



TUGAS AKHIR - TF 181801

***HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP)
DAN EVALUASI SAFETY INTEGRITY LEVEL
BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS
(LOPA) PADA DEBUTANIZER UNIT DI
PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP***

**MUHAMMAD ULINNUHA
NRP. 0231154000081**

**Dosen Pembimbing :
Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes**

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



FINAL PROJECT - TF 181801

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP)
AND EVALUATION OF SAFETY INTEGRITY
LEVEL BASED ON LAYER OF PROTECTION
ANALYSIS (LOPA) IN DEBUTANIZER UNIT AT
PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

MUHAMMAD ULINNUHA
NRP. 0231154000081

Supervisor :
Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes

ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2019

PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Muhammad Ulinnuha
NRP : 0231154000081
Jurusan/ Prodi : Teknik Fisika/ S1
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul "**Hazard And Operability Study (HAZOP) Dan Evaluasi Safety Integrity Level Berbasis Layer Of Protection Analysis (LOPA) Pada Debutanizer Unit di 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, 30 Juli 2019
Yang membuat pernyataan,



Muhammad Ulinnuha
NRP. 0231154000081

LEMBAR PENGESAHAN

TUGAS AKHIR

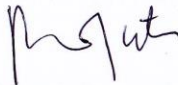
**HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN
EVALUASI SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA
DEBUTANIZER UNIT
DI PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

Oleh:

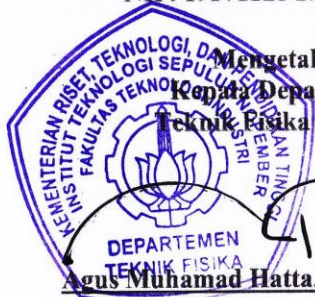
Muhammad Ulinnuha
NRP. 02311540000081

Surabaya, 30 Juli 2019

Menyetujui,
Dosen Pembimbing



Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes
NIP. 19571126 198403 2 002



Mengetahui,
Kepala Departemen
Teknik Fisika FTI-ITS



Agus Muhammad Hatta, S.T., M.Si, Ph.D
NIP. 19780902 200312 1 002

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN
EVALUASI SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA
DEBUTANIZER UNIT
DI PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

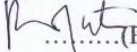



TUGAS AKHIR

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:

MUHAMMAD ULINNUHA
NRP. 0231154000081

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes. (Pembimbing)
2. Dr. Imam Abadi, S.T, M.T. (Ketua Penguji)
3. Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc. (Penguji I)
4. Moh. Kamalul Wafi, S.T, M.Sc, D.I.C (Penguji II)

**SURABAYA
JULI, 2019**

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN
EVALUASI SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA
DEBUTANIZER UNIT
DI PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

Nama : Muhammad Ulinuha
NRP : 0231154000081
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes

Abstrak

Industri *oil and gas*, merupakan salah satu industri yang sangat vital di Indonesia. Kecelakaan yang terjadi tentu akan menyebabkan dampak yang sangat besar, seperti keselamatan pekerja, *asset*, lingkungan, serta reputasi dari perusahaan. Studi yang dilakukan bertujuan untuk memberikan rekomendasi terhadap perhitungan nilai SIL dengan analisa HAZOP agar mencapai keselamatan kerja dari sebuah *plant*. Selain itu, perhitungan *safety handling* berupa *blast effect*, dilakukan untuk mengetahui jarak aman apabila terjadi kecelakaan yang tidak diinginkan. Unit proses yang dianalisis adalah *Debutanizer Unit* FOC II PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap. Analisa HAZOP yang dilakukan menghasilkan empat kategori risiko pada unit proses, yaitu 34,78% *low*, 54,35% *medium*, 10,87% *high*, dan 0% *very high*. Perhitungan SIL dengan metode LOPA menghasilkan 20% SIL 1, dan 80% NR. Rekomendasi yang diberikan adalah dengan penambahan proteksi *layer* berupa *alarm* pada *loop control* FT-029, sehingga mengubah SIL 1 menjadi SIL 0. Analisa *blast effect* dengan menggunakan metode TNT-*Equivalency*, diperoleh hasil *safe distance* pada jarak 680 meter dari pusat ledakan.

Kata kunci : *Blast Effect, HAZOP, Layer of Protection Analysis, SIL*

Halaman ini sengaja dikosongkan

**HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) AND
EVALUATION OF SAFETY INTEGRITY LEVEL BASED ON
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) IN
DEBUTANIZER UNIT
AT PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP**

Name : **Muhammad Ulinnuha**
NRP : **0231154000081**
Department : **Engineering Physics FTI-ITS**
Supervisor : **Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes**

Abstract

The oil and gas industry is one of the most vital industries in Indonesia. Accidents that occur will certainly cause a big impact, such as worker safety, assets, environment, and reputations of the company. The study was conducted to provide an assessment of the value of SIL with HAZOP analysis in order to achieve work safety from a factory. In addition, the calculation of handling safety is an explosive effect, which is carried out to determine the safe distance that occurs. The process units analyzed were the FOC II Debutanizer Unit PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap. The HAZOP analysis carried out resulted in four expenditure categories in the process unit, namely 34.78% low, 54.35% medium, 10.87% high, and 0% very high. Calculating SIL by the LOPA method produces 20% SIL 1, and 80% NR. Recommendations are given by providing protection consisting of an alarm in the FT-029 control loop, so that turning SIL 1 into SIL 0. Analysis of the explosion effect using the TNT-Equivalency method, the safe distance is obtained at a distance of 680 meters from the exploration center.

Keywords : **Blast effect, HAZOP, Layer of Protection Analysis, SIL**

This page is intentionally left blank

KATA PENGANTAR

Alhamdulillahirabbilalamiin. Puji syukur kehadiran Allah SWT yang senantiasa melimpahkan rahmat serta hidayah-Nya, serta shalawat dan salam kepada Nabi Muhammad SAW, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir beserta Laporan Tugas Akhir yang berjudul **HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN EVALUASI SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA DEBUTANIZER UNIT DI PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP.**

Dalam penyelesaian Tugas Akhir ini, penulis telah banyak memperoleh bantuan dari berbagai pihak. Penghargaan dan ucapan terimakasih ini, khususnya diberikan kepada :

1. Bapak Agus Muhammad Hatta, S.T, M.Si, Ph.D selaku Kepala Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan ilmu, bimbingan, serta fasilitas selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika ITS.
2. Ibu Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes. selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Fisis yang telah memberikan ilmu, nasihat, bimbingan, serta motivasi yang dapat menjadi bekal dalam perjalanan hidup kedepannya.
3. Bapak Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc, Dr. Imam Abadi, S.T., M.T, dan Moh. Kamalul Wafi, S.T, M.Sc, D.I.C selaku dosen penguji yang telah membimbing dan memberikan masukan sehingga terselesaikannya Tugas Akhir ini.
4. Bapak Ir. Matradji, M.Sc selaku dosen wali penulis yang telah membimbing dengan sabar dan baik selama perkuliahan.
5. Bapak Anda, Mas Nikha, Mbak Mierna, Mbak Shila, dan Mas Rehan, selaku *Engineer* PT. Pertamina RU IV Cilacap yang telah banyak membantu penulis dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.

6. Dosen, karyawan, dan seluruh civitas akademika Teknik Fisika ITS atas bantuannya selama pengerjaan Tugas Akhir ini.
7. Kedua orang tua serta keluarga, atas segala cinta, kasih sayang, perhatian, doa, serta dukungan moril maupun materiil yang telah diberikan.
8. Sahabat penulis, Okky, Ali, Richardo, Bion, Dewi, Deden, Brian, Ega, dan Alan yang selalu memberikan keceriaan selama kuliah dan pengerjaan tugas akhir.
9. Teman-teman satu angkatan, *F50-Transcendent Frontier* serta Kabinet BERAKSI HMTF, yang telah menemani serta memberikan kesan dan kenangan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika ITS.
10. Teman-teman seperjuangan bimbingan tugas akhir Laboratorium Fisis yang telah membantu dan memberikan semangat.
11. Teman-teman asisten Laboratorium Workshop Instrumentasi yang sangat berjasa sebagai wadah dalam belajar bidang minat instrumentasi.
12. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu, terimakasih atas bantuannya.

Penulis menyadari, bahwa dalam penulisan laporan tugas akhir ini tidak sempurna. Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan permohonan maaf apabila dikemudian hari ditemukan kesalahan atau kekeliruan. Namun, penulis berharap semoga laporan tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi serta wawasan yang bermanfaat bagi pembaca. Selain itu, semoga laporan ini dapat bermanfaat sebagai referensi dalam pengerjaan tugas akhir bagi mahasiswa yang lain.

Surabaya, 30 Juli 2019

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
PERNYATAAN BEBAS PLAGIASME.....	v
LEMBAR PENGESAHAN	vii
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.....	3
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.5 Sistematika Laporan	3
BAB II DASAR TEORI.....	5
2.1 Kilang Minyak II.....	5
2.2 <i>Debutanizer Unit</i>	7
2.3 <i>Hazard and Operability Study (HAZOP)</i>	9
2.4 <i>Control Chart x – s</i>	13
2.5 <i>Safety Integrity Level (SIL)</i>	14
2.6 <i>Layer of Protection Analysis (LOPA)</i>	16
2.7 <i>Fault Tree Analysis (FTA)</i>	20
2.8 <i>Blast Effect</i>	22
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	25
3.1 Pengumpulan Data.....	26
3.2 Analisa bahaya menggunakan metode HAZOP	26
3.3 Perhitungan SIL dengan Metode LOPA.....	33
3.4 Rekomendasi penurunan risiko	39
3.5 Analisis <i>Blast Effect</i>	40
3.6 Penyusunan Laporan	40
BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN.....	41
4.1 Hasil Pengumpulan Data	41

4.2	Penjelasan Titik Studi (<i>Node</i>).....	41
4.3	Analisis Potensi Bahaya, <i>Cause</i> , dan <i>Consequences</i>	46
4.4	Analisis HAZOP.....	53
4.5	Perhitungan <i>Layer of Protection Analysis</i> (LOPA).....	54
4.6	Perhitungan SIL dengan Metode FTA.....	61
4.7	Perbandingan SIL Metode LOPA dengan SIL Metode FTA	63
4.8	Rekomendasi Penurunan Risiko	64
4.9	Analisis <i>Blast Effect</i>	66
BAB V PENUTUP.....		73
5.1	Kesimpulan.....	73
5.2	Saran	73
DAFTAR PUSTAKA.....		75
LAMPIRAN.		77
BIODATA PENULIS.....		107

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 <i>Process Flow Diagram Debutanizer Unit (UOP)</i>	8
Gambar 2. 2 Bentuk dasar <i>Control Chart</i>	13
Gambar 2. 3 <i>Layer Of Protection (LOPA)</i> (CCPS, 2001).....	20
Gambar 3. 1 Diagram Alir Penelitian.....	25
Gambar 3. 2 Control Chart X bar LIC-016	27
Gambar 3. 3 Control Chart X bar PIC-015.....	28
Gambar 3. 4 Control Chart X bar LIC-014	29
Gambar 3. 5 Control Chart X bar TIC-168	29
Gambar 3. 6 Control Chart X bar FIC-029.....	30
Gambar 3. 7 Control Chart X bar LIC-015	31
Gambar 3. 8 Control Chart X bar FIC-020.....	31
Gambar 4. 1 Diagram FTA pada Kondisi <i>Debutanizer Overhead Receiver Failed</i>	62
Gambar 4. 2 Grafik tekanan <i>overpressure (Po)</i> ledakan terhadap jarak.....	69

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Kondisi Operasi Desain pada <i>Debutanizer</i>	9
Tabel 2. 2 <i>Guideword</i> HAZOP (Nolan, 1994)	9
Tabel 2. 3 Korelasi antara <i>Parameter</i> dan <i>Guidewords</i>	10
Tabel 2. 4 Kriteria <i>Likelihood</i> PT. Pertamina.....	12
Tabel 2. 5 Kriteria <i>Consequences</i> PT. Pertamina.....	12
Tabel 2. 6 <i>Risk Matrix</i> PT. Pertamina	13
Tabel 2. 7 <i>Safety Integrity Level (SIL)</i> (IEC61511, 2003).....	15
Tabel 2. 8 Simbol pada <i>Fault Tree Analysis</i>	21
Tabel 3. 1 <i>Guideword</i> pada <i>Debutanizer Unit</i>	32
Tabel 3. 2 Transformasi Kolom Tabel HAZOP ke Kolom Tabel	33
Tabel 3. 3 Nilai PFDs untuk IPLs pada proses secara umum.....	35
Tabel 3. 4 Nilai <i>Probability of Ignition</i>	37
Tabel 3. 5 <i>Target Mitigated Event Likelihood</i> untuk	38
Tabel 3. 6 SIL Pada Metode LOPA	39
Tabel 4. 1 Komponen Instrumen pada <i>Flash Drum</i> (014V104).....	42
Tabel 4. 2 Komponen Instrumen <i>Debutanizer Column</i> (014C101).....	43
Tabel 4. 3 Komponen Instrumen <i>Debutanizer Overhead</i> <i>Receiver</i> (014V105).....	45
Tabel 4. 4 Komponen Instrumen <i>Debutanizer Reboiler</i> <i>Heater</i> (014F104)	46
Tabel 4. 5 <i>Cause and Consequences node Flash Drum</i>	47
Tabel 4. 6 <i>Cause and Consequences node Debutanizer</i> <i>Column</i>	47
Tabel 4. 7 <i>Cause and Consequences node Debutanizer</i> <i>Overhead</i>	49
Tabel 4. 8 <i>Cause and Consequences node Debutanizer</i> <i>Reboiler Heater</i>	51
Tabel 4. 9 Hasil Perhitungan <i>Likelihood</i>	53
Tabel 4. 10 Perhitungan ICL	54
Tabel 4. 11 Perhitungan PFD Komponen BPCS.....	55
Tabel 4. 12 Perhitungan PFD Komponen <i>Critical Alarm</i>	56

Tabel 4. 13 Perhitungan PFD Komponen <i>Additional Mitigation</i>	56
Tabel 4. 14 <i>Worksheet Layer of Protection Analysis (LOPA)</i>	58
Tabel 4. 15 <i>Worksheet LOPA</i> dengan penambahan alarm pada Skenario 1	65
Tabel 4. 16 Nilai <i>Energy Explosion</i> (Crowl & Louvar, 2003)	66
Tabel 4. 17 Perhitungan Energi Ledakan Material	67
Tabel 4. 18 Estimasi kerusakan berdasarkan <i>overpressure</i>	69

DAFTAR NOTASI

$CL_{\bar{x}}$: Control Limit X bar Chart
$UCL_{\bar{x}}$: Upper Control Limit X bar Chart
$LCL_{\bar{x}}$: Lower Control Limit X bar Chart
CL_s	: Control Limit S Chart
UCL_s	: Upper Control Limit S Chart
LCL_s	: Lower Control Limit S Chart
\bar{X}	: Rata-rata dari Mean (\bar{x})
\bar{S}, \bar{s}	: Rata-rata dari Standar Deviasi (s)
A_3, B_3, B_4	: Control Limit Factor
λ	: Failure Rate
P_o	: Puncak Overpressure (kPa)
P_a	: Tekanan Lingkungan (atm)
Z_e	: Scaled Distance (m kgTNT ⁻¹)
$R(t)$: Reliability Function
ICL	: Initiating Cause Likelihood
P_{tr}	: Probability of Fatal Injury
P_p	: Probability of Personal in Affected Area
P_i	: Probability of Ignition
$PF_{D_{AVG}}$: Probability Failure on Demand Average
f_{TMEL}	: Nilai TMEL
f_{IEL}	: Nilai IEL
m_{TNT}	: Massa Equivalency TNT (kg)
η	: Efisiensi Ledakan
ΔH_c	: Energi Ledakan Material (kJ/mol)
E TNT	: Energi Ledakan TNT

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Dalam rangka menunjang kehidupan manusia, Industri minyak dan gas merupakan salah satu industri paling penting terutama dalam hal pemenuhan kebutuhan energi. Di Indonesia, kebutuhan energi nasional di *supply* oleh berbagai macam sumber, yaitu minyak dan gas (77.27%), *hydropower* (2.84%), *geothermal* (1.23%), dan *biomass biofuel* (18.65%) (ESDM, 2018). Pasokan energi tersebut digunakan untuk berbagai macam kebutuhan seperti bahan bakar transportasi, pembangkit listrik, dan lainnya.

