,600
7	T3	Tangki		1	Rp	36,003,500,000	\$	2,520,245
8	TE 3	Thermo Element		1	Rp	1,500,000	\$	105
9	TW 3	Thermowell		1	Rp	1,000,000	\$	70
10	TT 3	Thermo Transmitter		1	Rp	3,890,000	\$	272
11	LT 3	Level Transmitter		1	Rp	22,200,000	\$	1,554
12	PT 3	Pressure Transmitter		1	Rp	21,200,000	\$	1,484
13	-	(Branch) Receiving Pipe	8"	3	Rp	20,884,500	\$	1,462
14	-	Pressure Relief Pipe	2"	3	Rp	262,287	\$	18
15	-	Pressure Relief Pipe	1"	1	Rp	77,170	\$	5
TOTAL							\$	2,600,380

4. *Equipment Cost CPO*

LUAR NODE 2 (CPO)								
1	FJ-04-8	Flexible Joint	8"	3	Rp	6,390,000	\$	447
2	CV-03-8	Check Valve	8"	3	Rp	52,356,000	\$	3,665
3	GV-03-8	Gate Valve (MOV)	8"	3	Rp	144,900,000	\$	10,143
4	SF-02	Safety Valve	1"	3	Rp	7,500,000	\$	525
5	GV-05-8	Gate Valve Manual Valve)	2"	3	Rp	7,500,000	\$	525
6	EV-02	Emergency Valve	8"	3	Rp	2,940,000,000	\$	205,800
7	T3 T5 T6	Tangki		3	Rp	108,010,500,000	\$	7,560,735
8	TE 3	Thermo Element		3	Rp	4,500,000	\$	315
9	TW 3	Thermowell		3	Rp	3,000,000	\$	210
10	TT 3	Thermo Transmitter		3	Rp	11,670,000	\$	817
11	LT 3	Level Transmitter		3	Rp	66,600,000	\$	4,662
12	PT 3	Pressure Transmitter		3	Rp	63,600,000	\$	4,452
13	-	(Branch) Receiving Pipe	8"	4	Rp	27,846,000	\$	1,949
14	-	Pressure Relief Pipe	2"	6	Rp	786,860	\$	55
15	-	Pressure Relief Pipe	1"	3	Rp	231,511	\$	16
TOTAL							\$	7,794,317
LUAR NODE 3 (CPO)								

1	FJ-04-8	Flexible Joint	8"	1	Rp	2,130,000	\$	149
2	CV-03-8	Check Valve	8"	1	Rp	17,452,000	\$	1,222
3	GV-03-8	Gate Valve (MOV)	8"	1	Rp	48,300,000	\$	3,381
4	SF-02	Safety Valve	1"	1	Rp	2,500,000	\$	175
5	GV-05-8	Gate Valve Manual Valve)	2"	1	Rp	2,500,000	\$	175
6	EV-02	Emergency Valve	8"	1	Rp	980,000,000	\$	68,600
7	T3 T5 T6	Tangki		1	Rp	36,003,500,000	\$	2,520,245
8	TE 3	Thermo Element		1	Rp	1,500,000	\$	105
9	TW 3	Thermowell		1	Rp	1,000,000	\$	70
10	TT 3	Thermo Transmitter		1	Rp	3,890,000	\$	272
11	LT 3	Level Transmitter		1	Rp	22,200,000	\$	1,554
12	PT 3	Pressure Transmitter		1	Rp	21,200,000	\$	1,484
13	-	(Branch) Receiving Pipe	8"	2	Rp	13,923,000	\$	975
14	-	Pressure Relief Pipe	2"	2	Rp	786,860	\$	55
15	-	Pressure Relief Pipe	1"	1	Rp	231,511	\$	16
TOTAL							\$	2,598,478

