



TUGAS AKHIR - TF181801

**STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION ANALYSIS* PADA *UTILITIES SYSTEM* DARI *FUEL OIL UNIT* PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

FADIYAH INDAH NUR RAHMA  
NRP. 0231154000038

Dosen Pembimbing:  
Dr. Ir. Ali Musyafa', M. Sc.

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2019





**TUGAS AKHIR - TF 181801**

**STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION ANALYSIS* PADA *UTILITIES SYSTEM* DARI *FUEL OIL UNIT* PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

**FADIYAH INDAH NUR RAHMA  
NRP. 0231154000038**

**Dosen Pembimbing :  
Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc**

**DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2019**





**FINAL PROJECT - TF 181801**

**HAZOP STUDY BASED ON LAYER OF  
PROTECTION ANALYSIS IN UTILITIES  
SYSTEM FUEL OIL UNIT PT. PERTAMINA  
(PERSERO) RU IV CILACAP**

**FADIYAH INDAH NUR RAHMA  
NRP. 0231154000038**

**Supervisor :  
Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc**

**DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS  
Faculty of Industrial Technology  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2019**



## PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Fadiyah Indah Nur Rahma  
NRP : 0231154000038  
Departemen / Prodi : Teknik Fisika/ S1 Teknik Fisika  
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri  
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa tugas akhir dengan judul “STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION ANALYSIS* PADA *UTILITIES SYSTEM* DARI *FUEL OIL UNIT* PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP” adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada tugas akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 10 Juli 2019  
Yang membuat pernyataan,



Fadiyah Indah Nur Rahma





**LEMBAR PENGESAHAN  
TUGAS AKHIR**

**STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION ANALYSIS* PADA *UTILITIES SYSTEM* DARI *FUEL OIL UNIT* PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

**Oleh:**

**Fadiyah Indah Nur Rahma**  
**NRP 0231154000038**

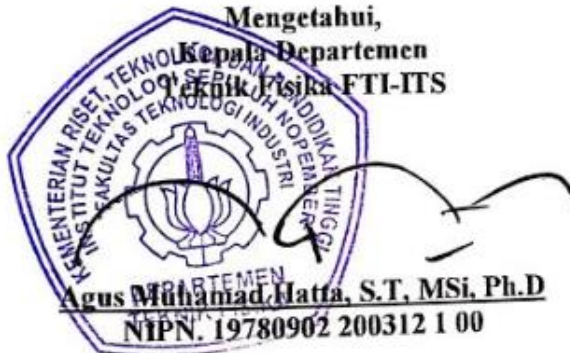
**Surabaya, 4 Juli 2019**

**Menyetujui,  
Dosen Pembimbing**

**Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc**  
**NIPN. 19600901 198701 1 001**

**Mengetahui,**

**Kepala Departemen  
Teknik Fisika FTI-ITS**





**LEMBAR PENGESAHAN  
TUGAS AKHIR**





**STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION ANALYSIS* PADA *UTILITIES SYSTEM* DARI *FUEL OIL UNIT* PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
pada  
Program Studi S-1 Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

**Fadiyah Indah Nur Rahma**  
**NRP. 0231154000038**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

- |                                      |   |                      |
|--------------------------------------|---|----------------------|
| 1. Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc        |  | .....(Pembimbing)    |
| 2. Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes |  | .....(Ketua Penguji) |
| 3. Dr. Imam Abadi, S.T., M.T.        |  | .....(Penguji II)    |
| 4. Erma Septyaningrum, S.T., M.T.    |  | .....(Penguji III)   |

**SURABAYA  
JULI, 2019**



***STUDI HAZOP BERBASIS LAYER OF PROTECTION  
ANALYSIS PADA UTILITIES SYSTEM DARI FUEL OIL  
UNIT PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP***

**Nama** : Fadiyah Indah Nur Rahma  
**NRP** : 0231154000038  
**Departemen** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc

**ABSTRAK**

*Utilities Fuel Oil System* merupakan salah satu unit proses mengadaan bahan bakar yang penting di PT. Pertamina RU IV Cilacap. Karena adanya peningkatan peluang kerusakan, terdapat potensi bahaya pada proses yang tentunya akan menimbulkan potensi bahaya yang cukup besar. Oleh karena itu diperlukan studi analisis risiko yang bertujuan dapat mengetahui nilai SIL terkini dari unit dan dapat memberikan rekomendasi lapisan proteksi yang dibutuhkan. Melalui studi HAZOP dan perhitungan SIL, dengan metode LOPA didapatkan persentase hasil risiko *Low* 67,56%, *Medium High* 27,04%, *High* 2,7% dan *Extreme* 2,7%. Serta persentase nilai SIL untuk NR 66% dan SIL 0 34%. Dari nilai yang didapat *plant* dinilai aman dan tidak membutuhkan rekomendasi lapisan proteksi. Namun untuk Hasil SIL pada *Electric Heater* 57T-1 kategori SIL NR menunjukkan bahwa kebutuhan evaluasi sistem sudah terpenuhi sehingga dapat dikurangi SIF-nya, yaitu dengan mengurangi 2 buah *explosions hatch* pada tangki 57T-1. Hal ini akan menyebabkan pengurangan biaya pemeliharaan pada *system electric heater* 57T-1.

**Kata Kunci : HAZOP, LOPA, SIL**



**HAZOP STUDY BASED ON LAYER OF PROTECTION  
ANALYSIS IN UTILITIES SYSTEM FUEL OIL UNIT PT.  
PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

**Name** : Fadiyah Indah Nur Rahma  
**NRP** : 0231154000038  
**Department** : Engineering Physics FTI-ITS  
**Supervisor** : Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc

**ABSTRACT**

*Utilities Fuel Oil System is one of the process units to supply fuel oil and its existent is important in PT. Pertamina RU IV Cilacap. Because of an increase chance of damage, there is a potential danger in the process which will certainly cause considerable potential hazards. Therefore a riskanalysis study is needed which aims to find out the current SIL value of the process unit and can provide the recommended protection layer. Through the HAZOP study and SIL calculation through the LOPA method. It is found the percentage of riskresults of four catagories that are Low 67.56%, Medium High 27.04%, High 2.7% and Extreme 2.7%. And presentation of the value of SIL for NR 66% and SIL 0 34%. From the value obtained, the plant is considered safe and does not require protection layer recommendations. However, for SIL Results on Electric Heater 57T-1 SIL in NR category shows that the evaluation needs of the system have been fulfilled so that the SIF can be reduced (Lassen, 2008). That is by reducing 2 explosions hatches on tank 57T-1. This will cause a reduction in maintenance costs on the Electric Heater 57T-1 system*

**Keywords : HAZOP, LOPA, SIL**





## KATA PENGANTAR

Alhamdulillahirobbilamin. Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya, serta shalawat dan salam kepada Nabi Muhammad SAW, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul **STUDI HAZOP BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS PADA UTILITIES SYSTEM DARI FUEL OIL UNIT PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

Pada kesempatan kali ini, penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada seluruh pihak yang telah membantu dalam menyelesaikan tugas akhir ini. Ucapan terima kasih ini, khususnya diberikan kepada :

1. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T, M.Si, Ph.D selaku Ketua Departemen Teknik Fisika.
2. Bapak Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc selaku Dosen Pembimbing.
3. Ibu Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes selaku Ketua Penguji dan Ketua Laboratorium Pengukuran Fisis.
4. Dr. Imam Abadi, S.T., M.T., dan Ibu Erna Septyaningrum, S.T., M.T. selaku Dosen Penguji.
5. Bapak Totok Soehartanto, selaku dosen wali penulis yang telah membimbing dengan sabar dan perhatian selama perkuliahan.
6. Kedua orang tua serta keluarga atas segala kasih sayang dan doa serta dukungan yang telah diberikan.
7. Mas Bobby Rama Jaya, Mas Rehan Rachmanda, dan Mas Muhamad Wahidin serta seluruh karyawan di Departemen *Process*, Departemen *Electrical Instrument Inspection Engineering*, dan *Maintenance Area V* yang telah membantu kelancaran dalam pengambilan data di PT. Pertamina RU IV Cilacap.
8. Aqidatul, Aulia Rizka dan Afifah Nur Widuri yang telah membantu dalam pengambilan data selama di Cilacap.
9. Seluruh Asisten Laboratorium Rekayasa Bahan atas segala bantuannya.

10. Seluruh teman-teman satu angkatan, *F50-Transcendent Frontier* yang telah menemani dan memberikan kesan dan kenangan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
11. Teman-teman seperjuangan bimbingan tugas akhir dan juga asisten Laboratorium Rekayasa Bahan yang telah banyak membantu dan memberikan semangat.
12. Seluruh dosen, karyawan dan civitas akademik Teknik Fisika FTI-ITS, terima kasih atas segala bantuan dan kerjasamanya.
13. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terima kasih atas bantuannya.

Penulis sadar bahwa penulisan laporan tugas akhir ini tidaklah sempurna, oleh karena itu penulis ingin mengucapkan permintaan maaf atas kekeliruan apabila ditemukan dikemudian hari. Namun semoga laporan ini dapat memberikan kontribusi yang berarti dan menambah wawasan yang bermanfaat bagi pembaca, keluarga besar Teknik Fisika khususnya, dan civitas akademik ITS pada umumnya. Selain itu juga semoga dapat bermanfaat sebagai referensi pengerjaan laporan tugas akhir bagi mahasiswa yang lain.

Surabaya, 4 Juli 2019

Penulis

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME.....	v
LEMBAR PENGESAHAN.....	vii
LEMBAR PENGESAHAN.....	ix
ABSTRAK.....	xi
<i>ABSTRACT</i> .....	xiii
KATA PENGANTAR.....	xv
DAFTAR ISI.....	xvii
DAFTAR GAMBAR.....	xix
DAFTAR TABEL.....	xxi
DAFTAR NOTASI.....	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 Sistematika Laporan.....	3
BAB II DASAR TEORI.....	5
2.1 Kilang Minyak I.....	5
2.2 <i>Area Utilities</i> .....	6
2.3 <i>Fuel Oil System Unit 57</i> .....	6
2.4 <i>Heavy Fuel Oil</i> .....	8
2.4 <i>Control Chart x-s</i> .....	11
2.5 <i>Hazard and Operability Study</i> .....	13
2.6 <i>Safety Integrity Level (SIL)</i> .....	17
2.7 <i>Layer of Protection Analysis (LOPA)</i> .....	18
2.8 Integrasi HAZOP dengan LOPA.....	22
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	25
3.1 Studi Literatur.....	26
3.2 Pengumpulan Data.....	27
3.3 Penentuan <i>Node Fuel Oil Unit 57</i> .....	27
3.5 Penentuan Parameter Proses, <i>Guidewords</i> dan Deviasi.....	31
3.6 Estimasi <i>Cause &amp; Consequence</i> .....	40
3.7 Penentuan <i>Likelihood &amp; Severity</i> .....	43
3.8 Identifikasi <i>Safeguards</i> .....	45

3.9 Penentuan <i>Risk Ranking</i> .....	45
3.10 Analisis Risiko .....	46
3.11 Perhitungan SIL.....	46
3.11 Analisis Data dan Pembahasan .....	48
<b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN .....</b>	<b>51</b>
4.1 Hasil Pengumpulan Data .....	51
4.2 Hasil <i>Node</i> (Titik Studi) .....	51
4.3 Analisis HAZOP.....	60
4.4 <i>Layer of Protection Analysis</i> .....	61
4.5 Perhitungan LOPA .....	61
4.6 Evaluasi dan Rekomendasi .....	72
4.7 Pembahasan .....	72
<b>BAB V PENUTUP.....</b>	<b>77</b>
5.1 Kesimpulan.....	77
5.2 Saran.....	77
<b>DAFTAR PUSTAKA.....</b>	<b>79</b>
<b>LAMPIRAN A .....</b>	<b>81</b>
<b>LAMPIRAN B .....</b>	<b>87</b>
<b>LAMPIRAN C .....</b>	<b>93</b>
<b>LAMPIRAN D .....</b>	<b>97</b>
<b>LAMPIRAN E .....</b>	<b>105</b>
<b>LAMPIRAN F .....</b>	<b>113</b>
<b>LAMPIRAN G .....</b>	<b>121</b>
<b>BIODATA PENULIS.....</b>	<b>125</b>

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2. 1</b> Blok Diagram Kilang I.....	5
<b>Gambar 2. 2</b> <i>Process Flow Diagram Fuel Oil Unit 57</i> .....	9
<b>Gambar 2. 3</b> Grafik <i>Control Chart x</i> .....	12
<b>Gambar 2. 4</b> Lapisan Pertahanan LOPA .....	21
<b>Gambar 2. 5</b> Hubungan antara HAZOP dan LOPA .....	23
<b>Gambar 3. 1</b> (a) dan (b) Skema Diagram Alir Metode Penelitian .....	26
<b>Gambar 3. 2</b> <i>Process Flow Diagram</i> pada <i>Node 1</i> .....	29
<b>Gambar 3. 3</b> <i>Control Chart xbar</i> TIC 001 .....	34
<b>Gambar 3. 4</b> <i>Control Chart xbar</i> PIC 201.....	35
<b>Gambar 3. 5</b> <i>Control Chart xbar</i> PIC 013.....	36
<b>Gambar 3. 6</b> <i>Control Chart xbar</i> PIC 013A.....	36
<b>Gambar 3. 7</b> <i>Control Chart xbar</i> PIC 008.....	37
<b>Gambar 3. 8</b> <i>Control Chart xbar</i> PIC 302.....	38
<b>Gambar 3. 9</b> <i>Control Chart xbar</i> PIC 303.....	39
<b>Gambar 3. 10</b> <i>Instrument Safeguard</i> pada <i>P&amp;ID</i> .....	45
<b>Gambar 4. 7</b> <i>Evaluation and Recommendation Flowchart</i> .....	72



## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2. 1</b> Properti utama komponen <i>Fuel Oil</i> .....	10
<b>Tabel 2. 2</b> Tabel HAZOP PT. Pertamina .....	14
<b>Tabel 2. 3</b> <i>Guidewords</i> HAZOP.....	14
<b>Tabel 2. 4</b> Parameter Proses Analisis HAZOP.....	14
<b>Tabel 2. 5</b> Tabel Acuan <i>Likelihood</i> .....	15
<b>Tabel 2. 6</b> Tabel Acuan <i>Severity</i> .....	15
<b>Tabel 2. 7</b> <i>Risk Assessment Matrix</i> PT. Pertamina .....	16
<b>Tabel 2. 8</b> Tabel Format Lembar Kerja Analisis HAZOP.....	17
<b>Tabel 2. 9</b> <i>Safety Integrity Level</i> untuk LOPA .....	21
<b>Tabel 2. 10</b> <i>Target Mitigated Event Likelihood for safety hazards</i> .....	22
<b>Tabel 3. 1</b> <i>Node</i> pada <i>Fuel Oil System Unit 57</i> .....	28
<b>Tabel 3. 2</b> <i>Loop</i> pengendalian <i>Fuel Oil System Unit 57</i> .....	30
<b>Tabel 3. 3</b> Standar <i>Guideword</i> .....	32
<b>Tabel 3. 4</b> Korelasi Parameter dengan <i>Guidewords</i> .....	32
<b>Tabel 3. 5</b> Jenis <i>Controller Loop</i> pengendalian .....	33
<b>Tabel 3. 6</b> <i>Instrument Symbols</i> .....	33
<b>Tabel 3. 7</b> <i>Guidewords loop</i> pengendalian.....	40
<b>Tabel 3. 8</b> Estimasi <i>Cause &amp; Consequence Node 1</i> .....	41
<b>Tabel 3. 9</b> Hasil perhitungan <i>likelihood</i> .....	44
<b>Tabel 3. 10</b> Penentuan <i>Risk Ranking</i> .....	45
<b>Tabel 3. 11</b> Nilai PFD untuk <i>Passive IPL</i> .....	47
<b>Tabel 3. 12</b> Nilai PFD untuk <i>Passive IPL</i> .....	48
<b>Tabel 4. 1</b> <i>Likelihood, Severity, dan Risk Ranking Node 1</i> .....	51
<b>Tabel 4. 2</b> <i>Likelihood, Severity, dan Risk Ranking Node 2</i> .....	53
<b>Tabel 4. 3</b> <i>Likelihood, Severity, dan Risk Ranking Node 3</i> .....	55
<b>Tabel 4. 4</b> <i>Likelihood, Severity, dan Risk Ranking Node 4</i> .....	56
<b>Tabel 4. 5</b> <i>Likelihood, Severity, dan Risk Ranking Node 5</i> .....	57
<b>Tabel 4. 6</b> <i>Likelihood, Severity, dan Risk Ranking Node 6</i> .....	58

<b>Tabel 4. 7</b> Nilai ICL.....	61
<b>Tabel 4. 8</b> Nilai PFD dari IPL dengan data <i>maintenance</i> .....	64
<b>Tabel 4. 9</b> IED, IC & ICL 57PV-201 .....	65
<b>Tabel 4. 10</b> PFD BPCS <i>Loop</i> 57P-201 .....	65
<b>Tabel 4. 11</b> IED, IC & ICL 57PV-205 .....	67
<b>Tabel 4. 12</b> IED, IC & ICL <i>Electric Heater</i> 57T-1 .....	70
<b>Tabel 4. 13</b> PFD BPCS <i>Loop</i> 57T-007.....	70



## DAFTAR NOTASI

$UCL_{\bar{x}}$	= Upper control limit $\bar{x}$ bar
$CL_{\bar{x}}$	= Control limit $\bar{x}$ bar
$LCL_{\bar{x}}$	= Lower control limit $\bar{x}$ bar
$UCL_s$	= Upper control limit $s$
$CL_s$	= Control limit $s$
$LCL_s$	= Lower control limit $s$
$\bar{\bar{x}}$	= Rata-rata dari mean ( $\bar{x}$ )
$\bar{s}$	= Rata-rata dari standar deviasi ( $s$ )
$A_3, B_3, B_4$	= Konstanta mengacu <i>tables of constant for control chart</i>
PF	= Probability Failure on Demand
$\lambda$	= Failure rate (/day)
Ti	= Test Interval (/day)
R(t)	= Reliability
IED	= Impact Event Description
SL	= Severity Level
IC	= Initiating Cause
ICL	= Initiation Cause Likelihood
GPD	= General Process Design
BPCS	= Basic Process Control System
AR	= Alarms
ARA	= Additional Mitigation Restricted Access
AMD	= Additional Mitigation Dikes, Pressure Relief
IEL	= Intermediate Event Likelihood
TMEL	= Target Mitigated Event Likelihood
IPL	= Independent Protection Layer
PF	= Probability Failure on Demand
SIL	= Safety Integrity Level
NR	= Not Required
UTL	= Utilities
UTL PX	= Utilities Paraxylene

HFO	= <i>Heavy Fuel Oil</i>
HGO	= <i>Heavy Gas Oil</i>
LOC	= <i>Lube Oil Complex</i>
FOC	= <i>Fuel Oil Complex</i>
LOPA	= <i>Layer of Protection Analysis</i>
HAZOP	= <i>Hazard and Operability Study</i>
KPC	= <i>Kilang Paraxylene Cilacap</i>
LP	= <i>Low Pressure</i>
MP	= <i>Medium Pressure</i>
HP	= <i>High Pressure</i>

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Minyak bumi atau biasa dikenal dengan *crude oil* merupakan minyak mentah yang belum diolah. Minyak bumi berasal dari hasil eksplorasi perut bumi yang komposisinya tersusun dari rantai karbon yang panjang. Diperlukan beberapa tahapan proses pengolahan yang harus dilewati untuk mengubah minyak mentah tersebut menjadi minyak yang bernilai dimulai dari proses pemilahan rantai karbon sampai dengan proses pemisahan zat pengotor dari minyak mentah tersebut (Anonim, 2014). PT. Pertamina RU IV Cilacap memiliki kilang yang mengolah *crude oil* tersebut menjadi salah satu produk utama perusahaan yakni BBM. Dalam tahap pengolahan awal, minyak mentah yang mengandung rantai karbon dipisahkan melalui proses distilasi berdasarkan titik didihnya. Hasil proses distilasi tersebut menghasilkan beberapa produk minyak mentah dengan rantai karbon yang lebih sederhana.

PT. Pertamina RU IV Cilacap merupakan salah satu *Unit Operasi* Direktorat Pengolahan Pertamina dengan produk terbesar dan terlengkap di Indonesia, yang membawahi Kilang I dan II, Kilang *Paraxylene* Cilacap. Kilang ini didirikan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri terhadap produk Bahan Bakar Minyak (BBM) dan produk non-BBM yang terus meningkat dan sekaligus mengurangi ketergantungan terhadap suplai dari luar negeri (Oginawati, 2014). Salah satu proses yang terdapat di PT. Pertamina (Persero) *Refinery Unit IV* Cilacap adalah proses pembangkit yang menyediakan ketersediaan bahan bakar. Proses ini terdapat pada *unit* proses *fuel oil* yang terdapat pada *plant Utilities*. Proses yang terdapat pada *fuel oil unit* ini tidaklah proses yang sepenuhnya aman. Banyak terdapat kemungkinan yang menyebabkan bahaya dalam proses ini. Adanya kegagalan instrumen dalam bekerja dapat menjadi potensi bahaya. Oleh karena itu sebuah industri diperlukan untuk memiliki pengetahuan tentang pendekatan, metode, dan teknik baru dalam bidang ilmu keselamatan (Mohammad, 2012). Salah satu pendekatan tentang

analisis bahaya dapat dilakukan dengan metode *Hazard and Operability Study* (HAZOP) dan kemudian dilakukan analisis lebih lanjut terkait *Layer Protection* dari susunan sistem dengan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA) (Edward M, 2008). LOPA adalah sebuah metodologi penilaian risiko yang telah disederhanakan dengan satu pasang *cause-consequence* (CCPS, 2001). Berdasarkan permasalahan tersebut, dalam tugas akhir ini dilakukan Studi HAZOP Berbasis *Layer of Protection Analysis* (LOPA) pada *process plant Fuel Oil Unit* PT. Pertamina RU IV Cilacap.

## 1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang di atas, maka permasalahan yang dihadapi dalam tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Bagaimana hasil analisis nilai HAZOP dan manajemen risiko pada *Utilities System* dari *Fuel Oil Unit* PT. Pertamina RU IV Cilacap?
2. Bagaimana hasil evaluasi nilai *Safety Integrity Level* pada *Utilities System* dari *Fuel Oil Unit* PT. Pertamina RU IV Cilacap dengan metode *Layer of Protection Analysis*?
3. Apa saja rekomendasi yang dapat diberikan terkait hasil analisis secara keseluruhan yang telah diperoleh?

## 1.3 Tujuan

Tujuan dari tugas akhir ini adalah sebagai berikut.

1. Mengetahui hasil analisis HAZOP dan manajemen risiko pada *Utilities System* dari *Fuel Oil Unit* PT. Pertamina RU VI Cilacap.
2. Mengetahui nilai *Safety Integrity Level* pada *Utilities System* dari *Fuel Oil Unit* PT. Pertamina RU VI Cilacap.
3. Memberikan rekomendasi yang bermanfaat kepada perusahaan terkait dengan kondisi sistem *safety* yang telah dianalisis.

## 1.4 Batasan Masalah

Batasan Masalah dibuat untuk memfokuskan penyelesaian masalah pada penelitian tugas akhir ini dan mencapai tujuan yang

diinginkan, maka batasan masalah yang diambil adalah sebagai berikut.

1. *Plant* yang dianalisis adalah *Utilities System* dari *Fuel Oil Unit* di PT. Pertamina RU VI Cilacap.
2. Data-data yang digunakan diperoleh dari data *maintenance* PT. Pertamina RU VI Cilacap serta wawancara dengan petugas yang menangani permasalahan yang terkait.
3. Perhitungan *Safety Integrity Level* menggunakan metode *Layer of Protection Analysis*

## **1.5 Sistematika Laporan**

Pada tugas akhir ini memiliki sistematika penulisan laporan sebagai berikut:

### **BAB I PENDAHULUAN**

Bab ini menjelaskan tentang latar belakang, rumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah, dan sistematika laporan.

### **BAB II DASAR TEORI**

Bab ini menjelaskan tentang landasan teori yang berkaitan dengan topik tugas akhir yang terdiri dari *HFO Tank (57-T-1)* dan *HGO Tank (57-T-2)* pada *Fuel Oil System Unit 57*, *HAZOP*, *Safety Integrity Level*, dan *LOPA*.

### **BAB III METODOLOGI PENELITIAN**

Bab ini menjelaskan mengenai langkah pengerjaan tugas akhir dari mulai awal hingga selesai dilaksanakan dimulai dari menganalisis risiko hingga menghitung nilai SIL dengan metode *LOPA*.

### **BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN**

Bab ini menjelaskan mengenai hasil pengolahan data tugas akhir berupa analisis bahaya menggunakan metode *HAZOP*, perhitungan SIL dengan metode *LOPA* serta evaluasi rekomendasi nilai SIL terhadap *process plant*.

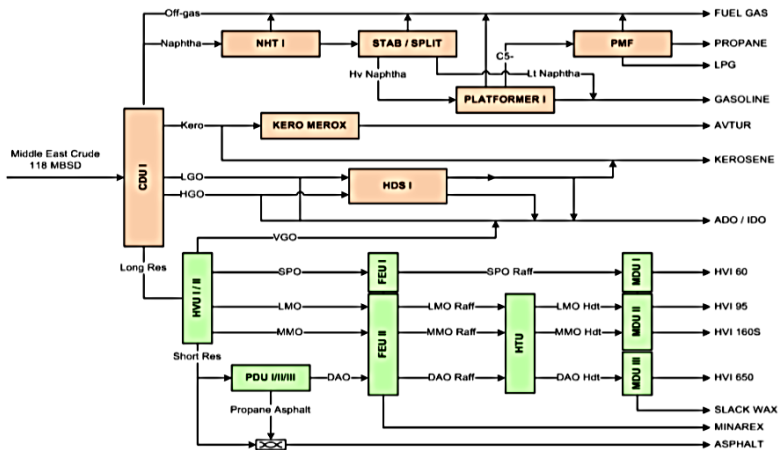
## **BAB V PENUTUP**

Bab ini menjelaskan tentang kesimpulan tugas akhir serta pemberian saran sebagai pengembangan penelitian selanjutnya.

## BAB II DASAR TEORI

### 2.1 Kilang Minyak I

Kilang minyak I dibangun pada tahun 1974 dan diresmikan oleh presiden Soeharto. Kilang minyak I di rancang oleh *Shell International Petroleum Maatschappij* (SIPM), dengan kontraktor *Fluor Eastern Inc.* Kilang ini dirancang dengan kapasitas semula 100.000 *barrel/hari*, dengan *crude* yang berasal dari Timur Tengah yaitu *Arabian Light Crude* (ALC), *Iranium Light Crude* (ILC) dan *Basrah Light Crude* (BLC).