Keselamatan manusia, *asset*, lingkungan, dan reputasi, merupakan hal yang sangat penting untuk diperhitungkan dalam sebuah industri. Pengenalan serta identifikasi terhadap bahaya perlu untuk dilakukan, sebagai upaya mengantisipasi kejadian fatal yang akan mengancam kelangsungan industri tersebut. Apabila dikaitkan dalam hal keselamatan dan kesehatan, bahaya merupakan sumber potensi kerusakan atau kerugian yang berdampak pada sesuatu, seseorang atau banyak orang (HSA, 2019). Salah satu industri yang memiliki potensi bahaya tinggi adalah industri minyak and gas. Berdasarkan laporan Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi (Dirjen Minyak dan Gas Bumi, 2017), sepanjang tahun 2012-2016, setidaknya ada 895 kecelakaan kerja yang terjadi pada operasi industri hulu, 25 diantaranya merupakan kecelakaan fatal, dan 126 kecelakaan kerja pada industri hilir, 20 diantaranya merupakan kecelakaan fatal.

Risiko kecelakaan kerja yang berkaitan dengan keselamatan ini harus diantisipasi dan dikelola sedemikian rupa agar tidak terjadi kecelakaan maupun bencana yang dapat mengakibatkan hilang nyawa ataupun kerugian waktu dan biaya pada sebuah operasi. Penyebab kecelakaan kerja bukan hanya berasal dari kelalaian manusia, namun bisa juga terjadi karena kegagalan proses dari sebuah *equipment* pada suatu *plant*. Hal ini, tidak

menutup kemungkinan dapat terjadi di PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap.

PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap merupakan salah satu unit pengolahan minyak dan gas terbesar yang berlokasi di Cilacap, Jawa Tengah. PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap beroperasi dengan kapasitas produksi awal 220.000 *barrel*/hari, kemudian ditingkatkan menjadi 230.000 *barrel*/hari melalui *Debottlenecking Project*. Produk pengolahan yang dihasilkan antara lain LPG, *Naphtha*, *Gasoline*, *Propane Asphalt*, dan lain-lain.

Area Kilang Minyak II PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap meliputi FOC II, LOC II, LOC III, dan *Utilities Complex II*. *Fuel Oil Complex II* (FOC II) merupakan area yang memproduksi Bahan Bakar Minyak (BBM). FOC II terdiri dari beberapa unit proses, salah satunya adalah *Debutanizer Unit*. *Debutanizer Unit* merupakan unit proses yang berfungsi untuk memisahkan komponen C3/C4 (*propane/butane*) dari *liquid* yang lebih berat. Unit *Debutanizer* terdiri dari beberapa *equipment*, seperti *column*, *overhead receiver*, *heater*, pompa, serta *equipment* pendukung yang lain. Adanya potensi bahaya pada Unit *Debutanizer* diantaranya adalah meledak, kebocoran, tekanan yang berlebih, *flow* yang tidak terkontrol, serta kegagalan dari *instrument*.

Oleh karena itu, perlu dilakukan analisa *Safety Integrity Level* (SIL) dengan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA) dan penilaian risiko dengan analisa *Hazard and Operability Study* (HAZOP) pada *Debutanizer Unit*. Selain itu, juga akan dilakukan perhitungan *blast effect* untuk mengetahui daya ledak dan jarak aman yang dapat digunakan untuk mengantisipasi bahaya ketika terjadi hal-hal yang tidak terduga.

1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan penelitian yang diangkat dalam pengerjaan tugas akhir ini antara lain :

- a. Bagaimana analisa bahaya dengan menggunakan metode HAZOP pada *Debutanizer Unit*?

- b. Bagaimana penentuan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) dengan menggunakan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA)?
- c. Bagaimana analisis kekuatan daya ledak (*blast effect*) dan jarak aman pada *Debutanizer Unit*?

1.3 Tujuan

Tujuan yang ingin dicapai dalam pengerjaan Tugas Akhir ini antara lain :

- a. Mendapatkan analisa bahaya dengan menggunakan metode HAZOP pada *Debutanizer Unit*
- b. Mendapatkan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) dengan menggunakan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA)
- c. Mendapatkan data kekuatan daya ledak (*blast effect*) dan jarak aman pada *Debutanizer Unit*

1.4 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah yang digunakan dalam pengerjaan Tugas Akhir ini adalah sebagai berikut :

- a. *Plant* yang digunakan adalah *Debutanizer Unit* di Area *Fuel Oil Complex II* PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap
- b. Analisa bahaya menggunakan metode HAZOP
- c. Analisa SIL menggunakan metode LOPA sesuai standar IEC 61511
- d. Penanganan keamanan berupa perhitungan *blast effect*

1.5 Sistematika Laporan

Sistematika penulisan laporan tugas akhir adalah sebagai berikut :

BAB I Pendahuluan

Bab I ini terdiri dari latar belakang, perumusan masalah, tujuan, batasan masalah dan sistematika laporan.

BAB II Dasar Teori

Bab ini berisi mengenai teori-teori yang berkaitan dengan penelitian yang akan dilakukan, seperti proses pada *Debutanizer Unit*, analisis HAZOP, *Layer of Protection Analysis (LOPA)*, *Safety Integrity Level (SIL)*, dan perhitungan *blast effect* dengan metode *TNT Equivalency*.

BAB III Metodologi Penelitian

Bab ini berisi mengenai metode serta langkah-langkah dalam pengerjaan Tugas Akhir.

BAB IV Analisis Data dan Pembahasan

Bab ini berisi tentang data hasil penelitian seperti analisis bahaya menggunakan metode HAZOP dan menentukan kategori *hazard*, dan menghitung nilai SIL dengan LOPA ditambah dengan rekomendasi, serta analisis *blast effect*.

BAB V Kesimpulan dan Saran

Bab ini diberikan kesimpulan tentang penelitian yang telah dilakukan berdasarkan data-data yang diperoleh, serta diberikan saran sebagai penunjang maupun pengembangan penelitian selanjutnya.

BAB II

DASAR TEORI

2.1 Kilang Minyak II

Pembangunan Kilang Minyak II pada tahun 1981 dilakukan untuk memenuhi kebutuhan BBM dalam negeri yang terus meningkat. Kilang Minyak II dirancang terutama untuk mengolah minyak mentah dalam negeri yang sebelumnya minyak mentah dalam negeri diolah di kilang minyak luar negeri kemudian baru masuk kembali ke Indonesia dalam bentuk BBM. Sebelum diadakan *Debottlenecking Project* pada tahun 1997/1998, kapasitas Kilang Minyak II hanya 200.000 *barrel*/hari, tetapi setelah diadakan proyek tersebut, kapasitas meningkat menjadi 230.000 *barrel*/hari. Area Kilang Minyak II meliputi :

- a) *Fuel Oil Complex II* (FOC II) yang memproduksi BBM
- b) *Lube Oil Complex II* (LOC II) yang memproduksi bahan dasar minyak pelumas dan aspal
- c) *Lube Oil Complex III* (LOC III) yang juga memproduksi bahan dasar minyak pelumas dan aspal
- d) *Utilities Complex II* (UTL II) yang berfungsi menyediakan semua kebutuhan *utilities* dari unit-unit proses seperti *steam*, listrik, *cooler*, serta *fuel system*

2.1.1 Fuel Oil Complex II (FOC II)

Fuel Oil Complex II merupakan perluasan dari kilang dan dirancang untuk mengolah minyak mentah (8% Arjuna dan 2% Attaka) dari dalam negeri dengan kadar sulfur yang rendah. Saat ini, terjadi perkembangan dimana FOC II dapat mengolah bermacam-macam *crude* seperti *Katapa Crude*, *Sumatera Light Crude*, *Arimbi Crude*, *Arun Condensate*, *Duri Crude*, dan lain-lain, dimana komposisi *crude* tersebut diatur agar mendekati komposisi *crude design* pasca *Debottlenecking Project*.

Unit-unit yang ada pada FOC II adalah sebagai berikut :

- a) Unit 11 : *Crude Distilling Unit*

Unit ini berperan sebagai pemisah awal untuk minyak mentah, sehingga diperoleh fraksi-fraksi minyak untuk

diolah lebih lanjut. Produk CDU antara lain : *refinery gas*, *LPG*, *Light Naphtha*, *Heavy Naphtha*, *Kerosene*, dan *Reduced Crude*.

- b) Unit 12 : *Naphtha Hydrotreating Unit (NHT)*
Unit ini berfungsi untuk menghilangkan sulfur, logam berat, dan komponen nitrogen serta senyawa oksigen. Dari proses ini akan dihasilkan *heavy naphtha* yang memenuhi standar sebagai *feed platforming*.
- c) Unit 13 : *AH Unibon Unit*
Unit ini bertujuan untuk memperbaiki *smoke point* pada *kerosene*, agar tercapai *smoke point* minimal 17 mm.
- d) Unit 14 : *Platforming* dan *CCR Unit*
Unit ini mengolah lebih lanjut *naphtha* dari Unit 12, untuk menaikkan angka oktan menjadi lebih tinggi, untuk campuran *blending gasoline* atau premium. Didalam unit ini juga terdapat *debutanizer* untuk memisahkan *propane* dan *butane*. Unit ini dilengkapi dengan sistem *Continuous Catalytic (CCR)* sehingga katalis yang digunakan selalu dalam kondisi optimal.
- e) Unit 15 : *Liquified Petroleum Gas (LPG) Recovery Unit*
Unit ini memisahkan *LPG propane* dan *LPG buthane* yang berasal dari *stabilizer column* (CDU II) dan *debutanizer* dari *Platforming Unit*. *Feed* yang diolah adalah 93,2% volume berasal dari *overhead naphtha stabilizer* Unit 11 dan 6,8% volume berasal dari *overhead debutanizer* Unit 14.
- f) Unit 16 : *Cracked Naphtha Minal Merox Treater*
Dalam unit ini, *thermal cracked naphtha* dari unit 19 mengalami proses *sweetening*, yaitu proses oksidasi *mercaptan* menjadi *disulfide*.
- g) Unit 17 : *Sour Water Stripper Unit*
Dalam unit ini, kadar H_2S dalam *sour water* dikurangi dari 8 ppm wt menjadi 2 ppm wt dan menurunkan kadar NH_3 dari air menggunakan *stripping* pada *Stripping Column*.

2.2 Debutanizer Unit

Debutanizer unit merupakan salah satu unit proses yang ada didalam unit 14 (*Platforming* dan *CCR Unit*). Unit ini digunakan untuk memisahkan hidrokarbon yang sangat ringan, seperti *propane* dan *butane* dari produk minyak. Gambar 2.1 merupakan *Process Flow Diagram* dari Unit *Debutanizer*.

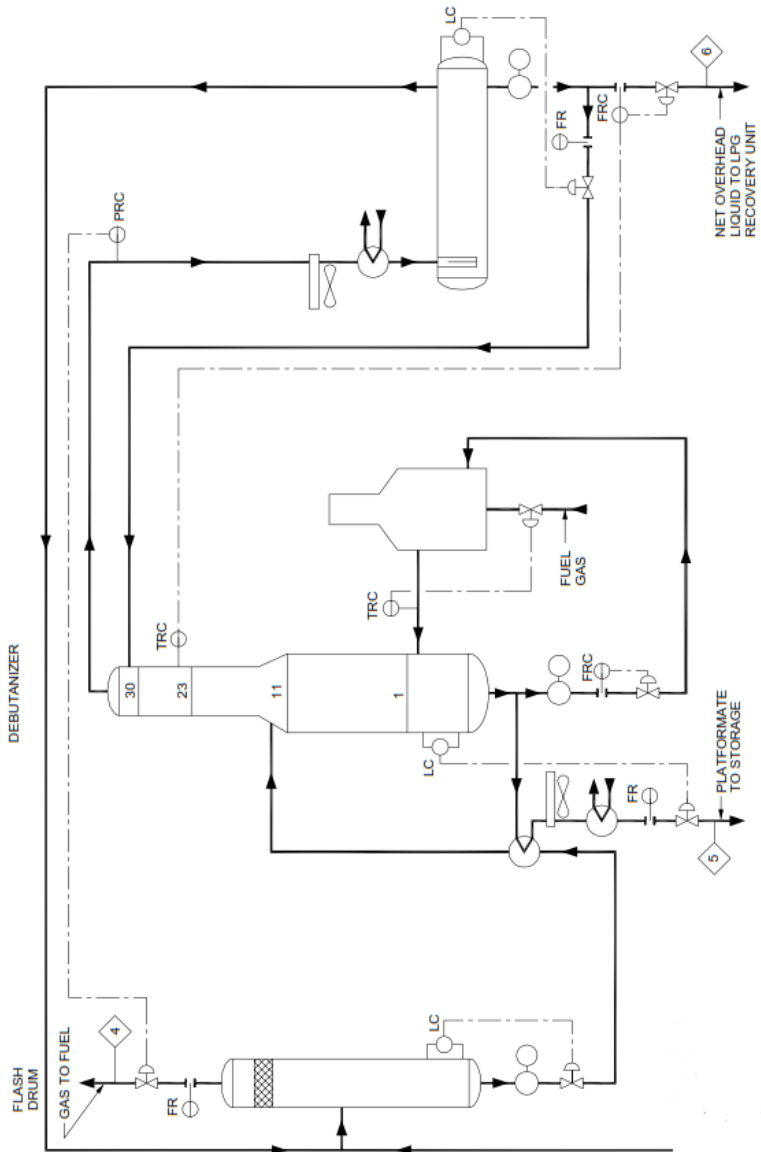
Pada Gambar 2.1, *liquid* yang berasal dari *recontact drum* akan masuk ke *flash drum*, yang selanjutnya akan dipompa menuju *debutanizer column*.

Feed kolom *debutanizer* akan dipanaskan hingga mencapai suhu 158°C, dan kemudian akan masuk ke dalam kolom *debutanizer*. Pada kolom *debutanizer*, fraksi-fraksi ringan dan H₂S akan dipisahkan dengan memanaskan *bottom product* di *reboiler heater* dari 208°C menjadi 229°C dengan menggunakan *fuel gas* dan *fuel oil*.

Bottom product *debutanizer* ini kemudian akan dialirkan kembali menuju kolom *debutanizer* dibawah tray 30, sedangkan sebagian yang lain akan didinginkan oleh *cooler* agar suhunya turun menjadi 55°C, kemudian akan kembali didinginkan dalam *shell side trim cooler* agar suhunya menjadi 38°C sebagai *platformate* yang siap dialirkan ke tangki penyimpanan.

Overhead product dari *debutanizer unit* akan keluar pada suhu 69°C dengan tekanan 14 kg/cm², selanjutnya akan didinginkan oleh *debutanizer overhead condenser* hingga suhu 55°C, lalu dialirkan menjadi 38°C, setelah itu, produk akan dialirkan menuju *debutanizer overhead receiver*.

Didalam *debutanizer overhead receiver*, akan terjadi pemisahan fluida *liquid* dan gas. Sebagian *liquid* yang dihasilkan akan dialirkan menjadi *reflux* pada *top* *debutanizer* dengan bantuan pompa, dan sebagian yang lain akan dialirkan menuju ke unit *Utilities 05* pada Unit 011 dengan menggunakan pompa. Gas yang dihasilkan dari unit ini akan masuk ke *flash drum* bersama dengan *liquid* yang berasal dari *recontact drum*.



Gambar 2. 1 Process Flow Diagram Debutanizer Unit (UOP)

Data desain kondisi operasi *Debutanizer Column* dapat dilihat pada Tabel 2.1 :

Tabel 2. 1 Kondisi Operasi Desain pada *Debutanizer*

Kondisi Operasi	Desain
<i>Debutanizer feed</i> (°C)	191
<i>Debutanizer overhead pressure</i> (kg/cm ² g)	18,28
<i>Debutanizer overhead</i> (°C)	68
<i>Debutanizer bottom</i> (°C)	248
<i>Reboiler outlet</i> (°C)	261
<i>Platformate to tank</i> (°C)	38

2.3 Hazard and Operability Study (HAZOP)

Hazard and Operability Study atau yang biasa disebut HAZOP merupakan metode yang digunakan untuk menganalisa potensi bahaya pada suatu sistem. HAZOP menggunakan teknik kualitatif yang dilakukan melalui identifikasi serta evaluasi penyimpangan (deviasi) yang terjadi berdasarkan *guideword* dari operasi normal (Musyafa & Adiyagsa, 2012).

Beberapa istilah yang digunakan dalam pelaksanaan HAZOP, antara lain adalah :

i. *Deviation* (penyimpangan)

Merupakan kata kunci kombinasi yang sedang diterapkan (gabungan dari *guideword* dan *parameter*). Dalam analisa HAZOP, *guideword* dapat diperoleh dengan menganalisa data proses menggunakan *control chart*. Berikut merupakan *guideword* standar yang digunakan dalam analisa HAZOP.