Lampiran D. 4 Grafik Damage Factor



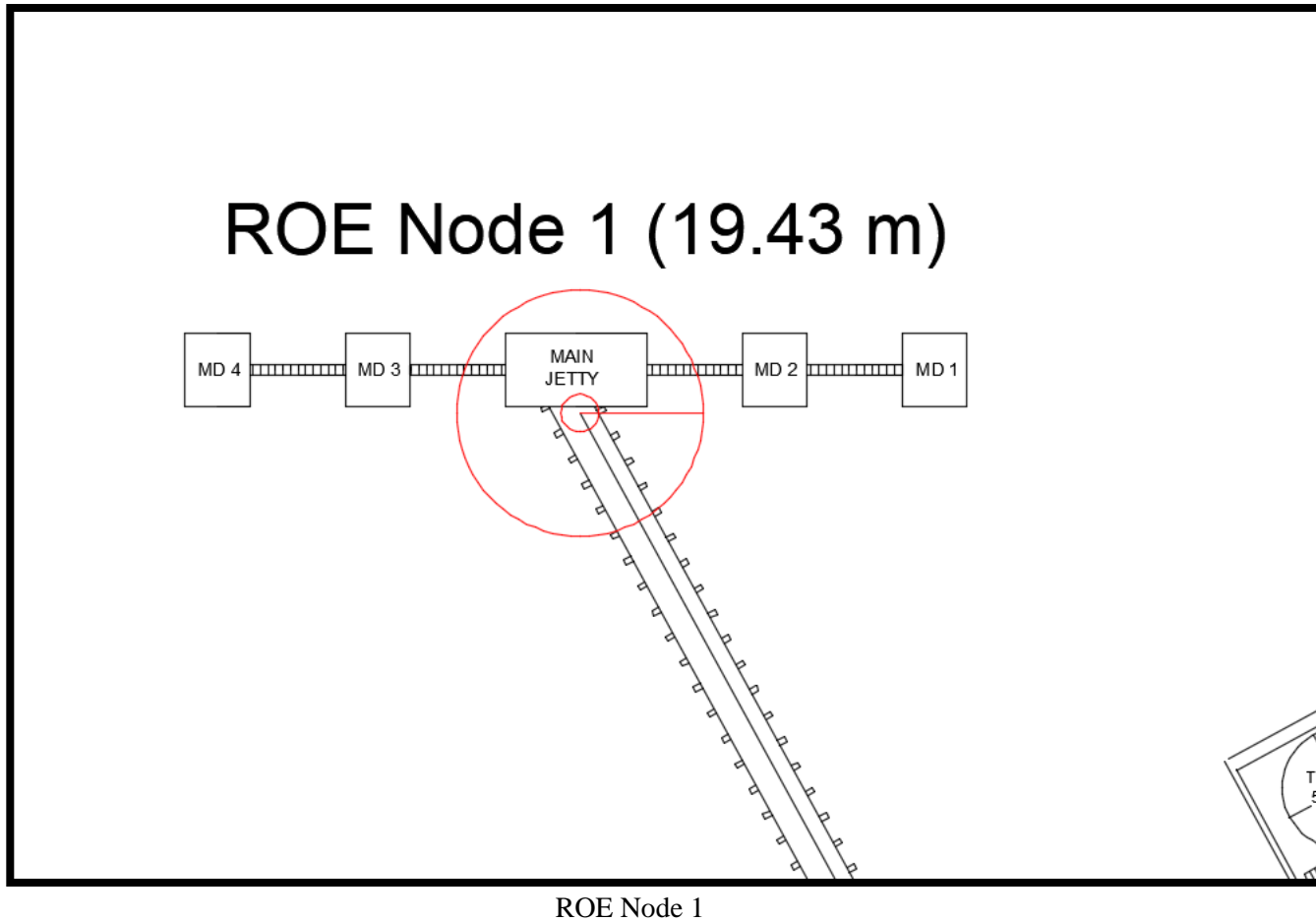
Lampiran D. 5 Rekapitulasi Nilai Loss Control Credit