Gambar 2. 1 Blok Diagram Kilang I

Kilang Minyak I Pertamina *Refinery Unit IV* Cilacap antara lain meliputi:

- Fuel Oil Complex I* (FOC I), yang memproduksi BBM.
- Lube Oil Complex* (LOC I), yang memproduksi bahan baku minyak pelumas (*lube base oil*) dan aspal.
- Utilities Complex I* (UTL I), menyediakan semua kebutuhan *utilities* dari *unit-unit* proses seperti *steam*, listrik, *instrument air*, *cooling water*, serta *fuel system*.

- d. *Offsite Facilities*, menyediakan fasilitas penunjang yang terdiri dari tangki-tangki *storage*, *flare system*, *utilities*, dan *environment system*.

## 2.2 Area Utilities

*Area Utilities* merupakan *area* pengadaan bahan baku seperti air, uap, udara *instrument*, bahan bakar minyak dan gas. Kehadiran *Area Utilities* ini sangat penting untuk berjalannya seluruh operasi pada kilang di PT. Pertamina RU IV Cilacap. Karena seluruh sumber tenaga untuk menjalankan proses didistribusikan dari *Area Utilities* ini, untuk itu *Area Utilities* sangat dijaga kesehatan alat, proses dan produknya.

Unit *utilities* ini merupakan sistem yang paling terintegrasi, artinya sistem *utilities* antara UTL I, UTL PX, UTL II, dan UTL IIA bisa saling menunjang satu sama lain sebagai media sarana yang dibutuhkan untuk menunjang operasi pengolahan kilang seperti: tenaga listrik, tenaga uap, air pendingin, air bersih, udara bertekanan, bahan bakar dan air baku.

## 2.3 Fuel Oil System Unit 57

Tujuan dari *Fuel Oil System* pada kilang adalah untuk memastikan pasokan minyak yang konstan dan teratur ke pembakar *Boiler* dan untuk memproses *Furnace*. Sistem ini mencakup fasilitas untuk penyimpanan, pemompaan, pemanasan, dan distribusi minyak pada tekanan dan viskositas yang sesuai sehingga memungkinkan atomisasi dan pembakaran minyak (David S. J. Jones, 2014). *Fuel Oil Unit 57* merupakan *unit* sistem pengadaan bahan bakar minyak. Pada *fuel oil unit* terdiri atas 2 buah tangki, yaitu *Heavy Gas Oil Tank (57T-2)* dan *Heavy Fuel Oil Tank (57T-1)* yang masing-masing memiliki kapasitas yang sama yaitu 300m<sup>3</sup>. Pada *Heavy Fuel Oil Tank (57T-1)* terdapat 3 buah pompa (57P1/2/3) yang bekerja secara *redundant* dengan kapasitas masing-masing 14,0m<sup>3</sup> dan kapasitas tekanan sebesar 35 Kg/cm<sup>2</sup>ga serta dilengkapi dengan *steam jacketed* disetiap pompa. 57P1 dan 57P3 merupakan pompa yang digerakan oleh motor sedangkan 57P2 digerakan oleh turbin. Ketiga pompa tersebut akan menarik *Heavy Fuel Oil* dari Tangki untuk masuk kedalam *heater shell and*



*tube* 57E1/2 yang terinsulasi dengan kapasitas panas  $1 \times 10^6$  Kcal/hr dan mengatur temperatur fluida proses *fuel oil* sebelum didistribusikan pada kilang FOC 1, LOC 1, dan *Boiler* 52 (52B1/2/3) dengan menggunakan fluida panas *Hot Oil*. Selain mendistribusikan *fuel oil* pada FOC I, LOC I dan *Steam Boiler* 52(52B1/2/3), Tangki *Heavy Fuel Oil* ini juga menyuplai bahan bakar pada *Steam Boiler Unit* 52 (52B201). Pada kasus ini, HFO ditarik dengan pompa yang berbeda yaitu pompa 57P201A/B/C yang memiliki kapasitas masing-masing  $30 \text{m}^3/\text{h}$ . Dua diantara pompa 57P201 juga digerakan oleh motor dengan pompa terakhir (57P201C) digerakan dengan turbin. Pada P&ID dijelaskan hanya dua pompa 57P201 yang perlu beroperasi selama proses berlangsung sedangkan satu pompa dibiarkan *stand by*. Kemudian *heater* yang dipakai adalah 57E201A/B/C/D dan *strainer* 57S201A/B dengan kapasitas  $60 \text{m}^3/\text{h}$ .

Jenis bahan bakar ini memiliki viskositas yang tinggi dan seringkali memiliki titik tuang (*pour point*) yang tinggi juga. Karena alasan ini *fuel oil* disimpan dalam tangki tertutup beratap kerucut yang terisolasi dan dipanaskan. Pemanasan bisa dilakukan dengan *heating coil* yang terletak di dasar tangki atau dengan *external steam heat exchanger* agar HFO terus tersirkulasi.

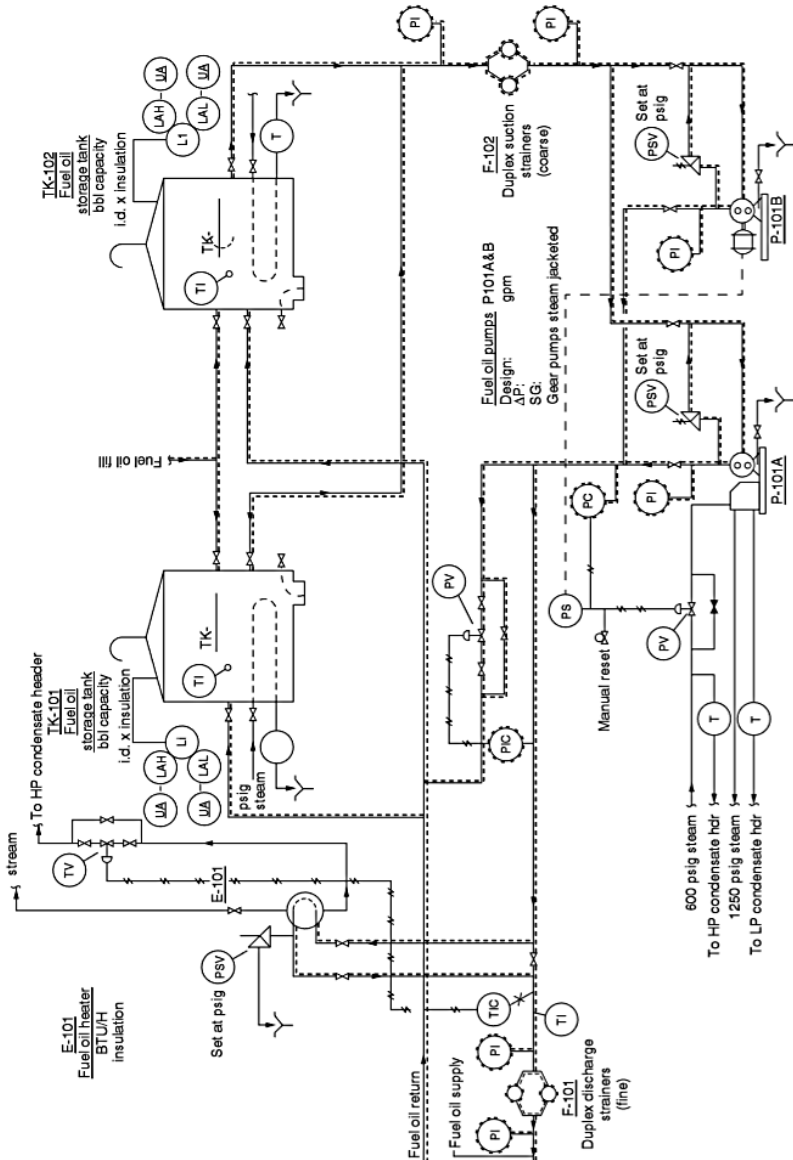
Komponen-komponen yang berperan penting saat proses operasi *Fuel Oil System* adalah sebagai berikut:

- a. Pompa: Pada *Fuel Oil System* tersedia masing-masing 3 pompa yang siap untuk digunakan secara bergantian. Satu diantara pompa ini umumnya merupakan pompa turbin yang memanfaatkan *steam* untuk beroperasi sedangkan dua diantaranya adalah pompa motor biasa dengan tipe pompa yang digunakan adalah *positive displacement pumps*. Pompa ini digunakan untuk mengirim *fuel oil* dari tangki melalui *system* distribusi ke pembakaran (*heater burner*). Pompa ini selalu punya cadangan (*spared*). Sesuai dengan kebutuhan *fuel oil* yang perlu didistribusikan pada pengguna.
- b. *Heater*: *System Heater* yang digunakan dalam *Fuel Oil System* ini adalah *Shell And Tube Heat Exchanger*, tipe ini biasa digunakan pada sistem yang besar dan pada kasus kali ini digunakan pada *equipment* 57E1 dan 57E2. Pada *equipment*

- 57E1 dan 57E2 *Heat Exchanger Shell And Tube*, fluida panas yang dimanfaatkan adalah *Hot Oil* untuk memanaskan fluida proses HFO dengan kapasitas panas sebesar  $1 \times 10^6$  Kcal/hr.
- c. *Strainer: Fuel Oil* akan melalui filter dupleks sebelum masuk ke *area* pembakaran. Filter ini berguna untuk menghilangkan kontaminan padat yang mungkin masih ada dalam *fuel oil* seperti partikel-partikel kokas (ampas bebatuan) yang akan mengotori pembakaran *Heavy Fuel Oil* dan impuritas berat lain yang memungkinkan adanya *plugging* (penggumpalan).
  - d. *Pipeline*: Semua perpipaan yang terkait dengan *residual fuel system* sangat terisolasi dan dilapisi *steam traced pipeline* pada penelitian kali ini hanya diterapkan pada pipa yang dilalui HFO dan agar dapat menjaga panas HFO tetap dalam *range* tertentu untuk menghindari perubahan Viskositas HFO.
  - e. Tangki: Terdapat 2 tangki dalam *utilities system fuel oil*, 1 tangki yang digunakan untuk menyimpan HFO dilengkapi dengan *mixing tool*, insulasi 1 inchi dan *heating coil* sementara tangki kedua digunakan untuk menampung HGO tanpa dilengkapi dengan *mixing tool*, insulasi dan *heating coil*.

#### 2.4 Heavy Fuel oil

*Heavy Fuel Oil* atau *Residual Fuel Oil* merupakan produk sisa dari kilang minyak setelah melalui proses distilasi atau pemisahan fraksi-fraksi ringan. Kandungan dari residu ini adalah gabungan yang sangat kompleks pada sumber dari proses *crude oil* dan kompleksitas dari kilang (Hannifin, 2015). Pada PT. Pertamina *Heavy Fuel Oil* merupakan bahan bakar yang terbentuk dari sisa pemisahan minyak mentah (*Crude Oil*). Dalam kilang PT. Pertamina RU IV, *fuel oil* terbentuk dari sisa produk kilang FOC I, FOC II, LOC I dan LOC II yang proses kembali *pressure* dan temperturnya untuk dapat digunakan sebagai bahan bakar pada *Boiler* dan *Furnace*, sebelum didistribukan kembali untuk bahan bakar. Sisa *fuel oil* ini dilalui pada *unit Oil Movement (OM)* dahulu dimana *Heavy Fuel Oil* akan dikumpulkan dari beberapa kilang tadi dan kemudian dikirimkan ke *Utilities Area* untuk diproses lebih lanjut.



**Gambar 2. 2** Proses Flow Diagram Fuel Oil Unit 57 (Anonim, 2014)

Berikut merupakan kandungan utama dari *Fuel Oil Unit 57* yang digunakan dalam *Refinery Fuel Oil System*.

**Tabel 2. 1** Properti Utama Komponen *Fuel Oil* yang Digunakan Dalam *Refinery Fuel Oil System* Berdasarkan P&ID (Fluor, 2019)

	<i>SPEC GRAV</i>	<i>SULPHUR Wt %</i>	<i>VISCOSITY CS</i>
<i>PROPANE ASPHALT</i>	1,063	4,90	20000 CS $\Delta T$ 201°F 13000 CS $\Delta T$ 210°F 200 CS $\Delta T$ 336°F
<i>SLACK WAX (AVERAGE)</i>	0,870	0,58	84 CS $\Delta T$ 210°F
<i>EXTRACTS (AVERAGE)</i>	1,005	4,10	30 CS $\Delta T$ 210°F
<i>SHORT RESIDUE</i>	1,010	3,7	7150 CS $\Delta T$ 140°F 440 CS $\Delta T$ 210°F
<i>LONG RESIDUE</i>	0,951	3,02	220 CS $\Delta T$ 122°F

*Heavy Fuel Oil* yang bergerak menuju tangki HFO 57T-1 dari *process area 10, 20, 52B1/2/3* dan KPC memiliki temperatur 120°C serta *fuel oil fill* dari OM 50°C. Dalam tangki HFO yang memiliki kapasitas 300m<sup>3</sup> dapat menampung 14 ton HFO setiap harinya, *fuel oil* ini ditampung dahulu sebelum digunakan kembali menjadi bahan bakar pembakaran pada *furnace* dan *boiler*. Untuk dapat digunakan HFO harus memiliki temperatur di atas 98°C (210°F) agar dapat memiliki viskositas sebesar 13000 CS dan dapat untuk dialirkan melalui pipa tanpa potensi *plugging*. Di dalam pipa yang dilalui HFO juga dilengkapi dengan menggunakan *steam jacketed* agar *temperature* HFO terjaga yang mengurangi potensi adanya endapan karena viskositasnya yang tinggi.

Berikut merupakan karakter dari HFO yang harus diperhatikan diantaranya:

a. *Density*

*Density* (massa jenis) merupakan hubungan antara massa dan *volume* pada *temperature* tertentu dan satuannya adalah Kg/m<sup>3</sup>. Pada penelitian kali ini HFO yang diteliti memiliki *density* yang diukur melalui *Specific Gravity* yang merupakan massa jenis dari suatu substansi yang dibagi dengan massa jenis air yang bernilai 1 gram/cm<sup>3</sup> (pada temperatur 4°C di *level* air laut) sebesar 0.90.

- b. *Viscosity*  
Viskositas merupakan sifat kekentalan/kerapatan partikel suatu fluida yang mempengaruhi daya tahan zat terhadap gaya gesek.
- c. *Flash Point*  
*Flash Point* (titik nyala) merupakan temperatur terendah pemberian uap (*vapor*) cukup untuk menghasilkan kilat pada nyala dalam kondisi tes yang ditentukan
- d. *Pour Point*  
*Pour point* merupakan temperatur terendah HFO dapat di-handle tanpa adanya penggumpalan yang terjadi dan dapat menyumbat aliran.
- e. *Carbon Residue*  
Merupakan kecenderungan untuk membuat endapan karbon di bawah temperatur tinggi.
- f. *Ash Content*  
Untuk bahan bakar yang terdistilasi, *Ash Content* didefinisikan sebagai residu yang tersisa yang terutama terdiri dari *vanadium*, sulfur, *silicon*, *aluminium*, nikel, *sodium* dan kandungan besi. Batas kadar *Ash Content* adalah 0,2%
- g. *Calorific Value*  
Merupakan *energy* yang dikeluarkan saat pembakaran. HFO memiliki perkiraan *net Calorific Value* sebesar 38.9 - 41,2MJ/liter.

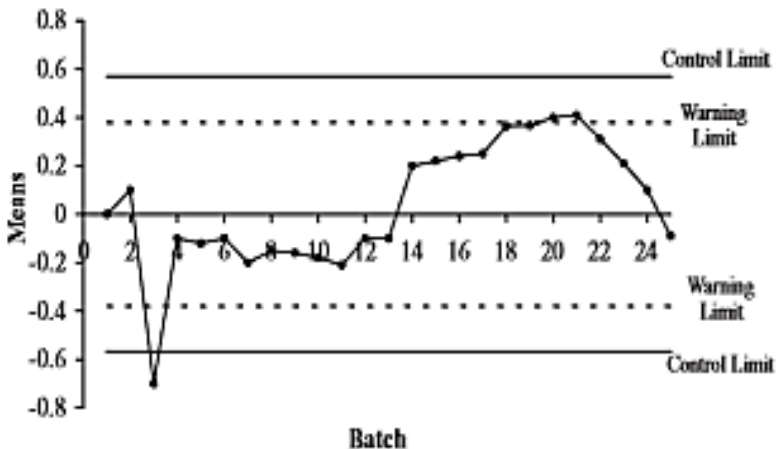
HFO juga memiliki *Combustion Product* saat melalui pembakaran. Sebagian besar *Combustion Product* HFO adalah H<sub>2</sub>, CO, dan CO<sub>2</sub>. Karena adanya kandungan sulfur dan nitrogen. HFO berpotensi memproduksi banyak gas NO<sup>x</sup> dan SO<sup>x</sup> ke atmosfer.

## 2.4 Control Chart $\bar{x}$ -s

*Control charts* merupakan salah satu metode *statistical process control* yang bertujuan untuk mengetahui karakteristik jalannya sebuah proses yang berlangsung dalam waktu tertentu. Sedangkan *Statistical Process Control* (SPC) adalah salah satu teknik yang dapat digunakan untuk melakukan evaluasi terhadap performansi suatu proses. Teknik ini menggunakan metode statistik untuk memonitor, menganalisis, mengontrol, dan mempengaruhi

perbaikan performansi proses dengan menggunakan data hasil pengukuran (Indriwati, 2007).

Dengan menggunakan metode *control chart* dapat diketahui simpangan-simpangan yang terjadi pada saat proses tersebut berlangsung. Suatu proses dapat dikatakan memiliki penyimpangan apabila terdapat pembacaan *real time* proses yang menunjukkan bahwa adanya simpangan yang lebih besar ataupun lebih kecil dari standar deviasinya. Berdasarkan data *real-time* proses pada *plant* dapat diketahui apakah proses tersebut cenderung berada di dalam *range* kendali atau justru di luar batas kendali (*out of control*). Batas kendali yang dimaksud adalah *Upper Control Limit* (UCL) dan *Lower Control Limit* (LCL) yang masing-masing mengindikasikan batas atas dan batas bawah dimana proses-proses tersebut dapat dikatakan terkendali. Sedangkan CL (*Control Limit*) adalah parameter yang menunjukkan rata-rata pembacaan proses *real-time*. Pada penelitian kali ini digunakan *Xbar chart* dan *s chart* untuk mengidentifikasi jalannya proses. Dengan parameter-parameter yang terdapat pada formula di bawah ini (Montgomery, 2009):



**Gambar 2. 3** Grafik *Control Chart*  $\bar{x}$  (Montgomery, 2009)

*Control chart*  $\bar{x}$  digunakan untuk menganalisis nilai rata-rata (*mean*) dari parameter dalam suatu proses. Dalam menentukan

batas kendali pada *control chart*  $\bar{x}$  digunakan persamaan sebagai berikut (Howard, 2000):

$$UCL_{\bar{x}} = \bar{\bar{x}} + A_3\bar{s} \quad (2.1)$$

$$CL_{\bar{x}} = \bar{\bar{x}} \quad (2.2)$$

$$LCL_{\bar{x}} = \bar{\bar{x}} - A_3\bar{s} \quad (2.3)$$

*Control Chart* yang berkaitan dengan HAZOP digunakan untuk menentukan deviasi yang sesuai. Metode dapat mengeliminasi *Guidewords* yang tepat untuk dianalisis dan dapat mempersingkat waktu analisis (Nigel, 2003). Dalam menentukan batas kendali pada *Control Chart* digunakan persamaan sebagai berikut:

$$UCL_s = B_4\bar{s} \quad (2.4)$$

$$CL_s = \bar{s} \quad (2.5)$$

$$LCL_s = B_3\bar{s} \quad (2.6)$$

Keterangan:

$\bar{\bar{X}}$  = rata-rata data subgroup

$A_3$  = *control limit factor (chart average)*

$B_3$  &  $B_4$  = *factor for control limits (chart standart deviation)*

$\bar{s}$  = *standart deviation of subgroup*

$\bar{S}$  = *mean of standart deviation subgroup*

## 2.5 Hazard and Operability Study

*Hazard and Operability Study* (HAZOP) adalah suatu teknik identifikasi bahaya yang formal, sistematis, logikal, dan terstruktur untuk meninjau suatu proses atau operasi pada sebuah sistem secara otomatis dan menguji potensi deviasi operasi dari kondisi desain yang dapat menimbulkan masalah operasi proses dan bahaya. HAZOP dinilai dapat menganalisis suatu bahaya dalam proses dengan cara yang sederhana.

**Tabel 2. 2** Contoh Tabel HAZOP PT. Pertamina

Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards	Responsibility	Status
		S	L	RR			

Beberapa tahap yang diterapkan PT. Pertamina dalam pembuatan HAZOP, antalar lain:

a. *Node*

Merupakan titik studi yang pada penelitian kali ini diukur melalui metode *line to line* yang memiliki *loop* pengendalian aktif dalam pengelolaan proses pada sistem.

b. *Deviation*

Merupakan kata kunci yang digunakan untuk menganalisis risiko lebih mudah per *loop* pengendalian.

**Tabel 2. 3** *Guidewords* HAZOP (CCPS, 2001)

<i>Guidewords</i>	<i>Meaning</i>
<i>No</i>	<i>Negation of the Design Intent</i>
<i>Less</i>	<i>Quantitative Decrease</i>
<i>More</i>	<i>Quantitative Increase</i>
<i>Low</i>	<i>Qualitative Decrease</i>
<i>High</i>	<i>Qualitative Increase</i>
<i>Over</i>	<i>Qualitative Increase</i>
<i>Misdirect</i>	<i>Qualitative Decrease</i>

**Tabel 2. 4** Parameter Proses Analisis HAZOP (CCPS, 2001)

<i>Flow</i>	<i>Time</i>	<i>Frequency</i>	<i>Mixing</i>
<i>Pressure</i>	<i>Composition</i>	<i>Viscosity</i>	<i>Addition</i>
<i>Temperature</i>	<i>pH</i>	<i>Voltage</i>	<i>Separation</i>
<i>Level</i>	<i>Speed</i>	<i>Information</i>	<i>Reaction</i>

c. *Causes*

Merupakan sebab terjadinya peluang penyimpangan yang berisiko merugikan perusahaan.

d. *Consequences*

Merupakan akibat yang terjadi pada proses apabila adanya *Cause* (sebab) terjadi.



e. *Severity*

Merupakan tingkat keparahan risiko yang diakibatkan apabila *Cause* itu terjadi.

f. *Likelihood*

Peluang terjadinya risiko pada sistem yang dapat ditentukan dari kegagalan *plant* saat beroperasi.

**Tabel 2. 5** Tabel Acuan *Likelihood*

<i>Level</i>	<i>Descriptor</i>	<i>Description</i>
<i>A</i>	<i>Negligible</i>	Tidak pernah terdengar terjadi di industri ini
<i>B</i>	<i>Low</i>	Pernah terdengar terjadi di industri ini
<i>C</i>	<i>Medium</i>	Pernah terjadi di <i>unit</i> pengolahan atau lebih dari satu kali per tahun di industri ini
<i>D</i>	<i>High</i>	Pernah terjadi di RU IV atau lebih dari satu kali per tahun di <i>unit</i> pengolahan

**Tabel 2. 6** Tabel Acuan *Severity*

<i>LEVEL</i>		<i>Decision Issue</i>		
		<i>Economics</i>	<i>Safety</i>	<i>Environment</i>
5	<i>EXTREME</i>	<i>Extensive damage</i>	<i>Multiple fatalities</i>	<i>Massive effect</i>
4	<i>HIGH</i>	<i>Major damage</i>	<i>Single fatality</i>	<i>Major effect</i>
3	<i>MEDIUM</i>	<i>Local damage</i>	<i>Mojar injury</i>	<i>Local effect</i>
2	<i>LOW</i>	<i>Minor damage</i>	<i>Minor injury</i>	<i>Minor effect</i>
1	<i>NEGLIGIBLE</i>	<i>No damage</i>	<i>No injury</i>	<i>No effect</i>

- g. *Risk ranking*  
Merupakan standar pengukuran tingkat risiko yang ditentukan oleh perusahaan agar mempermudah pemilahan tingkat risiko yang terjadi tiap proses.
- h. *Safeguards*  
Merupakan alat atau sistem yang berfungsi mencegah terjadinya penyebab timbulnya risiko.
- i. *Recommendations*  
Merupakan rekomendasi langkah selanjutnya yang perlu dilakukan agar proses dapat berjalan lebih aman dan tidak berisiko tinggi.
- j. *Responsibility*  
Merupakan penempatan pertanggungjawaban disiplin mana yang turut berpartisipasi dalam pengoperasian *plant* dalam perusahaan.

**Tabel 2. 7 Risk Assessment Matrix PT. Pertamina**

LIKELIHOOD CLASS	RANK		RMM CRITICALITY CLASS				
	D	HIGH	L	MH	H	E	E
	C	MED	L	M	MH	H	E
	B	LOW	N	L	M	MH	H
	A	NEGL	N	N	L	M	MH
KATEGORI	ECONOMICS		No damage	Minor damage	Local damage	Major damage	Extensive damage
	SAFETY		No injury	Minor injury	Major injury	Single fatality	Multiple fatalities
	ENVIRONMENT		No effect	Minor effect	Local effect	Major effect	Massive effect
SEVERITY CLASS			1 NEGL	2 LOW	3 MED	4 HIGH	5 EXTR

Berdasarkan definisi di atas dapat dikatakan bahwa analisis HAZOP dapat memberikan informasi terkait dengan sebab-sebab bahaya diikuti dengan konsekuensinya serta seberapa tinggi *ranking* dari bahaya tersebut. Analisis HAZOP dilakukan atas dasar analisis bahaya dari *input* dan *output* proses yang berjalan. Analisis ini bertujuan untuk mengetahui penyebab-penyebab dari semua penyimpangan jalannya proses. Hasil *risk ranking* dari analisis HAZOP juga dapat memberikan petunjuk terkait bahaya apa yang

memiliki tingkat keparahan paling tinggi serta memiliki probabilitas terbesar. Analisis *cause-consequences* akan diikuti dengan analisis terhadap ada tidaknya *safeguard system* yang telah terpasang serta rekomendasi apa saja yang dapat diberikan terkait dengan analisis bahaya yang telah dilakukan. Dalam melakukan analisis HAZOP dibutuhkan beberapa informasi terlebih dahulu yaitu *Process Flow Diagram* (PFD) serta deskripsi dari proses tersebut. Kedua hal tersebut dapat digunakan untuk menentukan parameter-parameter yang terlibat dalam keseluruhan analisis HAZOP. Selain itu terdapat *Guidewords* yang merupakan kata-kata mudah untuk mengidentifikasi bahaya proses (CCPS, 2001). Hasil dari HAZOP dicatat dalam format tabulasi, dapat dilihat pada Tabel 2.8.