Tabel 2. 2 *Guideword* HAZOP (Nolan, 1994)

<i>Guideword</i>	<i>Meaning</i>
<i>No (not, none)</i>	Tidak ada tujuan desain <i>parameter</i> yang tercapai
<i>More (more of, higher)</i>	Kenaikan kuantitatif pada <i>parameter</i>

Tabel 2.2 Lanjutan

<i>Guideword</i>	<i>Meaning</i>
<i>Less (less of, lower)</i>	Penurunan kuantitatif pada <i>parameter</i>
<i>As well as (more than)</i>	Adanya aktivitas tambahan yang terjadi
<i>Part of</i>	Hanya beberapa tujuan desain <i>parameter</i> tercapai
<i>Reverse</i>	Terjadi kebalikan dari tujuan <i>parameter</i>
<i>Other than (other)</i>	Aktivitas lain terjadi, atau aktivitas yang tidak terjadi atau kondisi

Selain itu, terdapat korelasi antara *parameter* dan *guideword*. Berikut merupakan tabel korelasinya, ditunjukkan pada Tabel 2.3.

Tabel 2.3 Korelasi antara *Parameter* dan *Guidewords*

<i>Parameter</i>	<i>Guideword</i>
<i>Flow</i>	<i>None, more of, less of, reverse, as well as</i>
<i>Temperature</i>	<i>Higher, lower</i>
<i>Pressure</i>	<i>Higher, lower, reverse</i>
<i>Level</i>	<i>Higher, klower, none</i>
<i>Mixing</i>	<i>Less, more, non</i>
<i>Reaction</i>	<i>Higher (rate of), lower (rate of), none, reverse, as well as / other than, part of</i>
<i>Phase</i>	<i>Other, reverse, as well as</i>

Tabel 2.3 Lanjutan

<i>Parameter</i>	<i>Guideword</i>
<i>Composition</i>	<i>Part of, as well as, other than</i>
<i>Communication</i>	<i>None, part of, more of less of, other, as well as</i>

- ii. *Cause* (penyebab)
Merupakan sebab yang kemungkinan besar akan mengakibatkan terjadinya penyimpangan.
- iii. *Consequence* (akibat/konsekuensi)
Dalam penentuan *consequence*, tidak diperbolehkan untuk melakukan batasan, karena hal tersebut dapat merugikan pelaksanaan penelitian.
- iv. *Safeguards* (usaha perlindungan)
Adanya kelengkapan pencegahan yang digunakan untuk mencegah penyebab atau usaha perlindungan terhadap konsekuensi kerugian. *Safeguards* juga memberikan informasi pada *operator* tentang penyimpangan yang terjadi dan juga untuk memperkecil akibat.
- v. *Action* (tindakan)
Apabila suatu sebab dimungkinkan akan mengakibatkan konsekuensi negatif, maka harus diputuskan tindakan apa yang harus dilakukan. Tindakan dibagi menjadi dua, yaitu tindakan untuk mengurangi atau menghilangkan sebab, atau tindakan untuk menghilangkan akibat. Namun, untuk menentukan mana yang terlebih dahulu diputuskan, hal ini tidak selalu memungkinkan, terutama ketika berhadapan dengan kerusakan peralatan. Akan tetapi, hal pertama yang selalu diusahakan adalah untuk mengurangi penyebabnya, dan hanya dibagian mana yang perlu untuk mengurangi konsekuensi.
- vi. *Node* (titik studi)
Merupakan pembagian kedalam sistem proses. Penentuan *node*, dilakukan berdasarkan fungsi sistem yang dianalisis.

- vii. *Severity* (keparahan)
Merupakan tingkat keparahan yang diperkirakan terjadi (*consequence*).
- viii. *Likelihood* (keseringan)
Merupakan ukuran frekuensi kemungkinan terjadinya suatu peristiwa atau insiden.
- ix. *Risk* (resiko)
Merupakan ukuran *consequence* dari potensi bahaya dan *likelihood* kemungkinan terjadinya potensi bahaya. Secara matematis, *risk* merupakan perkalian antara *likelihood* dan *severity* (*consequence*).

Dalam menganalisis HAZOP, terdapat beberapa *parameter* yang menjadi standar dalam menentukan nilai serta tingkatan bahaya. *Parameter* ini adalah *likelihood*, *consequence*, dan *risk matrix* yang sudah dijelaskan sebelumnya. Berikut merupakan *parameter* standar yang digunakan dalam tugas akhir ini, dimana standar sesuai yang digunakan oleh PT. Pertamina, dengan kriteria sebagai berikut :

Tabel 2. 4 Kriteria *Likelihood* PT. Pertamina

<i>Likelihood</i>	<i>Description</i>
1	<i>Not expected to occur during facility life</i>
2	<i>Could occur once during facility life</i>
3	<i>Could occur several times during facility life</i>
4	<i>Could occur on an annual basis (or more often)</i>

Tabel 2. 5 Kriteria *Consequences* PT. Pertamina

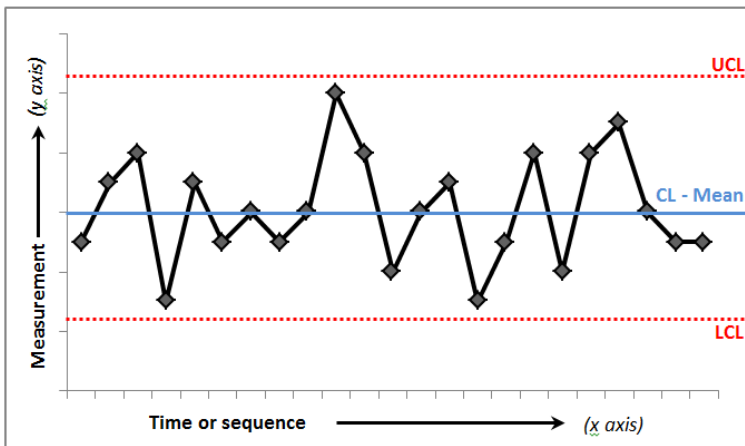
<i>Severity</i>	<i>Description</i>
1	<i>No injury or health impact</i>
2	<i>Minor injury or minor health impact</i>
3	<i>Injury or moderate health impacts</i>
4	<i>Death or severe injury</i>

Tabel 2. 6 Risk Matrix PT. Pertamina

<i>Risk Ranking</i>	<i>Category</i>	<i>Description</i>
1 – 4	A	<i>Acceptable – No risk control measure are needed</i>
5 – 7	C	<i>Acceptable With Control – Risk control measure are in place</i>
8 – 9	N	<i>Not desirable – Risk control measure to be introduced within a specified time period</i>
10 – 16	U	<i>Unacceptable</i>

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

Dalam analisa HAZOP, *control chart* berperan untuk menentukan *guideword*. *Control Chart* merupakan grafik statistik yang digunakan untuk menggambarkan batas kendali dalam suatu proses. *Control chart* terdiri dari batas atas, batas bawah, dan batas kontrol (pusat). Dari *control chart*, dapat diketahui apakah proses termasuk kedalam atau keluar dari batas kontrol. Berikut merupakan bentuk *control chart* :

**Gambar 2. 2** Bentuk dasar *Control Chart*

Persamaan *control chart* dipengaruhi oleh nilai tengah standar deviasi (s). Untuk mencari persamaan UCL, CL, dan LCL, dapat digunakan acuan *Tables of Constant for Control Charts* dengan persamaan (*Institute of Quality and Reliability*).

$$CL_{\bar{x}} = \bar{\bar{X}} \quad (2.1)$$

$$UCL_{\bar{x}} = \bar{\bar{X}} + A_3\bar{S} \quad (2.2)$$

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

Keterangan :

$\bar{\bar{X}}$ = rata-rata dari *mean* (\bar{x})

\bar{S} = rata-rata dari standar deviasi (s)

A_3 = *control limit factor*

Dalam tugas akhir ini, nilai A_3 sebesar 0,619, dimana data yang diolah merupakan data proses yang diambil selama 24 jam. Untuk menentukan nilai *control chart* s digunakan persamaan :

$$CL_s = \bar{s} \quad (2.4)$$

$$UCL_s = B_4\bar{s} \quad (2.5)$$

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

Keterangan :

\bar{s} = rata-rata dari standar deviasi (s)

B_3 = *control limit factor* (0,555)

B_4 = *control limit factor* (1,445)

2.5 Safety Integrity Level (SIL)

Safety Integrity Level (SIL) merupakan suatu ukuran yang merepresentasikan besarnya *Probability of Failure on Demand* (PFD) dari sebuah sistem. SIL didefinisikan sebagai tingkat

kemampuan SIF yang harus dapat melakukan *risk reduction* yang disyaratkan. SIF berfungsi untuk melindungi terhadap bahaya, serta melakukan fungsi keselamatan. SIF suatu SIS umumnya terdiri dari tiga buah komponen, yaitu sensor, *programmable logic solver*, dan *final control elements*. Tingkat SIL ditentukan berdasarkan nilai PFD dari ketiga komponen tersebut. PFD merupakan probabilitas suatu komponen atau sistem mengalami kegagalan dalam menjalankan fungsi yang diinginkan. Semakin tinggi nilai SIL, maka nilai PFD dari SIS akan semakin kecil. Hal ini menjelaskan bahwa SIS tersebut mengalami probabilitas kegagalan dalam jangka waktu yang cukup lama, dan berlaku sebaliknya.

Berdasarkan standar IEC 61511, SIL dikategorikan kedalam 4 tingkat, yaitu SIL 1, SIL2, SIL 3, dan SIL 4. Tabel 2.7 menunjukkan nilai kategori *Safety Integrity Level* (SIL).

Tabel 2. 7 *Safety Integrity Level* (SIL) (IEC61511, 2003)

<i>Safety Integrity Level (SIL)</i>	<i>Probability of Failure on Demand (PFD)</i>	<i>Risk Reduction Factor (RRF)</i>
SIL 4	0.00001 – 0.0001	> 100000 - ≤10000
SIL 3	0.0001 – 0.001	> 10000 - ≤ 1000
SIL 2	0.001 – 0.01	> 1000 - ≤ 100
SIL 1	0.01 – 0.1	> 100 - ≤ 10

SIL 4 merupakan tingkatan SIL dengan kategori *risk* bahaya paling tinggi. Hal ini perlu untuk dilakukan reduksi risiko terjadinya kegagalan untuk jangka waktu yang lama. Sesuai dengan Tabel 2.7, sistem dengan tingkat SIL 4 dapat mereduksi kegagalan hingga 1 kejadian per 10000 jam.

Untuk mendapatkan nilai PFD, dapat dilakukan dengan perhitungan *failure rate* terlebih dahulu, dimana persamaannya adalah sebagai berikut :

$$\lambda = \frac{1}{MTTF} \quad (2.7)$$

Kemudian setelah mengetahui nilai *failure rate*, dapat dihitung nilai PFD dalam *test interval* tertentu. Persamaannya adalah sebagai berikut :

$$PFD = 1/2 \times \lambda \times Ti \quad (2.8)$$

Nilai PFD dihitung untuk setiap komponen dalam SIS yang terdiri dari sensor, *logic solver*, dan *final control element*. Nilai PFD tersebut kemudian dijumlahkan sesuai persamaan berikut :

$$PFD_{Avg\ SIF} = PFD_{sensor} + PFD_{logic\ solver} + PFD_{fce} \quad (2.9)$$

Dimana :

PFD = *Probability of Failure on Demand*

λ = *failure rate* (/jam)

Ti = *test interval* (/jam)

Dari persamaan diatas, dapat diketahui bahwa PFD dipengaruhi oleh laju kegagalan (*failure rate*) dan *test interval*. Artinya, semakin besar laju kegagalan suatu peralatan, maka kemungkinan terjadinya *failure* akan semakin besar, dan tingkat penurunan risikonya semakin kecil. Begitupun sebaliknya, apabila laju kegagalan semakin kecil, maka kemungkinan terjadinya *failure* akan semakin kecil, sehingga tingkat reduksi risikonya semakin besar. Adapun untuk mendapatkan data *failure rate*, dapat diperoleh dengan *historical data*, atau data yang diperoleh dari *record maintenance* suatu perusahaan.

2.6 Layer of Protection Analysis (LOPA)

Salah satu metode dalam penilaian tingkat keamanan (*safety*) pada suatu *plant* terhadap ancaman risiko bahaya, dapat digunakan metode LOPA. LOPA digunakan dengan menganalisa lapisan-lapisan pelindung yang diterapkan pada suatu sistem. Secara umum, LOPA digunakan pada industri yang melibatkan beberapa proses dan bahan kimia. Tujuan dari LOPA adalah untuk

menentukan apakah ada lapisan yang mampu untuk mereduksi terhadap risiko bahaya tinggi yang mungkin terjadi, atau dengan kata lain lapisan yang mampu mengurangi tingkat risiko ketika diprediksi akan terjadi atau mengakibatkan kecelakaan yang bersifat katastrofik.

Sistem proteksi pada *Layer of Protection Analysis* (LOPA) terdiri dari beberapa lapisan, yaitu :

- *Process Design*
- *Basic Process Control System*
- *Critical Alarms and Operator Intervention*
- *Automatic Actions (SIS)*
- *Physical Protection (Relief Valves, Rupture Discs, etc.)*
- *Postrelease Protection (Dikes, Blast Walls, etc.)*
- *Plant Emergency Response*
- *Community Emergency Response*

Independent Protection Layer (IPL) merupakan sebuah *device*, sistem, atau tindakan yang mampu untuk mencegah skenario berlanjut menuju konsekuensi yang tidak diinginkan, terlepas dari *initiating event* atau tindakan dari lapisan proteksi lain yang terkait dengan skenario. Efektivitas IPL dapat ditentukan berdasarkan *probability failure on demand* (PFD), dimana didefinisikan sebagai probabilitas suatu sistem (dalam hal ini IPL) akan mengalami kegagalan fungsi sesuai dengan yang ditentukan. PFD bernilai antara 0 dan 1. Semakin kecil nilai PFD, maka semakin besar pengurangan frekuensi kegagalan dari *initiating event* yang diberikan (CCPS, 2001).

Adapun karakteristik lapisan perlindungan untuk masing-masing *layer* dalam metode LOPA dapat dijelaskan seperti dibawah ini (Lassen, 2008):

a. *Process Design*

Dalam banyak perusahaan, diasumsikan untuk beberapa skenario tidak dapat terjadi. Hal ini dikarenakan dari desain peralatan proses yang secara *inheren* lebih aman. Seperti

equipment yang dirancang untuk menahan tekanan maksimum pada skenario tertentu. Skenario dapat dihilangkan dengan desain yang secara *inheren* lebih aman. Akan tetapi, *process design* harus dianggap IPL, atau dianggap sebagai metode untuk menghilangkan skenario.

b. *Basic Process Control System*

BPCS, meliputi didalamnya, kendali manual atau normal, merupakan tingkat perlindungan pertama saat operasi proses sudah berjalan secara normal. BPCS dirancang untuk mempertahankan proses beroperasi dalam kondisi yang aman. Operasi normal pada BPCS dapat ditentukan sebagai IPL apabila memenuhi kriteria yang sesuai. Ketika mempertimbangkan menggunakan BPCS sebagai IPL, analisa perlu dilakukan dalam mengevaluasi efektivitas akses kendali dan sistem keamanan ketika kesalahan manusia dapat menurunkan kinerja BPCS.

c. *Critical Alarms and Human Intervention*

Sistem ini merupakan tingkat perlindungan kedua selama operasi normal berjalan, dan harus diaktifkan oleh BPCS. Tindakan *operator*, di mulai oleh *alarm* atau observasi, dapat ditentukan sebagai IPL ketika berbagai kriteria telah dipenuhi untuk memastikan efektivitas tindakan.

d. *Automatic System (SIF/SIS)*

SIF merupakan kombinasi dari sensor, *logic solver*, dan *final element*, dengan tingkat integritas keselamatan spesifik yang dapat mendeteksi keadaan di luar batas normal dan membawanya menuju ke proses yang aman. SIF merupakan fungsi *independent* dari BPCS. SIF normalnya ditetapkan sebagai IPL dan desain dari suatu sistem. Jumlah dan tipe pengujian akan menentukan nilai PFD dari SIF yang diterima oleh LOPA.

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

Device ini, ketika ukuran, desain, dan perawatan yang sesuai, merupakan IPL yang mampu menyediakan perlindungan tingkat tinggi untuk mencegah tekanan berlebih.

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

Pada IPLs ini, merupakan alat pasif yang dapat menyediakan perlindungan tingkat tinggi jika didesain dan dirawat dengan benar. *Layer* ini akan bekerja ketika kecelakaan sudah terjadi, akan tetapi berfungsi untuk mencegah risiko yang lebih besar meluas. Proteksi ini dapat berbentuk seperti *dike* (galian), dan *blast wall* (tembok tahan api).