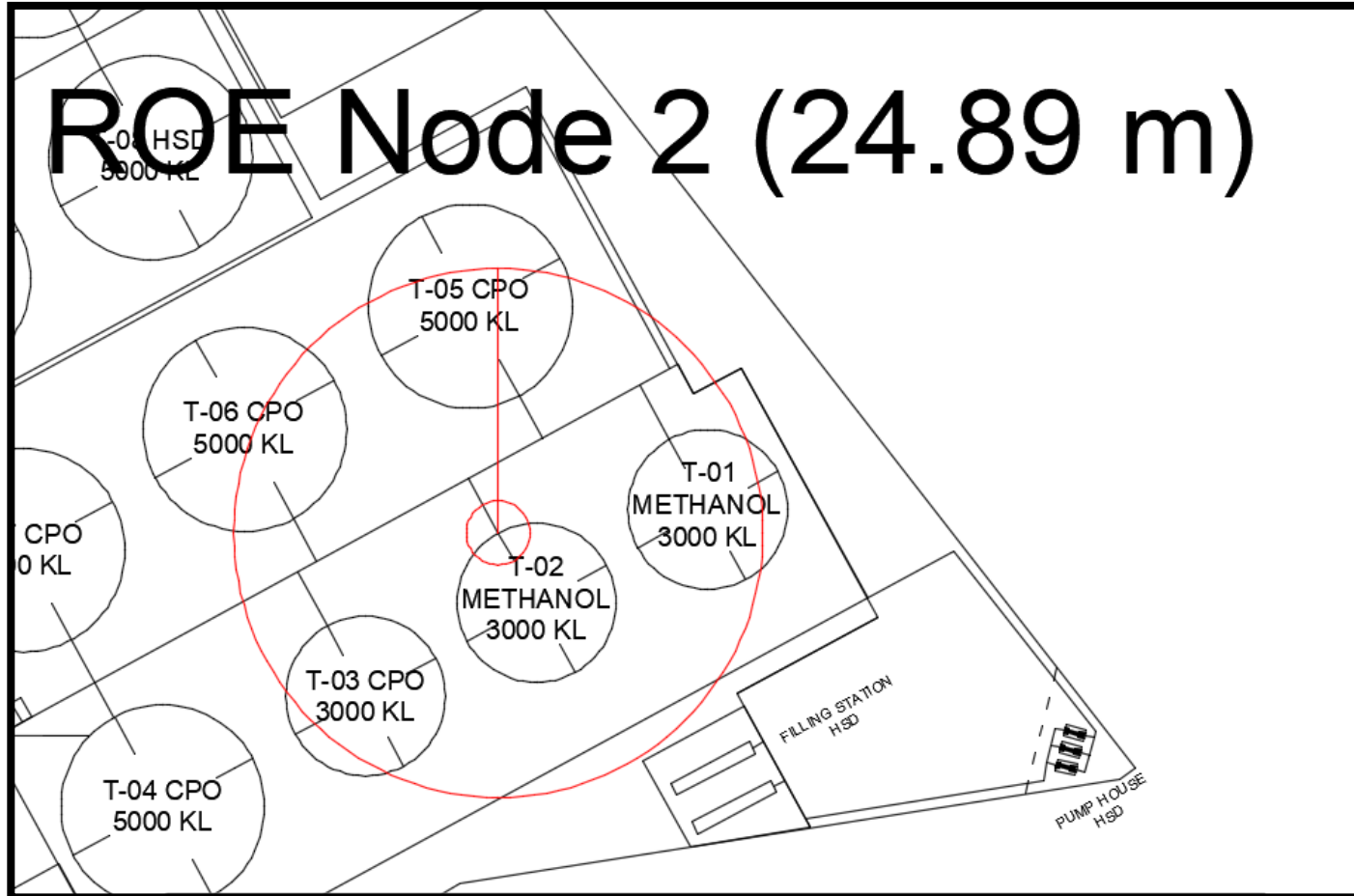
No	Credit Factors	Parameters	Credit Range	Tick	Credit Penalty	Description (based on Dow's Fire and Explosion Guide 7th)
1	Control Equipment (C1)	Emergency electricity	0.98	✓	0.98	Adanya emergency power untuk peralatan penting (pompa, kompresor,dll)
		Backup Cooling System	0,97 - 0,99	x	1	Adanya cooling system yang mampu menjaga normal cooling selama 10 menit dalam kondisi abnormal
		Explosion control system	0,84 - 0,98	✓	0.84	Terdapat alat peredam kebakaran dengan tipe bubuk (powder) atau vapor
		Emergency stop system	0,96 - 0,99	✓	0.98	ESD digunakan untuk mengurangi aktivitas sistem pada kondisi abnormal, mengawali runtutan mematikan sistem
		Computer control system	0,93 - 0,99	✓	0.99	Adanya sistem komputer yang digunakan untuk membantu operator
		Inert gas system	0,94 - 0,96	x	1	Adanya inert gas system yang digunakan secara terus menerus untuk peralatan yang mengandung uap mudah terbakar
		Operating Instruction/Procedures	0,91 - 0,99	✓	0.99	adanya standar operasi yang ada secara tertulis
		Reactive Chemical Review (MSDS)	0,91 - 0,98	x	1	adanya laporan berupa ulasan adanya sistem baru seperti perubahan sistem pada penyimpanan dan penanganan bahan kimia
		Other Process Hazard Analysis	0,91 - 0,98	✓	0.91	adanya suatu analisa bahaya yang dilakukan oleh suatu perusahaan
TOTAL C1 :					0.720	(The multiplication sum of C1 credit penalty)
2	Hazardous Material Isolation (C2)	Remote control valve	0,96 - 0,98	✓	0.98	Adanya remotely operated isolation valve pada tangki penyimpanan, jalur pipa yang digunakan untuk mengisolasi sistem pada saat darurat
		Waste discharge system	0,96 - 0,98	x	1	adanya tangki pembuangan
		Drainage system	0,91 - 0,97	✓	0.91	adanya sistem drainase jika terjadi kebocoran dari tangki atau jalur pipa

	Interlock	0.98	✓	0.98	adanya sistem interlock yang berfungsi untuk mencegah aliran material yang bisa berujung pada reaksi yang tidak diinginkan	
	TOTAL C2 :			0.874	(The multiplication sum of C2 credit penalty)	
3	Fire Protection (C3)	Leakage identification system	0,94 - 0,98	x	1	adanya pendeteksi kebocoran yang terpasang dengan alarm dan mengidentifikasi lokasi
		Structural Steel	0,95 - 0,98	✓	0.97	konstruksi baja
		Water resources for fire extinguisher	0,94 - 0,97	✓	0.94	tekanan air >100 psig (6.8 bar)
		Special system (CO2, Smoke, Flame Detector)	0.91	✓	0.91	adanya sistem seperti sistem CO2, smoke and flame detector
		Sprinklers	0,74 - 0,97	✓	0.97	adanya sistem springkler
		Water curtains	0,97 - 0,98	x	1	adanya dinding air pada unit
		Foam System	0,92 - 0,97	✓	0.92	adanya sistem foam (otomatis)
		Portable fire extinguisher	0,93 - 0,98	✓	0.98	adanya peralatan portable extinguisher
		Cable proteksi	0,94 - 0,98	✓	0.98	menggunakan material pelindung kabel yang tahan api
		TOTAL C3 :			0.711	(The multiplication sum of C3 credit penalty)
LOSS CONTROL CREDIT FACTORS (C1 x C2 x C3) :				0.447	(Credit factor result)	