**Tabel 2. 8** Contoh Tabel Format Lembar Kerja Analisis HAZOP (Dennis P, 1994)

GW	Dev	Causes	Consequence	Safeguards	S	L	R	Remaks	Comments

## 2.6 Safety Integrity Level (SIL)

*Safety Integrity Level* adalah kategori tingkat keamanan dari suatu konfigurasi sistem instrumentasi yang disebut dengan *Safety Instrumented System* (SIS). Konfigurasi dari SIS terdiri atas *sensor*, *logic solver*, dan *final element* (aktuator). SIS tidak bekerja bersamaan dengan jalannya proses, namun SIS akan menunjukkan aksinya ketika terdapat indikasi bahaya dari jalannya proses seperti *over temperature*, *over pressure*, dan bahaya-bahaya lainnya. Analisis dari nilai SIL dibutuhkan agar perusahaan dapat mengerti kondisi proses yang sedang berjalan dan dapat memberikan rekomendasi atas keputusan yang harus diambil untuk menanggulangi bencana yang tidak diharapkan. Untuk menghitung nilai SIL, maka dari itu harus diketahui nilai *Probability of Failure on Demand* (PFD) dari konfigurasi yang menyusun SIS.  $\lambda$  merupakan nilai laju kegagalan yang nantinya akan menentukan nilai PFD, sedangkan nilai TI merupakan nilai *test interval* yang digunakan. Nilai PFD yang telah didapatkan dapat digunakan untuk mencari tingkatan nilai SIL. Nilai SIL yang lebih tinggi

menyatakan bahwa komponen tersebut memiliki laju kegagalan yang lebih tinggi dan begitu juga sebaliknya. Berikut ini adalah rumus yang dapat digunakan untuk menentukan PFD (ISA, 2002):

$$PFD_{avg\ element} = \frac{\lambda_{element} \times T_{i\ element}}{2} \quad (2.1)$$

Keterangan:

$\lambda$  = Laju kegagalan (*failure rate*)

$T_i$  = *Test interval*

Untuk mendapat nilai PFD dari satu *loop*, yang terdiri dari *Sensor*, *Logic Solver*, dan *Final Element*, maka dilakukan perhitungan nilai PFD dari seluruh komponen yang menyusun *loop* tersebut.

$$PFD_{avg\ SIF} = PFD_{avg\ S} + PFD_{avg\ LS} \times PFD_{avg\ FE} \quad (2.2)$$

Standar ISA-TR84.00.02-2002 menjelaskan tentang persamaan yang digunakan dalam perhitungan PFD dengan berbagai arsitektur.

## 2.7 Layer of Protection Analysis (LOPA)

LOPA adalah suatu metode yang dilakukan untuk mengukur tingkat risiko bahaya dan mengetahui nilai SIL serta mengevaluasi *layer* proteksi pada sistem dengan cara melihat *mitigation risk* dari *layer* proteksi tersebut. Setiap daerah akan dibagi menjadi bagian-bagian sistem untuk diidentifikasi bahayanya berdasarkan *Layer of Protection*. Bagian-bagian tersebut antara lain *Process Design*, *Basic Process Control System (BPCS)*, *Alarm System*, *Emergency Shutdown System (ESS)*, dan juga *Passive Protection* yang ada pada setiap bagian sistem. Setiap bahaya memiliki probabilitas (*likelihood*) dan konsekuensi (*Impact*) terhadap *Economics*, *Safety*, dan *Environment*, sehingga tingkat risikonya dapat diperhitungkan sesuai dengan “*Risk Matrix*” perusahaan yang berlaku.

*Input* kunci dari LOPA adalah skenario yang diperoleh dari identifikasi potensi bahaya yang pada penelitian kali ini dilakukan dengan menggunakan studi HAZOP. Tujuan utama LOPA adalah

untuk memastikan bahwa telah ada lapisan perlindungan yang sesuai untuk melawan skenario kecelakaan dan menghitung tingkat keamanan dari lapisan tersebut. Skenario bahaya ini, mungkin saja membutuhkan lebih dari satu lapisan proteksi bergantung pada seberapa kompleks proses yang berjalan serta tingkat keparahan dari bahaya tersebut. Gambaran dari lapisan-lapisan proteksi yang terdapat pada LOPA dapat dilihat pada Gambar 2.4.

Adapun karakteristik lapisan perlindungan untuk masing-masing *layer* dalam metode LOPA dapat dijelaskan seperti berikut (WILLEY, 2014):

1. *Process Design*

Dalam beberapa skenario desain peralatan proses dirancang secara inheren agar lebih aman. Seperti *equipment* dirancang menahan tekanan/temperatur maksimal pada skenario tertentu.

2. *Basic Process Control System*

BPCS, merupakan lapisan perlindungan pertama saat proses beroperasi secara normal. BPCS dirancang sebagaimana agar proses dapat berjalan dengan aman dan lancar. BPCS termasuk kedalam jenis IPL. Dimana evaluasi efektivitas akses kendali dan sistem keamanan dapat teratasi ketika terjadi kesalahan pada manusia yang berpotensi menurunkan kinerja BPCS.

3. *Critical Alarms and Human Intervention*

Sistem berikut merupakan lapisan perlindungan kedua setelah BPCS. Berjalannya sistem ini membutuhkan aktivasi dari BPCS saat proses beroperasi secara normal. Sistem ini termasuk kedalam jenis *human* IPL dimana diperlukan observasi dan sistem keamanan bergantung pada manusia sebagai operator *alarm*.

4. *Automatic Action*

Sistem berikut biasa disebut SIS/SIF. SIF merupakan kombinasi *sensor*, *logic solver* dan *final elemen* dengan tingkat integritas keselamatan yang dapat mendeteksi keadaan proses yang *abnormal* dan merubah proses menuju normal kemudian SIF juga merupakan fungsi *independent* dari BPCS.

Pada umumnya SIF ditetapkan sebagai IPL dan desain dari suatu sistem.

5. *Physical Protection (Relief Valves, Rupture Discs, etc.)*

Sistem ini merupakan lapisan proteksi keempat yang berupa alat atau *device* yang dipasang dalam sistem untuk mencegah terjadinya penyimpangan proses saat beroperasi. Namun alat perlu perawatan and inspeksi agar terhindar dari bahaya kerusakan akibat korosi atau kotoran.

6. *Postrelease Protection (Dikes, Blast Walls, etc.)*

Sistem ini merupakan lapisan proteksi kelima yang berupa alat atau *device* yang bekerja secara *passive* melindungi ketika suatu kecelakaan telah terjadi, namun mencegah risiko menyebar luas.

7. *Plant Emergency Response*

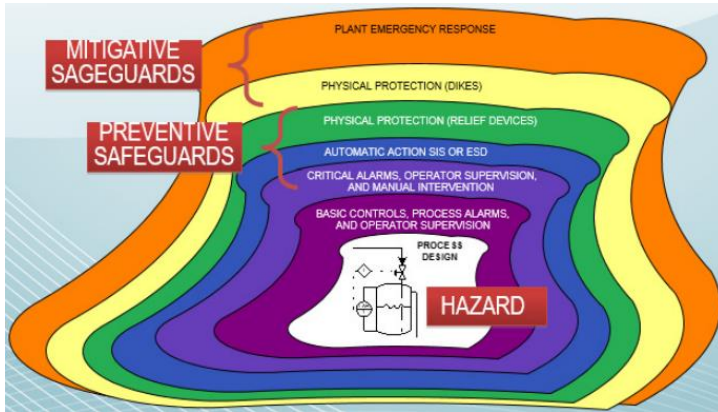
Sistem ini merupakan lapisan proteksi terakhir dari LOPA yang merupakan pasukan pemadam kebakaran, sistem pemadam manual, ruang evakuasi, dan lain-lain.

8. *Community Emergency Response*

Saat terjadi skenario kecelakaan yang bukan hanya mengancam SDM, namun juga lingkungan dan ekonomi perusahaan. Diperlukan sistem yang tanggap darurat yang berperan untuk mengantisipasi kerugian akibat skenario ini terjadi.

Pada *Layer of Protection Analysis*, perhitungan nilai SIL dari *Safety Instrumented Function* (SIF) diperoleh dari nilai perbandingan *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL) dengan *Initiating Event Likelihood* (IEL) yang didapatkan dari perhitungan laju kegagalan komponen. Kategori tingkatan dari nilai SIL dapat dilihat pada Tabel 2.9.

Penentuan TMEL disesuaikan dengan tingkat keparahan bahaya dan keamanan yang diharapkan oleh perusahaan. Terdapat standar yang mewakili tingkat keparahan yang telah diterjemahkan kedalam angka TMEL. Penjelasan tingkat keparahan tersebut dapat dilihat pada Tabel 2.10.



**Gambar 2. 4** Lapisan Pertahanan LOPA (Johnson, 2010)

**Tabel 2. 9** *Safety Integrity Level* untuk LOPA (CCPS, 2001)

<i>Safety Integrity Level</i>	<i>Probability of Failure on Demand</i>	<i>Risk Reduction Factor = (1/PFD)</i>
SIL 1	$10^{-2} \leq \text{PFD} < 10^{-1}$	$10 < \text{RRF} \leq 100$
SIL 2	$10^{-3} \leq \text{PFD} < 10^{-2}$	$100 < \text{RRF} \leq 1.000$
SIL 3	$10^{-4} \leq \text{PFD} < 10^{-3}$	$1.000 < \text{RRF} \leq 10.000$
SIL 4	$10^{-5} \leq \text{PFD} < 10^{-4}$	$10.000 < \text{RRF} \leq 100.000$

### 2.7.1 Independent Protection Layer (IPL)

IPL merupakan alat yang menyediakan perlindungan tingkat tinggi jika dirawat dan didesain dengan benar. IPL terdiri dari 3 jenis yang teridentifikasi dalam *GE Digital APM*:

- a. *Active IPL*: Sistem yang dapat merubah satu kondisi ke respon yang berbeda untuk merubah aktivitas proses yang sedang berlangsung. Contohnya, *Pressure Relief* merupakan alat *Active IPL* yang terbuka saat terjadi perubahan abnormal pada tekanan dalam sebuah *vessel* dan akan tetap terbuka sampai tekanan dalam *vessel* turun ke angka yang sesuai dengan pengaturan pada alat *Pressure Relief*.

- b. *Passive IPL*: suatu alat yang berfungsi untuk mengurangi risiko tanpa membutuhkan sebuah aksi atau perubahan kondisi pada sistem. Contohnya, *vent*, *drain*, *arrestors*, dan *bundwall*.
- c. *Human IPL*: Alat ini membutuhkan manusia sebagai seorang operator atau *staff* yang berkerja untuk mengambil tindakan untuk mencegah konsekuensi yang tidak diinginkan, alat ini dapat berupa *alarm* atau pengecekan rutin pada sistem.

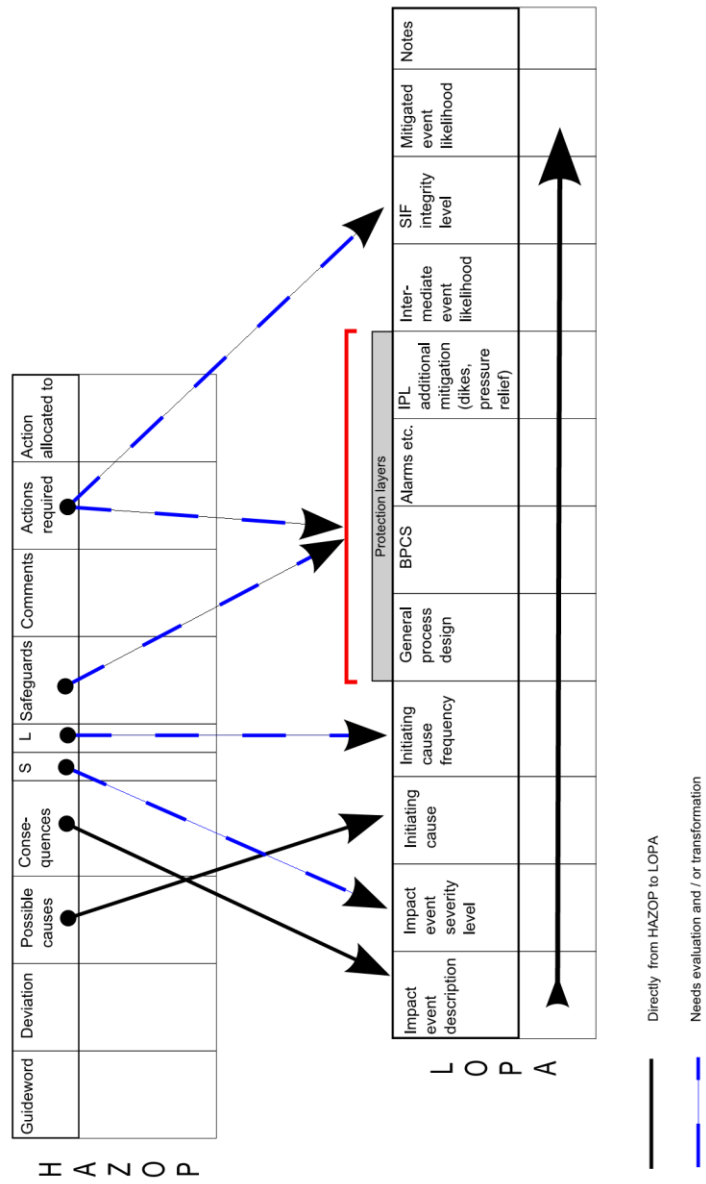
**Tabel 2. 10** *Target Mitigated Event Likelihood for Safety Hazards (AENSI Publisher, 2015)*

<i>Severity Level</i>	<i>Safety Consequence</i>	<i>Target mitigated event likelihood</i>
$C_A$	<i>Single First Aid Injury</i>	$3.10^{-2}$ per year
$C_B$	<i>Multiple First Aid Injury</i>	$3.10^{-3}$ per year
$C_C$	<i>Single disabling injury or multiple serious injuries</i>	$3.10^{-4}$ per year
$C_D$	<i>Single on-site fatality</i>	$3.10^{-5}$ per year
$C_E$	<i>More than one and up to three on-site fatalities</i>	$1.10^{-5}$ per year

## 2.8 Integrasi HAZOP dengan LOPA

Penentuan nilai SIL didapatkan dari melakukan integrasi HAZOP dengan LOPA. Hal ini dilakukan karena adanya kesamaan analisis yang yang dapat dilakukan secara bersamaan untuk menghemat waktu serta biaya penelitian (Johnson, 2010). Pada Gambar 2.5 dapat terlihat adanya beberapa korelasi yang terjadi antara HAZOP dan LOPA. Dalam metode HAZOP analisis risiko yang didapat belum termasuk dengan analisis tiap lapisan proteksi yang terdapat dan beroperasi pada proses. Berikut merupakan gambar yang menjelaskan integrasi apa saja yang terjadi pada metode HAZOP dengan metode LOPA.



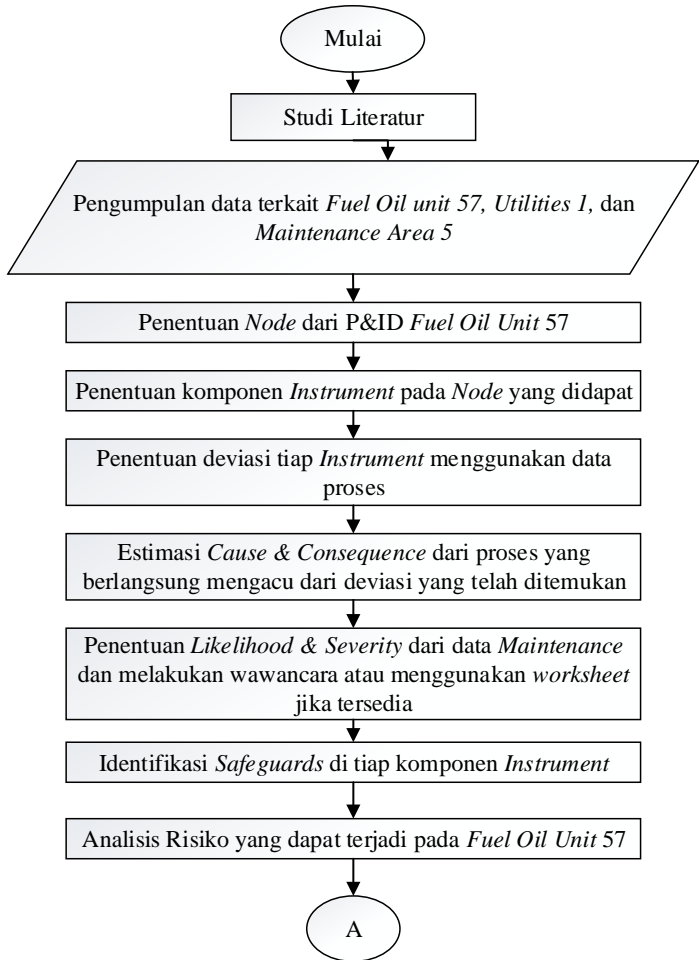


**Gambar 2. 5** Hubungan HAZOP dan LOPA (Lassen, 2008)

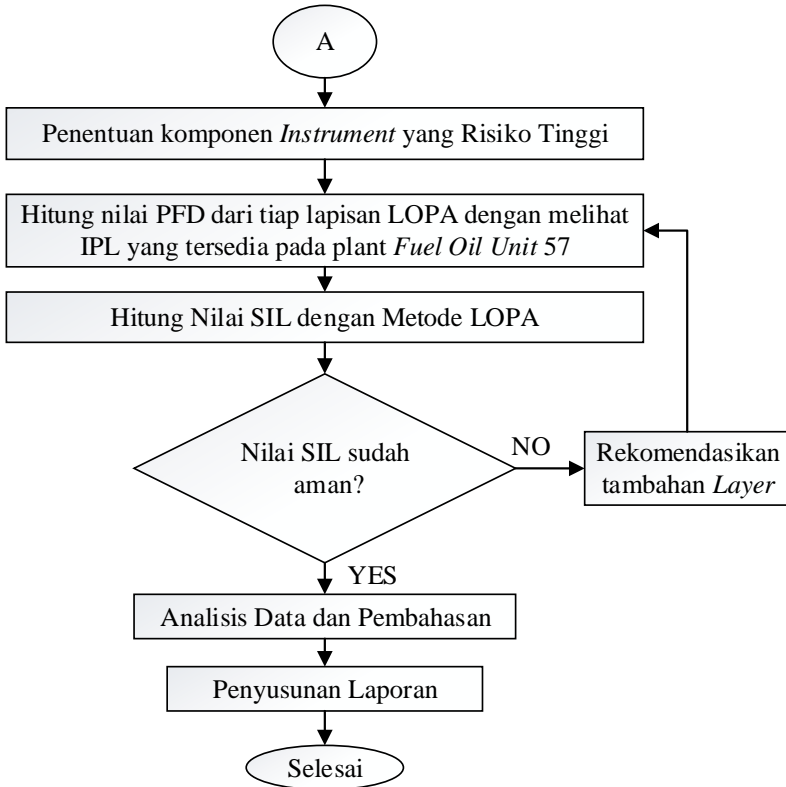
Oleh sebab itu diperlukan perhitungan lanjut dengan metode LOPA yang bertujuan untuk mengetahui bahaya risiko yang dapat terjadi dengan menentukan nilai SIL setelah melalui tahap perhitungan tiap lapisan proteksi (Lassen, 2008).

### BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Pada bagian ini menjelaskan tentang tahapan pekerjaan dari penelitian yang telah dilakukan. Gambar 3.1 merupakan diagram alir tahapan penelitian:



(a)



(b)

**Gambar 3. 1(a) dan (b) Skema Diagram Alir Metode Penelitian**

### 3.1 Studi Literatur

Penelitian diawali dengan melakukan studi literatur. Studi literatur dilakukan dengan tujuan untuk meningkatkan pemahaman penulis tentang topik penelitian yang dilakukan. Studi literatur diawali dengan mengumpulkan data-data dan teori yang dapat membantu mengerjakan tugas akhir ini. Topik literatur yang dipelajari adalah HAZOP, LOPA, analisis risiko, dan analisis rekomendasi pada SIL. Hasil studi literatur selanjutnya dikumpulkan dan ditulis agar mempermudah pembahasan penulis.

Adapun jurnal dan penelitian sebelumnya yang menjadi acuan penulis dalam mengerjakan tugas akhir ini terlampirkan dalam daftar pusaka.

### **3.2 Pengumpulan Data**

Pada tahap pengumpulan data, sesuai dengan topik dari Tugas Akhir yang dibahas maka data yang diambil adalah berupa data PFD (*Process Flow Diagram*), data P&ID (*Piping & Instrument Diagram*), data *maintenance*, dan data *process*. Dalam studi HAZOP, data yang digunakan tidak hanya data tertulis namun juga data dari hasil wawancara dengan pihak departemen proses.

### **3.3 Penentuan Node Fuel Oil Unit 57**

*Node* merupakan titik studi/lokasi tertentu dalam suatu proses yang memungkinkan terjadinya penyimpangan dari desain/proses yang akan dievaluasi. Selain itu penentuan *node* dapat mempermudah suatu *plant* untuk dianalisis risiko kegagalannya. Untuk menentukan *node* suatu *plant* harus dengan menggunakan data gambar *design plant* tersebut yaitu P&ID dan *Process Flow Diagram*.

Titik studi diambil untuk menganalisis bahaya pada penelitian ini terdapat pada *Heavy Fuel Oil Tank 57T-1* dan *Heavy Gas Oil Tank 57T-2*. *Unit fuel oil system* berfungsi untuk mengolah dan mendistribusikan *Heavy Fuel Oil* dan HGO yang nantinya digunakan sebagai bahan bakar *Boiler* dan *Furnace* pada kilang FOC 1, LOC 1, KPC dan *Boiler Unit 52*.

Dalam *unit fuel oil* pada *node* yang melalui tangki 57T-1, terdapat 4 *equipment* yaitu pompa, *heat exchanger*, tangki dan *strainer*. Pompa digunakan untuk menarik *Heavy Fuel Oil* dari tangki menuju *heat exchanger* untuk diatur temperaturnya dan kemudian dilewatkan melalui *strainer* untuk dibersihkan dari kotoran serta endapan-endapan yang terbentuk dalam *fuel oil* yang kemudian siap untuk didistribusikan sebagai bahan bakar.

Terdapat 3 *node* yang berada pada sistem *Fuel Oil Unit 57* pada *node* yang melalui tangki 57T-1. *Node 1*, yaitu *fuel oil return from area process 10,20 & 50 to heavy oil tank 57T-1*. *Node 2*, yaitu *fuel oil supply from heavy fuel oil 57T-1 to area process KPC through*

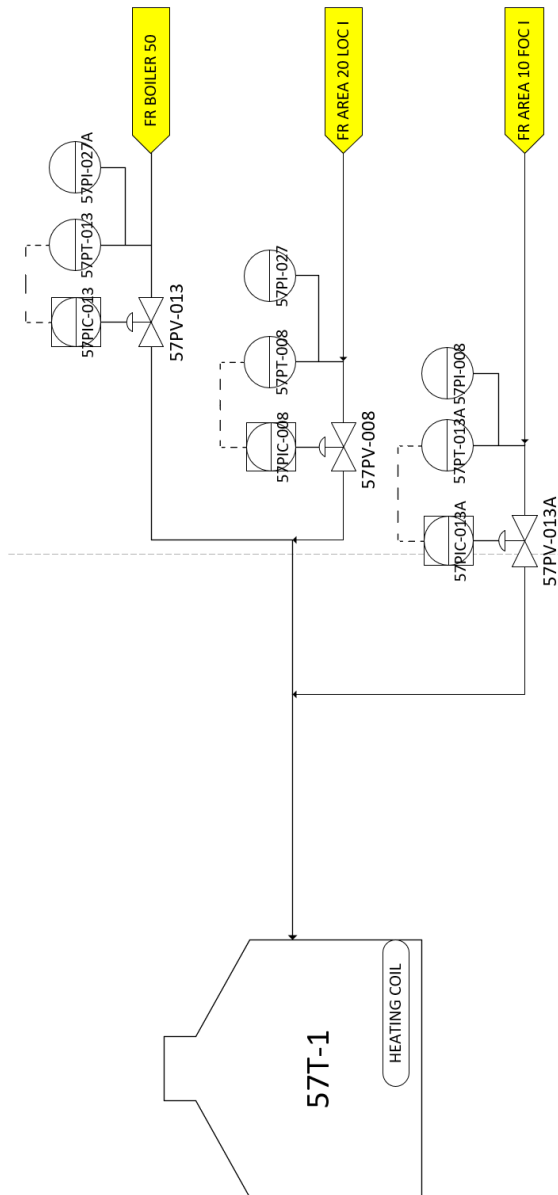
heavy oil pump 57P-201A/B/C, heavy fuel oil heater 57E-201A/B/C/D, fuel oil filter 57S-201A/B. Node 3, yaitu hot oil supply from area process 20 to heavy fuel oil heater 57E-1, 57E-2, dan node 4 yaitu, MP steam to heavy fuel oil pump 57P-201C.

Sedangkan pada node yang melalui 57T-2 yang merupakan tangki Heavy Gas Oil hanya terdapat 2 node saja, yaitu node 5, HGO supply to area process 10 & 20 through HGO Tank 57T-2, HGO fuel pump 57P-4 & 57P-5 include HGO recycle to HGO tank 57T-2 dan node 6, HGO from 57T-2 to LP HGO supply, to HP HGO, to flushing oil through 57P-102 A/B include spill back to 57T-2.

**Tabel 3. 1** Node pada Fuel Oil System Unit 57

Section	No	Node
Tangki 57-T-1	1	Fuel oil return from area process 10,20 & 50 to heavy oil tank 57T-1
	2	Fuel oil supply from heavy fuel oil 57T-1 to area process KPC through heavy oil pump 57P-201A/B/C, heavy fuel oil heater 57E-201A/B/C/D, fuel oil filter 57S-201A/B,
	3	Hot Oil supply from area process 20 to heavy fuel oil heater 57E-1, 57E-2, dan Node 4 yaitu, MP steam to Heavy fuel oil pump 57P-201C.
	4	MP steam to Heavy fuel oil pump 57P-205C.
Tangki 57-T-2	5	HGO supply to area process 10 & 20 through HGO Tank 57T-2, HGO fuel pump 57P-4 & 57P-5 include HGO recycle to HGO tank 57T-2
	6	HGO from 57T-2 to LP HGO supply, to HP HGO, to flushing oil through 57P-102 A/B include spill back to 57T-2.

Node yang didapat berupa line to line dimana pada node dokumen P&ID akan terlihat loop pengendalian apa saja yang berada di sepanjang line. Komponen Instrument tersebut yang akan di-list dan dianalisis proses deviasinya melalui data proses.



**Gambar 3. 2** *Process Flow Diagram pada Node 1*

Berdasarkan Tabel 3.1 *Node* merupakan *input* maupun *output* dari *Heavy Fuel Oil Tank* (57-T-1) dan *Heavy Gas Oil Tank* (57-T-2). Setelah ditentukan *node*, tahap berikutnya adalah menentukan *loop* pengendalian. *Loop* pengendalian ditentukan dengan menganalisis P&ID pada masing-masing *node* dan *equipment*. Penentuan *loop* pengendalian ini bertujuan untuk mengetahui jenis pengendalian dan lapisan proteksi yang terdapat pada *plant*. Berikut merupakan *loop* pengendalian yang terdapat pada *plant*.