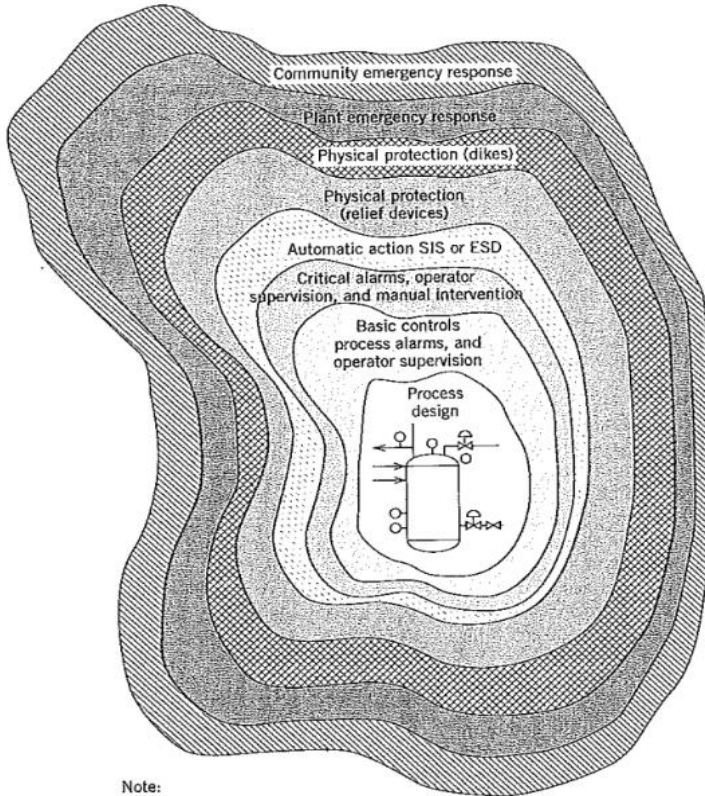
g. *Plant Emergency Response*

Proteksi *layer* ini meliputi pasukan pemadam kebakaran, sistem pemadaman manual, fasilitas evakuasi, dan lain-lain. Fitur ini tidak dianggap sebagai IPL karena diaktifkan setelah inisial awal, dan ada terlalu banyak variabel yang mempengaruhi keseluruhan efektivitas dalam mengurangi risiko.

h. *Community Emergency Response*

Skenario kecelakaan yang parah bukan hanya mengancam ketersediaan SDM, akan tetapi *asset*, juga *property* menjadi hal yang juga terancam. Oleh karena itu, diperlukan tanggap darurat yang wajib dikembangkan dalam sebuah perusahaan untuk mengantisipasi kerugian akibat bencana yang karena sesuatu menjadi tidak dapat terkendali. *Emergency Response Plan* (ERP) merupakan sistem kompleks yang menggabungkan beberapa departemen perusahaan untuk menanggulangi kejadian skenario kecelakaan tersebut.

Gambar 2.3 menunjukkan tingkatan *layer* pada *Layer Of Protection Analysis* (LOPA).



Gambar 2.3 *Layer Of Protection* (LOPA) (CCPS, 2001)

2.7 *Fault Tree Analysis* (FTA)

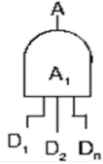
Fault Tree Analysis (FTA) merupakan metode pengidentifikasian suatu kegagalan pada komponen dalam sebuah sistem. FTA dilakukan dengan analisa operasional yang ada untuk menemukan semua peluang yang mungkin terjadi, dimana mengarah pada terjadinya kejadian yang tidak diinginkan (Vesely, 2002). Pendekatan yang digunakan dari metode FTA ini adalah

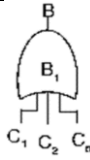
top-down, yaitu untuk menggambarkan kegagalan yang terjadi pada suatu sistem. Dimulai dari *top event*, yang merupakan hasil dari kegagalan yang terjadi, selanjutnya akan ditelusuri bagaimana kegagalan dari kejadian awal (*basic event*) terjadi sehingga kegagalan pada sistem (*top event*) dapat terjadi.

FTA menggunakan simbol yang menjelaskan hubungan logika dari setiap kejadian kegagalan yang terjadi baik secara kualitatif maupun kuantitatif. Gerbang logika yang banyak digunakan adalah gerbang logika AND dan OR. Secara kualitatif, gerbang logika AND menyatakan bahwa nilai *output* akan bernilai *true*, apabila semua *input* juga bernilai *true*. Sedangkan secara kuantitatif, gerbang logika AND diartikan dengan *output* yang didapat merupakan hasil perkalian dari probabilitas kejadian, dimana *input* diasumsikan bersifat *independent*. Berbeda dengan AND, secara kualitatif OR menyatakan bahwa nilai *output* akan bernilai *true* apabila salah satu atau kombinasi dari beberapa input yang bernilai *true*. Sedangkan secara kuantitatif, *output* pada OR didapatkan dengan menambahkan semua kemungkinan (*probability*) yang terjadi.

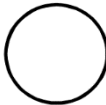

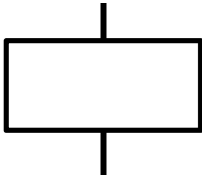
Tabel 2.8 berikut menunjukkan daftar simbol yang sering digunakan pada *Fault Tree Analysis* (FTA). Setiap simbol memiliki fungsi dan penjelasan masing-masing.

Tabel 2. 8 Simbol pada *Fault Tree Analysis*

Gambar	Fungsi	Keterangan
	AND	Kejadian output akan terjadi jika dan hanya semua kejadian input terjadi

	<i>OR</i>	Kejadian output akan terjadi apabila satu atau lebih kejadian input terjadi
---	-----------	---

Tabel 2.8 Lanjutan

Gambar	Fungsi	Keterangan
	<i>Basic Event</i>	Awal terjadinya kegagalan. Merupakan symbol awal dalam desain FTA
	<i>Undesired Event</i>	Kejadian yang tidak diinginkan
	<i>Intermediate Event</i>	Kejadian yang terjadi sebagai akibat dari kombinasi logika kejadian yang lain

2.8 Blast Effect

Sebuah ledakan dapat terjadi dalam sebuah proses *plant*. Setiap material yang dapat meledak tentu memiliki kekuatan daya ledak yang berbeda. Sebuah ledakan dapat diartikan sebagai jumlah energi yang dilepaskan ketika terjadi beberapa keadaan penyebab ketidakstabilan energi, seperti *over pressure* (kenaikan tekanan mendadak), yang terjadi pada fluida berfase gas. Untuk menentukan kekuatan daya ledak, maka digunakan persamaan TNT *Equivalency* (Crowl & Louvar, 2003) :

$$\frac{P_o}{P_a} = \frac{1616 \left[1 + \left(\frac{Z_e}{4,5} \right)^2 \right]}{\sqrt{1 + \left(\frac{Z_e}{0,048} \right)^2} \sqrt{1 + \left(\frac{Z_e}{0,32} \right)^2} \sqrt{1 + \left(\frac{Z_e}{1,35} \right)^2}} \quad (2.10)$$

Keterangan :

P_o = puncak *over pressure* (kPa)

P_a = tekanan lingkungan (1 atm = 101,3 kPa)

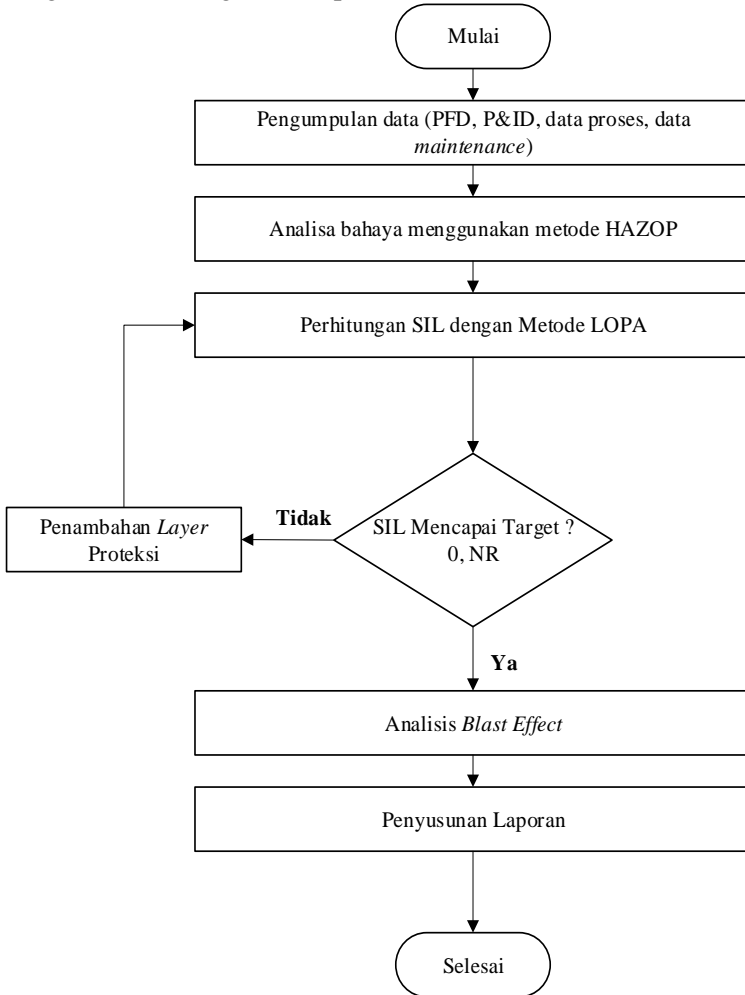
Z_e = *scale distance* (m kgTNT^{-1/3})

TNT *Equivalency* merupakan salah satu metode analisa ledakan yang sering digunakan. TNT *Equivalency* hanya mengkaji ledakan dari bahan material itu sendiri tanpa memperhatikan konfigurasi bangunan atau penghalang disekitar area lokasi. TNT *Equivalency* merupakan metode untuk menghitung energi sebuah material yang dapat meledak sesuai dengan massa TNT (*Tri Nitro Toluene*). Pendekatan dilakukan berdasarkan asumsi bahwa massa bahan yang mudah meledak memiliki tingkat ledakan yang sama dengan TNT (Crowl & Louvar, 2003).

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Tahapan yang dilakukan dalam Tugas Akhir ini ditampilkan dengan sebuah diagram alir pada Gambar 3.1



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

3.1 Pengumpulan Data

Pengumpulan data yang dilakukan dalam tugas akhir ini yakni berupa :

1. PFD dan P&ID *Debutanizer Unit*
2. Data proses komponen instrumentasi yang diambil selama bulan Maret
3. Data *maintenance* berupa perbaikan, penggantian, atau kalibrasi komponen *instrument* yang diambil dalam kurun waktu ± 10 tahun terakhir yang tersedia di *Maintenance Area 2*
4. Wawancara dengan *operator* maupun pihak pelaksana terkait apabila dibutuhkan

3.2 Analisa bahaya menggunakan metode HAZOP

Analisa bahaya pada *Debutanizer Unit* dilakukan dengan menggunakan metode HAZOP. Analisa dilakukan dengan menentukan beberapa *parameter* yang diperlukan seperti penentuan deviasi, risiko, *cause*, serta *consequences* yang mungkin terjadi pada *plant*.

Penentuan deviasi dilakukan dengan menggunakan data proses, kemudian dicocokkan dengan data pada P&ID untuk setiap *node*, sehingga akan diperoleh *guideword* yang selanjutnya digunakan untuk analisa HAZOP.

Adapun estimasi risiko dilakukan untuk memperkirakan konsekuensi atau akibat dari suatu sebab yang ada pada analisa HAZOP. Estimasi risiko yang sudah didapat kemudian dicocokkan dengan *risk matrix* dari perusahaan, sehingga akan didapatkan *risk ranking*. Untuk menentukan estimasi risiko, tingkat keparahan / *severity level* disesuaikan dengan standar PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap.

3.2.1 Penentuan Node

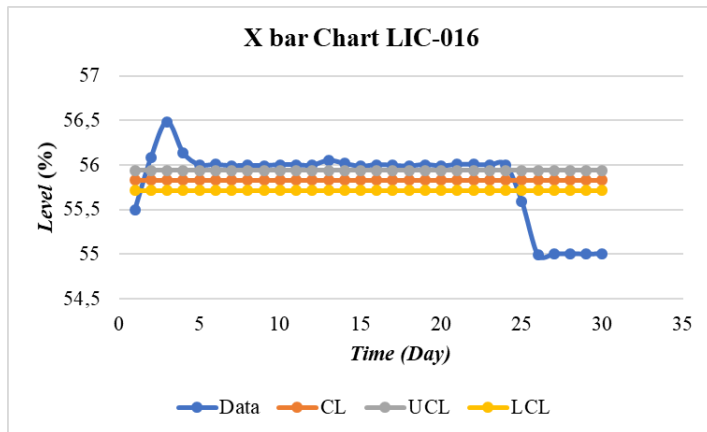
Pada *plant Debutanizer Unit*, penentuan *node* ditentukan berdasarkan *equipment* proses dari Unit *Debutanizer*. Pada tugas akhir ini, ditentukan empat *study node* yang dilihat dari P&ID Unit *Debutanizer*. Penentuan *node* juga disesuaikan dengan komponen

instrumentasi yang terhubung di dalam *node*, seperti *transmitter*, *final control element*, *logic solver*, dan *safety system (alarm, switch)*.

3.2.2 Penentuan *Guideword*

Guideword ditentukan berdasarkan penyimpangan terhadap rata-rata dari proses yang ada. Data proses yang digunakan dalam Tugas Akhir ini, diambil selama bulan Maret 2019 dalam waktu 24 jam. Data proses yang dikumpulkan adalah untuk setiap komponen *controller*, yang kemudian diolah dalam *control chart*, dimana dari hasil grafik *control chart*, akan diketahui jenis penyimpangan yang terjadi untuk mengetahui deviasinya. Berikut merupakan *control chart* untuk masing-masing *controller* pada *node Debutanizer Unit*.

a. *Loop Control LIC-016*

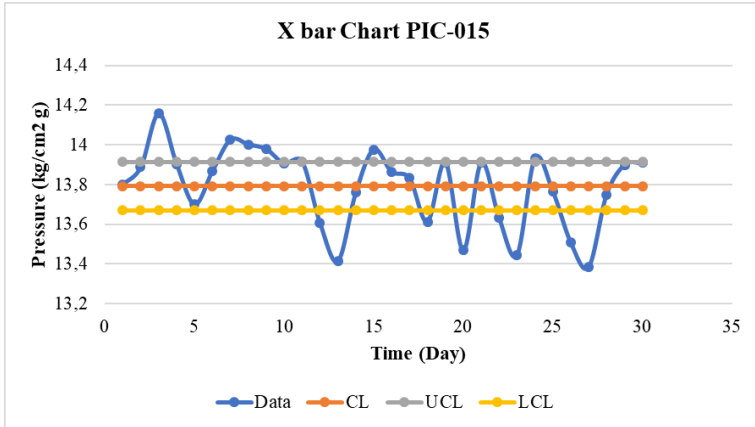


Gambar 3. 2 *Control Chart X bar LIC-016*

Berdasarkan Gambar 3.2, dapat diketahui nilai CL adalah sebesar 55,8279%, sedangkan nilai UCL dan LCL masing-masing adalah 55,9407% dan 55,7151%. Sesuai grafik yang dihasilkan, diperoleh beberapa poin yang melampaui nilai UCL dan LCL,

sehingga didapatkan pada *loop control* LIC-016 terdapat deviasi *High* dan *Low*.

b. Loop Control PIC-015

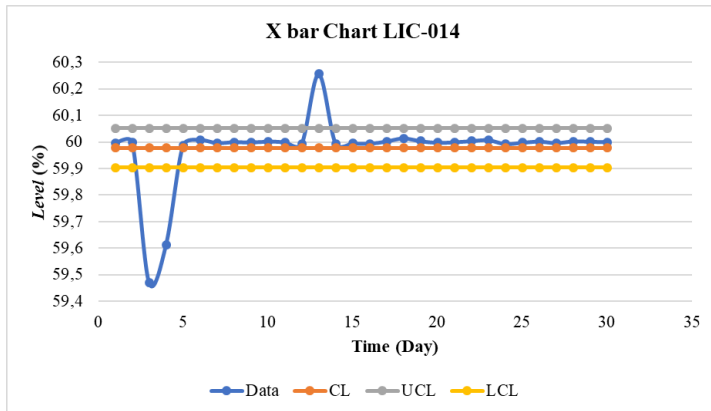


Gambar 3. 3 Control Chart X bar PIC-015

Berdasarkan Gambar 3.3, dapat diketahui nilai CL adalah sebesar 13,791 kg/cm² g, sedangkan nilai UCL dan LCL masing-masing adalah 13,9131 kg/cm² g dan 13,6689 kg/cm² g. Sesuai grafik yang dihasilkan, diperoleh beberapa poin yang melampaui nilai UCL dan LCL, sehingga didapatkan pada *loop control* PIC-015 terdapat deviasi *High* dan *Low*.

c. Loop Control LIC-014

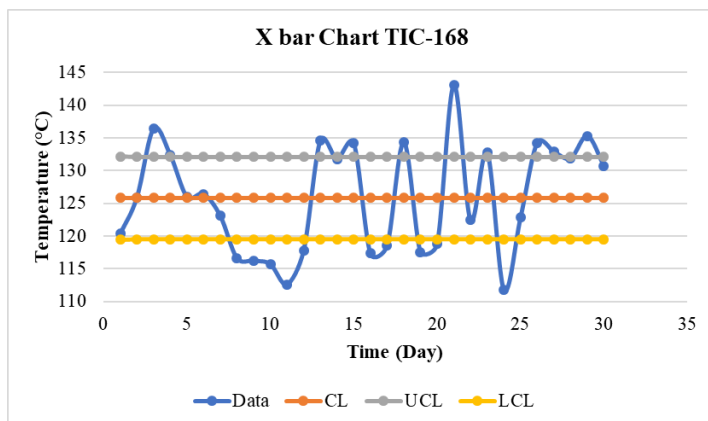
Berdasarkan Gambar 3.4, dapat diketahui nilai CL adalah sebesar 59,9776%, sedangkan nilai UCL dan LCL masing-masing adalah 60,0514% dan 59,9039%. Sesuai grafik yang dihasilkan, diperoleh beberapa poin yang melampaui nilai UCL dan LCL, sehingga didapatkan pada *loop control* LIC-014 terdapat deviasi *High* dan *Low*.