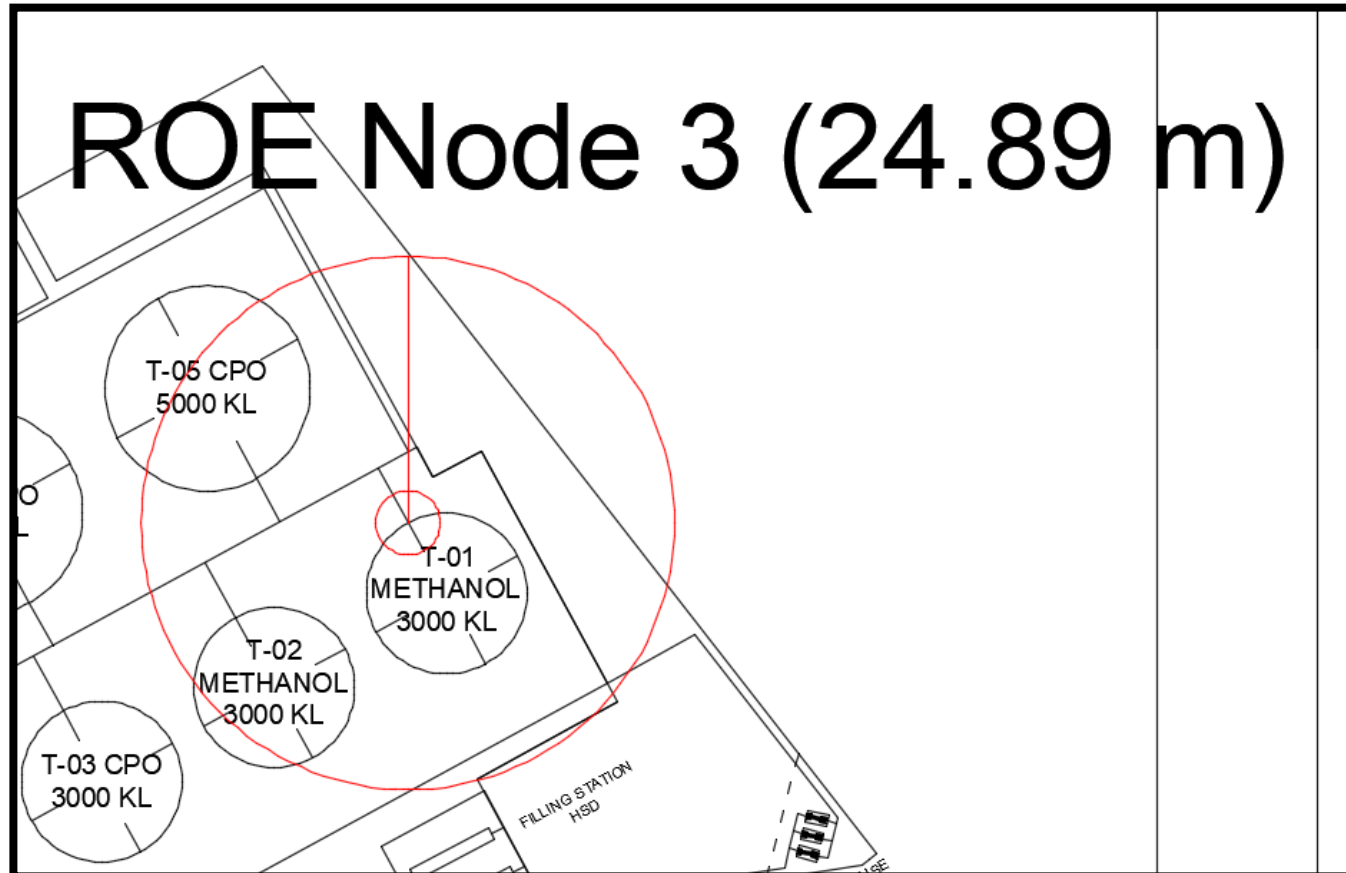
Aaasd

Lampiran D. 6 Plotting Radius of Exposure





ROE Node 2



ROE Node 3

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

LAMPIRAN E
Penilaian Risiko

Lampiran E. 1 Matriks Risiko

1. Matrik Risiko Buku *Guidelines for Fire Protection in Chemical, Petrochemical, and Hydrocarbon Processing Facilities*

LIKELIHOOD	Frequent (Level 4) This incident has occurred at this facility and/or is reasonably likely to occur at any time	Occasional (Level 3) This incident is likely to occur at this facility within the next 15 years	Seldom (Level 2) This incident has occurred at a similar facility and may reasonably occur at this facility within the next 30 years	Unlikely (Level 1) Given current practices and procedures, this incident is not likely to occur at this facility
SEVERITY				
Major (Level 4) Downtime : plant downtime in excess of 30 days Property damage : Major or total destruction to process areas above \$10MM	1	1	2	4
Serious (Level 3) Downtime : Process areas with up to 30 days plant downtime Property damage : Major damage (\$1MM to 10\$MM)	1	2	4	5
Minor (Level 2) Downtime : Possible downtime Property damage : Some equipment damage (\$100k-\$1MM)	2	4	4	5
Incidental (Level 1) Downtime : Negligible plant downtime Property damage : Minimal equipment damage (less than \$100k)	4	5	5	5