**Tabel 3. 2** *Loop Pengendalian Fuel Oil System Unit 57*

<i>NODE</i>	<i>LOOP</i>	<i>LOOP PENGENDALIAN</i>	<i>INSTRUMENT</i>
<i>Fuel oil return from area process 10,20 &amp; 50 to heavy oil tank 57T-1</i>	1	<i>Pressure 013</i>	PT-013
			PIC-013
			PV-013
	2	<i>Pressure 013A</i>	PT-013A
			PIC-013A
			PV-013A
	3	<i>Pressure 008</i>	PT-008
			PIC-008
			PV-008
<i>Fuel oil supply from heavy fuel oil 57T-1 to area process KPC</i>	4	<i>Pressure 201</i>	PT-201
			PIC-201
			PV-201
	5	<i>Temperature 007</i>	TE-007
			TIC-007
			TV-007
<i>Hot Oil supply from area process 20</i>	6	<i>Temperature 001</i>	TT-001
			TIC-001
			TV-001
<i>HGO supply to area process 10 &amp; 20</i>	7	<i>Flow 006</i>	FT-006
			FIC-006
			FV-006



**Tabel 3. 2** Loop Pengendalian Fuel Oil System Unit 57(Lanjutan)

<i>NODE</i>	<i>LOOP</i>	<i>LOOP PENGENDALIAN</i>	<i>INSTRUMENT</i>
	8	<i>Temperature 006</i>	TT-006
			TIC-006
			TV-006
<i>HGO from 57T-2 to LP HGO supply, to HP HGO, to flushing oil</i>	9	<i>Flow 301</i>	FT-301
			FIC-301
			FV-301
	10	<i>Pressure 302</i>	PT-302
			PIC-302
			PV-302
11	<i>Pressure 303</i>	PT-303	
		PIC-303	
		PV-303	

### 3.5 Penentuan Parameter Proses, *Guidewords* dan Deviasi

Tiap *loop* pengendalian *instrument* yang telah di-list dapat dicari data *process*-nya dari tiap *controller instrument* yang tersambung ke *control room*. Data Proses yang diambil pada penelitian kali ini yaitu selama sebulan per 2 jam sekali per hari. Data yang diambil yaitu data proses bulan maret tahun 2019. Deviasi dicari dengan menggunakan *control chart  $\bar{x}$* . Deviasi ini dicari untuk menentukan *guidewords* pada tabel HAZOP. *Guidewords* terdiri atas deviasi dan parameter yang dijelaskan pada Tabel 3.3.

Berdasarkan Tabel 3.3, *guidewords* menunjukkan adanya perubahan pada variable dari 5 parameter yang diteliti. 5 parameter tersebut dijelaskan pada Tabel 3.4. Setelah mengenali parameter dan *guidewords*, langkah selanjutnya yaitu menentukan deviasi apa yang terjadi dari setiap *loop* pengendalian yang diamati dan tertera pada Tabel 3.2. Pada Tabel 3.3 dan Tabel 3.4 yang berisi berbagai macam jenis parameter dan *guidewords*.

**Tabel 3. 3** Standar *Guideword*

<i>Guideword</i>	<i>Meaning</i>
<i>No (not, none)</i>	Tidak ada tujuan parameter yang tercapai
<i>More (more of, higher)</i>	Kenaikan kuantitatif pada parameter
<i>Less (less of, lower)</i>	Penurunan kuantitatif pada parameter
<i>As well as (more than)</i>	Kenaikan kualitatif pada parameter
<i>Part of</i>	Penurunan kualitatif pada parameter
<i>Reverse</i>	Kebalikan dari tujuan parameter
<i>Other than (other)</i>	Perubahan aktivitas pada parameter

**Tabel 3. 4** Korelasi Parameter dengan *Guidewords*













<i>Parameter</i>	<i>Guideword</i>
<i>Flow</i>	<i>High; Low; None; Reverse</i>
<i>Level</i>	<i>High; Low; Empty</i>
<i>Pressure</i>	<i>High; Low</i>
<i>Temperature</i>	<i>High; Low</i>
<i>Composition</i>	<i>Change in Concentration</i>

Dari *loop* pengendalian yang terdapat pada Tabel 3.2 hanya ada beberapa *loop* pengendalian yang deviasinya dapat ditentukan melalui *control chart x*, yaitu pada *loop* pengendalian yang memiliki jenis *controller* yang tersambung pada *control room*, yang disebut *shared controller*. Karena pada *local controller*, data proses tidak terekam dengan jelas dan lengkap oleh operator karena perekaman data dilakukan secara manual ditulis tangan langsung oleh operator, oleh karena itu data proses *local controller* tidak dapat diolah menjadi *control chart x*. berikut merupakan tabel dari jenis *controller* yang dimiliki tiap komponen *instrument* yang akan dianalisis.

**Tabel 3. 5** Jenis *Controller Loop* Pengendalian

<i>Loop</i>	<i>Controller Type</i>
P-013	<i>Shared Controller</i>
P-013A	<i>Shared Controller</i>
P-008	<i>Shared Controller</i>
P-201	<i>Shared Controller</i>
T-007	<i>Local Controller</i>
T-001	<i>Shared Controller</i>
P-205	<i>No Controller</i>
F-006	<i>Local Controller</i>
T-006	<i>Local Controller</i>
F-301	<i>Local Controller</i>
P-302	<i>Shared Controller</i>
P-303	<i>Shared Controller</i>

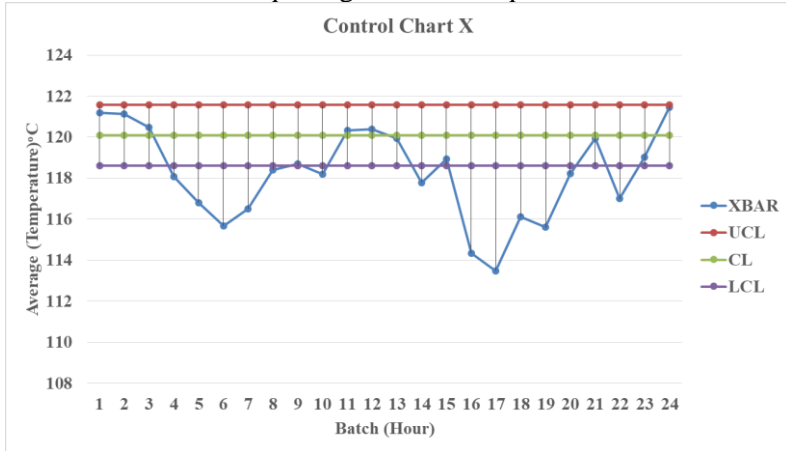
**Tabel 3. 6** *Instrument Symbols* (ANSI/ISA-5.1, 2009)

<i>General Instrument Symbols</i>			
	<i>Primary location accessible to operator</i>	<i>Field mounted</i>	<i>Auxillary location accessible to operator</i>
<i>Discrete instruments</i>	<sup>1</sup> 	<sup>2</sup> 	<sup>3</sup> 
<i>Shared display/control</i>	<sup>4</sup> 	<sup>5</sup> 	<sup>6</sup> 
<i>Computer function</i>	<sup>7</sup> 	<sup>8</sup> 	<sup>9</sup> 
<i>Programmable logic control</i>	<sup>10</sup> 	<sup>11</sup> 	<sup>12</sup> 

Penentuan deviasi dilakukan dengan menggunakan data proses yang diambil selama bulan Maret 2019 dari tanggal 1 hingga 30 Maret serta diambil per 2 jam sekali selama 1 hari. Sehingga terdapat 720 data proses yang dianalisis dari tiap *loop* pengendalian. Kemudian penentuan deviasi diamati dengan adanya 2 batas yaitu *Upper Control Limit* (UCL) dan *Lower Control Limit*

(LCL). Apabila *instrument* yang terukur memiliki grafik *control chart x* yang melampaui batas UCL maka *guidewords* yang digunakan adalah *high* dan jika melampaui LCL maka *guidewords* yang digunakan adalah *low*. Adapun hasil grafik *control chart x* pada masing-masing *loop* pengendalian dapat dilihat pada gambar di bawah.

a. *Control Chart Loop Pengendalian Temperature 001*



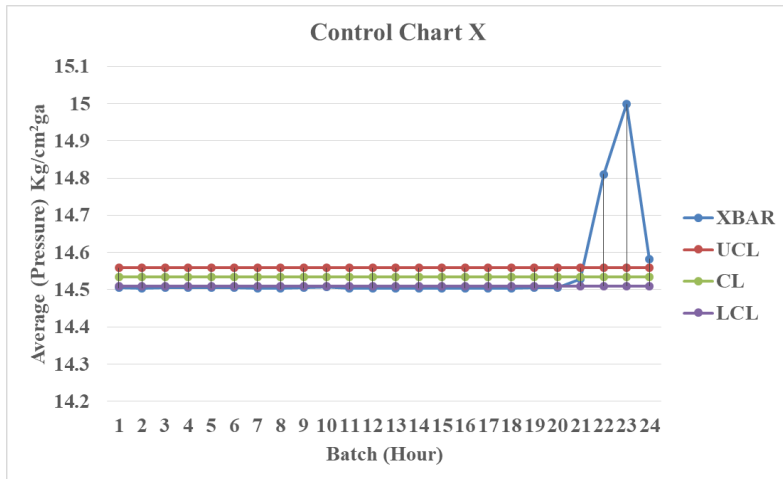
**Gambar 3.3** *Control Chart xbar TIC 001*

Berdasarkan Gambar 3.3 grafik menunjukkan *control chart x* pada *loop temperature 001*, yang diketahui memiliki nilai batas UCL dan LCL masing-masing bernilai 121,566°C dan 118,593 °C. Dengan nilai *Control Limit* (CL) 120,080 °C. Pada grafik terlihat beberapa titik yang melampaui batas UCL dan LCL, yaitu dari 24 titik terdapat 13 titik melampaui batas LCL, sedangkan 11 titik berada dalam batas UCL dan LCL sehingga dapat disimpulkan deviasi yang terjadi pada *loop temperature tag 001* adalah *low*, dengan persentase titik melampaui titik LCL 54,16%

b. *Control Chart Loop Pengendalian Pressure 201*

Gambar 3.4 menunjukkan grafik *control chart x* pada *loop pressure 201*, yang diketahui batas UCL dan LCL-nya masing-masing bernilai 14,55 Kg/cm<sup>2</sup>ga dan 14,51 Kg/cm<sup>2</sup>ga, dengan nilai

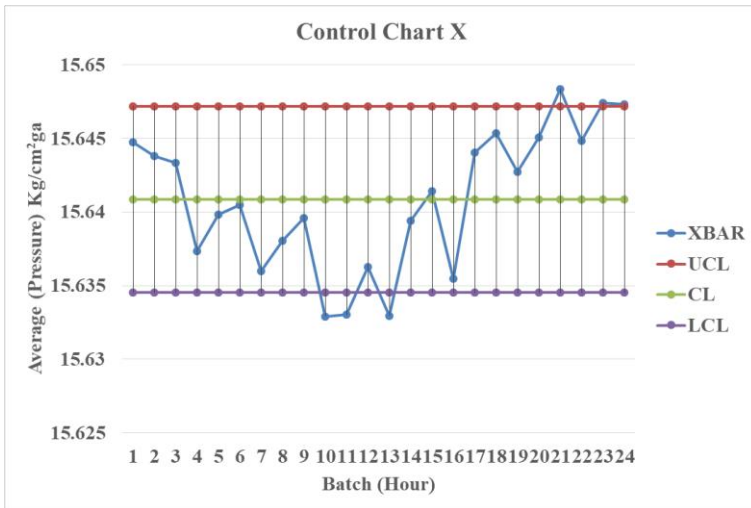
*Control Limit* (CL) 14,53 Kg/cm<sup>2</sup>ga. Pada Gambar 3.4 terlihat beberapa titik yang melampaui batas UCL yaitu dari 24 titik terdapat 3 titik melampaui batas UCL, dan 21 titik berada pada batas *critical* LCL sehingga dapat disimpulkan deviasi yang terjadi pada *loop pressure tag 201* adalah *high*, dengan persentase titik melampaui titik UCL 12,5%



**Gambar 3. 4** Control Chart xbar PIC 201

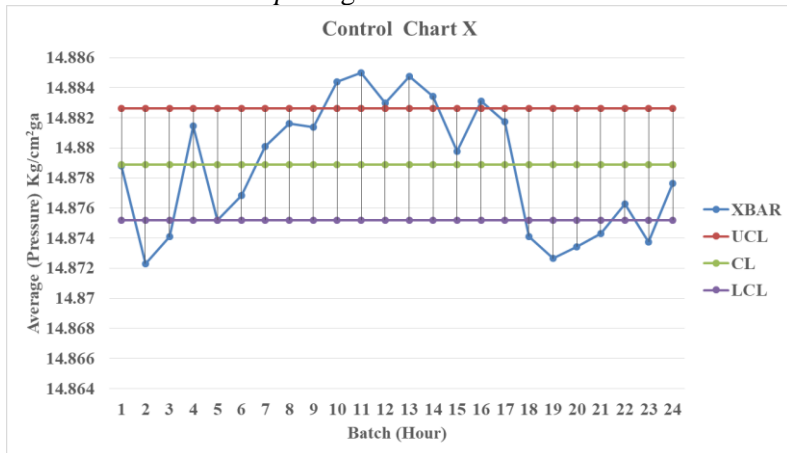
c. *Control Chart Loop Pengendalian Pressure 013*

Pada Gambar 3.5 terdapat grafik *control chart x* pada *loop pressure 013*, yang diketahui memiliki batas nilai UCL dan LCL masing-masing bernilai 15,647 Kg/cm<sup>2</sup>ga dan 15,634 Kg/cm<sup>2</sup>ga. Dengan nilai *Control Limit* (CL) 15,640 Kg/cm<sup>2</sup>ga. Pada Gambar 3.5 terlihat terdapat deviasi yang terjadi pada sistem dimana terlihat bahwa beberapa titik yang melampaui batas UCL dan LCL, yaitu dari 24 titik terdapat 1 titik melampaui batas UCL dan 3 titik melampaui batas LCL, sedangkan 21 titik berada dalam batas kritis UCL dan LCL sehingga dapat disimpulkan deviasi yang terjadi pada *loop pressure tag 013* adalah *low* dan *high*, dengan persentase titik melampaui titik UCL 4,16% dan LCL 12,5%. Dari persentase tersebut dapat diketahui bahwa deviasi proses tidak telalu berbahaya namun tetap harus melalui analisis risiko.



**Gambar 3.5** Control Chart xbar PIC 013

d. Control Chart Loop Pengendalian Pressure 013A

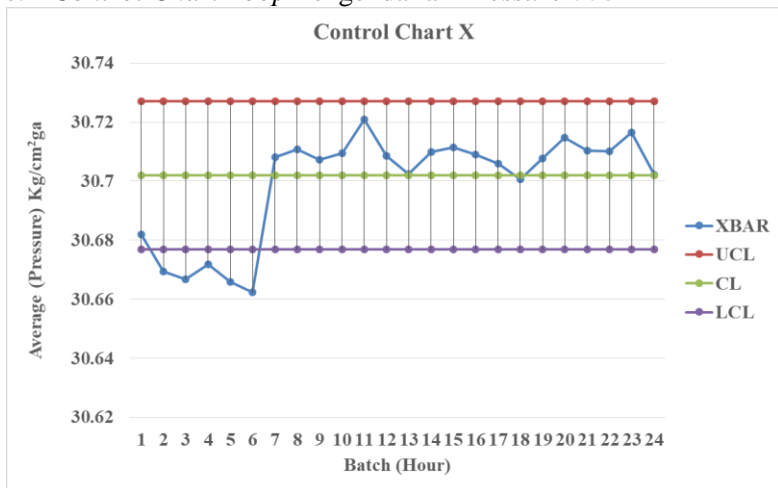


**Gambar 3.6** Control Chart xbar PIC 013A

Pada Gambar 3.6 terlihat grafik *control chart x* pada *loop pressure 013A*, yang diketahui batas UCL dan LCL-nya masing-masing bernilai 154,882 Kg/cm<sup>2</sup>ga dan 14,875 Kg/cm<sup>2</sup>ga, dengan

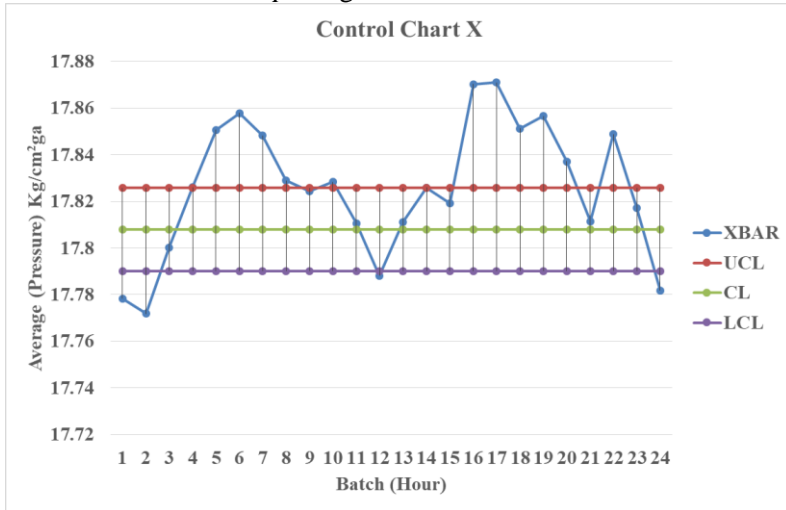
nilai *Control Limit* (CL) 14,878 Kg/cm<sup>2</sup>ga. Pada grafik terlihat bahwa beberapa titik yang melampaui batas UCL dan LCL, yaitu dari 24 titik terdapat 5 titik melampaui batas UCL dan 7 titik melampaui batas LCL, sedangkan 12 titik berada dalam batas UCL dan LCL sehingga dapat disimpulkan deviasi yang terjadi pada *loop pressure tag* 013A adalah *low* dan *high*, dengan persentase titik melampaui titik UCL 20,83% dan LCL 29,16%.

e. *Control Chart Loop Pengendalian Pressure 008*



**Gambar 3. 7** *Control Chart xbar* PIC 008

Dari Gambar 3.7 terlihat terdapat grafik *control chart x* pada *loop pressure 008*, yang diketahui batas UCL dan LCL-nya masing-masing bernilai 30,682 Kg/cm<sup>2</sup>ga dan 30,677 Kg/cm<sup>2</sup>ga. Dengan nilai *Control Limit* (CL) 30,702 Kg/cm<sup>2</sup>ga. Pada grafik terlihat bahwa terdapat beberapa titik yang melampaui batas LCL, yaitu dari 24 titik terdapat 5 titik melampaui batas LCL, dan 19 titik berada pada batas *critical* UCL, sehingga dapat disimpulkan deviasi yang terjadi pada *loop pressure 008* adalah *low*, dengan persentase titik melampaui titik LCL 20,83%. *Plant* dapat dikatakan sudah aman namun tetap diperlukan analisis risiko lebih lanjut dengan menggunakan HAZOP.

f. *Control Chart Loop Pengendalian Pressure 302*

**Gambar 3. 8** *Control Chart xbar* PIC 302

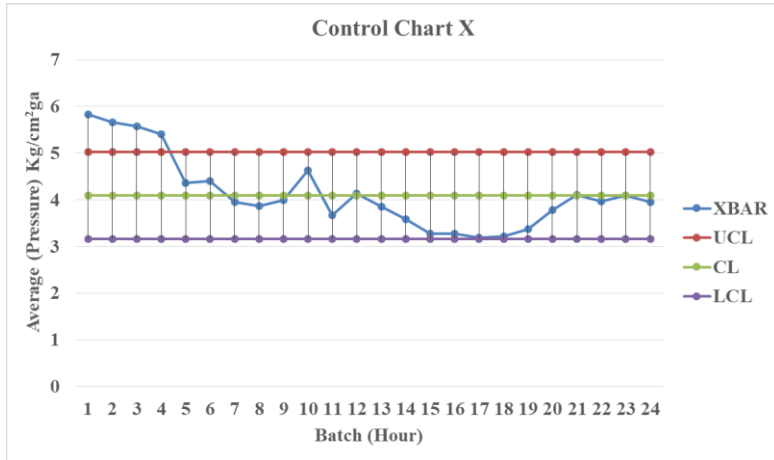
Berdasarkan Gambar 3.8 terdapat grafik *control chart x* pada *loop pressure 302*, yang diketahui batas UCL dan LCL-nya masing-masing bernilai 17,825 Kg/cm<sup>2</sup>ga dan 17,790 Kg/cm<sup>2</sup>ga. Dengan nilai *Control Limit* (CL) 17,807 Kg/cm<sup>2</sup>ga. Pada grafik terlihat bahwa beberapa titik yang melampaui batas UCL dan LCL, yaitu dari 24 titik terdapat 11 titik melampaui batas UCL dan 2 titik melampaui batas LCL, sedangkan 11 titik berada dalam batas UCL dan LCL sehingga dapat disimpulkan deviasi yang terjadi pada *loop pressure tag 302* adalah *low* dan *high*, dengan persentase titik melampaui titik UCL 45,83% dan LCL 8,33%.

g. *Control Chart Loop Pengendalian Pressure 303*

Gambar 3.9 terdapat grafik *control chart x* pada *loop pressure 303*. Yang diketahui batas UCL dan LCL-nya masing-masing bernilai 5,022 Kg/cm<sup>2</sup>ga dan 3,162 Kg/cm<sup>2</sup>ga. Dengan nilai *Control Limit* (CL) 4,092 Kg/cm<sup>2</sup>ga. Pada grafik terlihat bahwa tidak ada titik yang melampaui batas UCL dan LCL, Pada grafik terlihat beberapa titik yang melampaui batas UCL, yaitu dari 24 titik terdapat 4 titik melampaui batas UCL, sedangkan 20 titik



berada dalam batas UCL dan LCL sehingga dapat disimpulkan deviasi yang terjadi pada *loop pressure 303* adalah *high*, dengan persentase titik melampaui titik UCL 16,67%



**Gambar 3. 9** Control Chart xbar PIC 303

*Guidewords* yang didapatkan dari hasil deviasi menentukan adanya *uncertainty* yang terjadi pada komponen pada *loop instrument* hal ini dapat disebabkan oleh berbagai faktor dari alat yang kotor, mengalami korosi sampai terjadi kerusakan, tingkat keparah faktor dapat dilihat dari jauhnya angka deviasi dari batas UCL dan LCL. Untuk itu perlu dianalisis lebih lanjut skenario bahaya apa yang terjadi apabila proses memiliki deviasi seperti pada Gambar 3.3-3.9. Data yang terlihat adalah data proses pada *controller instrument* yang tersambung pada *control room*. Data proses ini menunjukkan adanya deviasi yang terjadi pada *plant fuel oil system*. *Guidewords* merupakan salah satu tahap dalam menganalisis HAZOP dan akan mempermudah peneliti menganalisis potensi bahaya pada sebuah *plant* dengan menggunakan metode HAZOP. Dengan *guidewords* pendataan tahap selanjutnya akan lebih tertata. Komponen *instrument*, *guidewords* dan deviasi disajikan dalam Tabel 3.7.

**Table 3. 7** *Guidewords Loop Pengendalian*

<i>Node</i>	<i>Instrument</i>	<i>Guideword</i>
<i>Fuel oil return from area process 10,20 &amp; 50 to heavy oil tank 57T-1</i>	57PIC-013	<i>HIGH PRESSURE</i>
		<i>LOW PRESSURE</i>
	57PIC-013A	<i>HIGH PRESSURE</i>
		<i>LOW PRESSURE</i>
	57PIC-008	<i>HIGH PRESSURE</i>
<i>LOW PRESSURE</i>		
<i>Fuel oil supply from heavy fuel oil 57T-1 to area process KPC</i>	57PIC-201	<i>HIGH PRESSURE</i>
	57TIC-007	<i>HIGH TEMPERATURE</i>
<i>Hot Oil supply from area process 20</i>	57TIC-001	<i>LOW TEMPERATURE</i>
<i>MP steam to Heavy fuel oil pump 57P-201C</i>	57PY-205	<i>LOW PRESSURE</i>
		<i>HIGH PRESSURE</i>
<i>HGO supply to area process 10 &amp; 20</i>	57FIC-006	<i>NO FLOW</i>
		<i>LOW FLOW</i>
<i>HGO from 57T-2 to LP HGO supply, to HP HGO, to flushing oil</i>	57PIC-006	<i>LOW PRESSURE</i>
		<i>HIGH PRESSURE</i>
	57FIC-301	<i>NO FLOW</i>
		<i>LOW FLOW</i>
	57PIC-302	<i>LOW PRESSURE</i>
<i>HIGH PRESSURE</i>		
57PIC-303	<i>HIGH PRESSURE</i>	

### 3.6 Estimasi Cause & Consequence

Setelah komponen dan deviasi ditentukan, langkah selanjutnya adalah menentukan *cause & consequence* yang mungkin terjadi pada *plant*. Dalam menentukan *cause & consequence* dapat dilihat langsung dengan *worksheet* perusahaan jika telah tersedia atau dengan melakukan wawancara dengan insinyur bagian proses.

Komponen *instrument* pada sistem *fuel oil* yang terdapat pada *Equipment* Tangki 57T-1 terdiri dari 7 komponen *instrument* yaitu

3 loop pengendalian *temperature element* dengan komponen pengukuran berupa *temperature element* (57T-007, 57T-001, 57T-201) berupa *heating coil* (57TE-007) dan 2 *temperature transmitter* (57TT001 & 57TT-201). dan 4 loop pengendalian *pressure* (57P-013, 57P-013A, 57P-008 & 57P-205). Sedangkan komponen *instrument* pada sistem *fuel oil* yang terdapat pada *Equipment* Tangki 57T-2 terdiri dari 5 komponen *instrument* yaitu 2 loop pengendalian *flow* (57F-006 dan 57F-301) dan 3 loop pengendalian *pressure* (57P-006, 57P-302 dan 57P-303).

*Cause* pada sistem *fuel oil unit* dilihat dari deviasi sebelumnya. *Cause* merupakan penyebab kegagalan yang mungkin terjadi akibat deviasi yang mempengaruhi komponen akhir (aktuator) sistem tidak dapat beroperasi sempurna. Komponen akhir dalam sistem *fuel oil unit* dapat terjadi pada *control valve*, pompa, dan *electric heater*.

Sementara untuk estimasi *Consequence* ditentukan berdasarkan tingkat keparahan yang diakibatkan deviasi yang telah ditentukan. Berikut merupakan analisis HAZOP pada sistem *fuel oil unit* yang ditunjukkan pada tabel berikut.