Gambar 3. 4 Control Chart X bar LIC-014

d. Loop Control TIC-168

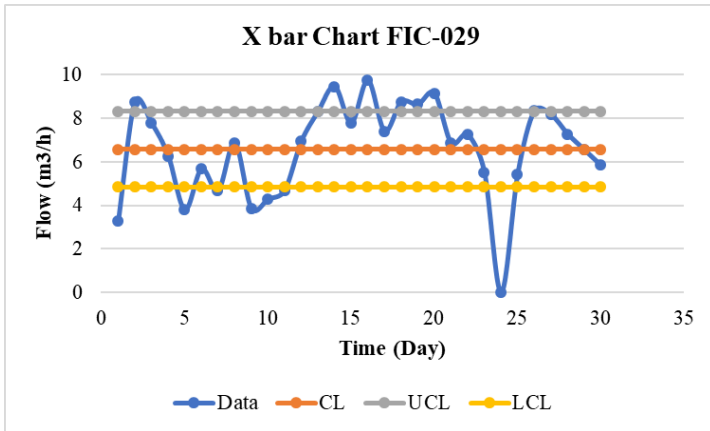
Berdasarkan Gambar 3.5, dapat diketahui nilai CL adalah sebesar 125,82 °C, sedangkan nilai UCL dan LCL masing-masing adalah 132,1639 °C dan 119,4761 °C. Sesuai grafik yang dihasilkan, diperoleh beberapa poin yang melampaui nilai UCL dan LCL, sehingga didapatkan pada *loop control* TIC-168 terdapat deviasi *High* dan *Low*.



Gambar 3. 5 Control Chart X bar TIC-168

e. Loop Control FIC-029

Berdasarkan Gambar 3.6, dapat diketahui nilai CL adalah sebesar 6,58043 m³/h, sedangkan nilai UCL dan LCL masing-masing adalah 8,31668 m³/h dan 4,84418 m³/h. Sesuai grafik yang dihasilkan, diperoleh beberapa poin yang melampaui nilai UCL dan LCL, sehingga didapatkan pada *loop control* FIC-029 terdapat deviasi *High* dan *Low*.



Gambar 3. 6 Control Chart X bar FIC-029

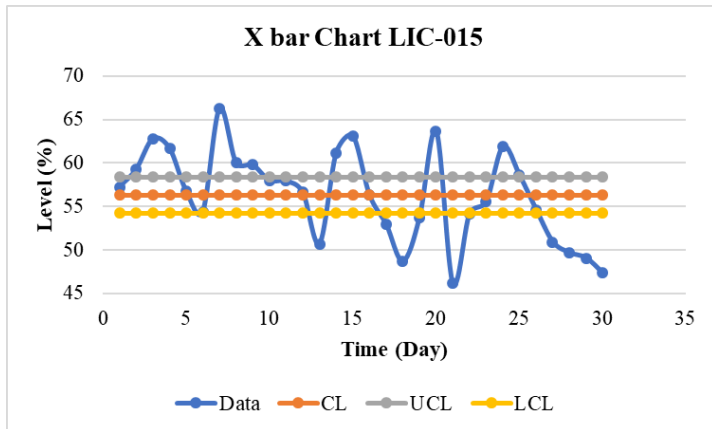
f. Loop Control LIC-015

Berdasarkan Gambar 3.7, dapat diketahui nilai CL adalah sebesar 56,2804%, sedangkan nilai UCL dan LCL masing-masing adalah 58,369% dan 54,1918%. Sesuai grafik yang dihasilkan, diperoleh beberapa poin yang melampaui nilai UCL dan LCL, sehingga didapatkan pada *loop control* LIC-015 terdapat deviasi *High*, *Low*, dan *No*.

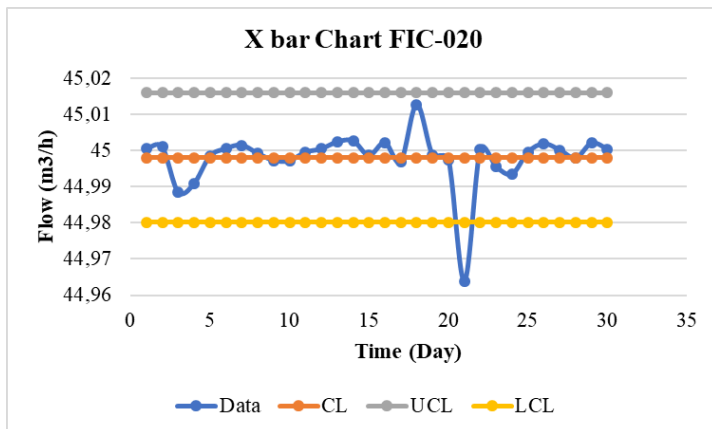
g. Loop Control FIC-020

Berdasarkan Gambar 3.8, dapat diketahui nilai CL adalah sebesar 44,998 m³/h, sedangkan nilai UCL dan LCL masing-masing adalah 45,0159 m³/h dan 44,9801 m³/h. Sesuai grafik yang dihasilkan, diperoleh beberapa poin yang melampaui nilai UCL

dan LCL, sehingga didapatkan pada *loop control* FIC-020 terdapat deviasi *High*, *Low*, dan *No*.



Gambar 3. 7 Control Chart X bar LIC-015



Gambar 3. 8 Control Chart X bar FIC-020

h. Loop Control PDIC-012

PDIC-012 merupakan *controller pressure* untuk MP Steam pada *Debutanizer Reboiler Heater*. Berdasarkan hasil wawancara,

diketahui bahwa untuk *steam*, data proses *control* masih manual, sehingga tidak tersedia *record* data proses pada unit pusat. Sehingga penentuan deviasi pada PDIC-012 digunakan sesuai dengan acuan *guideword* untuk *pressure*, maka deviasi PDIC-012 adalah *High* dan *Low*.

Dari hasil *control chart* untuk masing-masing *control loop* pada *node* tersebut, diperoleh *guideword* dan deviasi untuk setiap *loop control* seperti pada Tabel 3.1.

Tabel 3. 1 *Guideword* pada *Debutanizer Unit*

No	Instrument	Guideword	Deviation
1	LT-014	<i>High</i>	<i>High Level</i>
		<i>Low</i>	<i>Low Level</i>
2	TT-168	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
		<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>
3	PT-015	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>
		<i>Low</i>	<i>Low Pressure</i>
4	LT-015	<i>High</i>	<i>High Level</i>
		<i>Low</i>	<i>Low Level</i>
5	FT-029	<i>No</i>	<i>No Flow</i>
		<i>Low</i>	<i>Low Flow</i>
		<i>High</i>	<i>High Flow</i>
6	LT-016	<i>No</i>	<i>No Level</i>
		<i>Low</i>	<i>Low Level</i>
		<i>High</i>	<i>High Level</i>
7	PDT-012	<i>Low</i>	<i>Low Pressure</i>
		<i>High</i>	<i>High Pressure</i>
8	FT-020	<i>No</i>	<i>No Flow</i>
		<i>Low</i>	<i>Low Flow</i>
		<i>High</i>	<i>High Flow</i>

3.2.3 Estimasi Risiko

Estimasi risiko digunakan untuk menganalisa tingkat bahaya berdasarkan dampak yang mungkin terjadi pada sebuah *plant*. Dalam analisisnya, estimasi risiko mencakup dua poin, yaitu *likelihood* (tingkat keseringan) dan *consequence* (tingkat kerusakan yang ditimbulkan).

3.3 Perhitungan SIL dengan Metode LOPA

Pengisian kolom dalam tabel LOPA, sebagian merupakan transformasi kolom pada tabel HAZOP. Berikut merupakan transformasi kolom dari tabel HAZOP menjadi kolom pada tabel LOPA, yang disajikan pada Tabel 3.2.

Tabel 3. 2 Transformasi Kolom Tabel HAZOP ke Kolom Tabel LOPA

Kolom pada Tabel LOPA	Kolom pada Tabel HAZOP
<i>Impact Event Description</i>	<i>Consequences</i>
<i>Initiating Cause</i>	<i>Possible Causes</i>
<i>Safeguard</i>	<i>Protection Layers</i>
<i>Severity Level</i>	<i>S</i>

Perhitungan SIL dengan metode LOPA dapat dilakukan dengan melakukan beberapa tahapan sebagai berikut :

3.3.1 Perhitungan *Initiation Cause Likelihood*

Initiation cause likelihood adalah kemungkinan penyebab awal hal itu terjadi dalam rentang waktu tertentu. Pada tahap ini, dilakukan identifikasi dari skenario serta menentukan besar frekuensi kejadian yang dialami oleh komponen tersebut. Langkah pertama dalam identifikasi ini adalah dengan melakukan perhitungan MTTF dari suatu komponen tersebut. MTTF merupakan nilai rata-rata dari jumlah waktu kegagalan dibagi dengan jumlah kegagalan itu sendiri. Secara matematis, MTTF dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$MTTF = \frac{\sum TTF}{n TTF} \quad (3.1)$$

Keterangan :

MTTF : *Mean Time To Failure*

TTF : *Time To Failure*

n : jumlah

Selanjutnya dilakukan perhitungan *failure rate* tiap jam dan *failure rate* setiap tahun, dengan persamaan berikut :

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

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

Keterangan :

λ : *failure rate* (/jam)

Kemudian dihitung nilai *reliability* (keandalan) 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 :

$R(t)$: *Reliability Function*

t : waktu operasi (jam)

3.3.2 Identifikasi *Independent Protection Layer* (IPL)

Tahap ini dilakukan dengan melakukan identifikasi terhadap lapisan pelindung untuk setiap *node* dari *Debutanizer Unit* dan menghitung nilai PFD dari setiap *protection layer*. Adapun lapisan pelindung yang digunakan dalam analisa LOPA yaitu IPL aktif dan IPL pasif. Secara umum, IPL aktif terdiri dari *operator* yang selalu siap melakukan perlindungan ketika terjadi perubahan dari proses yang terukur. Hal ini sebagai respon untuk melakukan perlindungan tingkat tinggi. Sedangkan IPL pasif hanya memberi perlindungan tingkat tinggi akan tetapi tidak dapat melakukan tindakan lebih untuk mengurangi risiko, seperti tanggul, tembok tinggi, dan sebagainya.

Nilai PFD untuk setiap *layer* yang tidak terdapat lapisan pelindungnya adalah 1. Akan tetapi, apabila terdapat lapisan pelindung, maka nilai PFD dapat dicari dengan menggunakan referensi yang ada. Perkiraan nilai PFD dapat ditemukan dalam tabel di CCPS (2001) atau perhitungan berdasarkan *data maintenance*. Nilai PFD untuk masing-masing IPL ditunjukkan pada Tabel 3.3 berikut :

Tabel 3. 3 Nilai PFDs untuk IPLs pada proses secara umum (CCPS, 2001)

No	IPL	PFD
1	Sistem pengendalian proses dasar, jika tidak terkait dengan penyebab awal yang dipertimbangkan	1.10^{-1}
2	Alarm operator dengan waktu yang cukup untuk merespon	1.10^{-1}
3	<i>Relief valve</i>	1.10^{-2}
4	<i>Rupture disk</i>	1.10^{-2}
5	<i>Flame/detonation arrestors</i>	1.10^{-2}
6	Tanggul (<i>bund/dike</i>)	1.10^{-2}
7	Sistem drainase bawah tanah	1.10^{-2}
8	Saluran udara terbuka (<i>open vent</i>)	1.10^{-2}
9	Anti api (<i>fireproofing</i>)	1.10^{-2}
10	Dinding penahan ledakan / lubang perlindungan (<i>blast-wall/bunker</i>)	1.10^{-3}
11	Alat cadangan yang identik (<i>redundant</i>)	1.10^{-1} (<i>maximum credit</i>)
12	Alat cadangan yang berbeda	$1.10^{-1} - 1.10^{-2}$
13	Kejadian lain	Berdasarkan pengalaman personil
14	SIS dengan SIL 1	$1.10^{-1} - 1.10^{-2}$
15	SIS dengan SIL 2	$1.10^{-2} - 1.10^{-3}$
16	SIS dengan SIL 3	$1.10^{-3} - 1.10^{-4}$

Tabel 3.3 Lanjutan

No	IPL	PFD
17	Trip pengaman internal mekanik yang <i>independent</i> terhadap SIS	$1.10^{-1} - 1.10^{-2}$
18	Katup satu arah (NRV) atau <i>check valve</i>	1.10^{-1}
19	“ <i>Inherently Safe</i> ” Design	1.10^{-2}

Berdasarkan standar IEC untuk perhitungan LOPA, nilai PFD untuk *restricted access* meliputi *conditional modifier* seperti *probability of fatal injury* (Ptr), *probability of personal in affected area* (Pp), dan *probability of ignition* (Pi). Untuk proses kontinyu, nilai Ptr adalah 1, sedangkan untuk proses *batch*, nilai Ptr disesuaikan dengan waktu saat proses berada dalam operasi bahaya terhadap waktu total, dirumuskan dalam persamaan berikut :

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

Adapun untuk proses yang terjadi dalam *Unit Debutanizer* merupakan proses kontinyu, dimana fluida yang masuk juga akan langsung keluar, sehingga nilai Ptr pada *Unit Debutanizer* adalah 1.

Nilai *probability of personal in affected area* (Pp) terkait dengan adanya waktu pekerja untuk terpapar terhadap bahaya yang ditimbulkan dengan waktu total, dirumuskan dalam persamaan berikut :

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

Nilai *probability of ignition* (Pi) merupakan kemungkinan terhadap pelepasan fluida, baik minyak atau gas berbahaya yang dapat menimbulkan ledakan. Nilai Pi mengacu terhadap *Health &*

Safety Laboratory (HSL)/2005/50. Nilai *probability of ignition (Pi)* ditampilkan dalam Tabel 3.4.

Tabel 3. 4 Nilai *Probability of Ignition*

Penyebab	PFD untuk <i>Probability of Ignition (Pi)</i>
Pelepasan cairan atau minyak mentah	1.10^{-2}
Pelepasan gas atau kondensat yang berjumlah kecil	1.10^{-1}
Pelepasan kondensat yang berjumlah besar	5.10^{-1}
Terjadi pecah atau ledakan	1.10^0

3.3.3 Perhitungan nilai *Intermediate Event Likelihood (IEL)*

Perhitungan nilai *Intermediate Event Likelihood (IEL)* merupakan nilai kemungkinan kejadian menengah, dimana frekuensi yang dihitung merupakan frekuensi peristiwa berbahaya yang akan terjadi dengan semua IPLnya (Torres-Echeverria, 2016).

Safeguard yang ada pada *plant Debutanizer Unit*, selanjutnya akan dibagi menjadi beberapa IPL. Adapun nilai *Probability Failure on Demand (PFD)* untuk setiap IPL, akan dikalikan dengan nilai PFD untuk kejadian awal yang terjadi pada *plant Debutanizer Unit (ICL)*. Perhitungan IEL mengacu untuk setiap *node* pada *Debutanizer Unit*.

Secara matematis, persamaan IEL dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_{px} \times P_{tr} \times P_i \quad (3.8)$$

Keterangan :

PFD_n = nilai PFD untuk setiap *layer*

ICL = *Initiating Cause Likelihood*

IEL = *Intermediate Event Likelihood*

3.3.4 Penentuan nilai *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL)

Nilai *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL) merupakan nilai target pengurangan kemungkinan kejadian (*likelihood*) yang ingin dicapai oleh perusahaan untuk menentukan target pencegahan terhadap bahaya yang terjadi dari suatu konsekuensi. Nilai ini ditentukan berdasarkan *severity level*. Nilai TMEL ditunjukkan pada Tabel 3.3.