Risk Level	Type of Risk	Code	Description
5	Acceptable Risk		No risk reduction required.
4	Transition Risk		Consider risk reduction.
2-1	Unacceptable Risk		Risk reduction mandatory.




2. Matrik Risiko PT. Chandra Asri Petrochemical

Likelihood \ Severity	Unlikely (Category 1)	Remote (Category 2)	Occasional (Category 3)	Frequent (Category 4)
	Not likely to occur in the life of the facility, may occur in one of several facilities	Likely to occur once in the life of the facility (e.g once every 50 years)	Likely to occur more than once in the life of the facility (e.g once every 10 years)	Likely to occur several times in the life of the facility (e.g once in 1 year)
Negligible (Lvl. 1) Personel : Superficial Injury Public : No Impact Environmental : Hazardous liquid contained Equipment : downtime < 1 day	1	2	2	3
Marginal (Lvl. 2) Personel : Minor Injury Public : No Impact Environmental : Small release of hazardous liquid Equipment : downtime > 1 day	2	4	6	6
Critical (Lvl. 3) Personel : Severe Injury Public : Expose to accident Environmental : Uncontained release of hazardous liquid Equipment : downtime > 10 day	3	6	7	8
Catastrophic (Lvl. 4) Personel : Death Public : Expose to treathening accident Environmental : Large and uncontained release of liquid Equipment : downtime > 90 day	4	7	7	9

Risk Level	Type of Risk	Code	Description
1 – 2	Tolerable Risk		No risk reduction required.
3 – 6	Transition Risk		Consider risk reduction.
7 – 9	Unacceptable Risk		Risk reduction mandatory.

3. Matrik Risiko Normalisasi PT. Terminal Nilam Utara

LIKELIHOOD	Frequent (Level 4) Likely to occur once yearly	Occasional (Level 3) Likely to occur once every 10 years	Remote (Level 2) Likely to occur once every 50 years	Unlikely (Level 1) Likely to occur once every 100 years
SEVERITY				
Major (Level 4) Downtime : > 30 days Property damage : Extensive facility damage (≥ IDR 50.000.000)	Not Acceptable	Not Acceptable	Not Acceptable	ALARP
Serious (Level 3) Downtime : 10 ≤ 30 days Property damage : Mayor equipment damage (≤ IDR 50.000.000)	Not Acceptable	Not Acceptable	ALARP	ALARP
Minor (Level 2) Downtime : 1 ≤ 10 days Property damage : minor system damage (≤ IDR 10.000.000)	Not Acceptable	ALARP	ALARP	Acceptable
Incidental (Level 1) Downtime : negligible downtime ≤ 1 day Property damage : minor equipment damage (≤ IDR 1.000.000)	ALARP	Acceptable	Acceptable	Acceptable

Type of Risk	Code	Description
Acceptable Risk		No risk reduction required.
Transition Risk		Consider risk reduction.
Unacceptable Risk		Risk reduction mandatory.

Lampiran E. 2 Membership Functon MPPD dan MPDO

1. Matrik Buku

Consequence Level	MPPD	MPDO	Membership Function
Incidental	<\$100k	<1 hour	0-10
Minor	\$100k-\$1MM	1-24 hour	10-20
Serious	\$1MM-\$10MM	24-720 hour	20-30

Major	>\$10MM	>720 <i>hour</i>	30-40
-------	---------	------------------	-------

2. Matrik PT. Chandra Asri Petrochemical

Consequence Level	MPPD	MPDO	Membership Function
Incidental	<\$10k	<1 <i>day</i>	0-10
Minor	\$10k – \$280k	1-10 <i>days</i>	10-20
Serious	\$280k - \$11,530k	10-90 <i>days</i>	20-30
Major	>\$11,530k	>90 <i>days</i>	30-40

3. Matrik Normalisasi PT. Terminal Nilam Utara

Consequence Level	MPPD	MPDO	Membership Function
Incidental	< IDR 1 M	<1 <i>day</i>	0-10
Minor	IDR 1 M– IDR 10 MM	1-10 <i>days</i>	10-20
Serious	IDR 10 MM- IDR 50 MM	10-30 <i>days</i>	20-30
Major	>50 IDR MM	>30 <i>days</i>	30-40

Lampiran E. 3 Nilai dan Level Konsekuensi

1. Matrik Buku

Jet Fire			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 1
1	\$ 13,464.39	Incidental	1.35
2	\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$ 6,214,097.23	Serious	25.79
VCE			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 1
1	\$ 13,464.39	Incidental	1.35
2	\$11,073,606.75	Major	40.00