**Tabel 3. 8** Estimasi *Cause & Consequence Node 1*

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDEWORDS	CAUSES	CONSEQUENCES
57PT-013	HIGH PRESSURE	Control valve 57PV-013 open less than required	Less fuel oil circulation lead to potential oil dripping at boiler 50
		Control valve 57PV-013 malfunction full closed	no fuel oil circulation lead to oil dripping at boiler 50

**Table 3. 8** Estimasi Cause & Consequence Node 1 (Lanjutan)

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDEWORDS	CAUSES	CONSEQUENCES
	<i>LOW PRESSURE</i>	<i>Control valve 57PV-013 failed open</i>	<i>Low pressure fuel oil system at furnace 10 lead to potential furnace 10 trip</i>
			<i>Low pressure fuel oil system at furnace 20 lead to potential furnace 20 trip</i>
			<i>Low pressure fuel oil system at boiler 50 lead to potential boiler 50 trip</i>
<i>57PT-013A</i>	<i>HIGH PRESSURE</i>	<i>Control valve 57PV-013A open less than required</i>	<i>Less fuel oil circulation lead to potential oil dripping at furnace 10</i>
	<i>LOW PRESSURE</i>	<i>Control valve 57PV-013A failed open (diaphragm rupture or solenoid valve damage or instrument air failure etc)</i>	<i>Low pressure fuel oil system at furnace 10 lead to potential furnace 10 trip</i>
			<i>Low pressure fuel oil system at furnace 20 lead to potential furnace 20 trip</i>
<i>57-PV-008</i>	<i>LOW PRESSURE</i>	<i>Control valve 57PV-008 failed open (diaphragm rupture or solenoid valve damage or instrument air failure etc)</i>	<i>Low pressure fuel oil system at furnace 10 lead to potential furnace 10 trip</i>
			<i>Low pressure fuel oil system at furnace 20 lead to potential furnace 20 trip</i>
			<i>Low pressure fuel oil system at boiler 50 lead to potential boiler 50 trip</i>

### 3.7 Penentuan *Likelihood & Severity*

Dari Tabel 3.8 dapat dilihat *cause* dan *consequence*, selanjutnya untuk menentukan *severity* atau tingkat keparahan ditentukan melalui *consequence* sedangkan *likelihood* ditentukan melalui data *maintenance* berapa kali kegagalan yang terjadi selama 10 tahun. Kriteria tingkat *severity* dan *likelihood* ini ditentukan dengan menggunakan standar *Risk Matrix* PT. Pertamina Persero.

Dalam menentukan *likelihood* dan *severity* yaitu dengan menggunakan 2 data kuantitatif dan data kualitatif. *Likelihood* dapat ditentukan dengan menggunakan jangka waktu pengambilan data *maintenance* (10 tahun) yang dibagi dengan MTF tiap *loop* pengendalian komponen instrumen melalui data *maintenance*, dan *Severity* didapatkan dengan melakukan wawancara langsung dengan *Field Instrument* atau dilakukan dengan melihat tingkat keparahan *consequences*.

Untuk mengetahui nilai *likelihood* didapatkan dengan mengetahui hasil perhitungan data *maintenance* perusahaan yang diambil dari tahun 2008-2018. Perhitungan untuk menghitung nilai *likelihood* adalah (Ronny D. N, 2015)

$$Likelihood = \frac{10 \text{ tahun} \times 365 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{MTTF} \quad (3.1)$$

Selanjutnya dilakukan perhitungan *failure rate* tiap jam dan *failure rate* setiap tahun, dengan persamaan berikut (L. Kotek, 2012):

$$\frac{\lambda}{jam} = \frac{1}{MTTF} \quad (3.2)$$

$$\frac{\lambda}{tahun} = \frac{\lambda}{jam} \times 24(jam) \times 365(hari) \quad (3.3)$$

Kemudian nilai *reliability* dihitung menggunakan distribusi eksponensial serta penentuan nilai *Initiation Cause Likelihood* (ICL) dengan menggunakan persamaan berikut:

$$R(t) = e^{-\lambda t} \quad (3.4)$$

$$ICL = 1 - R(t) \quad (3.5)$$

Keterangan:

ICL = *Initiation Cause Likelihood*

MTTF = *Mean Time to Failure*

R(t) = *Reliability*

$\lambda$  = *Failure Rate*

**Tabel 3. 9** Hasil Perhitungan *Likelihood*

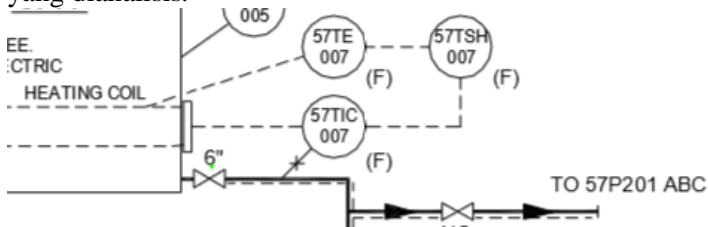
<i>Instrument</i>	<i>Time Interval</i>	<i>MTTF</i>	<i>Likelihood</i>	<i>Estimasi Likelihood</i>
PT-013	81120	40560	2	3
PT-013A	81168	40584	2	3
PT-008	81192	40596	2	3
PT-201	81144	27048	3	3
TT-007	43248	10812	4	2
TT-001	81096	40548	2	3
PT-205	81072	20536	4	3
FT-006	81048	40524	2	3
TT-006	81216	40608	2	3
FT-301	81456	40728	2	3
PT-302	81288	40644	2	3
PT-303	81480	40740	2	2

Sedangkan estimasi *severity* dilakukan dengan menggunakan *consequences* dari potensi skenario yang terjadi. *Consequences* didapatkan dari hasil wawancara seorang insinyur proses yang memegang bagian *plant Utilities System* dari *Fuel Oil Unit 57*, yang juga mengarahkan untuk menentukan tingkat keparahan (*severity*) dari lingkup kerusakan yang terjadi pada *consequences* tiap *loop* pengendalian.

Wawancara dilakukan dengan membuat *list* dari seluruh komponen *instrument* dan ditambahkan kemungkinan *guidewords*-nya seperti yang dijelaskan dalam Tabel 3.2.

### 3.8 Identifikasi *Safeguards*

*Safeguards* yang disebutkan dalam standar HAZOP pada PT. Pertamina (Persero) dapat dilihat pada P&ID yaitu berupa *Indicator, safety instrument, alarms* dan *controller* dari tiap *node* yang dianalisis.



**Gambar 3. 10** *Instrument Safeguard* pada P&ID

### 3.9 Penentuan *Risk Ranking*

Dalam menentukan Kategori Risiko yang terjadi pada *plant* dibutuhkan *Risk Ranking*. Parameter yang ditentukan dilakukan berdasarkan dampak serta pengaruh terhadap ekonomi, keamanan dan lingkungan perusahaan. *Risk Ranking* PT. Pertamina menggunakan *Likelihood & Severity* untuk menentukan kategori risiko dijelaskan pada Tabel 2.5 dan 2.6 (SS. Ahmad, 2011).

$$\text{Risks} = \text{Likelihood} \times \text{Consequence} \quad (3.6)$$

Hasil *Risk Ranking* untuk masing-masing *guideword* deviasi *instrument* tertera pada Tabel 3.10

**Tabel 3. 10** Penentuan *Risk Ranking*

<i>Instrument</i>	<i>Guideword</i>	<i>Estimasi Severity</i>	<i>Likelihood</i>	<i>RR</i>
57PIC-013	<i>HIGH</i>	2	B	B2
	<i>LOW</i>	2	B	B2
57PIC-013A	<i>HIGH</i>	2	B	B2
	<i>LOW</i>	2	B	B2
57PIC-008	<i>HIGH</i>	2	B	B2
	<i>LOW</i>	2	B	B2
57PIC-201	<i>HIGH</i>	3	C	C3

**Tabel 3. 10** Penentuan *Risk Ranking* (Lanjutan)

<i>Instrument</i>	<i>Guideword</i>	<i>Estimasi Severity</i>	<i>Likelihood</i>	<i>RR</i>
57TIC-007	<i>HIGH</i>	4	D	D4
57TIC-001	<i>LOW</i>	2	B	B2
	<i>HIGH</i>	2	B	B2
57PY-205	<i>LOW</i>	2	B	B2
	<i>HIGH</i>	2	D	D2
57FIC-006	<i>NO</i>	2	B	B2
	<i>LOW</i>	2	B	B2
57PIC-006	<i>LOW</i>	2	B	B2
57FIC-301	<i>NO</i>	2	B	B2
	<i>LOW</i>	2	B	B2
57PIC-302	<i>LOW</i>	2	B	B2
	<i>HIGH</i>	2	B	B2
57PIC-303	<i>HIGH</i>	2	B	B2

### 3.10 Analisis Risiko

Analisis Risiko dilakukan dengan menghitung banyaknya kemungkinan Risiko suatu proses dengan skenario risiko yang terlihat pada tabel HAZOP kemudian mengkategorikan kedalam parameter *Risk Matrix* yaitu *Negligible, Low, Medium, Medium High, High* dan *Extreme*. Kemudian dipersentasekan perkategori sesuai dengan jumlah yang terjadi. Tabel *risk ranking* yang digunakan tercantum pada Tabel 2.7.

### 3.11 Perhitungan SIL

Metode LOPA (*Layer of Protection Analysis*) digunakan untuk menghitung nilai SIL (*Safety Integrity Level*) yang telah ditambahkan dengan seluruh lapisan proteksi. LOPA melibatkan perhitungan SIL dari keseluruhan evaluasi lapisan proteksi yang telah terpasang. Berbeda dengan metode perhitungan SIL lainnya, Metode *Layer of Protection Analysis* ini terdapat pertimbangan terhadap nilai dari *active* dan *passive protection* serta *additional mitigation* dari bahaya yang muncul. Dalam perhitungan SIL dengan metode LOPA terdapat beberapa langkah-langkah perhitungan sesuai standar yang harus diikuti. Berdasarkan standar



IEC (61882, 2016) untuk perhitungan LOPA, nilai PFD untuk *restricted access* meliputi *conditional modifier* seperti *Probability of Fatal Injury* ( $P_{tr}$ ), *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ ), dan *Probability of Ignitation* ( $P_i$ ).

Nilai *Probability of Fatal Injury* ( $P_{tr}$ ) dari proses operasi kontinu adalah 1 sedangkan sistem yang tidak selalu dioperasikan (bongkar muat, *batch process* dan lain-lain) disesuaikan dengan waktu saat *process* dalam *node* operasi bahaya dengan waktu total. Nilai *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ ) terkait dengan adanya waktu personel terpapar atau berada ditempat bahaya dengan waktu total sehingga dapat dirumuskan dengan persamaan berikut:

$$P_{tr} = \frac{\text{time at risk}}{\text{total time}} \quad (3.6)$$

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}} \quad (3.7)$$

Keterangan:

$P_{tr}$  = *Probability of Fatal Injury*

$P_p$  = *Probability of Personal in Affected Area*

$P_i$  = *Probability of Ignition*

Nilai *Probability of Ignition* ( $P_i$ ) merujuk pada kemungkinan adanya pelepasan bahaya berupa minyak tumpah/gas berbahaya yang dapat menyebabkan timbulnya ledakan.

**Tabel 3. 11** Nilai PFD untuk *Passive IPL* (CCPS, 2001)

No	IPL	PFD from Literature and Industry	PFD Used in This Book
1	<i>Dike</i>	$1 \times 10^{-2} - 1 \times 10^{-3}$	$1 \times 10^{-2}$
2	<i>Underground Drainage System</i>	$1 \times 10^{-2} - 1 \times 10^{-3}$	$1 \times 10^{-2}$
3	<i>Open Vent</i>	$1 \times 10^{-2} - 1 \times 10^{-3}$	$1 \times 10^{-2}$
4	<i>Fireproofing</i>	$1 \times 10^{-2} - 1 \times 10^{-3}$	$1 \times 10^{-2}$
5	<i>Blast Wall/Bunker</i>	$1 \times 10^{-2} - 1 \times 10^{-3}$	$1 \times 10^{-2}$
6	<i>"Inherent Safe" Design</i>	$1 \times 10^{-1} - 1 \times 10^{-6}$	$1 \times 10^{-2}$
7	<i>Flame/Detonation Arrestor</i>	$1 \times 10^{-1} - 1 \times 10^{-3}$	$1 \times 10^{-2}$

Tabel 3.11 dan 3.12 memuat nilai PFD dari *IPL passive* dan *active action* yang mungkin terdapat pada sebuah *plant*. Nilai PFD akan digunakan untuk menentukan nilai SIL melalui metode LOPA.

**Tabel 3. 12** Nilai PFD untuk *Active IPL* (CCPS, 2001)

<i>IPL</i>	<i>PFD from Literature and Industry</i>	<i>PFD Used in This Book</i>
<i>Relief Valve</i>	$1 \times 10^{-1} - 1 \times 10^{-5}$	$1 \times 10^{-2}$
<i>Rupture Disc</i>	$1 \times 10^{-1} - 1 \times 10^{-5}$	$1 \times 10^{-2}$
<i>Basic Process Control System</i>	$1 \times 10^{-1} - 1 \times 10^{-2}$	$1 \times 10^{-1}$
<i>SIL 1</i>	$>1 \times 10^{-2} - <1 \times 10^{-1}$	<i>not specify a specific SIL level</i>
<i>SIL 2</i>	$>1 \times 10^{-3} - <1 \times 10^{-2}$	
<i>SIL 3</i>	$>1 \times 10^{-4} - <1 \times 10^{-3}$	

Perhitungan akhir merupakan hasil perkalian probabilitas seluruh *protection layers* yang ada dan dapat disimpulkan dengan rumus di bawah ini :

$$IEL = ICL \times PFD_{GPD} \times PFD_{BPCS} \times PFD_{AR} \times PFD_{ARA} \times PFD_{AMD} \quad (3.8)$$

Keterangan:

- ICL = *Initiating Cause Likelihood*
- $PFD_{GPD}$  = *PFD General Process Design*
- $PFD_{BPCS}$  = *PFD Basic Process Control System*
- $PFD_{AR}$  = *PFD Alarms and Respon from Operator*
- $PFD_{ARA}$  = *PFD Additional Restricted Access*
- $PFD_{AMD}$  = *PFD Additional Mitigation Dikes*

### 3.11 Analisis Data dan Pembahasan

Tahap akhir yang dilakukan adalah tahap analisis data dan pembahasan dengan tujuan dapat memberikan rekomendasi dari hasil yang telah didapat dalam penelitian tugas akhir. Rekomendasi

yang akan diberikan adalah terkait peningkatan nilai SIL dari *plant* yang sudah dibangun apabila nilai SIL yang didapat sudah sesuai maka dapat disimpulkan *plant* dalam keadaan aman.



## BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

### 4.1 Hasil Pengumpulan Data

Data yang didapat dari PT. Pertamina RU IV Cilacap berupa data *Process Flow Diagram*, data P&ID, dan data *Maintenance*. *Data Process Flow Diagram* dan P&ID digunakan untuk melihat jalan proses yang terjadi pada sistem *utilities*. Dengan data tersebut juga dapat ditentukan *node* yang akan digunakan untuk menentukan nilai HAZOP dan kemudian dapat dianalisis dengan metode LOPA.

### 4.2 Hasil Node (Titik Studi)

#### 4.2.1 Node 1

*Node 1* yaitu *fuel oil return from area process 10, 20 & 50 to heavy oil tank 57T-1*. Dimana terdapat 3 *pipeline* yang tersambung pada tangki HFO yang berasal dari *process area 10 (FOC 1)*, *area 20 (LOC 1)*, dan *area 50 (utilities)*. Ketiga *line* ini berfungsi memasukan kembali HFO sisa pembakaran ataupun HFO sisa pengolahan proses untuk dikumpulkan kembali dalam tangki HFO 57T-1. Pada *node 1* terdapat 3 *loop* pengendalian tekanan yaitu, 57P-013, 57P-013A dan 57P-008. Pada tiap *loop* pengendalian juga memiliki *Controller* berjenis *shared controller* yang berarti tiap *controller* tersambung pada *control room* dan data proses *loop* pengendalian dapat diakses dengan mudah.

**Tabel 4. 1** *Likelihood, Severity, & Risk Ranking Node 1*

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDE WORDS	CAUSE	CONSEQUENCE	RISK MATRIX		
				S	L	RR
57PT-013	HIGH PRESSURE	57PV-013 open less than required	Less fuel oil circulation lead to potential oil dripping at boiler 50	2	B	L

**Table 4.1 Likelihood, Severity, & Risk Ranking Node 1**  
(Lanjutan)

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDE WORDS	CAUSE	CONSEQUENCE	RISK MATRIX		
				S	L	RR
		57PV-013 malfunction full closed	no fuel oil circulation lead to oil dripping at boiler 50	2	B	L
57PT-013A	LOW PRESSURE	57PV-013A failed open	Low pressure fuel oil system at furnace 10 lead to potential furnace 10 trip	2	B	L
			Low pressure fuel oil system at furnace 20 lead to potential furnace 20 trip	2	B	L
			Low pressure fuel oil system at boiler 50 lead to potential boiler 50 trip	2	B	L
57PT-008	LOW PRESSURE	57PV-008 failed open	Low pressure fuel oil system at furnace 10 lead to potential furnace 10 trip	2	B	L
			Low pressure fuel oil system at furnace 20 lead to potential furnace 20 trip	2	B	L
			Low pressure fuel oil system at boiler 50 lead to potential boiler 50 trip	2	B	L

#### 4.2.2 Node 2

*Node 2* yaitu *fuel oil supply from heavy fuel oil 57T-1 to area process KPC through heavy oil pump 57P-201A/B/C, heavy fuel oil heater 57E-201A/B/C/D, fuel oil filter 57S-201A/B*. Dimana HFO supply dari tangki HFO 57T-1 didistribusikan pada area KPC (*Paraxylene*) melalui 3 tahap yaitu HFO pump, HFO heater, dan HFO filter (*Strainer*). Pada *node 2* terdapat 2 *loop* pengendalian yaitu tekanan 57P-201 dan *temperature* 57T-007. Namun hanya pada *loop* pengendalian tekanan saja yang memiliki *controller* berjenis *shared controller* sedangkan *loop* pengendalian *temperature* 57T-007 memiliki *controller* berjenis *local controller*. Oleh karena itu data proses yang dapat diakses dengan mudah dan lengkap hanya ada pada *loop* pengendalian tekanan. Perolehan data proses ini akan mempengaruhi proses mengolah HAZOP bagian deviasi dimana *loop* pengendalian yang memiliki *local controller* tidak dapat dicari penyimpangan deviasinya karena data proses yang didapat tidak mendukung.

**Tabel 4. 2** *Likelihood, Severity, & Risk Ranking Node 2*

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDE WORDS	CAUSE	CONSEQUENCE	RISK MATRIX		
				S	L	RR
57PT-201	HIGH PRESSURE	57PV-201 malfunction full closed	High pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage	3	C	MH
			High pressure at line fuel oil system lead to potential furnace & boiler trip	3	C	MH

**Table 4. 2** *Likelihood, Severity, & Risk Ranking Node 2*  
(Lanjutan)

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDE WORDS	CAUSE	CONSEQUENCE	RISK MATRIX		
				S	L	RR
		57PV-201 open less than required	Potential high pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage	3	C	MH
			Potential high pressure at line fuel oil system lead to potential furnace & boiler trip	3	C	MH
57TE-007	HIGH TEMPERATURE	Electric heater 57T-1 running continously	High temperature at HFO tank 57T-1 lead to potential tank & pump damage	3	D	H
			High temperature at HFO heater 57E201A/B/C/D lead to potential heater leakage	2	D	MH
			Potential fire & explosion when electric heater 57T-1 not submerged by fluid	4	D	E



#### 4.2.4 Node 3

Node 3 yaitu *hot oil supply from area process 20 to heavy fuel oil heater 57E-1, 57E-2*. Dimana terdapat *hot oil supply* dari area 20 (LOC 2) yang melewati *heater HFO*. Pada node 3 terdapat 1 *loop* pengendalian *temperature* yaitu 57T-001. Diketahui *loop* pengendalian 57T-001 berfungsi sebagai pengatur panas masuk *heat exchanger shell and tube* dengan menggunakan fluida panas *hot oil* untuk menaikkan temperatur fluida proses yaitu HFO dari tangki HFO 57T-1 ke *area* 10, 20 dan 50.

**Tabel 4. 3** *Likelihood, Severity, & Risk Ranking Node 3*

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDE WORDS	CAUSE	CONSEQUENCE	RISK MATRIX		
				S	L	RR
57TT-001	LOW TEMPERATURE	57TV-001 malfunction on full closed	Potential High Viscosity HFO supply to furnace & boiler area process 10, 20, 50 lead to potential oil dripping	2	B	L
		57TV-001 open less than required	Potential High Viscosity HFO supply to furnace & boiler area process 10, 20, 50 lead to potential oil dripping	2	B	L

#### 4.2.4 Node 4

Node 4 yaitu *MP steam to heavy fuel oil pump 57P-205C*. Dimana terdapat *MP steam* masuk ke dalam pompa turbin 57P205C untuk melewati *heater HFO 57E205* dan filter 57S205. Proses dapat diperjelas dengan Gambar 3.5. Proses ini hanya berlaku apabila pompa turbin 57P205C beroperasi. Ketiga pompa 57P205A/B/C beroperasi secara bergantian bergantung pada keperluan pada *area* proses. Terlihat pada Gambar 4.4 terdapat *loop* pengendalian *pressure* 57P-205, sistem kendali ini tidak menggunakan *controller* untuk mengolah suatu perintah melainkan dengan menggunakan *hand switch* dan *relay* 57PY205.

**Table 4. 4** Likelihood, Severity, & Risk Ranking Node 4

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDE WORDS	CAUSES	CONSEQUENCES	RISK MATRIX		
				S	L	RR
57PT-205	LOW PRESSURE	57PVb -205 malfunction full close	No supply RFO to furnace area process KPC lead to potential furnace trip	2	D	MH
			Overfilling at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution	2	D	MH
		57PV-205 open less than required	HFO fuel pump 57P- 201C poor performance lead to less supply HFO to furnace area process KPC resulting to potential furnace trip	2	D	MH
			Potential overfilling at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution	2	D	MH
	HIGH PRESSURE	57PV-205 failed open	High Pressure at line LP steam lead to potential line damage	2	D	MH

#### 4.2.5 Node 5

Node 5 yaitu HGO supply to area process 10 & 20 through HGO Tank 57T-2, HGO fuel pump 57P-4 & 57P-5 include HGO recycle to HGO tank 57T-2. Heavy Gas Oil (HGO) memiliki fungsi yang hampir sama dengan HFO perbedaannya adalah HGO memiliki nilai viskositas yang lebih rendah dibandingkan HFO dan HGO memiliki fungsi tambahan yaitu sebagai *flushing* HFO yang bertujuan untuk mengurangi potensi *plugging* pada *line* maupun *equipment* yang dilalui HFO. Pada node 5 terdapat 1 loop pengendalian *pressure* 57P-006 dan 1 loop pengendalian *flow* 57F-006. Kedua pengendalian ini memiliki jenis *controller* yang sama yaitu *local controller* untuk itu penyimpangan deviasi ditentukan dari semua peluang yang dapat terjadi dan bukan ditentukan dari data proses.

**Tabel 4. 5 Likelihood, Severity, & Risk Ranking Node 5**

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDE WORDS	CAUSES	CONSEQUENCES	RISK MATRIX		
				S	L	RR
57FT-006	NO FLOW	Control valve 57FV- 006 MALFUNCTION FULL CLOSED	High pressure at line discharge HGO fuel pump when turbine pump 57P-5 running lead to potential line and pump damage	2	B	L
			High pressure at line discharge HGO fuel pump when turbine pump 57P-102A running lead to potential line and pump damage	2	B	L
	LOW FLOW	Control valve 57FV- 006 OPEN LESS THAN REQUIRED	potential line and pump damage	2	B	L
			potential line and pump damage	2	B	L

**Table 4.5** Likelihood, Severity, & Risk Ranking Node 5  
(Lanjutan)

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDE WORDS	CAUSES	CONSEQUENCES	RISK MATRIX		
				S	L	RR
57PT-006	LOW PRESSURE/LOW FLOW	Control valve 57PV-006 OPEN LESS THAN REQUIRED/FULLY CLOSED	Less supply HGO as fuel oil to furnace 11F-1, 12F-1, 13F-1 & 14F-4 lead to potential furnace trip	2	B	L

#### 4.2.6 Node 6

Node 6 yaitu HGO from 57T-2 to LP HGO supply, to HP HGO, to flushing oil through 57P-102 A/B include spill back to 57T-2. Dimana HGO pada node ini diputar dari tangki HGO 57T-2 ke LP (low pressure) HGO supply, ke HP (high pressure) HGO supply, dan ke area flushing utilities dan lubes plant kemudian dikembalikan kembali ke dalam tangki HGO 57T-2. Pada node 6 terdapat 3 loop pengendalian pressure 57P-301, 57P-302, dan 57P-303. Dimana 2 diantaranya memiliki shared controller dan 1 local controller pada loop 57P-301.

**Table 4.6** Likelihood, Severity, & Risk Ranking Node 6

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDE WORDS	CAUSES	CONSEQUENCES	RISK MATRIX		
				S	L	RR
57FT-301 57PT-302	NO FLOW	Control valve 57FV-301 malfunction full closed	High pressure at line discharge HGO fuel pump 57P102A running lead to potential line and pump damage	2	B	L
	LOW FLOW	Control valve 57FV-301 open less than required	Potential High pressure at line discharge HGO fuel pump 57P-102A running lead to potential line and pump damage	2	B	L
	LOW PRESSURE	Control valve 57PV-302 open less than required	Less supply HGO as fuel oil to furnace 011F-101, 021F-101 lead to potential furnace trip	2	B	L

**Tabel 4. 6 Likelihood, Severity, & Risk Ranking Node 6**  
(Lanjutan)

INSTRUMENT COMPONENT	GUIDE WORDS	CAUSES	CONSEQUENCES	RISK MATRIX		
				S	L	RR
		Control valve 57PV-302 malfunction full closed	no supply HGO as fuel oil to furnace 011F-101, 021F-101 lead to potential furnace trip	2	B	L
	HIGH PRESSURE	Control valve 57PV-302 failed open	Less supply HGO as fuel oil to furnace 021F-101 lead to potential furnace trip	2	B	L
57PT-303	HIGH PRESSURE	Control valve 57PV-303 failed open	no supply HGO to potential line and pump damage	2	B	L

Node 6 yaitu HGO from 57T-2 to LP HGO supply, to HP HGO, to flushing oil through 57P-102 A/B include spill back to 57T-2. Dimana HGO pada node ini diputar dari tangki HGO 57T-2 ke LP (low pressure) HGO supply, ke HP (high pressure) HGO supply, dan ke area flushing utilities dan lubes plant kemudian dikembalikan kembali ke dalam tank HGO 57T-2. Pada node 6 terdapat 3 loop pengendalian pressure 57P-301, 57P-302, dan 57P-303. Dimana 2 diantaranya memiliki shared controller dan 1 local controller pada loop 57P-301.

Diantara tabel Severity, Probability, & Risk Ranking hanya pada node 2 dan node 4 yang terlihat adanya tingkat risiko tinggi sekali (extreme), menengah tinggi (medium high) dan tinggi (high). Hal ini dikarenakan tingkat keparahan dari consequences sangat tinggi serta history data perbaikan 10 tahun kebelakang yang lebih terjadi kegagalan pada instrumen dibandingkan yang terjadi pada node lain.