Tabel 3. 5 *Target Mitigated Event Likelihood* untuk keselamatan bahaya (Lassen, 2008) diadaptasi dari Nordhagen (2007)

<i>Severity level</i>	<i>Safety consequence</i>	<i>TMEL</i>
CA	<i>Single first aid injury</i>	$3 \cdot 10^{-2}$ per year
CB	<i>Multiple first aid injuries</i>	$3 \cdot 10^{-3}$ per year
CC	<i>Single disabling injury or multiple serious injuries</i>	$3 \cdot 10^{-4}$ per year
CD	<i>Single on-site fatality</i>	$3 \cdot 10^{-5}$ per year
CE	<i>More than one and up to three on-site fatalities</i>	$1 \cdot 10^{-5}$ per year

3.3.5 Perhitungan nilai *Safety Integrity Level* (SIL)

Setelah ditentukan nilai TMEL dan IEL yang merupakan hasil dari perkalian dari masing-masing *protection layer*, maka dilakukan perbandingan yang selanjutnya akan didapatkan nilai PF_{AVG} . Secara matematis, dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$PF_{AVG} = \frac{f_{TMEL}}{f_{IEL}} \quad (3.9)$$

Keterangan :

f_{TMEL} : Nilai TMEL

f_{IEL} : Nilai IEL

Nilai PFD_{AVG} ini adalah nilai PFD yang selanjutnya disesuaikan dengan nilai SIL berdasarkan standar IEC 61511. Adapun untuk mengetahui tindakan yang perlu dilakukan berdasarkan kategori SIL, digunakan standar sesuai Tabel 3.6.

Tabel 3. 6 SIL Pada Metode LOPA

<i>Safety Integrity Level (SIL)</i>	$\frac{f_{TMEL}}{f_{IEL}}$	Keterangan
NR	$\frac{f_{TMEL}}{f_{IEL}} > 1$	Dilakukan evaluasi terhadap SIF untuk dihilangkan atau tidak
SIL 0	1 – 0,1	Tidak dilakukan evaluasi lebih lanjut, dibutuhkan beberapa reduksi risiko
SIL 1	0,1 – 0,01	Tidak dilakukan evaluasi lebih lanjut, diperlukan SIL 1
SIL 2	0,01 – 0,001	Tidak dilakukan evaluasi lebih lanjut, diperlukan SIL 2
SIL 3	0,001 – 0,0001	Dibutuhkan evaluasi lebih lanjut melalui metode <i>Qualitative Risk Analysis (QRA)</i>

Sebagai verifikasi nilai SIL, dalam tugas akhir ini, nilai SIL dari hasil LOPA akan diverifikasi dengan perhitungan SIL menggunakan metode *Fault Tree Analysis (FTA)*.

3.4 Rekomendasi penurunan risiko

Tahap ini merupakan pemaparan hasil evaluasi nilai SIL berdasarkan hasil perhitungan yang disesuaikan dengan standar. Selain itu, diberikan juga rekomendasi apabila diperlukan untuk mereduksi besar risiko pada *Debutanizer Unit*. Rekomendasi

dipengaruhi dari hasil perhitungan PFD untuk masing-masing SIS atau dengan penambahan *protection layer*.

3.5 Analisis Blast Effect

Analisa lain yang dilakukan pada laporan Tugas Akhir ini adalah menghitung besar daya ledak dari suatu material, sehingga dapat diketahui jarak aman apabila terjadi hal yang tidak diinginkan. Persamaan yang digunakan dalam analisa ini yaitu menggunakan metode TNT *Equivalency*. TNT *Equivalency* merupakan metode untuk menghitung energi sebuah material yang dapat meledak sesuai dengan massa TNT (*Tri Nitro Toluene*). Pendekatan dilakukan berdasarkan asumsi bahwa massa bahan yang mudah meledak memiliki tingkat ledakan yang sama dengan TNT. Persamaan matematis yang digunakan adalah seperti Persamaan 2.4.

3.6 Penyusunan Laporan

Tahap ini merupakan penulisan laporan penelitian disertai dengan hasil dan analisa beserta kesimpulan yang memuat rekomendasi bagi perusahaan untuk meningkatkan tingkat keamanan (*safety*) terhadap risiko bahaya yang mungkin terjadi.

BAB IV

ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

Pada BAB IV ini, akan dijelaskan mengenai analisis data yang bertujuan untuk mengetahui bagaimana tingkat risiko bahaya pada *Debutanizer Unit* melalui analisa HAZOP. Selain itu, analisis dilakukan untuk mengetahui kekuatan daya ledak material sehingga dapat diketahui jarak aman ketika terjadi hal-hal yang tidak diinginkan.

4.1 Hasil Pengumpulan Data

Dalam Tugas Akhir ini, data yang dikumpulkan adalah data PFD, P&ID *Debutanizer Unit*, *historical maintenance*, dan data proses dari *Debutanizer Unit*. Selain itu, untuk menunjang dalam analisis *blast effect*, juga dikumpulkan berupa data *energy explosion*, berat massa material, dan energi TNT.

4.2 Penjelasan Titik Studi (Node)

Adapun unit yang dilakukan analisis bahaya pada Tugas Akhir ini adalah *Debutanizer Unit* 014. *Debutanizer Unit* digunakan untuk memisahkan hidrokarbon yang sangat ringan, seperti *propane* dan *butane* dari produk minyak. Produk yang dihasilkan selanjutnya akan diproses di *LPG Recovery*. *Debutanizer Unit* merupakan salah satu bagian dari unit proses *Platformer*, dimana tujuan dari proses ini adalah untuk mengolah lebih lanjut *naphtha* dari unit NHT menjadi senyawa *aromatic*, sehingga dihasilkan komponen *blending gasoline* dengan angka oktan yang lebih tinggi.

Pada *Debutanizer Unit*, terdapat 4 buah *node* yang masing-masing memiliki peran penting dalam proses debutanisasi. *Node* merupakan pemisahan suatu unit menjadi beberapa bagian agar mudah untuk dilakukan analisa. Hal ini bertujuan untuk mempermudah dalam mempelajari bagian prosesnya. Adapun *node* yang diambil pada *Debutanizer Unit* ini adalah *Flash Drum* (014V104), *Debutanizer Reboiler Heater* (014F104), *Debutanizer*

Column (014C104), dan *Debutanizer Overhead Receiver* (014V105).

4.2.1 *Flash Drum* (014V104)

Flash drum (014V104) merupakan salah satu jenis *vessel* yang berfungsi sebagai *separator* dua fasa yang memisahkan fasa cair dari fasa gas. *Separator* jenis ini berfungsi untuk mengumpulkan fluida dari pipa yang masih memiliki kandungan gas.

a. Proses pada *Flash Drum* (014V104)

Fluida cair yang berasal dari *recontact drum* (014V103) akan masuk ke *Flash drum* (014V104) bersama dengan gas yang dihasilkan dari proses debutanisasi. Gas berasal dari *Debutanizer Overhead Receiver* (014V105). *Flash drum* didesain dengan tekanan 19,8 kg/cm² g dan suhu 70°C. Adapun P&ID dari *Flash Drum* (014V104) dapat dilihat pada Lampiran A.1

b. Komponen Instrumentasi

Beberapa komponen instrumentasi yang ada di *Flash Drum* sehingga membantu proses didalamnya, ditunjukkan pada Tabel 4.1 berikut :

Tabel 4. 1 Komponen Instrumen pada *Flash Drum* (014V104)

<i>Node 1 : Flash Drum</i>	
Jenis Komponen Instrumen	Tag Number Komponen
<i>Sensor</i>	LT-016
<i>Controller</i>	LIC-016
<i>Actuator</i>	LV-016
<i>Safety System</i>	LAL-016
	LAH-016
	PAH-016
	PSV-027A/B

4.2.2 *Debutanizer Column (014C101)*

Kolom *Debutanizer* merupakan salah satu jenis kolom *Light End Fractionator*, dimana berfungsi untuk memisahkan hidrokarbon yang sangat ringan seperti *etana*, *propane*, dan *butane* dari produk minyak ringan.

a. Proses pada *Debutanizer Column (014C101)*

Kolom *debutanizer* berfungsi untuk memisahkan fraksi ringan berupa C5+ yang terikat pada *platformate*. Jumlah *tray* yang dimiliki kolom ini adalah sebanyak 30 buah.

Kolom *debutanizer* didesain untuk bekerja pada suhu 290°C dan tekanan 20,1 kg/cm² g. *Feed* berasal dari *flash drum* akan mengalami pemisahan hidrokarbon berdasarkan titik didihnya. Pemisahan dibantu oleh *reboiler heater* dengan bahan bakarnya berupa aliran *fuel oil* dan *fuel gas*.

Adapun P&ID *node Debutanizer Column (014C101)* dapat dilihat pada Lampiran A.2.

b. Komponen Instrumentasi

Beberapa komponen instrumentasi yang ada di *Debutanizer Column* sehingga membantu proses didalamnya, ditunjukkan pada Tabel 4.2 berikut :

Tabel 4. 2 Komponen Instrumen *Debutanizer Column (014C101)*

<i>Node 2 : Debutanizer Column</i>	
Jenis Komponen Instrument	Tag Number Komponen
<i>Sensor</i>	LT-014
	PT-015
	TT-168
	FT-027
<i>Controller</i>	LIC-014
	PIC-015
	TIC-168 (cascade)
	FIC-027 (cascade)
<i>Actuator</i>	LV-014
	PV-015
	FV-027A/B

Tabel 4.2 Lanjutan

Jenis Komponen Instrument	Tag Number Komponen
<i>Safety System</i>	LAL-014
	LAH-014
	PAH-015
	TAH-045
	PSV-025A/B

4.2.3 *Debutanizer Overhead Receiver (014V105)*

Seperti halnya *Flash Drum*, *Debutanizer Overhead Receiver* merupakan separator dua fasa. Berfungsi untuk memisahkan fasa cair dari fasa gas. Di dalam *Debutanizer Unit*, terdapat *demister* yang berfungsi untuk memisahkan fluida. Seperti halnya saringan, *demister* mengumpulkan fluida, setelah fluida terkumpul, maka akan jatuh ke bawah oleh gaya gravitasi.

a. Proses pada *Debutanizer Overhead Receiver (014V105)*

Top product yang berasal dari *Debutanizer Column*, akan masuk kedalam *Debutanizer Overhead Receiver*. Didalam *Debutanizer Overhead Receiver*, akan terjadi pemisahan antara fluida gas dari fluida cair. Adapun gas sebagai *top product* yang terpisah, selanjutnya akan dialirkan menuju *flash drum*, sedangkan *bottom product*, liquid akan dialirkan menuju *LPG Recovery Unit*, dan sebagian yang lain dikembalikan menuju *tray Debutanizer Column* untuk dilakukan proses pemisahan kembali.

Equipment ini didesain bekerja pada suhu 70°C dan tekanan 20 kg/cm² g. P&ID *Debutanizer Overhead Receiver (014V105)* dapat dilihat pada Lampiran A.3.

b. Komponen Instrumentasi

Beberapa komponen instrumentasi yang ada di *Debutanizer Overhead Receiver* sehingga membantu proses didalamnya, ditunjukkan pada Tabel 4.3 berikut :

Tabel 4. 3 Komponen Instrumen *Debutanizer Overhead Receiver* (014V105)

<i>Node 3 : Debutanizer Overhead Receiver</i>	
Jenis Komponen Instrumen	Tag Number Komponen
<i>Sensor</i>	LT-015
	FT-029
<i>Controller</i>	LIC-015 (<i>cascade</i>)
	FIC-029 (<i>cascade</i>)
<i>Actuator</i>	FV-029 (<i>cascade</i>)
<i>Safety System</i>	LAL-015
	LAH-015

4.2.4 *Debutanizer Reboiler Heater* (014F104)

Debutanizer Reboiler Heater merupakan salah satu *equipment* proses yang ada pada *Debutanizer Unit*. *Equipment* ini berbentuk seperti *furnace*, dimana pertimbangan untuk pemakaiannya adalah untuk pemakaian beban yang rendah dengan kondisi suhu yang tidak terlalu kritis. Bahan bakar *furnace* dapat berupa cair maupun gas, dimana bahan bakar cair disebut *fuel oil*, dan bahan bakar gas disebut *fuel gas*. *Debutanizer Reboiler Heater* dilengkapi *burner* yang memiliki pilot untuk mengombinasikan agar *fuel oil* dan *fuel gas* dapat menyala secara simultan.

a. Proses pada *Debutanizer Reboiler Heater* (014F104)

Feed yang merupakan *bottom product Debutanizer Column*, akan dipompa menuju *Debutanizer Reboiler Heater*. *Feed* berupa *platformate* ini akan mengalami pemanasan, dimana suhu *platformate* akan mengalami kenaikan sehingga memiliki suhu yang cukup untuk dikembalikan ke *Debutanizer Column*. *Equipment* ini didesain untuk bekerja pada suhu 261°C dan tekanan 18,63 kg/cm² g.

b. Komponen Instrumentasi

Beberapa komponen instrumentasi yang ada di *Debutanizer Reboiler Heater* sehingga membantu proses didalamnya, ditunjukkan pada Tabel 4.4.

Tabel 4. 4 Komponen Instrumen *Debutanizer Reboiler Heater* (014F104)

<i>Node 4 : Debutanizer Reboiler Heater</i>	
Jenis Komponen Instrumen	Tag Number Komponen
<i>Sensor</i>	PT-012
	FT-020
<i>Controller</i>	PDIC-012
	FIC-020
<i>Actuator</i>	PV-012
	FV-020
<i>Safety System</i>	PAL-014
	PALL-014
	TAH-065
	TAH-055
	FAL-020B
	FAL-011B
	FSL-020
PSL-011B	

Adapun P&ID untuk *Debutanizer Reboiler Heater* (014F104) dapat dilihat pada Lampiran A.4.

4.3 Analisis Potensi Bahaya, Cause, dan Consequences

Estimasi *Cause* dan *Consequences* dilakukan untuk setiap *node* pada *Debutanizer Unit*. Analisis ini dilakukan untuk menganalisa kemungkinan dampak bahaya yang terjadi akibat penyimpangan dari kondisi proses yang dikendalikan.

Dalam metode HAZOP, ada beberapa *parameter* yang digunakan, diantaranya adalah *guideword*, *deviation*, *causes*, dan *consequences*. Adapun *guideword* dan deviasi telah diperoleh dari langkah sebelumnya, yaitu melalui *control chart*. Sedangkan parameter *cause* didapatkan dari analisa kemungkinan yang memicu terjadinya deviasi. Dengan diketahuinya *cause* ini, maka akan didapatkan analisa dampak yang ditimbulkannya. Kemungkinan dampak yang dihasilkan dari *cause* ini disebut dengan *consequences*. Adapun *cause* dan *consequence*, dapat diperoleh berdasarkan proses analisa maupun hasil wawancara dengan *operator* proses maupun pelaksana atau *engineer* terkait.

Analisis potensi bahaya dilakukan dengan menganalisa semua *parameter* beserta dengan tingkat keseringan (*likelihood*) dan tingkat keparahan (*severity*) yang mungkin terjadi sesuai dengan standar perusahaan.

Hasil analisa *cause and consequences* untuk setiap *node* pada *Debutanizer Unit* ditunjukkan pada Tabel 4.5 – Tabel 4.8.