3	\$ 6,214,097.23	Serious	25.79
Pool Fire			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 1	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 1
1	\$ 13,464.39	Incidental	1.35
2	\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$ 6,214,097.23	Serious	25.79

2. Matrik PT. Chandra Petrochemical

Jet Fire			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 2	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 2
1	\$ 13,464.39	Minor	10.57
2	\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$ 6,214,097.23	Serious	25.74
VCE			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 2	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 2
1	\$ 13,464.39	Minor	10.57
2	\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$ 6,214,097.23	Serious	25.74
Pool Fire			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 2	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 2
1	\$ 13,464.39	Minor	10.57
2	\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$ 6,214,097.23	Serious	25.74

3. Matrik Normalisasi PT. Terminal Nilam Utara

Jet Fire			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 3	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 3
1	\$ 13,464.39	Major	30.01
2	\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$ 6,214,097.23	Major	35.67
VCE			
Node	Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 3	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 3

1	\$	13,464.39	Major	30.01
2		\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$	6,214,097.23	Major	35.67
Pool Fire				
Node		Konsekuensi MPPD	Level Konsekuensi MPPD Matriks Risiko 3	Nilai Konsekuensi Matriks Risiko 3
1	\$	13,464.39	Major	30.01
2		\$11,073,606.75	Major	40.00
3	\$	6,214,097.23	Major	35.67

Lampiran E. 4 Membership Function Frekuensi

Node 1					
Jet Fire					
Skenario	Frekuensi	Hole diameter	Nilai Frekuensi Matriks 1	Nilai Frekuensi Matriks 2	Nilai Frekuensi Matriks 3
1	1.3.E-04	1-3 mm	7.03	7.13	7.33
2	5.9.E-05	3-10 mm	6.29	6.38	6.56
3	2.8.E-05	10-50 mm	5.86	5.94	6.11
4	6.8.E-06	50-150 mm	5.04	5.11	5.26
5	1.1.E-06	> 150 mm	4.26	4.32	4.44
VCE					
Skenario	Frekuensi	Hole diameter	Nilai Frekuensi Matriks 1	Nilai Frekuensi Matriks 2	Nilai Frekuensi Matriks 3
1	8.6.E-05	1-3 mm	6.66	6.75	6.94
2	1.2.E-04	3-10 mm	7.01	7.11	7.31
3	2.4.E-04	10-50 mm	7.18	7.28	7.49
4	1.0.E-04	50-150 mm	6.99	7.08	7.29
5	1.6.E-05	> 150 mm	5.70	5.78	5.94
Pool Fire					
Skenario	Frekuensi	Hole diameter	Nilai Frekuensi Matriks 1	Nilai Frekuensi Matriks 2	Nilai Frekuensi Matriks 3
1	4.9.E-04	1-3 mm	7.52	7.63	7.84
2	4.3.E-04	3-10 mm	7.44	7.54	7.76
3	4.5.E-04	10-50 mm	7.47	7.57	7.79
4	1.4.E-04	50-150 mm	7.04	7.14	7.34
5	2.2.E-05	> 150 mm	5.78	5.86	6.03
Node 2					
Jet Fire					
Skenario	Frekuensi	Hole diameter	Nilai Frekuensi Matriks 1	Nilai Frekuensi Matriks 2	Nilai Frekuensi Matriks 3
6	5.5.E-05	1-3 mm	6.23	6.32	6.50
7	3.2.E-05	3-10 mm	5.92	6.00	6.17