### 4.3 Analisis HAZOP

Penentuan nilai persentase untuk tiap risiko dilakukan dengan cara menjumlahkan risiko untuk masing-masing kategori dan dibandingkan dengan jumlah risiko dari seluruh kategori. Nilai tertinggi *Risk Ranking* dari ketiga *consequences classification* (*Economics, Safety & Environment*) diambil untuk setiap *possible consequences*. Analisis HAZOP yang telah dilakukan pada *fuel oil unit 57*, didapatkan total risiko berjumlah 37 dengan risiko rendah terbanyak berjumlah 25 sementara risiko menengah tinggi 10, risiko tinggi berjumlah 1 dan risiko *extreme* berjumlah 1. Hasil persentase perbandingan risiko rendah dan tinggi dijelaskan sebagai berikut:

- Jumlah Risiko Keseluruhan = 37
- Kategori Risiko
 

<i>LOW</i>	= 25
<i>MEDIUM HIGH</i>	= 10
<i>HIGH</i>	= 1
<i>EXTREME</i>	= 1

$$\text{PERSENTASE} = \frac{\text{Kategori Risiko}}{\text{Jumlah Risiko Keseluruhan}} \times 100\% \quad (4.1)$$

<i>LOW</i>	= 67,56%
<i>MEDIUM HIGH</i>	= 27,04%
<i>HIGH</i>	= 2,7%
<i>EXTREME</i>	= 2,7%

Dari persentase perbandingan peringkat risiko (*Risk Ranking*) di atas, dapat dilihat bahwa risiko rendah jauh lebih dominan dibandingkan dengan risiko menengah dan tinggi. Dan dapat dikatakan bahwa *plant* sudah aman. Namun karena terdapat risiko *high* dan *extreme* maka tetap diperlukan analisis lebih lanjut terhadap lapisan proteksi tiap risiko tinggi dan menengah agar kemungkinan bahaya dapat terdeteksi lebih awal.

#### 4.4 Layer of Protection Analysis

Lapisan proteksi dari tabel perhitungan LOPA terdiri atas *general process design*, *Basic Process Control System (BPCS)*, *Alarm System*, dan *Additional Mitigation Layer*. Lapisan proteksi ini digunakan untuk menghitung nilai peluang terjadinya bahaya suatu *plant* setelah melalui lapisan proteksi tersebut. *General Control Design* merupakan probabilitas terjadinya kegagalan yang terkecil dalam kurun waktu. BPCS merupakan lapisan yang bertujuan untuk mengevaluasi adanya *process control* serta sistem keamanan yang dapat memberikan dampak besar dari adanya *human error*. Lapisan kedua yaitu *Alarm* yang berfungsi memberikan informasi yang diaktifkan oleh BPCS. *Additional mitigation layer* merupakan salah satu *protection layer* yang bersifat mekanikal, struktural atau sesuai prosedur bertujuan untuk mencegah atau menjaga terjadinya bahaya awal.

#### 4.5 Perhitungan LOPA

Sebelum dilakukan perhitungan nilai IEL, terlebih dulu dilakukan perhitungan nilai ICL. Nilai ICL untuk setiap dampak disajikan dalam Tabel 4.7 berikut:

**Tabel 4. 7** Nilai ICL

No	IED	RR	IC	ICL	PFD BPCS
1	<i>High pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage</i>	<i>MH</i>	<i>57PV-201 malfunction full closed</i>	0.27665 48	0.119697
2	<i>High pressure at line fuel oil system lead to potential furnace &amp; boiler trip</i>	<i>MH</i>	<i>57PV-201 malfunction full closed</i>	0.27665 48	0.119697

**Tabel 4. 7** Nilai ICL (Lanjutan)

<i>No</i>	<i>IED</i>	<i>RR</i>	<i>IC</i>	<i>ICL</i>	<i>PFD BPCS</i>
3	<i>Potential high pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage</i>	<i>MH</i>	<i>57PV-201 open less than required</i>	0.27665 48	0.119697
4	<i>Potential high pressure at line fuel oil system lead to potential furnace &amp; boiler trip</i>	<i>MH</i>	<i>57PV-201 open less than required</i>	0.27665 48	0.119697
5	<i>No supply RFO to furnace area process KPC lead to potential furnace trip</i>	<i>MH</i>	<i>57PV-205 malfunction full close</i>	0,19434 9	0.079705
6	<i>No supply RFO to furnace area process KPC lead to potential furnace trip</i>	<i>MH</i>	<i>57PV-205 malfunction full close</i>	0,19434 9	0.079705
7	<i>No supply RFO to furnace area process KPC lead to potential furnace trip</i>	<i>MH</i>	<i>57PV-205 open less than required</i>	0,19434 9	0.079705



**Tabel 4. 7** Nilai ICL (Lanjutan)

<i>No</i>	<i>IED</i>	<i>RR</i>	<i>IC</i>	<i>ICL</i>	<i>PFD BPCS</i>
8	<i>Potential overfilling at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution</i>	<i>MH</i>	<i>57PV-205 open less than required</i>	0,19434 9	0.079705
9	<i>High Pressure at line LP steam lead to potential line damage</i>	<i>MH</i>	<i>57PV-205 failed open</i>	0,19434 9	0.079705
10	<i>High temperature at HFO tank 57T-1 lead to potential tank &amp; pump damage</i>	<i>MH</i>	<i>Electric heater 57T-1 running continuously</i>	0.41656 6	0.19899
11	<i>High temperature at HFO heater 57E201A/B/C/D lead to potential heater leakage</i>	<i>MH</i>	<i>Electric heater 57T-1 running continuously</i>	0.41656 6	0.19899
12	<i>Potential fire &amp; explosion when electric heater 57T-1 not submerged by fluida</i>	<i>E</i>	<i>Electric heater 57T-1 running continuously</i>	0.41656 6	0.19899

**Tabel 4. 8** Nilai PFD dari IPL dengan Data *Maintenance*

No	IPL	PFD from Maintenance calc
1	<i>Dike</i>	0.194
2	<i>Underground Drainage System</i>	0.194
3	<i>Vent</i>	0.194
4	<i>Pressure Relief</i>	0.194
5	<i>Flame/Detonation Arrestor</i>	0.194
6	<i>Bundwall</i>	0.194

Kemudian dilakukan perhitungan nilai IEL dan penentuan nilai SIL. Nilai IEL dan nilai SIL disajikan dalam tabel berikut.

Keterangan Tabel C.1-3:

IED	= <i>Impact Event Description</i>
SL	= <i>Severity Level</i>
IC	= <i>Initiating Cause</i>
ICL	= <i>Initiation Cause Likelihood</i>
GPD	= <i>General Process Design</i>
BPCS	= <i>Basic Process Control System</i>
AR	= <i>Alarms</i>
ARA	= <i>Additional Mitigation Restricted Access</i>
AMD	= <i>Additional Mitigation Dikes, Pressure Relief</i>
IEL	= <i>Intermediate Event Likelihood</i>
TMEL	= <i>Target Mitigated Event Likelihood</i>
PFD	= <i>Probability Failure on Demand</i>
SIL	= <i>Safety Integrity Level</i>

#### 4.5.1 Perhitungan IEL pada *Worksheet LOPA 57PV-201*

Pembahasan perhitungan *Initiation Event Likelihood* (IEL) pada *Control Valve 57PV-201* dengan *Impact Event Description* (IED) dan *Initiating Cause* (IC) dalam Tabel 4.9 adalah sebagai berikut

**Tabel 4. 9** IED, IC & ICL 57PV-201

No	Impact event description	Initiating cause	ICL
1	High pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage	57PV-201 malfunction full closed	0.276724 1
2	High pressure at line fuel oil system lead to potential furnace & boiler trip	57PV-201 malfunction full closed	0.276724 1
3	Potential high pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage	57PV-201 open less than required	0.276724 1
4	Potential high pressure at line fuel oil system lead to potential furnace & boiler trip	57PV-201 open less than required	0.276724 1

**Tabel 4. 10** PFD BPCS Loop 57P-201

No.	Instrument	MTTF	Failure rate( $\lambda$ )	PFD
1	57PIC-201	27064	3.69495E-05	0.039905
2	57PT-201	27048	3.69713E-05	0.039929
3	57PV-201	27093	3.69099E-05	0.039863
PFDavg				0.119697

Layer Proteksi :

- Desain Proses = 0.1
- BPCS = 0.119697
- Alarm = 1
- Additional Mitigation Restricted Access :
  - \* Probability of Fatal Injury (Ptr) = 1 (Operasi kontinu)

\* *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ )

$$P_p = \frac{\text{time present to hazard}}{\text{total time}} = \frac{15}{60} = 0.25$$

– *Additional Mitigation*

$$PRV = 0.026595$$

$$IEL = ICL \times PFD1 \times PFD2 \times \dots \times PFDn \times PP \times P_i \times P_{tr}$$

$$IEL = 0.2767241 \times 0.1 \times 0.119697 \times 1 \times (1 \times 0.25) \times 0.026595$$

$$IEL = 0.0000220172$$

$$\text{Rasio LOPA} = \frac{TMEL}{IEL}$$

$$TMEL = 1 \times 10^{-5}$$

$$\text{Rasio LOPA} = 0.45419$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA di atas nilai SIL adalah **SIL 0**

Pada *loop pressure 201 General Process Design* bernilai 0,1 dikarenakan *plant* tersebut diperkirakan hanya memiliki tingkat kegagalan satu kali dalam 10 tahun menurut wawancara dengan *process engineer*. Sedangkan BPCS dan *Alarm* dapat dilihat langsung dari P&ID *instrument* terkait, apabila terdapat *Alarm* dan BPCS maka masing-masing dihitung nilai PFD-nya dengan menggunakan data *maintenance*, dalam kasus ini ditemukan PFD BPCS bernilai 0.199697 sedangkan nilai *Alarm* bernilai 1 dikarenakan tidak terdapat *alarm* dalam *loop* pengendalian. Nilai *Additional Mitigation Restricted Access* dipengaruhi oleh nilai *Probability of Fatal Injury* ( $P_{tr}$ ) yang bernilai 1 dikarenakan proses beroperasi secara kontinu serta dipengaruhi oleh nilai *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ ) yang bernilai 0,25. Nilai *probability of personal in affected area* ( $P_p$ ) dihitung berdasarkan nilai *time present to hazards* sebesar 15 menit dan nilai *total time* sebesar 60 menit. Kemudian *Additional Mitigation* yang menyangkut *active* dan *passive action* bernilai 0,0266 nilai didapat dari data *maintenance*, dikarenakan dalam *plant* berisiko tersebut

hanya terpasang 1 *pressure relief valve* yang memiliki nilai PFD 0.0266.

Nilai SIL didapatkan bernilai SIL 0. Dan hal ini menunjukkan bahwa bahaya yang timbul akibat kegagalan proses dapat tereduksi oleh lapisan proteksi yang sudah ada dalam *fuel oil unit* pada *system utilities*. Dan *plant* dalam keadaan baik dan aman.

#### 4.5.2 Perhitungan IEL pada *Worksheet LOPA 57PV-205*

Pembahasan perhitungan *Initiation Event Likelihood* (IEL) pada *Control Valve 57PV-205* dengan *Impact Event Description* (IED) dan *Initiating Cause* (IC) dalam Tabel 4.11 adalah sebagai berikut

**Tabel 4. 11** IED, IC & ICL 57PV-205

No	<i>Impact event description</i>	<i>Initiating cause</i>	ICL
1	<i>No supply RFO to furnace area process KPC lead to potential furnace trip</i>	<i>57PV-205 malfunction full close</i>	0.35
2	<i>Overfilling at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution</i>	<i>57PV-205 malfunction full close</i>	0.35
3	<i>HFO fuel pump 57P-201C poor performance lead to less supply HFO to furnace area process KPC resulting to potential furnace trip</i>	<i>57PV-205 open less than required</i>	0.35

**Tabel 4. 11** IED, IC & ICL 57PV-205 (Lanjutan)

<i>No</i>	<i>Impact event description</i>	<i>Initiating cause</i>	<i>ICL</i>
4	<i>Potential overfilling at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution</i>	<i>57PV-205 open less than required</i>	0.35
5	<i>High Pressure at line LP steam lead to potential line damage</i>	<i>57PV-205 failed open</i>	0.35

*Layer Proteksi :*

- *Desain Proses = 0.1*
- *BPCS = 1*
- *Alarm = 0.0266*
- *Additional Mitigation Restricted Access :*
- \* *Probability of Fatal Injury (Ptr) (Operasi batch)*

$$Ptr = \frac{\text{time at risk}}{\text{total time}} = \frac{30}{60} = 0.5$$

\* *Probability of Personal in Affected Area (Pp)*

$$Pp = \frac{\text{time present to hazard}}{\text{total time}} = \frac{15}{60} = 0.25$$

- *Additional Mitigation*
- PRV = 0.194*

**IEL = ICL xPFD1 xPFD2x ... .. xPFDn x PP xPi xPtr**

**IEL = 0.35 x 0.1 x 1 x 0.0266 x (0.5 \* 0.25) x 0.026595**

**IEL = 3.095 x 10<sup>-6</sup>**

Rasio LOPA =  $\frac{\text{TMEL}}{\text{IEL}}$  dengan  $\text{TMEL} = 1 \times 10^{-5}$

Rasio LOPA = 3.231

Berdasarkan hasil rasio LOPA di atas nilai SIL adalah **NR (NOT REQUIRED)**

*General Process Design* bernilai 0,1 dikarenakan *plant* tersebut diperkirakan hanya memiliki tingkat kegagalan satu kali dalam 10 tahun menurut wawancara dengan *process engineer*. Sedangkan BPCS dan *Alarm* dapat dilihat langsung dari P&ID *instrument* terkait, apabila tidak terdapat *Alarm* dan BPCS maka bernilai 1. Pada kasus ini tidak tersedia BPCS namun tersedia *alarm* yang memiliki nilai PFD 0.0266 didapat dari data *maintenance*. Nilai *additional mitigation restricted access* dipengaruhi oleh nilai *Probability of Fatal Injury* ( $P_{tr}$ ) dan nilai *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ ) keduanya dihitung karena proses beroperasi secara *batch*. Nilai *Probability of Fatal Injury* ( $P_{tr}$ ) yang bernilai 0.5 dihitung berdasarkan nilai *time present to hazards* sebesar 30 menit dan nilai *total time* sebesar 60 menit. Dan Nilai *probability of personal in affected area* ( $P_p$ ) yang bernilai 0.25. Nilai *Probability of Personal in Affected Area* ( $P_p$ ) dihitung berdasarkan nilai *time present to hazards* sebesar 15 menit dan nilai *total time* sebesar 60 menit. Kemudian *Additional Mitigation* yang menyangkut *active* dan *passive action* bernilai 0.0266 nilai didapat dari data *maintenance*, dikarenakan dalam *plant* berisiko tersebut hanya terpasang 1 *pressure relief valve* yang memiliki nilai PFD 0.0266.

Nilai SIL didapatkan bernilai NR. Dan hal ini menunjukkan bahwa bahaya yang timbul akibat kegagalan proses dapat tereduksi dengan baik oleh lapisan proteksi yang sudah ada dalam *fuel oil unit* pada *system utilities loop* pengendalian *pressure tag* 205. Proses ini tidak membutuhkan penambahan atau pengurangan lapisan proteksi.

### 5.3 Perhitungan IEL pada *Worksheet LOPA Electric Heater*

Pembahasan perhitungan *Initiation Event Likelihood* (IEL) pada *Electric Heater* 57T-1 dengan *Impact Event Description*

(IED) dan *Initiating Cause* (IC) dalam Tabel 4.12 adalah sebagai berikut

**Tabel 4. 12** IED, IC & ICL Electric Heater 57T-1

No	Impact event description	Initiating cause	ICL
1	High temperature at HFO heater 57E201A/B/C/D lead to potential heater leakage	Electric heater 57T-1 running continuously	0.41656
2	High temperature at HFO tank 57T-1 lead to potential tank & pump damage	Electric heater 57T-1 running continuously	0.41656
3	Potential fire & explosion when electric heater 57T-1 not submerged by fluida	Electric heater 57T-1 running continuously	0.41656

**Tabel 4. 13** PFD BPCS Loop 57T-007

No.	Instrument	MTTF	Failure rate( $\lambda$ )	PFD
1	57TIC-007	16262	6.14931E-05	0.066412
2	57TE-007	16281.7	6.14186E-05	0.066332
3	57TV-007	16300.8	6.13467E-05	0.066254
PFDavg				0.198999

Layer Proteksi :

- Desain Proses = 0.1
- BPCS = 0.198999
- Alarm = 1
- Additional Mitigation Restricted Access :
  - \* Probability of Fatal Injury (Ptr) = 1 (Operasi kontinu)
  - \* Probability of Personal in Affected Area (Pp)



$$P_p = \frac{\text{time present to hazard}}{\text{total time}} = \frac{15}{60} = 0.25$$

– *Additional mitigation*

$$Vent = 0.026595$$

4 *Explosion Hatch*,

$$= 0.026595 \times 0.026595 \times 0.026595 \times 0.026595$$

$$\mathbf{IEL = ICL \times PFD1 \times PFD2 \times \dots \times PFDn \times PP \times Pi \times Ptr}$$

$$IEL = 0.4165666 \times 0.1 \times 0.198999 \times 1 \times (1 * 0.5) \times$$

$$(0.026595 \times 0.026595 \times 0.026595 \times 0.026595 \times 0.026595)$$

$$IEL = 2.757 \times 10^{-11}$$

$$\text{Rasio LOPA} = \frac{TMEL}{IEL} \text{ dengan } TMEL = 1 \times 10^{-5}$$

$$\text{Rasio LOPA} = 362680.9$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA di atas nilai SIL adalah **NR (NOT REQUIRED)**

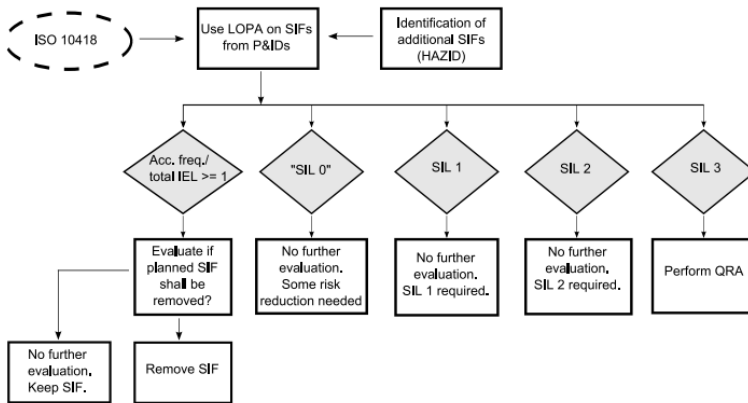
*General Process Design* bernilai 0,1 dikarenakan *plant* tersebut diperkirakan hanya memiliki tingkat kegagalan satu kali dalam 10 tahun menurut wawancara dengan *process engineer*. Sedangkan BPCS dan *Alarm* dapat dilihat langsung dari P&ID *instrument* terkait, apabila terdapat *Alarm* dan BPCS maka masing-masing bernilai 0,026595. Nilai *Additional Mitigation Restricted Access* dipengaruhi oleh nilai *Probability of Fatal Injury* (Ptr) yang bernilai 1 dikarenakan proses beroperasi secara kontinu serta dipengaruhi oleh nilai *Probability of Personal in Affected Area* (P<sub>p</sub>) yang bernilai 0,25. Nilai *Probability of Personal in Affected Area* (P<sub>p</sub>) dihitung berdasarkan nilai *time present to hazards* sebesar 15 menit dan nilai *total time* sebesar 60 menit. Kemudian *Additional Mitigation* yang menyangkut *active* dan *passive action* bernilai 0.026595 dikarenakan dalam *plant* berisiko tinggi tersebut telah terpasang 5 *passive action* berupa 1 *vent* dan 4 buah *explosion hatch* yang masing-masing memiliki nilai PFD  $1.33045 \times 10^{-08}$ .

Nilai SIL didapatkan bernilai NR (*Not Required*). Dan hal ini menunjukkan bahwa bahaya yang timbul akibat kegagalan proses

dapat tereduksi oleh lapisan proteksi yang sudah ada dalam *fuel oil unit* pada *system utilities*.

#### 4.6 Evaluasi dan Rekomendasi

Setelah nilai SIL ditemukan maka langkah selanjutnya adalah mengevaluasi dan merekomendasi perlukah adanya lapisan proteksi lain pada *plant* yang diteliti. Untuk mengetahuinya maka digunakan *Evaluation and Recommendation Flowchart* pada Gambar 4.1 sebagai berikut:



**Gambar 4. 1** *Evaluation and Recommendation Flowchart* (Lassen, 2008)

Pada analisis yang telah dilakukan ditemukan persentase nilai SIL 0 sebanyak 34% dan NR (*Not Required*) sebanyak 66%. Dari *flowchart* Gambar 4.1 dijelaskan pada SIL 0 kebutuhan evaluasi risiko sudah terpenuhi oleh karena itu tidak dibutuhkan lapisan tambahan. Sedangkan untuk nilai NR terdapat 2 pilihan yaitu untuk menghilangkan SIF/lapisan proteksi untuk mengurangi biaya pemeliharaan atau mempertahankan SIF/lapisan proteksi.

#### 4.7 Pembahasan

Pada tugas akhir ini bertujuan untuk menganalisis potensi bahaya, menghitung nilai SIL menggunakan metode LOPA dan

memberi rekomendasi terkait hasil analisis. Dalam menganalisis potensi bahaya pada HFO tank (57-T-1) dan HGO tank (57-T-2) dibagi menjadi 6 *node*. Komponen *instrument* pada *system fuel oil* yang terdapat pada *equipment* 57T-1 tank terdiri dari 7 komponen *instrument* yaitu 3 *loop* pengendalian *temperature element* dengan komponen pengukuran berupa *temperature element* (57T-007, 57T-001, 57T-201) berupa *heating coil* (57TE-007) dan 2 *temperature transmitter* (57TT-001 & 57TT-201), dan 4 *loop* pengendalian *pressure* (57P-013, 57P-013A, 57P-008 & 57P-205). Sedangkan komponen *instrument* pada *system fuel oil* yang terdapat pada *Equipment* 57T-2 tank terdiri dari 5 komponen *instrument* yaitu 2 *loop* pengendalian *flow* (57F-006 dan 57F-301) dan 3 *loop* pengendalian *pressure* (57P-006, 57P-302 dan 57P-303). Pada masing-masing *loop*, deviasi ditentukan dari data proses yang direkapitulasi dalam grafik *control chart*. Setelah itu, *risk ranking* ditentukan dengan menganalisis nilai *severity & likelihood*. Nilai *severity* diperoleh dari wawancara dengan salah satu *process engineer* yang bertugas pada proses *plant fuel oil system* mengenai tingkat keparahan yang terjadi apabila instrumen tersebut mengalami kegagalan. Sedangkan pada *likelihood* dengan melakukan perhitungan pada data *maintenance* yang sudah terdokumentasi selama 10 tahun terakhir (2008-2018) yang kemudian melakukan validasi dengan cara wawancara estimasi.

Hasil yang diperoleh dari *risk ranking* menunjukkan bahwa *loop* pada HFO tank (57-T-1) yang memiliki 4 kategori risiko yaitu *low risk*, *medium risk*, *high risk* dan *extreme risk*. *Loop* pengendalian pada tangki HFO yang memiliki kategori *low risk* adalah pengendalian *pressure tag* 013, *pressure tag* 013A, *pressure tag* 008, dan *temperature tag* 001. Pada pengendalian *pressure tag* 013, *pressure tag* 013A, dan *pressure tag* 008 terletak di *node* pertama sedangkan *temperature tag* 001 terdapat pada *node* ketiga. Sedangkan *loop* pengendalian yang memiliki kategori *medium high risk* adalah *pressure tag* 201, *pressure tag* 205 dan *temperature tag* 007. Pada pengendalian *pressure tag* 201 dan *temperature tag* 007 terletak di *node* kedua sedangkan *pressure tag* 201 terdapat pada *node* keempat. Sedangkan *loop* pengendalian yang memiliki kategori *high risk* adalah *temperature tag* 007. Pada

pengendalian *temperature tag* 007 terletak di *node* kedua. Sedangkan *loop* pengendalian yang memiliki kategori *extreme risk* adalah *temperature tag* 007. Pada pengendalian *temperature tag* 007 terletak di *node* kedua. Adapun *risk ranking* pada *loop* pengendalian *HGO tank* (57-T-2) untuk kategori risiko yang terjadi hanya *low risk* terdapat pada pengendalian *flow tag* 006, *flow tag* 301, *pressure tag* 006, *pressure tag* 302 dan *pressure tag* 303 yang masing-masing terdapat pada *node* lima dan enam. Selain itu, persentase risiko *loop* pengendalian dari HFO *tank* (57-T-1) dan HGO *tank* (57-T-2) memiliki kategori 67,56% *low risk*, 27,04% *medium high risk*, 2,7% *high risk* dan *extreme risk* sebesar 2,7%. Nilai *risk ranking* tersebut dapat digunakan untuk mengestimasi kerugian dari potensi bahaya. Apabila dari hasil HAZOP menunjukkan potensi bahaya dan kerugian yang besar, maka *plant* tersebut membutuhkan lapisan proteksi yang lebih baik.