Tabel 4. 5 *Cause and Consequences node Flash Drum*

No	Instru-ment	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences
1	LT-016	No	No level	014 LV-016 malfunction closed	No level at 014C101
					High level at 014V104 lead to carry over liquid hydrocarbon to fuel gas system
				014 P-102 A/B fails	No level at 014C101
					High level at 014V104 lead to carry over liquid hydrocarbon to fuel gas system
		Low	Low level	014 LV-016 open less than required	Low level at 014C101
					High level 014V104 lead to carry over liquid hydrocarbon to fuel gas system
					High temperature product to storage
		High	High level	014 LV-016 open more than required	High level at 014C101
Low level at 014V104 lead to 014P102 cavitation					

Tabel 4. 6 *Cause and Consequences node Debutanizer Column*

No	Instru- -ment	Guide word	Deviation	Cause	Consequences
1	LT- 014	High	High Level	More vapor from overhead 014C-101	Potential to carry over liquid hydrocarbon to flare
		Low	Low Level	Low flow from upstream 014C-101	Potential to 014P- 104 cavitation
				Finfan 014E- 105 fails	Decrease separation in potential to offspec product
				Cooler 014E- 109 fails	
2	TT- 168	High	High Temperat ure	Finfan 014E- 105 fails Cooler 014E- 109 fails	Decrease separation in potential to offspec product
		Low	Low Temperat ure	Low bottom temperature at 014C-101	Decrease separation in potential to offspec product
3	PT- 015	High	High Pressure	More vapor from overhead 014C-101	High level at 014V-105
					High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential of offspec product
				High bottom temperature at 014C-101	High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential of offspec product
				Finfan 014E- 105 fails	Decrease separation in potential to offspec product
Cooler 014E- 109 fails					

Tabel 4.6 Lanjutan

No	Instru-ment	Guide word	Deviation	Cause	Consequences
		Low	Low Pressure	Less vapor to overhead 014C-101	Low level at 014V-105
					High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential of offspec product

Tabel 4. 7 Cause and Consequences node Debutanizer Overhead Receiver

No	Instru-ment	Guide word	Deviation	Cause	Consequences
1	LT-015	High	High Level	014 P-104 A/B fails	High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare
				014 FV-029 malfunction closed	High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare
		Low	Low Level	Finfan 014E-105 fails	Potential to cavitation 014P-104A
				Cooler 014E-109 fails	Potential to cavitation 014P-104A
				014 FV-029 open more than required	Potential to cavitation 014P-104A
2	FT-029	No	No Flow	014 P-104 fails	High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product

					<p><i>High pressure at 014C-101 lead to leak/rupture</i></p>		
					<p><i>High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare</i></p>		
				<p><i>014 FV-029 malfunction closed</i></p>	<p><i>High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product</i></p>		
					<p><i>High pressure at 014C-101 lead to leak/rupture</i></p>		
					<p><i>High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare</i></p>		
		<p><i>Low</i></p>	<p><i>Low Flow</i></p>	<p><i>014 P-104 low performance (low level at 014V-105/strainer)</i></p>	<p><i>High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product</i></p>		
							<p><i>High pressure at 014C-101 lead to leak/rupture</i></p>
							<p><i>High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare</i></p>
				<p><i>014 FV-029 close more than required</i></p>	<p><i>High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product</i></p>		

Tabel 4.7 Lanjutan

No	Instru- -ment	Guide word	Deviation	Cause	Consequences
					<i>High pressure at 014C-101 lead to leak/rupture</i>
					<i>High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare</i>
		<i>High</i>	<i>High Flow</i>	<i>014 FV-029 open more than required</i>	<i>Low temperature and high pressure at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product and increase yield product</i>

Tabel 4. 8 Cause and Consequences node Debutanizer Reboiler Heater

No	Instru- -ment	Guide word	Deviation	Cause	Consequences
1	PDT-012	<i>Low</i>	<i>Low Pressure</i>	<i>014 PV-012 open less than required</i>	<i>increase delta pressure fuel oil-atomizing steam lead to trip burner fuel oil</i>
		<i>High</i>	<i>High Pressure</i>	<i>014 PV-012 open more than required</i>	<i>Potential to extinguish flame in fuel oil burner</i>
2	FT-020	<i>No</i>	<i>No Flow</i>	<i>014 FV-020 malfunction closed</i>	<i>High level at 014C-101</i>
		<i>Low</i>	<i>Low Flow</i>	<i>014FV-020 malfunction closed</i>	<i>High level at 014C-101</i>

Tabel 4.8 Lanjutan

No	Instru- -ment	Guide word	Deviation	Cause	Consequences
		High	High Flow	014FV-020 open more than required	Low temperature at outlet 014F-104 lead to bad separation potential to high level at 014C-101

4.3.1 Penentuan Nilai *Likelihood* dan Nilai *Severity*

Untuk setiap *guideword*, memiliki nilai *likelihood* atau peluang terjadinya kegagalan, dan nilai *severity* atau tingkat keparahan yang berbeda untuk setiap *plant*.

Penentuan nilai *likelihood* diperoleh melalui perhitungan secara kuantitatif terhadap data *maintenance* dan *turn around* yang terjadi pada *instrument* dalam kurun waktu 10 tahun. *Likelihood* ditentukan dengan menggunakan *Time Interval* (TI) yang dibagi dengan MTTF setiap komponen instrumen. Berdasarkan Ronny dalam (Ronny D. N, 2015), persamaan nilai *likelihood* adalah :

$$Likelihood = \frac{10 \text{ tahun} \times 365 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}{MTTF} \quad (4.1)$$

Hasil dari perhitungan nilai *likelihood* ditunjukkan pada Tabel 4.9.

Sedangkan estimasi *severity* diperoleh dengan menggunakan *consequences* yang telah didapatkan dan mengarah terhadap penentuan tingkat keparahan dari kerusakan yang terjadi berdasarkan *consequences*. Acuan dalam menentukan nilai *likelihood* dan *severity* adalah berdasarkan referensi HAZOP PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap seperti yang ditunjukkan pada Tabel 2.4 dan Tabel 2.5.

Estimasi *likelihood* dan *severity* untuk setiap *guideword* disesuaikan dengan standar perusahaan. Estimasi tersebut juga

diperoleh berdasarkan wawancara dengan salah satu *engineer* terkait.

Tabel 4. 9 Hasil Perhitungan *Likelihood*

<i>Instrument</i>	<i>Likelihood</i>	<i>Instrument</i>	<i>Likelihood</i>
LT-014	2	FT-029	2
TT-168	2	LT-016	2
PT-015	2	PDT-012	2
LT-015	2	FT-020	2

4.3.2 Penentuan Nilai *Risk Ranking*

Tahapan terakhir dalam analisa potensi bahaya yaitu dengan menentukan nilai *risk ranking*. Nilai *risk ranking* diperoleh dengan mengalikan nilai *likelihood* dengan nilai *severity* (*consequences*). Dalam Tugas Akhir ini, nilai *risk ranking* yang digunakan sesuai standar yang diperoleh dari *Maintenance Area 2* PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap seperti yang ditunjukkan pada Tabel 2.6.

Dari Tabel 2.6 dapat diketahui, bahwa terdapat 4 kategori *risk ranking*, yaitu A (kuning) yang berarti *low risk*, C (hijau) yang berarti *medium risk*, N (*orange*) yang berarti *high risk*, dan U (merah) yang berarti *very high risk*. Sebuah bahaya dapat menimbulkan risiko yang sangat berat apabila bersifat dalam kategori N atau U, dimana risiko bersifat mematikan pada tingkat *consequences* dan terjadi berulang/*unacceptable* pada *likelihood*.

Setelah menentukan *risk ranking*, maka analisis bahaya menggunakan metode HAZOP telah selesai dilakukan. Adapun hasil analisis bahaya dengan metode HAZOP secara keseluruhan (HAZOP *Worksheet*) dapat dilihat pada LAMPIRAN B.

4.4 Analisis HAZOP

Berdasarkan hasil analisis HAZOP yang telah dilakukan, didapatkan total risiko berjumlah 46 dengan risiko kategori *low* sebanyak 16, risiko kategori *medium* sebanyak 25, dan risiko kategori *high* sebanyak 5, sedangkan untuk risiko kategori *very high* tidak ada. Dari hasil tersebut, diperoleh bahwa risiko yang

mungkin terjadi pada *Debutanizer Unit* terbagi menjadi empat kategori yang ditunjukkan dalam presentase sebagai berikut :

<i>Low Risk</i> (kuning)	= 34,78%
<i>Medium Risk</i> (hijau)	= 54,35%
<i>High Risk</i> (orange)	= 10,87%
<i>Very High Risk</i> (merah)	= 0%

Dari hasil analisis tersebut, diketahui bahwa kerusakan yang tergolong dalam kategori *High Risk* pada *Debutanizer Unit* disebabkan karena adanya kegagalan atau kerusakan pada komponen FT-029 *No Flow*, LT-016 *No Level*, PDT-012 *Low Pressure* dan *High Pressure*, dan FT-020 *No Flow*. Kegagalan tersebut yang selanjutnya akan dilakukan analisa dengan menggunakan metode LOPA untuk menentukan tingkatan SIL yang telah digunakan, serta rekomendasi yang perlu diberikan untuk mereduksi risiko yang mungkin terjadi.

4.5 Perhitungan *Layer of Protection Analysis (LOPA)*

Lapisan pelindung (*protection layer*) pada LOPA terdiri dari banyak IPL. Adapun *protection layer* yang akan dianalisa terdiri dari *General Process Design*, *Basic Process Control System (BPCS)*, *Alarms*, dan *Additional Mitigation Layer*.

Sebelum dilakukan perhitungan nilai *Intermediate Event Likelihood (IEL)*, terlebih dahulu dilakukan perhitungan nilai *Initiation Cause Likelihood (ICL)*. Nilai ICL dicari menggunakan Persamaan 3.5. Adapun nilai ICL untuk setiap kerusakan pada *Debutanizer Unit* ditampilkan dalam Tabel 4.10.

Tabel 4. 10 Perhitungan ICL

No	<i>Impact Event Description</i>	S	<i>Initiating cause</i>	<i>N/Jam</i>	<i>N/Tahun</i>	R	ICL
1	<i>High temperature at top column 014C-101</i>	CE	<i>014 FV-029 malfunction closed</i>	$2,47 \cdot 10^{-5}$	0,216	$\frac{0,80}{5}$	$\frac{0,194}{6}$

Tabel 4.10 Lanjutan

No	Impact Event Description	S	Initiating cause	<i>N</i> /Jam	<i>N</i> /Tahun	R	ICL
2	No level at 014C-101	CE	014 LV-016 malfunction closed	$2,53.10^{-5}$	0,222	0,801	0,1989
3	increase delta pressure fuel oil-atomizing steam lead to trip burner fuel oil	CE	014 PV-012 open less than required	$2,527.10^{-5}$	0,221	0,801	0,1986
4	Potential to extinguish flame in fuel oil burner	CE	014 PV-012 open more than required	$2,53.10^{-5}$	0,221	0,801	0,1986
5	High level at 014C-101	CE	014 FV-020 malfunction closed	$2,53.10^{-5}$	0,222	0,801	0,1980

Selanjutnya dilakukan perhitungan nilai IEL serta penentuan nilai SIL. Nilai IEL dicari menggunakan rumus sesuai dengan persamaan 3.8. Adapun dalam perhitungan nilai SIL, digunakan persamaan 3.9.

Terdapat 5 skenario kejadian pada *Debutanizer Unit* yang terbagi pada 3 buah *node*. Untuk setiap skenario, memiliki nilai PFD yang berbeda pada setiap IPL nya. Hal ini bergantung dengan keberadaan komponen IPL nya. Perhitungan PFD untuk IPL diperoleh berdasarkan *historical maintenance* yang ada. Berikut merupakan hasil perhitungan PFD IPL.

Tabel 4. 11 Perhitungan PFD Komponen BPCS

Skenario	Tag number	PFD	PFD Avg
1	FT-029	0,02668	0,023839339
	FIC-029	0,02744	
	FV-029	0,0174	

Tabel 4.11 Lanjutan

Skenario	Tag number	PFD	PFD Avg
2	LT-016	0,02734	0,02733901
	LIC-016	0,02736	
	LV-016	0,02732	
3 & 4	PDT-012	0,0273	0,031901164
	PDIC-012	0,04111	
	PV-012	0,0273	
5	FT-020	0,02721	0,031180734
	FIC-020	0,02742	
	FV-020	0,0389	

Tabel 4. 12 Perhitungan PFD Komponen *Critical Alarm*

Skenario	Tag number	PFD	PFD Avg
2	LAL-016	0,027330701	0,027330701
	LAH-016	0,027330701	
3 & 4	FAL-011B	0,02738059	0,02738059
5	FAL-020B	0,027372263	0,027372263

Tabel 4. 13 Perhitungan PFD Komponen *Additional Mitigation*

Skenario	Tag Number	PFD	PFD Avg
2	PSV-027A	0,027330701	0,027347321
	PSV-027B	0,02736394	
3,4, & 5	FSL-020B	0,02739726	0,027430702
	PSL-011B	0,027464144	

Tabel LOPA berikut merepresentasikan nilai IEL untuk setiap skenario dimana diperoleh dari perkalian antara ICL dengan nilai PFD setiap *layer* (IPLs).

Keterangan Tabel 4.14 :

- IED¹ = *Impact Event Description*
- SL² = *Severity Level*
- IC³ = *Initiating Cause*
- ICL⁴ = *Initiation Cause Likelihood*
- GPD⁵ = *General Process Design*
- BPCS⁶ = *Basic Process Control System*

AR ⁷	= <i>Alarms</i>
ARA ⁸	= <i>Additional Mitigation Restricted Access</i>
AMD ⁹	= <i>Additional Mitigation Dikes, Pressure Relief</i>
IEL ¹⁰	= <i>Intermediate Event Likelihood</i>
TMEL ¹¹	= <i>Target Mitigated Event Likelihood</i>
PFD ¹²	= <i>Probability Failure on Demand</i>
SIL ¹³	= <i>Safety Integrity Level</i>

Tabel 4. 14 *Worksheet Layer of Protection Analysis (LOPA)*

IED ¹	SL ²	IC ³	ICL ⁴	Protection Layers (PLs)						TME L ¹¹	PFD ¹²	SIL ¹³
				GPD ₅	BPC S ⁶	AR ₇	ARA ₈	AM D ⁹	IEL ¹⁰			
<i>High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product</i>	CE	<i>014 FV-029 malfunction closed</i>	0,1946	0,1	0,024	1	0,5	1	0,000231944	1.10 ⁻⁵	4,31.10 ⁻²	SIL ₁
<i>No level at 014C-101</i>	CE	<i>014 LV-016 malfunction closed</i>	0,1989	0,1	0,027	0,0273307	0,5	0,02735	2,03.10 ⁻⁷	1.10 ⁻⁵	4,92.10 ¹	NR

Tabel 4.14 Lanjutan

IED ¹	SL ²	IC ³	ICL ⁴	Protection Layers (PLs)						TME L ¹¹	PFD ¹²	SIL ¹ ₃
				GPD ₅	BPCS ⁶	AR ₇	ARA ₈	AMD ⁹	IEL ¹⁰			
<i>Increase delta pressure fuel oil-atomizing steam lead to trip burner fuel oil</i>	CE	<i>014 PV-012 open less than required</i>	0,1986	0,1	0,032	0,0 273 805 9	0,5	0,027 43	2,38.1 0 ⁻⁷	1.10 ⁻⁵	4,2.10 ₁	NR
<i>Potential to extinguish flame in fuel oil burner</i>	CE	<i>014 PV-012 open more than required</i>	0,1986	0,1	0,032	0,0 273 805 9	0,5	0,027 43	2,38.1 0 ⁻⁷	1.10 ⁻⁵	4,2.10 ₁	NR

Tabel 4.14 Lanjutan

IED ¹	SL ²	IC ³	ICL ⁴	Protection Layers (PLs)						TME L ¹¹	PFD ¹²	SIL ¹ ₃
				GPD ₅	BPC S ⁶	AR ₇	ARA ₈	AM D ⁹	IEL ¹⁰			
<i>High level at 014C-101</i>	CE	<i>014 FV- 020 malfunction closed</i>	0,1980	0,1	0,031	0,0 273 722 6	0,5	0,027 43	8,4528 5E-06	1.10 ⁻⁵	1,2	NR

General process design bernilai 0,1 yang berarti menunjukkan bahwa desain *plant* yang diinginkan yaitu memiliki kegagalan satu kali dalam sepuluh tahun. Nilai untuk BPCS dan *Alarm* disesuaikan dengan yang ada di P&ID atau PFD, dimana apabila di P&ID atau PFD terdapat BPCS dan *alarm*, maka masing-masing memiliki nilai. Adapun nilai PFD untuk *alarm* dan BPCS diperoleh berdasarkan *historical data maintenance*. Namun apabila tidak terdapat pada P&ID atau PFD, maka nilainya 1. Adapun untuk perhitungan nilai *Additional Mitigation Restricted Access*, digunakan persamaan 3.6 dan 3.7. Nilai *Additional Mitigation Restricted Access* dipengaruhi oleh nilai *probability of fatal injury* (P_v) yang bernilai 1 dikarenakan termasuk dalam proses kontinyu dan nilai *probability of personal in affected area* (P_p) yang bernilai 0,5. Nilai P_p dihitung menggunakan persamaan 3.7 dengan nilai *time to present hazards* sebesar 60 menit dan nilai *total time* sebesar 120 menit.

Berdasarkan perhitungan sesuai dengan Tabel 4.15, diperoleh nilai SIL untuk setiap *Impact Event* yang bervariasi, yaitu SIL 1, dan SIL NR. Dengan rincian 20% SIL 1, dan 80% SIL NR.

Berdasarkan hasil tersebut, maka perlu untuk diberikan rekomendasi terkait penurunan risiko. Untuk SIL NR yang berarti *No Requirement of Additional Layer*, maka tidak diperlukan adanya penambahan *protection layer*. Sementara itu, untuk SIL 1, bahaya yang timbul dapat direduksi dengan penambahan *protection layer*. Namun sebelum diberikan rekomendasi berupa penambahan *layer*, nilai SIL dengan metode LOPA akan dibandingkan dan diverifikasi dengan perhitungan nilai SIL menggunakan FTA.