8	2.2.E-05	10-50 mm	5.78	5.86	6.03
9	1.0.E-05	50-150 mm	5.62	5.69	5.86
10	1.6.E-05	> 150 mm	5.70	5.78	5.94
VCE					
Skenario	Frekuensi	Hole diameter	Nilai Frekuensi Matriks 1	Nilai Frekuensi Matriks 2	Nilai Frekuensi Matriks 3
6	3.7.E-05	1-3 mm	5.99	6.07	6.24
7	6.5.E-05	3-10 mm	6.37	6.46	6.64
8	1.9.E-04	10-50 mm	7.11	7.21	7.41
9	1.6.E-04	50-150 mm	7.07	7.17	7.37
10	2.4.E-04	> 150 mm	7.18	7.28	7.49
Pool Fire					
Skenario	Frekuensi	Hole diameter	Nilai Frekuensi Matriks 1	Nilai Frekuensi Matriks 2	Nilai Frekuensi Matriks 3
6	2.1.E-04	1-3 mm	7.14	7.24	7.44
7	2.4.E-04	3-10 mm	7.18	7.28	7.49
8	3.5.E-04	10-50 mm	7.33	7.43	7.64
9	2.2.E-04	50-150 mm	7.15	7.25	7.46
10	3.3.E-04	> 150 mm	7.30	7.40	7.61
Node 3 Jet Fire					
Skenario	Frekuensi	Hole diameter	Nilai Frekuensi Matriks 1	Nilai Frekuensi Matriks 2	Nilai Frekuensi Matriks 3
11	6.2.E-05	1-3 mm	6.33	6.42	6.60
12	3.6.E-05	3-10 mm	5.97	6.06	6.23
13	2.4.E-05	10-50 mm	5.81	5.89	6.06
14	1.1.E-05	50-150 mm	5.63	5.71	5.87
15	1.6.E-05	> 150 mm	5.70	5.78	5.94
VCE					
Skenario	Frekuensi	Hole diameter	Nilai Frekuensi Matriks 1	Nilai Frekuensi Matriks 2	Nilai Frekuensi Matriks 3
11	4.3.E-05	1-3 mm	6.07	6.15	6.33
12	7.2.E-05	3-10 mm	6.47	6.56	6.74
13	2.0.E-04	10-50 mm	7.12	7.22	7.43
14	1.4.E-04	50-150 mm	7.04	7.14	7.34
15	2.4.E-04	> 150 mm	7.18	7.28	7.49
Pool Fire					
Skenario	Frekuensi	Hole diameter	Nilai Frekuensi Matriks 1	Nilai Frekuensi Matriks 2	Nilai Frekuensi Matriks 3
11	2.4.E-04	1-3 mm	7.18	7.28	7.49
12	2.6.E-04	3-10 mm	7.21	7.31	7.51

13	3.8.E-04	10-50 mm	7.37	7.47	7.69
14	2.3.E-04	50-150 mm	7.16	7.26	7.47
15	3.3.E-04	> 150 mm	7.30	7.40	7.61

Lampiran E. 5 Rekapitulasi Nilai Risiko

Node 1							
Jet Fire							
Skenario	Hole diameter	Nilai Risiko Matriks 1	Level Risiko Matriks 1	Nilai Risiko Matriks 2	Level Risiko Matriks 2	Nilai Risiko Matriks 3	Level Risiko Matriks 3
1	1-3 mm	39.7	Acceptable	35.9	Acceptable	53	ALARP
2	3-10 mm	39	Acceptable	35.1	Acceptable	53	ALARP
3	10-50 mm	38.4	Acceptable	34.6	Acceptable	52.5	ALARP
4	50-150 mm	37.2	Acceptable	33.6	Acceptable	51.6	ALARP
5	> 150 mm	35.8	Acceptable	32.6	Acceptable	50.8	ALARP
VCE							
Skenario	Hole diameter	Nilai Risiko Matriks 1	Level Risiko Matriks 1	Nilai Risiko Matriks 2	Level Risiko Matriks 2	Nilai Risiko Matriks 3	Level Risiko Matriks 3
1	1-3 mm	39.4	Acceptable	35.5	Acceptable	53	ALARP
2	3-10 mm	39.7	Acceptable	35.9	Acceptable	53	ALARP
3	10-50 mm	39.9	Acceptable	36.1	Acceptable	53	ALARP
4	50-150 mm	39.7	Acceptable	35.8	Acceptable	53	ALARP
5	> 150 mm	38.2	Acceptable	34.4	Acceptable	53	ALARP
Pool Fire							
Skenario	Hole diameter	Nilai Risiko Matriks 1	Level Risiko Matriks 1	Nilai Risiko Matriks 2	Level Risiko Matriks 2	Nilai Risiko Matriks 3	Level Risiko Matriks 3
1	1-3 mm	40.1	Acceptable	36.4	Acceptable	53	ALARP
2	3-10 mm	40.1	Acceptable	36.3	Acceptable	53	ALARP
3	10-50 mm	40.1	Acceptable	36.4	Acceptable	53	ALARP
4	50-150 mm	39.7	Acceptable	35.9	Acceptable	53	ALARP
5	> 150 mm	38.3	Acceptable	34.5	Acceptable	52.4	ALARP
Node 2							
Jet Fire							
Skenario	Hole diameter	Nilai Risiko Matriks 1	Level Risiko Matriks 1	Nilai Risiko Matriks 2	Level Risiko Matriks 2	Nilai Risiko Matriks 3	Level Risiko Matriks 3
6	1-3 mm	46.4	Acceptable	46.6	ALARP	54.7	ALARP
7	3-10 mm	46	Acceptable	46.1	ALARP	54.3	ALARP
8	10-50 mm	45.9	Acceptable	46.0	ALARP	54.1	ALARP

9	50-150 mm	45.7	Acceptable	45.7	ALARP	53.9	ALARP
10	> 150 mm	45.8	Acceptable	45.8	ALARP	54	ALARP

VCE

Skenario	Hole diameter	Nilai Risiko Matriks 1	Level Risiko Matriks 1	Nilai Risiko Matriks 2	Level Risiko Matriks 2	Nilai Risiko Matriks 3	Level Risiko Matriks 3
6	1-3 mm	46.1	ALARP	46.2	ALARP	54.4	ALARP
7	3-10 mm	46.6	ALARP	46.7	ALARP	54.9	ALARP
8	10-50 mm	47.6	ALARP	47.7	ALARP	55.9	ALARP
9	50-150 mm	45.5	ALARP	47.6	ALARP	55.8	ALARP
10	> 150 mm	47.7	ALARP	47.8	ALARP	56	ALARP