Analisis LOPA dilakukan pada skenario risiko yang memiliki tingkat bahaya yang tinggi yaitu *medium high risk*, *high risk* dan *extreme risk*. Analisis LOPA dilakukan dengan tujuan untuk mencari nilai SIL pada *plant* yang berisiko tinggi dan melakukan rekomendasi perubahan yang sesuai pada hasil yang akan didapat. Analisis LOPA melibatkan seluruh lapisan proteksi pada tiap komponen *instrument* yang akan dianalisis. Pada penelitian kali ini terdapat 3 *loop* pengendalian yang perlu dicari nilai SIL yaitu *pressure tag* 201, *pressure tag* 205 dan *temperature tag* 007. Untuk mencari nilai SIL dari ketiga *loop* pengendalian tersebut dibutuhkan nilai PFD dari masing-masing lapisan proteksi pada ketiga *loop* pengendalian. Nilai SIL dihitung melalui tabel *worksheet* LOPA dimana terdapat 13 baris berbeda. Terdapat tiga baris pertama pada *worksheet* LOPA yang dapat langsung dirubah dari tabel HAZOP yaitu *Impact Event Description* yang dapat langsung dirubah dari baris *Consequence*, *Severity Level* dimana dapat dirubah dari baris *Risk Ranking Severity*, *Initiating Cause* yang dapat langsung dikonversikan dari baris *Cause*. Selanjutnya adalah baris *Initiating Cause Likelihood* (ICL) nilainya disebutkan dalam Tabel 4.7. Kemudian baris kelima sampai baris kesepuluh sudah masuk dalam kategori Lapisan Proteksi yang memuat nilai PFD masing-masing *layer*. Lapisan pertama yaitu *GPD* (*General*

*Process Design*) yang nilai PFD-nya adalah 0,1 dikarenakan pada design *plant* diperkirakan hanya terjadi satu kali kegagalan selama sepuluh tahun. Lapisan kedua adalah *BPCS (Basic Process Control System)* yaitu saat sebuah *plant* terdapat *loop* pengendalian yang meliputi *sensing element*, *logic solver* dan *final element* dimana masing-masing fitur dihitung nilai PFD-nya menggunakan data *maintenance*. Lapisan ketiga yaitu *Alarm* yang dapat dilihat pada P&ID keberadaannya. Apabila terdapat *Alarm* maka nilai PFD-nya dicari melalui *data maintenance* dan apabila tidak ada maka nilai PFD-nya bernilai 1. Lapisan keempat yaitu *Additional Mitigation Restricted Access* yang mana perhitungannya dibedakan dari jenis prosesnya Kontinu atau *Batch* dan nilai PFD-nya dihitung melalui Persamaan 3.6 dan 3.7. Lapisan kelima yaitu *Additional Mitigation Dikes, Pressure Relief* yang mana merupakan *device* proteksi yang dapat berupa *active action* maupun *passive action* dan nilai PFD-nya pun dihitung melalui *data maintenance*. Lapisan keenam yaitu *Initiating Event Likelihood* yang nilainya dihitung melalui perkalian seluruh nilai PFD dari baris keempat hingga baris lapisan proteksi kelima. Selanjutnya *Target Mitigated Event Likelihood* merupakan target pencapaian peluang kegagalan yang dinilai paling *extreme* dan dapat dilihat pada Tabel 2.10. Nilai PFD pada baris akhir tabel merupakan hasil Persamaan 3.8. Sedangkan yang terakhir adalah nilai SIL yang ditentukan dari hasil nilai PFD akhir. Dari analisis nilai SIL yang telah dilakukan didapatkan nilai SIL 0 dan NR dengan persentase nilai SIL 0 34% dan NR 66%. Salah satu nilai SIL NR pada *loop* pengendalian *temperature tag 007* terdapat 4 *Explosion Hatch* dalam 1 tangki yang menyebabkan nilai PFD sangat tinggi dimana kebutuhan evaluasi *system* sudah terpenuhi sehingga dapat dikurangi (Lassen, 2008).



## **BAB V PENUTUP**

### **5.1 Kesimpulan**

Adapun kesimpulan yang didapatkan dari Tugas Akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Hasil analisis HAZOP dan manajemen risiko pada *Utilities System* dari *Fuel Oil Unit* PT. Pertamina RU VI Cilacap diperoleh risiko bahaya dengan empat kategori *risk ranking* adalah *Low* 67,56%, *Medium High* 27,04%, *High* 2,7% dan *Extreme* 2,7%.
2. Nilai *Safety Integrity Level* pada *Utilities System* dari *Fuel Oil Unit* PT. Pertamina RU VI Cilacap diperoleh hasil SIL 0, dan NR dengan persentase NR 66% dan SIL 0 34%,
3. Rekomendasi yang bermanfaat kepada perusahaan terkait dengan kondisi sistem *safety* yang telah dianalisis, diperoleh hasil SIL pada *Electric Heater 57T-1* berada pada kategori NR. Kategori SIL NR menunjukkan bahwa kebutuhan evaluasi sistem sudah terpenuhi sehingga dapat dikurangi SIF-nya (Lassen, 2008), yaitu dengan mengurangi 2 buah *explosions hatch* pada tangki 57T-1. Hal ini akan menyebabkan pengurangan biaya pemeliharaan pada *system electric heater 57T-1*.

### **5.2 Saran**

Adapun saran yang dapat diberikan berkaitan dengan sistem keamanan pada *Utilities System* dari *Fuel Oil Unit* dimana hal tersebut adalah penerapan dan pendataan *Preventive Maintenance* yang akan sangat bermanfaat untuk mendeteksi bahaya/kegagalan (sekecil apapun kegagalan) dengan disiplin agar nilai *Failure rate* dari seluruh komponen *instrument* dapat tereduksi.

*Halaman ini memang dikosongkan*

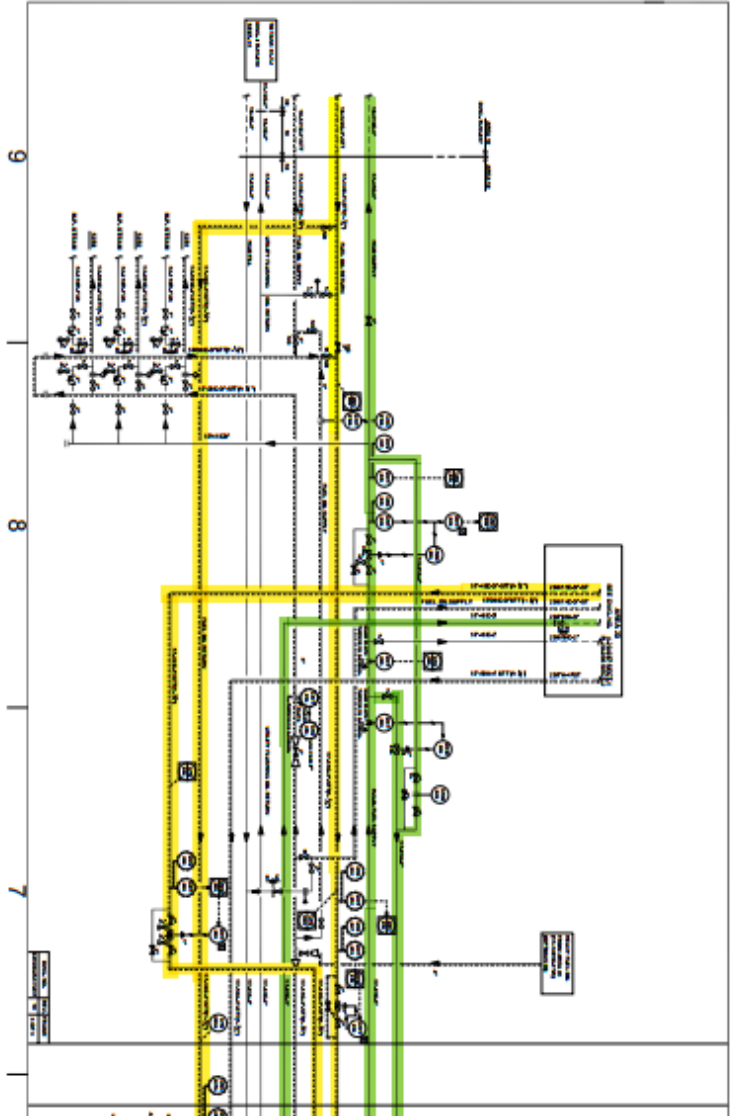


## DAFTAR PUSTAKA

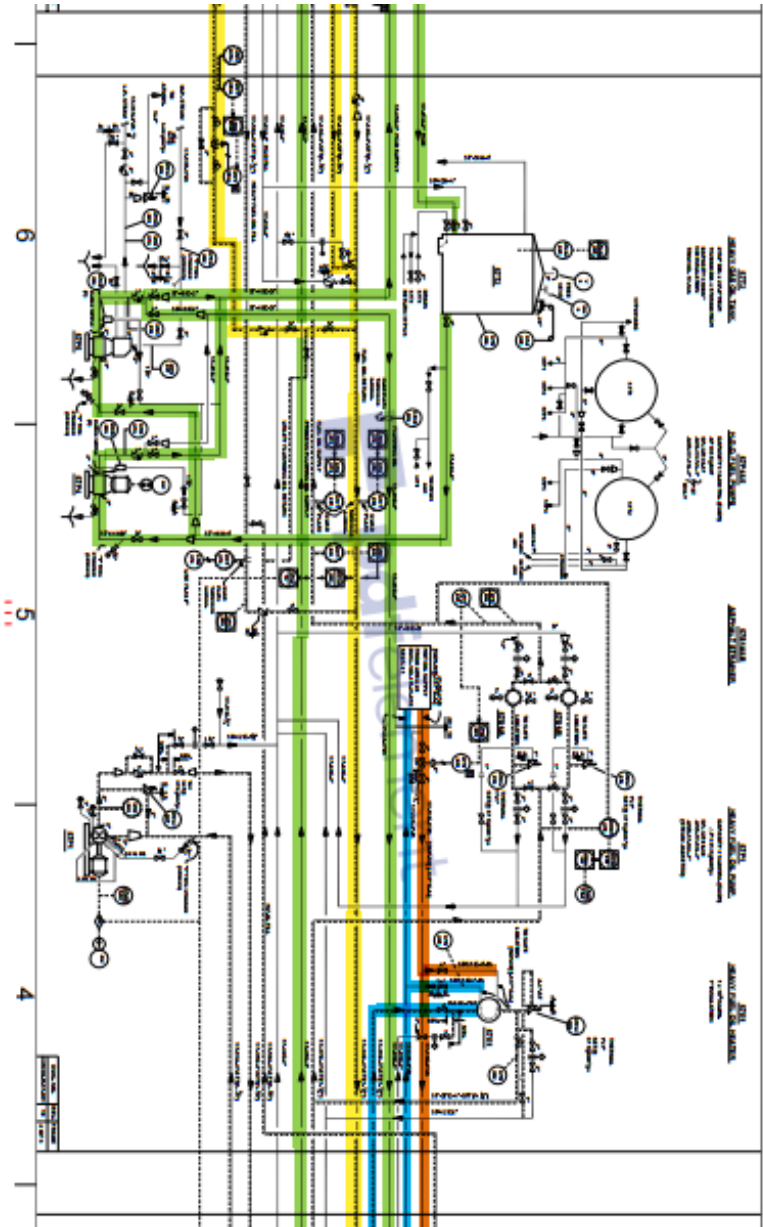
- Anonim. (2014). *Handbook of Petroleum Processing*. Switzerland: Springer International Publishing.
- CCPS. (2001). *Simplified Process Risk Assessment*. New York: American Institute of Chemical Engineers.
- David S. J. Jones, S. A. (2014). *Utilities in Petroleum Processing*. Springer International Publishing Switzerland.
- Edward M, B. A. (2008). *Comparison of Safety Integrity Level Selection Methods and Utilization of Risk Based Approaches*. Ohio: Winter.
- Hannifin, P. (2015). *Fuel and Lube Oil Training Manual*. Dalam *Fuel and Lube Oil Training Manual*. Kittiwake Development.
- Howard, D. (2000). *The Basics of Statistical Process Control & Process Behaviour Charting*. In J. M. Mal Owen, *Statistical Process Control in the Office*. Kent: Management New Style.
- Indriwati, K. (2007). Penggunaan Teknik Rekonsiliasi Data dan Sistem Inferensi *Fuzzy* untuk Perbaikan Performansi *Statistical Process Control*. Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- ISA. (2002). *Safety Instrumented System (SIF)-Safety Integrity Level (SIL) Evaluation Techniques Determining the SIL of a SIF via Fault Tree Analysis*. United States of America: North Carolina.
- Johnson, R. W. (2010). *Beyond-compliance uses of HAZOP/LOPA studies*. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*.
- L. Kotek, M. T. (2012). "HAZOP Study with Qualitative Risk Analysis for Prioritization of Corrective and Preventive Actions", *Procedia Engineering, ELSEVIER*, 808-815.
- Lassen, C. A. (2008). *Layer of Protection Analysis (LOPA) for Determination of Safety Integrity Level (SIL)*. Norway: The Norwegian University of Science and Technology Department of Production and Quality Engineering.

- Mohammad, S. M. (2012). *Comparative safety assessment of chlorination unit in Tehran treatment plants with HAZOP & ETBA techniques. Science Direct* , 27-30.
- Montgomery, D. C. (2009). *Introduction to Statistical Quality Control (Sixth Edition)*. USA: John Wiley & Sons, Inc.
- Nigel, H. (2003). *Guidelines for Process Hazards Analysis, Hazards Identification & Risk Analysis*. Boca Aton, London, New York, Washington DC: CRC Press.
- Oginawati, K. (2014). Analisis Paparan Btx Terhadap Pekerja Di PT. Pertamina RU IV Cilacap. *Jurnal Teknik Lingkungan Volume 20 Nomor 2*.
- Peng, D. Y., & Robinson, D. B. (1976). *A New Two-Constant Equation of State*. Dalam *Industrial and Engineering Chemistry: Fundamentals 15* (hal. 59–64).
- Ronny D. N, W. R. (2015). *Hazard & operability study and determining safety integrity level on sulfur furnace inut: A case study in Fertilizer Industry. Industrial Engineering and Service Science*.
- SS. Ahmad, S. S. (2011). “A *Three-Dimensional Fuzzy Methodology for Flood Risk Analysis. Journal of Flood Risk Management The Chartered Institution of Water and Environmental Management.*, 53-74 .
- WILLEY, R. J. (2014). *Layer of Protection Analysis . International Symposium on Safety Science and Technology*.

**LAMPIRAN A**  
**LAMPIRAN P&ID UTILITIES SYSTEM FUEL OIL UNIT**



**Gambar A. 1**



Gambar A. 1 (Lanjutan)



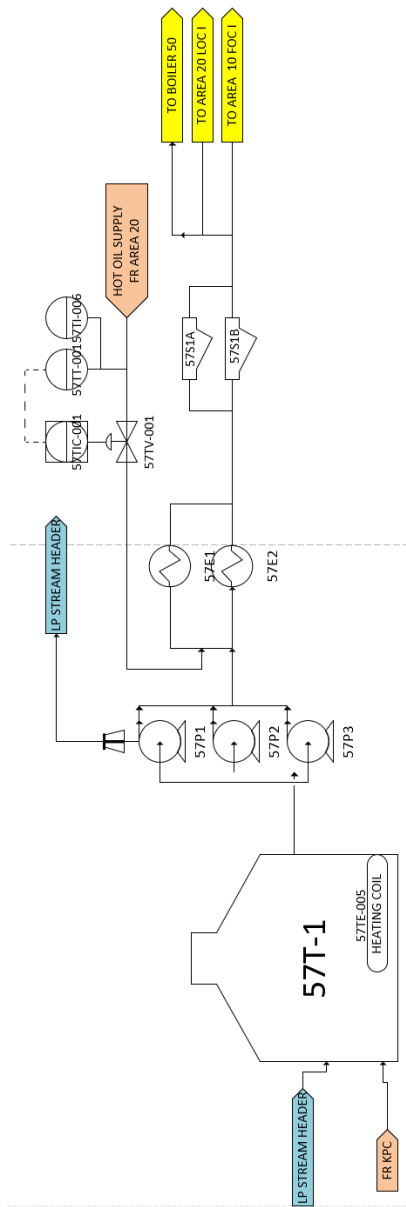




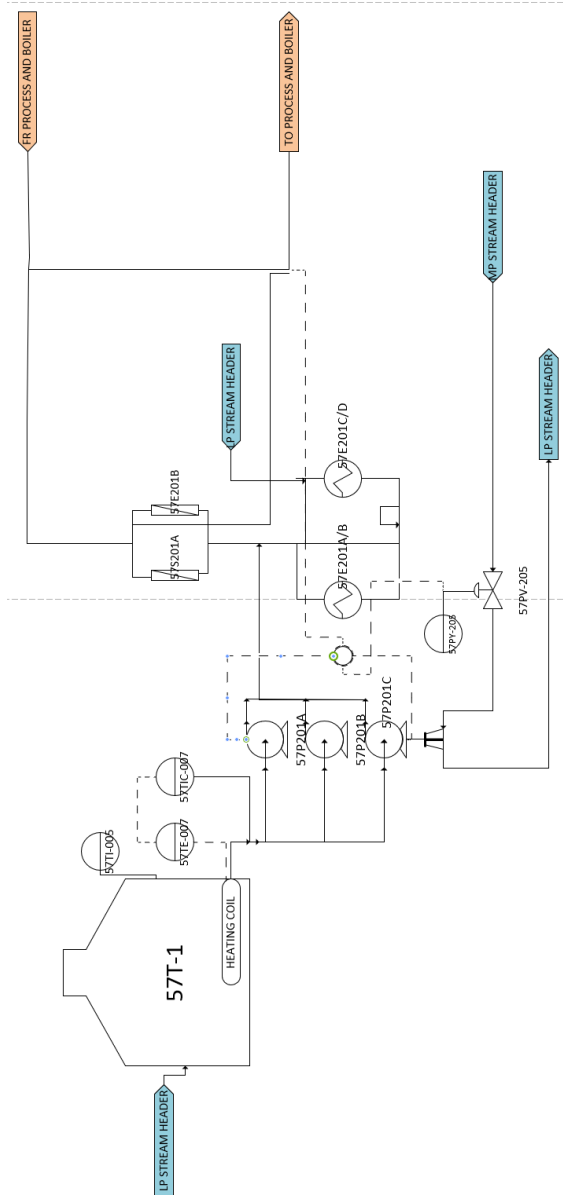




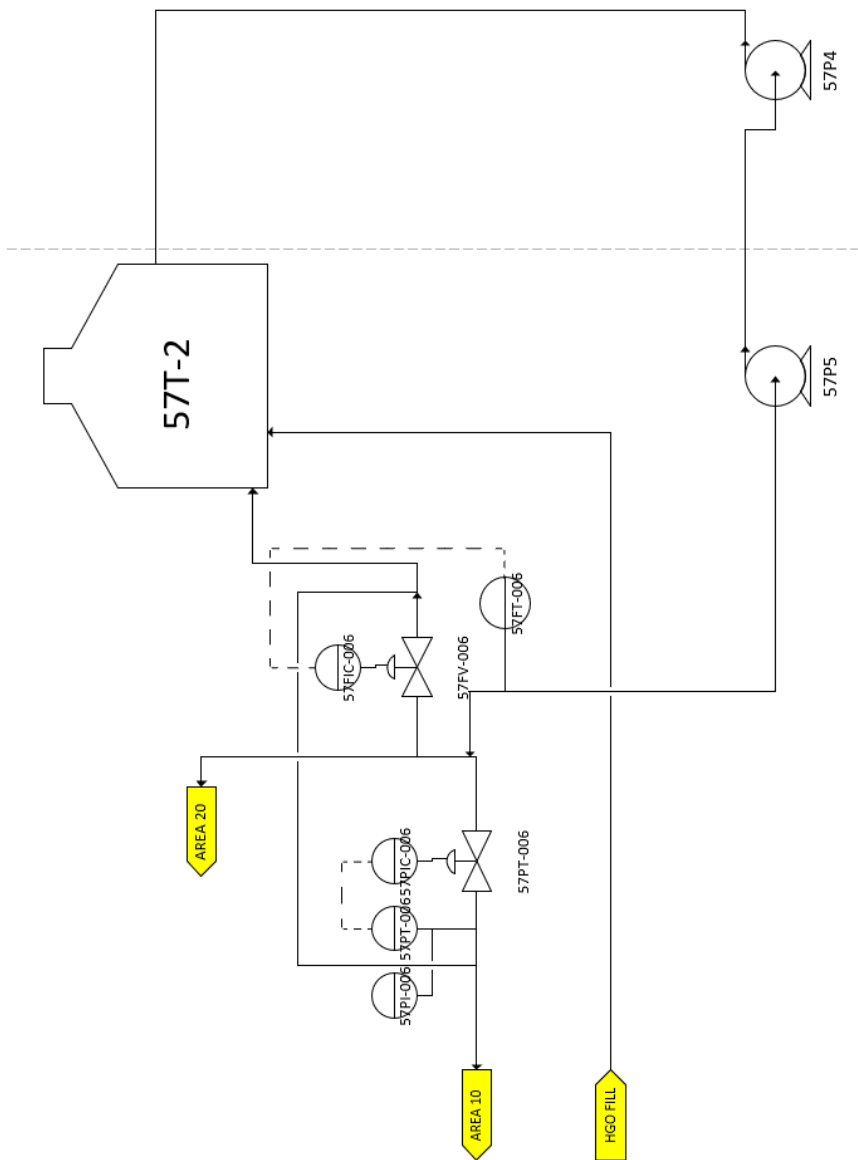




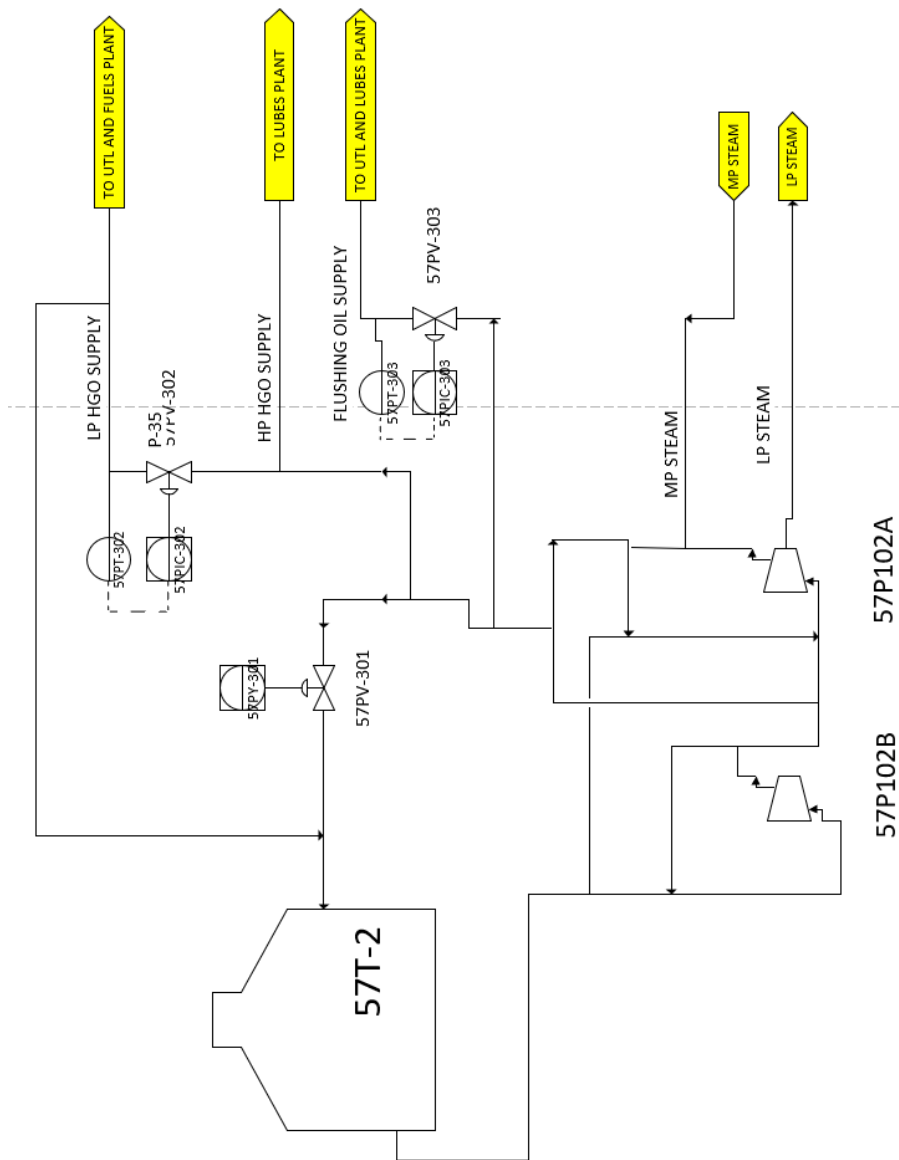
**Gambar B. 2** *Process Flow Diagram pada Node 3*



**Gambar B. 3** *Process Flow Diagram* pada Node 4



**Gambar B. 4** *Process Flow Diagram* pada Node 5



**Gambar B. 5** Process Flow Diagram pada Node 6



**LAMPIRAN C**  
**LAMPIRAN TABEL CAUSE & CONSEQUENCE**

**Tabel C. 1** Estimasi Cause & Consequence Node 2

<i>INSTRUMENT COMPONENT</i>	<i>GUIDE WORDS</i>	<i>CAUSE</i>	<i>CONSEQUENCE</i>
57PT-201	<i>HIGH PRESSURE</i>	<i>Control valve 57PV-201 malfunction full closed</i>	<i>High pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage</i>
			<i>High pressure at line fuel oil system lead to potential furnace &amp; boiler trip</i>
		<i>Control valve 57PV-201 open less than required</i>	<i>Potential high pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage</i>
			<i>Potential high pressure at line fuel oil system lead to potential furnace &amp; boiler trip</i>
57TE-007	<i>HIGH TEMPERATURE</i>	<i>Electric heater 57T-1 running continuously</i>	<i>High temperature at HFO tank 57T-1 lead to potential tank &amp; pump damage</i>
			<i>High temperature at HFO heater 57E201A/B/C/D lead to potential heater leakage</i>
			<i>Potential fire &amp; explosion when electric heater 57T-1 not submerged by fluid</i>

**Table C. 2** Estimasi Cause & Consequence Node 3

<i>INSTRUMENT COMPONENT</i>	<i>GUIDE WORDS</i>	<i>CAUSE</i>	<i>CONSEQUENCE</i>
57TT-001	LOW TEMPERATURE	57TV-001 malfunction full closed	Potential High Viscosity HFO supply to furnace & boiler area process 10, 20, 50 lead to potential oil dripping
		57TV-001 open less than required	Potential High Viscosity HFO supply to furnace & boiler area process 10, 20, 50 lead to potential oil dripping

**Table C. 3** Estimasi Cause & Consequence Node 4

<i>INSTRUMENT COMPONENT</i>	<i>GUIDEWORDS</i>	<i>CAUSES</i>	<i>CONSEQUENCES</i>
57PT-205	LOW PRESSURE	57PV-205 malfunction full close	No supply RFO to furnace area process KPC lead to potential furnace trip
			Overfilling at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution
		57PV-205 open less than required	HFO fuel pump 57P-201C poor performance lead to less supply HFO to furnace area process KPC resulting to potential furnace trip
			Potential overfilling at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution



**Tabel C. 3** Estimasi Cause & Consequence Node 4 (Lanjutan)

<i>INSTRUMENT COMPONENT</i>	<i>GUIDEWORDS</i>	<i>CAUSES</i>	<i>CONSEQUENCES</i>
	<i>HIGH PRESSURE</i>	<i>57PV-205 failed open</i>	<i>High Pressure at line LP steam lead to potential line damage</i>

**Tabel C. 4** Estimasi Cause & Consequence Node 5

<i>INSTRUMENT COMPONENT</i>	<i>GUIDE WORDS</i>	<i>CAUSE</i>	<i>CONSEQUENCE</i>
57FT-006	<i>NO FLOW</i>	<i>57FV-006 Malfunction Full Closed</i>	<i>High pressure at line discharge HGO fuel pump when turbine pump 57P-5 running lead to potential line and pump damage</i>
			<i>High pressure at line discharge HGO fuel pump when turbine pump 57P-102A running lead to potential line and pump damage</i>
	<i>LOW FLOW</i>	<i>57FV-006 Open Less Than Required</i>	<i>potential line and pump damage</i>
			<i>potential line and pump damage</i>
57PT-006	<i>LOW PRESSURE/LOW FLOW</i>	<i>57PV-006 Open Less Than Required/Fully Closed</i>	<i>Less supply HGO as fuel oil to furnace 11F-1, 12F-1, 13F-1 &amp; 14F-4 lead to potential furnace trip</i>

**Table C. 5** Estimasi *Cause & Consequence* Node 6

<i>INSTRUMENT COMPONENT</i>	<i>GUIDE WORDS</i>	<i>CAUSE</i>	<i>CONSEQUENCE</i>
57FT-301	<i>NO FLOW</i>	<i>57FV-301 malfunction full closed</i>	<i>High pressure at line discharge HGO fuel pump when turbine pump 57P102A running lead to potential line and pump damage</i>
	<i>LOW FLOW</i>	<i>57FV-301 open less than required</i>	<i>Potential High pressure at line discharge HGO fuel pump when turbine pump 57P-102A running lead to potential line and pump damage</i>
57PT-302	<i>LOW PRESSURE</i>	<i>57PV-302 open less than required</i>	<i>Less supply HGO as fuel oil to furnace 011F-101, 021F-101 lead to potential furnace trip</i>
		<i>57PV-302 malfunction full closed</i>	<i>no supply HGO as fuel oil to furnace 011F-101, 021F-101 lead to potential furnace trip</i>
	<i>HIGH PRESSURE</i>	<i>57PV-302 failed open</i>	<i>Less supply HGO as fuel oil to furnace 021F-101 lead to potential furnace trip</i>
7PT-303	<i>HIGH PRESSURE</i>	<i>57PV-303 failed open</i>	<i>no supply HGO lead to potential line and pump damage</i>

**LAMPIRAN D**  
**LAMPIRAN TABEL WORKSHEET LOPA**

**Tabel D. 1** *Worksheet Layer of Protection Analysis (LOPA) pada 57PV-201*

IED	SL	IC	ICL	Protection Layers (PLs)						TMEL	PFD	SIL
				GPD	BPCS	AR	AR A	AMD	IEL			
<i>High pressure at line fuel oil system lead to potential furnace &amp; boiler trip</i>	3	<i>57PV-201 malfunction on full closed</i>	0,2766 55	0,1	0,119 7	1	0,25	0,026 6	2.201 72E- 05	1,00E- 05	0.45 419	SIL 0
<i>Potential high pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage</i>	3	<i>57PV-201 malfunction on full closed</i>	0,2766 55	0,1	0,119 7	1	0,25	0,026 6	2.201 72E- 05	1,00E- 05	0.45 419	SIL 0

**Tabel D. 1** Worksheet Layer of Protection Analysis (LOPA) pada 57PV-201 (Lanjutan)

IED	SL	IC	ICL	Protection Layers (PLs)						TMEL	PFD	SIL
				GPD	BPCS	AR	AR A	AMD	IEL			
<i>Potential high pressure at line fuel oil system lead to potential furnace &amp; boiler trip</i>	3	<i>57PV-201 open less than required</i>	0,276655	0,1	0,119 7	1	0,25	0,026 6	2.201 72E- 05	1,00E- 05	0.45 419	SIL 0
<i>High temperature at HFO tank 57T-1 lead to potential tank &amp; pump damage</i>	3	<i>57PV-201 open less than required</i>	0,276655	0,1	0,119 7	1	0,25	0,026 6	2.201 72E- 05	1,00E- 05	0.45 419	SIL 0

**Table D. 2** Worksheet Layer of Protection Analysis (LOPA) pada 57PV-205

IED	SL	IC	ICL	Protection Layers (PLs)						TMEL	PFD	SIL
				GPD	BPCS	AR	AR A	AMD	IEL			
<i>No supply RFO to furnace area process KPC lead to potential furnace trip</i>	2	<i>57PV-205 malfunction full close</i>	0,35	0,1	1	0,0 266	0,12 5	0,026 6	3.095 E-05	1,00E- 05	3.23 1	NR
<i>Overfilling at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution</i>	2	<i>57PV-205 malfunction full close</i>	0,35	0,1	1	0,0 266	0,12 5	0,026 6	3.095 E-05	1,00E- 05	3.23 1	NR

**Tabel D. 2** Worksheet Layer of Protection Analysis (LOPA) pada 57PV-205 (Lanjutan)

IED	SL	IC	ICL	Protection Layers (PLs)						TMEL	PFD	SIL
				GPD	BPCS	AR	AR A	AMD	IEL			
<i>HFO fuel pump 57P-201C poor performance lead to less supply HFO to furnace area process KPC resulting to potential furnace trip</i>	2	<i>57PV-205 open less than required</i>	0,35	0,1	1	0,0 266	0,12 5	0,026 6	3.095 E-05	1,00E- 05	3.23 1	NR

**Table D.2** Worksheet Layer of Protection Analysis (LOPA) pada 57PV-205 (Lanjutan)

IED	SL	IC	ICL	Protection Layers (PLs)						TMEL	PFD	SIL
				GPD	BPCS	AR	AR A	AMD	IEL			
<i>Potential overflowing at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution</i>	2	<i>57PV-205 open less than required</i>	0,35	0,1	1	0,0 266	0,12 5	0,026 6	3.095 E-05	1,00E- 05	3.23 1	NR
<i>High Pressure at line LP steam lead to potential line damage</i>	2	<i>57PV-205 failed open</i>	0,35	0,1	1	0,0 266	0,12 5	0,026 6	3.095 E-05	1,00E- 05	3.23 1	NR

**Tabel D. 3** Worksheet Layer of Protection Analysis (LOPA) pada Electric Heater 57T-1

IED	SL	IC	ICL	Protection Layers (PLs)						TMEL	PFD	SIL
				GPD	BPCS	AR	AR A	AMD	IEL			
<i>High temperature at HFO heater 57E201A/B/C/D lead to potential heater leakage</i>	3	<i>Electric heater 57T-1 running continuously</i>	0,4165 666	0,1	0,199	1	0,25	1,330 45E- 08	2.757 E-07	1,00E- 05	362 680, 9	NR
<i>High temperature at HFO heater 57E201A/B/C/D lead to potential heater leakage</i>	2	<i>Electric heater 57T-1 running continuously</i>	0,4165 666	0,1	0,199	1	0,25	1,330 45E- 08	2.757 E-07	1,00E- 05	362 680, 9	NR



**Tabel D. 3** Worksheet Layer of Protection Analysis (LOPA) pada Electric Heater 57T-1 (Lanjutan)

IED	SL	IC	ICL	Protection Layers (PLs)						TMEL	PFD	SIL
				GPD	BPCS	AR	AR A	AMD	IEL			
<i>Potential fire &amp; explosion when electric heater 57T-1 not submerged by fluida</i>	4	<i>Electric heater 57T-1 running continuously</i>	0,4165 666	0,1	0,199	1	0,25	1,330 45E- 08	2.757 E-07	1,00E- 05	362 680, 9	NR



**LAMPIRAN E**  
**LAMPIRAN TABEL DATA MAINTENANCE**

**Node 1**

*Node* : Fuel oil return from area process 10,  
20 & 50 to heavy oil tank 57T-1

*Equipment Tag No.* : PT 013

*Service Description* : Pressure Transmitter

**Tabel E. 1**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/27/2017	10/30/2017	0	40560	81120
2	12/4/2012	12/10/2012	42984		
3	8/4/2008	8/9/2008	38136		

**Tabel E. 2**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service Desc</i>
1	10/27/2017	10/30/2017	Turn Around 2017
2	12/4/2012	12/10/2012	Turn Around 2012
3	8/4/2008	8/9/2008	Turn Around 2008

*Node* : Fuel oil return from area process 10,  
20 & 50 to heavy oil tank 57T-1

*Equipment Tag No.* : PT 013A

*Service Description* : Pressure Transmitter

**Tabel E. 3**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/27/2017	11/4/2017	0	40584	81168
2	12/5/2012	12/11/2012	43080		
3	8/7/2008	8/13/2008	38088		

**Tabel E. 4**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service Desc</i>
1	10/27/2017	11/4/2017	Turn Around 2017
2	12/5/2012	12/11/2012	Turn Around 2012
3	8/7/2008	8/13/2008	Turn Around 2008

*Node* : Fuel oil return from area process 10, 20 & 50 to heavy oil tank 57T-1

*Equipment Tag No.* : PT 008

*Service Description* : Pressure Transmitter

**Tabel E. 5**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/29/2017	11/3/2017	0	40596	81192
2	12/9/2012	12/15/2012	42960		
3	8/5/2008	8/12/2008	38232		

**Tabel E. 6**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service Desc</i>
1	10/29/2017	11/3/2017	Turn Around 2017
2	12/9/2012	12/15/2012	Turn Around 2012
3	8/5/2008	8/12/2008	Turn Around 2008

**Node 2**

*Node* : Fuel oil supply from heavy fuel oil 57T-1 to area process KPC through heavy oil pump 57P-201A/B/C, heavy fuel oil heater 57E-201A/BD, fuel oil filter 57S-201A/B

*Equipment Tag No.* : PT 201

*Service Description* : Pressure Transmitter

**Tabel E. 7**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/28/2017	11/3/2017	0	27048	81144
2	1/10/2017	1/13/2017	7128		
3	12/5/2012	12/10/2012	36000		
4	8/9/2008	8/17/2008	38016		

**Tabel E. 8**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service desc</i>
1	10/28/2017	11/3/2017	Turn Around 2017
2	1/11/2017	1/13/2017	Perbaikan PT201
3	12/5/2012	12/10/2012	Turn Around 2012
4	8/9/2008	8/17/2008	Turn Around 2008

*Node* : Fuel oil supply from heavy fuel oil 57T-1 to area process KPC through heavy oil pump 57P-201A/B/C, heavy fuel oil heater 57E-201A/BD, fuel oil filter 57S-201A/B

*Equipment Tag No.* : TE 007  
*Service Description* : Heating coil

**Tabel E. 9**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/27/2017	11/4/2017	0	16257	81288
2	3/31/2017	4/3/2017	5232		
3	1/16/2016	1/20/2016	10632		
4	8/21/2014	8/21/2014	12408		
5	12/5/2012	12/11/2012	14976		
6	8/9/2008	8/17/2008	14976		

**Tabel E. 10**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service desc</i>
1	10/27/2017	11/4/2017	Turn Around 2017
2	3/31/2017	4/3/2017	Bongkar Pasang Topman Hole tangki
3	2/26/2016	3/2/2016	Perbaikan 57T1
4	9/27/2014	10/1/2014	Bongkar Pasang LI FAREX TANK 57T1
5	12/5/2012	12/11/2012	Turn Around 2012
6	8/9/2008	8/17/2008	Turn Around 2008

**Node 3**

*Node* : Hot Oil supply from area process 20 to heavy fuel oil heater 57E-1, 57E-2

*Equipment Tag No.* : TT 001

*Service Description* : Temperature Transmitter

**Tabel E. 11**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/27/2017	11/1/2017	0	40548	81096
2	12/6/2012	12/11/2012	42984		
3	8/6/2008	8/13/2008	38112		

**Tabel E. 12**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service Desc</i>
1	10/27/2017	11/1/2017	Turn Around 2017
2	12/6/2012	12/11/2012	Turn Around 2012
3	8/6/2008	8/13/2008	Turn Around 2008

**Node 4**

*Node* : MP steam to Heavy fuel oil pump 57P-201C

*Equipment Tag No.* : PT 205

*Service Description* : Flow Transmitter

**Tabel E. 13**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/28/2017	11/1/2017	0	20340	3390
2	10/25/2016	10/30/2016	8952		
3	5/22/2014	5/28/2014	21408		
4	12/4/2012	12/10/2012	12960		
5	8/8/2008	8/13/2008	38040		

**Tabel E. 14**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service desc</i>
1	10/28/2017	11/1/2017	Turn Around 2017
2	10/25/2016	10/30/2016	PERBAIKAN PV205
3	5/22/2014	5/28/2014	PERBAIKAN PT205
4	12/4/2012	12/10/2012	Turn Around 2012
5	8/8/2008	8/13/2008	Turn Around 2008

**Node 5**

*Node* : HGO supply to area process 10 & 20 through HGO Tank 57T-2, HGO fuel pump 57P-4 & 57P-5 include HGO recycle to HGO tank 57T-2

*Equipment Tag No.* : FT 006  
*Service Description* : Flow Transmitter

**Tabel E. 15**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/27/2017	11/3/2017	0	40524	81048
2	12/7/2012	12/16/2012	43008		
3	8/14/2008	8/21/2008	38040		

**Tabel E. 16**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service Desc</i>
1	10/27/2017	11/3/2017	Turn Around 2017
2	12/7/2012	12/16/2012	Turn Around 2012
3	8/14/2008	8/21/2008	Turn Around 2008

*Node* : HGO supply to area process 10 & 20 through HGO Tank 57T-2, HGO fuel pump 57P-4 & 57P-5 include HGO recycle to HGO tank 57T-2

*Equipment Tag No.* : PT 006  
*Service Description* : Pressure Transmitter

**Tabel E. 17**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/29/2017	11/4/2017	0	40608	81216
2	12/12/2012	12/21/2012	42912		
3	8/8/2008	8/13/2008	38308		

**Tabel E. 18**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service Desc</i>
1	10/29/2017	11/4/2017	Turn Around 2017
2	12/12/2012	12/21/2012	Turn Around 2012
3	8/8/2008	8/13/2008	Turn Around 2008

**Node 6**

*Node* : HGO from 57T-2 to LP HGO supply, to HP HGO, to flushing oil through 57P-102 A/B include spill back to 57T-2

*Equipment Tag No.* : PT 301

*Service Description* : Pressure Transmitter

**Tabel E. 19**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/30/2017	11/16/2017	0	40728	81456
2	12/10/2012	12/13/2012	43248		
3	8/4/2008	8/11/2008	38208		

**Tabel E. 20**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service Desc</i>
1	10/30/2017	11/16/2017	Turn Around 2017
2	12/10/2012	12/13/2012	Turn Around 2012
3	8/4/2008	8/11/2008	Turn Around 2008

*Node* : HGO from 57T-2 to LP HGO supply, to HP HGO, to flushing oil through 57P-102 A/B include spill back to 57T-2

*Equipment Tag No.* : PT 302

*Service Description* : Pressure Transmitter



**Tabel E. 21**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/29/2017	11/4/2017	0	40644	81288
2	12/7/2012	12/20/2012	43032		
3	8/9/2008	8/13/2008	38256		

**Tabel E. 22**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service Desc</i>
1	10/29/2017	11/4/2017	<i>Turn Around 2017</i>
2	12/7/2012	12/20/2012	<i>Turn Around 2012</i>
3	8/9/2008	8/13/2008	<i>Turn Around 2008</i>

*Node* : HGO from 57T-2 to LP HGO supply, to HP HGO, to flushing oil through 57P-102 A/B include spill back to 57T-2

*Equipment Tag No.* : PT 303

*Service Description* : Pressure Transmitter

**Tabel E. 23**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>TTF</i>	<i>MTTF</i>	<i>TI</i>
1	10/31/2017	11/11/2017	0	40740	38400
2	12/12/2012	12/22/2012	43080		
3	8/5/2008	8/16/2008	38400		

**Tabel E. 24**

<i>No.</i>	<i>Start</i>	<i>Completion</i>	<i>Service Desc</i>
1	10/31/2017	11/11/2017	<i>Turn Around 2017</i>
2	12/12/2012	12/22/2012	<i>Turn Around 2012</i>
3	8/5/2008	8/16/2008	<i>Turn Around 2008</i>



**LAMPIRAN F**  
**LAMPIRAN PERHITUNGAN ICL**

**I. RISK= MEDIUM HIGH**

**Tabel F. 1**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>High pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage</i>	<i>57PV-201 malfunction full closed</i>	<i>3.69713 E-05</i>	<i>0.323868 7</i>	<i>0.7233452</i>	<i>0.276 6548</i>

**Impact Event Description :** *High pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage*

**Initiating Cause :** *57PV-201 malfunction full closed*

**ICL :**

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0000369713$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0000369713 \times 24 \times 365 = 0.3238687/\text{thn}$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.7233
- ICL =  $1 - R = \mathbf{0.2766548}$

**Tabel F. 2**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>High pressure at line fuel oil system lead to potential furnace &amp; boiler trip</i>	<i>57PV-201 malfunction full closed</i>	<i>3.6971 3E-05</i>	<i>0.323868 7</i>	<i>0.7233452</i>	<i>0.27 665 48</i>

**Impact Event Description** : High pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage

**Initiating Cause** : 57PV-201 malfunction full closed

**ICL** :

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0000369713$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0000369713 \times 24 \times 365 = 0.3238687/\text{thn}$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.7233
- ICL =  $1 - R = \mathbf{0.2766548}$

**Tabel F. 3**

Impact Even Description	Initiating Cause	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	Reliability	ICL
Potential high pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage	57PV-201 open less than required	3.6971 3E-05	0.323868 7	0.7233452	0.2766 548

**Impact Event Description** : Potential high pressure at line discharge HFO pump when turbine pump 57P-102C running lead to potential line and pump damage

**Initiating Cause** : 57PV-201 open less than required

**ICL** :

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0000369713$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0000369713 \times 24 \times 365 = 0.3238687/\text{thn}$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.7233
- ICL =  $1 - R = \mathbf{0.2766548}$

**Tabel F. 4**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>Potential high pressure at line fuel oil system lead to potential furnace &amp; boiler trip</i>	<i>57PV-201 open less than required</i>	<i>3.6971 3E-05</i>	<i>0.323868 7</i>	<i>0.7233452</i>	<i>0.2766 548</i>

**Impact Event Description :** *Potential high pressure at line fuel oil system lead to potential furnace & boiler trip*

**Initiating Cause :** *57PV-201 open less than required*

**ICL :**

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0000369713$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0000369713 \times 24 \times 365 = 0.3238687/\text{thn}$
- *Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.7233*
- $\text{ICL} = 1 - R = \mathbf{0.2766548}$

**Tabel F. 5**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>No supply RFO to furnace area process KPC lead to potential furnace trip</i>	<i>57PV-205 malfunction full close</i>	<i>0.0000 49164 2</i>	<i>2.956553 75</i>	<i>0.6501</i>	<i>0.3499</i>

**Impact Event Description :** *No supply RFO to furnace area process KPC lead to potential furnace trip*

**Initiating Cause :** *57PV-205 malfunction full close*

**ICL :**

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0000491642$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0000491642 \times 24 \times 365 = 2.95655375/\text{thn}$
- *Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.6501*
- $\text{ICL} = 1 - R = \mathbf{0.3499}$

**Tabel F. 6**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>Overfilling at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution</i>	<i>57PV-205 malfunction full close</i>	$0.0000491642$	$2.95655375$	$0.6501$	$0.3499$

**Impact Event Description :** *Overfilling at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution*

**Initiating Cause :** *57PV-205 malfunction full close*

**ICL :**

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0000491642$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0000491642 \times 24 \times 365 = 2.95655375/\text{thn}$
- *Reliability (R) = e<sup>-λt</sup> (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.6501*
- $\text{ICL} = 1 - R = \mathbf{0.3499}$

**Tabel F. 7**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>HFO fuel pump 57P-201C poor performance lead to less supply HFO to furnace area process KPC resulting to potential furnace trip</i>	<i>57PV-205 open less than required</i>	$0.0000491642$	$2.95655375$	$0.6501$	$0.3499$

**Impact Event Description :** HFO fuel pump 57P-201C poor performance lead to less supply HFO to furnace area process KPC resulting to potential furnace trip

**Initiating Cause :** 57PV-205 open less than required

**ICL :**

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0000491642$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0000491642 \times 24 \times 365 = 2.95655375/\text{thn}$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.6501
- ICL =  $1 - R = \mathbf{0.3499}$

**Tabel F. 8**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>Potential overflowing at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution</i>	<i>57PV-205 open less than required</i>	<i>0.000491642</i>	<i>2.95655375</i>	<i>0.6501</i>	<i>0.3499</i>

**Impact Event Description :** Potential overflowing at HFO tank 57T-1 lead to Hydrocarbon release to environment resulting to environmental pollution

**Initiating Cause :** 57PV-205 open less than required

**ICL :**

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0000491642$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0000491642 \times 24 \times 365 = 2.95655375/\text{thn}$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.6501
- ICL =  $1 - R = \mathbf{0.3499}$

**Tabel F. 9**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>High Pressure at line LP steam lead to potential line damage</i>	<i>57PV-205 failed open</i>	$0.0000491642$	$2.95655375$	$0.6501$	$0.3499$

**Impact Event Description** : High Pressure at line LP steam lead to potential line damage

**Initiating Cause** : 57PV-205 failed open

**ICL** :

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0000491642$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0000491642 \times 24 \times 365 = 2.95655375/\text{thn}$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.6501
- $\text{ICL} = 1 - R = \mathbf{0.3499}$

**Tabel F. 10**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>High temperature at HFO heater 57E201A/B/C/D lead to potential heater leakage</i>	<i>Electric heater 57T-1 running continuously</i>	$0.0003375$	$2.95655375$	$0.51998$	$0.4165666$

**Impact Event Description** : High temperature at HFO heater 57E201A/B/C/D lead to potential heater leakage

**Initiating Cause** : Electric heater 57T-1 running continuously

**ICL** :

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0003375$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0003375 \times 24 \times 365 = 2.95655375/\text{thn}$
- Reliability (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.5119



–  $ICL = 1 - R = 0.4165666$

**II. RISK= HIGH**

**Tabel F. 11**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>High temperature at HFO tank 57T-1 lead to potential tank &amp; pump damage</i>	<i>Electric heater 57T-1 running continuously</i>	0.0003375	2.95655375	0.51998	0.4165666

**Impact Event Description :** High temperature at HFO tank 57T-1 lead to potential tank & pump damage

**Initiating Cause :** Electric heater 57T-1 running continuously

**ICL :**

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0003375$  (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0003375 \times 24 \times 365 = 2.95655375/\text{thn}$
- *Reliability* (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.5119
- $ICL = 1 - R = 0.4165666$

**III. RISK= EXTREME**

**Tabel F. 12**

<i>Impact Even Description</i>	<i>Initiating Cause</i>	$\lambda/\text{jam}$	$\lambda/\text{tahun}$	<i>Reliability</i>	<i>ICL</i>
<i>Potential fire &amp; explosion when electric heater 57T-1 not submerged by fluida</i>	<i>Electric heater 57T-1 running continuously</i>	0.0003375	2.95655375	0.51998	0.4165666

**Impact Event Description :** Potential fire & explosion when electric heater 57T-1 not submerged by fluida

**Initiating Cause :** Electric heater 57T-1 running continuously

**ICL :**

- $\lambda/\text{Jam} = 0.0003375$  (data *maintenance*)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.0003375 \times 24 \times 365 = 2.95655375/\text{thn}$
- *Reliability* (R) =  $e^{-\lambda t}$  (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0.5119
- $\text{ICL} = 1 - R = \mathbf{0.4165666}$

**LAMPIRAN G**  
**LAMPIRAN VALIDASI DATA**  
**LEMBAR VALIDASI DATA TUGAS AKHIR**  
**PT PERTAMINA RU IV CILACAP**

Dengan ini menyatakan bahwa data yang diberikan dalam penelitian tugas akhir dibagian EIIE (Electrical Instrument Inspection Engineering) PT. Pertamina RU IV Cilacap.

Nama : Fadiyah Indah Nur Rahma  
NRP : 0231154000038  
Fakultas/Dept. : Teknologi Industri/S1 – Teknik Fisika  
Judul Tugas Akhir : STUDI HAZOP BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS  
PADA UTILITIES SYSTEM DARI FUEL OIL UNIT PT.  
PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP

Menyatakan data yang bersumber dari bagian EIIE (Electrical Instrument Inspection Engineering). Data yang digunakan diperoleh dari data Maintenance perusahaan sejak tahun 2014-2019.

Cilacap, 29 April 2019

Mengetahui,

**Pembimbing Lapangan**



**Rehan Rachmanda**  
**NOPEK. 755016**

**LEMBAR VALIDASI DATA TUGAS AKHIR**  
**PT PERTAMINA RU IV CILACAP**

Dengan ini menyatakan bahwa data yang diberikan dalam penelitian tugas akhir dibagian MA V (Maintenance Area V) PT. Pertamina RU IV Cilacap.

Nama : Fadiyah Indah Nur Rahma  
NRP : 02311540000038  
Fakultas/Dept. : Teknologi Industri/S1 – Teknik Fisika  
Judul Tugas Akhir : STUDI HAZOP BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS  
PADA UTILITIES SYSTEM DARI FUEL OIL UNIT PT.  
PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP

Menyatakan data yang bersumber dari bagian MA V (Maintenance Area V). Data yang digunakan merupakan wawancara pada Plant Fuel Oil Unit 57 untuk menentukan Likelihood pada studi HAZOP serta data Activity Report MA V 2008-2019.

Cilacap, 29 April 2019

Mengetahui,

**Pembimbing Lapangan**



**Muhamad Wahidin**  
**NOPEK. 752969**

**LAMPIRAN VALIDASI DATA**  
**LEMBAR VALIDASI DATA TUGAS AKHIR**  
**PT PERTAMINA RU IV CILACAP**

Dengan ini menyatakan bahwa data yang diberikan dalam penelitian tugas akhir dibagian Proses Engineer Departement PT. Pertamina RU IV Cilacap.

Nama : Fadiyah Indah Nur Rahma  
NRP : 02311540000038  
Fakultas/Dept. : Teknologi Industri/S1 – Teknik Fisika  
Judul Tugas Akhir : STUDI HAZOP BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS  
PADA UTILITIES SYSTEM DARI FUEL OIL UNIT PT.  
PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP

Menyatakan data yang bersumber dari bagian Proses Engineer Departement. Data yang digunakan merupakan wawancara pada Plant Fuel Oil Unit 57 untuk menentukan Severity pada studi HAZOP serta data Proses Controller dan Control Valve Opening pada bulan Maret 2019.

Cilacap, 29 April 2019

Mengetahui,

**Pembimbing Lapangan**



**Bobby Rama Jaya R**  
**NOPEK. 753908**



## BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Fadiyah Indah Nur Rahma yang akrab disapa Indah. Penulis merupakan anak kedua dari tiga bersaudara, terlahir di kota Jakarta pada tanggal 9 Oktober 1997. Penulis menempuh pendidikan di SDI Permata Hati lulus tahun 2009, MTsN 1 Tangerang lulus tahun 2012, dan SMAN 8 Kota Tangerang lulus tahun 2015. Pendidikan sarjana ditempuh di Jurusan Teknik Fisika ITS melalui jalur SNMPTN 2015. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi kemahasiswaan HMTF-ITS selama periode 2016-2017 sebagai staff KWU (Kewirausahaan) & sebagai staff PSDU UKM marching band VSNMC serta Asisten Laboratorium Rekayasa Bahan Teknik Fisika ITS. Pengalaman *internship program* yang pernah dilalui yaitu selama 2 bulan di PT. JGC Indonesia TB Simatupang, Jakarta Selatan pada bulan Juni - Juli 2018 dan 3 bulan di PT. Pertamina RU IV Cilacap bulan Maret - Mei 2019. Bidang minat penulis dalam mengerjakan tugas akhir adalah *instrumentasi*. Penulis dapat dihubungi melalui email [indahfdyh@gmail.com](mailto:indahfdyh@gmail.com).