Pool Fire

Skenario	Hole diameter	Nilai Risiko Matriks 1	Level Risiko Matriks 1	Nilai Risiko Matriks 2	Level Risiko Matriks 2	Nilai Risiko Matriks 3	Level Risiko Matriks 3
6	1-3 mm	47.6	ALARP	47.7	ALARP	55.9	ALARP
7	3-10 mm	47.7	ALARP	47.8	ALARP	54.9	ALARP
8	10-50 mm	47.8	ALARP	47.9	ALARP	55.9	ALARP
9	50-150 mm	47.6	ALARP	47.7	ALARP	55.8	ALARP
10	> 150 mm	47.8	ALARP	47.9	ALARP	56	ALARP

Node 3

Jet Fire

Skenario	Hole diameter	Nilai Risiko Matriks 1	Level Risiko Matriks 1	Nilai Risiko Matriks 2	Level Risiko Matriks 2	Nilai Risiko Matriks 3	Level Risiko Matriks 3
11	1-3 mm	45.3	ALARP	39.9	ALARP	54.6	ALARP
12	3-10 mm	44.9	ALARP	39.6	ALARP	54.1	ALARP
13	10-50 mm	44.7	ALARP	39.5	ALARP	53.9	ALARP
14	50-150 mm	44.4	ALARP	39.3	ALARP	53.7	ALARP
15	> 150 mm	44.5	ALARP	39.4	ALARP	53.7	ALARP

VCE

Skenario	Hole diameter	Nilai Risiko Matriks 1	Level Risiko Matriks 1	Nilai Risiko Matriks 2	Level Risiko Matriks 2	Nilai Risiko Matriks 3	Level Risiko Matriks 3
11	1-3 mm	45	ALARP	39.7	ALARP	54.2	ALARP
12	3-10 mm	45.5	ALARP	40.0	ALARP	54.7	ALARP
13	10-50 mm	46.4	ALARP	40.5	ALARP	55.6	ALARP
14	50-150 mm	46.3	ALARP	40.5	ALARP	55.5	ALARP
15	> 150 mm	46.5	ALARP	40.6	ALARP	55.7	ALARP

Pool Fire

Skenario	Hole diameter	Nilai Risiko Matriks 1	Level Risiko Matriks 1	Nilai Risiko Matriks 2	Level Risiko Matriks 2	Nilai Risiko Matriks 3	Level Risiko Matriks 3
11	1-3 mm	46.5	ALARP	40.6	ALARP	55.7	ALARP

12	3-10 mm	46.5	ALARP	40.6	ALARP	55.7	ALARP
13	10-50 mm	46.8	ALARP	40.7	ALARP	55.9	ALARP
14	50-150 mm	46.8	ALARP	40.6	ALARP	55.7	ALARP
15	> 150 mm	46.7	ALARP	40.7	ALARP	55.8	ALARP

“Halaman ini sengaja dikosongkan”

BIODATA PENULIS



Elfrinsen Gustaf Adwinda (lahir pada 30 Januari 1997) adalah anak ke-empat dari empat bersaudara. Penulis dilahirkan di Rantauprapat dan tinggal di Bekasi hingga sekarang. Lulus dari SMAN 71 Jakarta pada tahun 2015. Penulis melanjutkan pendidikan formalnya ke jenjang Strata 1 (S-1). Diterima di Departemen Teknik Sistem Perkapalan – Fakultas Teknologi Kelautan – Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Selama masa studi, penulis secara aktif ikut terlibat dalam berbagai kegiatan organisasi. AIESEC Surabaya adalah *local chapter* AIESEC Indonesia menjadi salah satu sorotan utama dalam perjalanan organisasi penulis. Penulis melibatkan dirinya sebagai *non-corporate sales* dalam divisi *business development*. Penulis menjalani peran nya sebagai pengembang jaringan kerjasama dengan para pihak eksternal Selain itu, penulis juga melibatkan dirinya dalam organisasi kerohanian Persekutuan Mahasiswa Kristen ITS (PMK ITS). Penulis diamanahi menjadi ketua pelaksana dalam Panitia Natal-Paskah PMK ITS pada tahun 2017. Selanjutnya penulis melanjutkan peran nya sebagai kepala divisi Natal-Paskah PMK ITS pada tahun 2018.

Pada akhir masa perkuliahan program S-1, penulis mengambil Tugas Akhir yang berkonsentrasi pada bidang *Reliability, Availability, Management and Safety* (RAMS). Penulis melakukan penilaian risiko akan kebakaran dan ledakan saat bongkar muatan metanol dengan menggunakan metode integrasi *dow's fire and explosion index* (DF&EI) dengan *fuzzy inference system* (FIS).

Email : elfrinsen.gustaf@gmail.com

No. HP : 081230591210