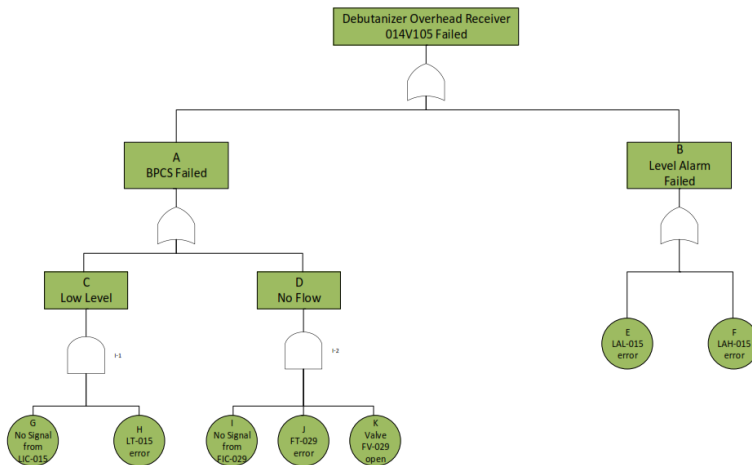
4.6 Perhitungan SIL dengan Metode FTA

Verifikasi SIL yang dihitung adalah berdasarkan hasil perhitungan SIL LOPA yang bernilai SIL 1, yaitu pada *loop* FT-029 yang berada pada *node Debutanizer Overhead Receiver* 014V105.

Pada metode FTA, analisis kuantitatif dilakukan dengan perhitungan PFD untuk setiap komponen. Pada kasus ini, analisis

dilakukan untuk mengetahui potensi kerusakan pada *equipment Debutanizer Overhead Receiver 014V105* berdasarkan laju kegagalan komponennya. *Basic event* pada FTA merupakan kejadian penyebab kerusakan pada *top event*, yang dalam hal ini adalah kegagalan proses pada *Debutanizer Overhead Receiver*. Nilai PFD untuk masing-masing IPL ditentukan berdasarkan laju kegagalan menggunakan persamaan 2.8.

Gambar 4.1 merupakan diagram FTA pada kondisi *Debutanizer Overhead Receiver 014V015 Failed*.



Gambar 4. 1 Diagram FTA pada Kondisi *Debutanizer Overhead Receiver Failed*

Pada *Debutanizer Overhead Receiver 014V105* ini, terdapat satu *loop* pengendalian dengan sistem pengendalian *cascade*. Pada *loop* pengendalian *cascade*, level dari *Debutanizer Overhead Receiver* akan diukur oleh *transmitter* LT-015, kemudian akan mengirimkan sinyal menuju *level controller* LIC-015. *Feedback* yang berasal dari *level controller* ini, selanjutnya akan dikirimkan menuju FIC-029 yang berfungsi sebagai *master controller* pada *Debutanizer Unit Receiver 014V105*. Selain itu, terdapat sistem *alarm* yang berfungsi untuk melakukan peringatan terhadap

kondisi proses *level Debutanizer Overhead Receiver* 014V105 apabila terjadi penyimpangan.

SIL diperoleh berdasarkan perhitungan PFD menurut aljabar *Boolean* untuk kondisi diagram FTA diatas, dan didapatkan hasil seperti dibawah ini :

Untuk *top event* (T) pada *Debutanizer Overhead Receiver* 014V105.

$$\begin{aligned}
 T(P) &= A \cup B & (4.2) \\
 &= (C \cup D) \cup (E \cup F) \\
 &= ((G \cap H) \cup (I \cap J \cap K)) \cup (E \cup F) \\
 &= ((0,0273 * 0,0274) + (0,0274 * 0,0174 * 0,0267)) + \\
 &\quad (0,0273 + 0,0273) \\
 &= 0,000811
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan dengan menggunakan aljabar *Boolean*, diperoleh nilai PFD sebesar 0,000811.

Dengan nilai TMEL yang berada pada kondisi *severity level* C_E, yaitu 1.10⁻⁵, nilai target SIL dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$PFD_{AVG} = \frac{TMEL}{T(P)} = \frac{1 \times 10^{-5}}{0,000811} = 1,23 \times 10^{-2} \quad (4.3)$$

Berdasarkan standar IEC 61511, nilai PFD tersebut termasuk kategori SIL 1.

4.7 Perbandingan SIL Metode LOPA dengan SIL Metode FTA

Dari kedua metode yang digunakan, didapatkan nilai SIL yang sama. Dalam metode FTA, perhitungan SIL hanya dilakukan untuk skenario dari analisis LOPA yang membutuhkan rekomendasi, yaitu *loop control* FT-029 pada *equipment Debutanizer Overhead Receiver*. Oleh karena itu, dalam FTA dilakukan perhitungan SIL untuk mengidentifikasi kemungkinan kegagalan dari *Debutanizer Overhead Receiver*. Dari perhitungan yang telah dilakukan, diperoleh hasil SIL dengan metode LOPA

dan FTA yang sama, yaitu SIL 1. Dikarenakan tingkat reduksi risiko yang rendah, maka perlu untuk dilakukan penambahan proteksi *layer* untuk dapat membantu mereduksi risiko yang mungkin terjadi.

4.8 Rekomendasi Penurunan Risiko

Berdasarkan hasil analisa LOPA, diperlukan adanya penambahan *protection layer* untuk *impact event* yang memiliki nilai SIL 1, untuk mereduksi risiko yang terjadi. *Impact event* tersebut terdapat pada skenario pertama yaitu pada instrumen FT-029. Karena pada *impact event* tersebut belum memiliki *alarm*, maka rekomendasi yang diberikan yaitu penambahan *alarm* pada *flow transmitter* FT-029. FT-029 terletak pada node *Debutanizer Overhead Receiver* 014V105. Penambahan *alarm* pada FT-029, sesuai dengan (CCPS, 2001), nilai PFD nya yaitu 0,1. Sehingga SIL setelah ditambahkan *alarm* pada skenario pertama, yaitu didapatkan SIL 0. Dengan SIL 0 tersebut, menandakan bahwa tiap lapisan pelindung pada *impact event* telah mampu mereduksi risiko yang berbahaya. Instrumen yang akan dipasang adalah *Flow Alarm Low* (FAL) dan *Flow Alarm High* (FAH). Dengan adanya penambahan *alarm* ini, maka kondisi *flow* yang keluar dari *Debutanizer Overhead Receiver* dapat dikontrol. *Flow Alarm Low* (FAL) akan memberikan peringatan kepada *operator* ketika *flow* terindikasi melebihi dari batas minimal. Begitupun sebaliknya, untuk *flow* yang terindikasi melebihi batas maksimal yang diizinkan. Adapun perhitungan nilai SIL setelah dilakukan penambahan IPL pada skenario pertama, dengan penambahan *alarm*, akan menghasilkan nilai SIL 0 seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4.15.

Tabel 4. 15 Worksheet LOPA dengan penambahan alarm pada Skenario 1

IED ¹	SL ²	IC ³	ICL ⁴	Protection Layers (PLs)						TME L ¹¹	PFD ¹²	SIL ¹³
				GPD ₅	BPCS ₆	AR ₇	ARA ₈	AMD ₉	IEL ¹⁰			
<i>High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product</i>	CE	<i>014 FV-029 malfunction closed</i>	0,1945895	0,1	0,024	0,1	0,5	1	0,0000231944	1.10 ⁻⁵	4,31.10 ⁻¹	SIL0

4.9 Analisis Blast Effect

Sebuah industri *oil and gas*, merupakan salah satu industri yang memiliki tingkat risiko yang tinggi. Material *flammable* dapat memicu terjadinya kebakaran atau bahkan ledakan yang disebabkan karena adanya kejadian yang tidak diinginkan. *Blast effect* merupakan kekuatan daya ledak dari suatu material. Adapun dalam Tugas Akhir ini, analisis *blast effect* menggunakan persamaan perbandingan daya ledak TNT (*Tri Nitro Toluene*) (Crowl & Louvar, 2003). Untuk melakukan perhitungan dengan metode ini, perlu untuk diketahui nilai dari *parameter-parameter* material yang digunakan. Material proses pada *Debutanizer Column* terdiri dari gas.

Debutanizer column mengandung beberapa gas *hydrocarbon*, seperti *propane*, *butane*, *metane*, dan *etane*. Kandungan untuk masing-masing gas adalah terdiri dari 55% *propane*, 20% *butane*, 15% *methane*, dan 10% *ethane*. Adapun *propane* merupakan kandungan gas paling dominan, sehingga *parameter propane* perlu diketahui untuk perhitungan daya ledak pada *Debutanizer Column*.

Untuk menghitung nilai *blast effect* dengan menggunakan ekuivalensi TNT, pertama-tama dilakukan perhitungan energi ledakan material (ΔH_c). Energi ledakan material dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 4.2.

$$(\Delta H_c \text{ mix} = \% \text{ mol a} \times \text{Energy explosion a} + \% \text{ mol b} \times \text{Energy explosion b} + \dots) \quad (4.4)$$

Adapun energi ledakan untuk masing-masing gas *hydrocarbon* adalah sebagai berikut :

Tabel 4. 16 Nilai *Energy Explosion* (Crowl & Louvar, 2003)

Gas	Energy Explosion (kJ/mol)
55% <i>Propane</i> (C ₃ H ₈)	2110,3
20% <i>Butane</i> (C ₄ H ₁₀)	2750,2
15% <i>Methane</i> (CH ₄)	818,7
10% <i>Ethane</i> (C ₂ H ₆)	1468,7

Dari data energi ledakan untuk setiap gas, perhitungan energi ledakan material diperoleh hasil seperti pada Tabel 4.17.

Tabel 4. 17 Perhitungan Energi Ledakan Material

<i>Comp</i>	<i>% Mol</i>	<i>Energy Explosion</i>	<i>E Explosion mix</i>
<i>Propane</i>	55,00 %	2110,3	1160,665
<i>Butane</i>	20,00 %	2750,2	550,04
<i>Methane</i>	15,00 %	818,7	122,805
<i>Ethane</i>	10,00 %	1468,7	146,87
ΔH_c mix (kJ/mol)			1980,38

Setelah mendapatkan nilai ΔH_c , selanjutnya dihitung ekuivalensi massa TNT (mTNT). Persamaan ekuivalensi massa TNT adalah sebagai berikut :

$$m_{TNT} = \frac{\eta m \Delta H_c}{E_{TNT}} \quad (4.5)$$

Keterangan :

Mtnt : massa ekuivalensi TNT (kg)

η : efisiensi ledakan

m : massa bahan yang dianalisa (kg)

ΔH_c : energi ledakan material (kj/mol)

E TNT : energi ledakan TNT

Besar energi efisiensi ledakan bervariasi, secara umum, *range* nilai berkisar antara 1%-10%. Untuk desain konservatif *worst case*, maka diambil nilai efisiensi ledakan sebesar 10%. Akan tetapi, khusus untuk *propane*, nilai efisiensinya adalah 5% (Crowl & Louvar, 2003). Untuk E TNT, nilainya adalah 4686 kJ/kg.

Data :

η : 5%

m	: 1153 kg (berdasarkan perhitungan volume dan massa jenis)
BM Gas	: 0,0413 kg/mol (BM Camp)
ΔH_c mix	: 1980,38 kJ/mol
E TNT	: 4686 kJ/kg TNT

$$m_{TNT} = \frac{\eta m \Delta H_c}{E_{TNT}}$$

$$m_{TNT} = (5\% \times 1153 \text{ kg} \times 1980,38 \text{ kJ/mol}) / (0,0413 \text{ kg/mol} \times 4686 \text{ kJ/kg TNT})$$

$$\mathbf{m_{TNT} = 590,094 \text{ kg TNT}}$$

Selanjutnya dilakukan perhitungan *scaled distance* (Z_e). *Scaled distance* merupakan penskalaan kekuatan daya ledak pada jarak tertentu terhadap massa ekuivalensi TNT. *Scaled distance* dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$z_e = \frac{r}{m^{1/3}_{TNT}} \quad (4.6)$$

Keterangan :

Z_e	: <i>scaled distance</i> (m kgTNT ^{-1/3})
r	: radius jarak dari pusat ledakan (m)
mTNT	: massa ekuivalensi TNT (kg)

Perhitungan nilai Z_e untuk setiap jarak yang diukur. Semisal untuk jarak 1 meter dari pusat, maka dapat ditulis Z_{e1} .

$$Z_{e1} = 1 \text{ m} / 590,094 \text{ kgTNT}^{1/3}$$

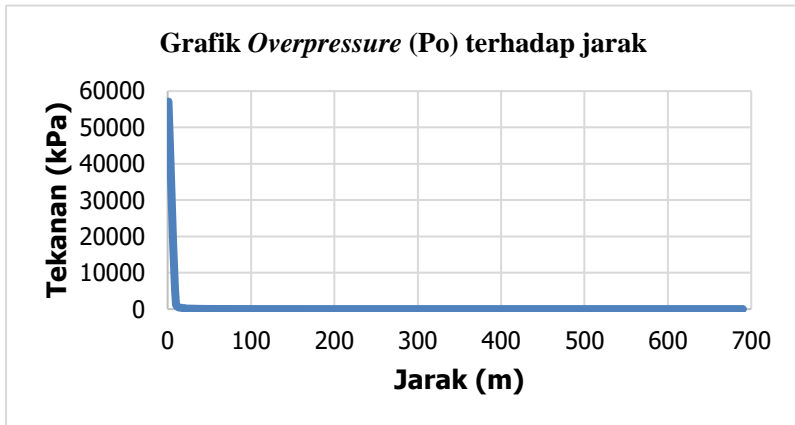
$$Z_{e1} = 0,119 \text{ m kgTNT}^{-1/3}$$

Perhitungan nilai Z_e untuk setiap jarak pengukuran secara lengkap, dapat dilihat pada Lampiran D.

Langkah selanjutnya setelah didapatkan nilai Z_e , adalah menghitung nilai *over pressure* (P_o), atau tekanan yang diakibatkan dari ledakan untuk setiap jarak dari sumber ledakan. Untuk menghitung nilai *over pressure*, terlebih dahulu ditentukan nilai *scaled over pressure* (P_s) sesuai dengan persamaan 2.4.

Setelah didapatkan nilai P_s untuk setiap jarak pengukuran, selanjutnya dihitung nilai P_o dengan mengalikan nilai P_s dengan P_a , dimana P_a merupakan besar tekanan lingkungan yaitu sebesar 1 atm atau setara dengan 101,3 kPa.

Hasil perhitungan nilai *over pressure* (P_o) secara lengkap dapat dilihat pada Lampiran E. Dari hasil yang diperoleh, dapat digambarkan grafik tekanan pada Gambar 4.2.



Gambar 4. 2 Grafik tekanan *overpressure* (P_o) ledakan terhadap jarak

Berdasarkan hasil perhitungan yang ditunjukkan seperti pada Lampiran E, diperoleh hasil P_o yang mengindikasikan kekuatan tekanan daya ledak dari material *propane*. Nilai P_o dapat diklasifikasikan dampaknya sesuai pada Tabel 4.18.

Tabel 4. 18 Estimasi kerusakan berdasarkan *overpressure* (pendekatan) (Crowl & Louvar, 2003) berdasarkan V.J Clancey

Pressure		Damage
psig	kPa	
0,02	0,14	Annoying noise (137 dB if low frequency, 10-15 Hz)

Tabel 4.18 Lanjutan

<i>Pressure</i>		<i>Damage</i>
<i>psig</i>	<i>kPa</i>	
0,03	0,21	<i>Occasional breaking of large glass windows already under strain</i>
0,04	0,28	<i>Loud noise (143dB), sonic boom, glass failure</i>
0,1	0,69	<i>Breakage of small windows under strain</i>
0,15	1,03	<i>Typical pressure for glass breakage</i>
0,3	2,07	<i>“Safe distance” (probability 0,95 of no serious damage below this value); projectile limit; some damage to house ceilings; 10% windows glass broken</i>
0,4	2,76	<i>Limited minor structural damage</i>
0,5-1,0	3,4-6,9	<i>Large and small windows usually shatter; occasional damage to window frames</i>
0,7	4,8	<i>Minor damage to house structures</i>
1,0	6,9	<i>Partial demolition of houses, made uninhabitable</i>
1-2	6,9-13,8	<i>Corrugated asbestos shatters; corrugated steel or aluminium panels, fastenings fail, followed by buckling; wood panels (standard housing), fastenings fail, panels blow in</i>
1,3	9,0	<i>Steel frame of clad building slightly distorted</i>
2	13,8	<i>Partial collapse of walls and roofs of houses</i>
2-3	13,8-20,7	<i>Concrete or cinder block walls, not reinforced, shatter</i>
2,3	15,8	<i>Lower limit of serious structural damage</i>
2,5	17,2	<i>50% destruction of brickwork of houses</i>
3	20,7	<i>Heavy machines (3000 lb) in industrial buildings suffer little damage; steel frame buildings distort and pull away from foundations</i>
3-4	20,7-27,6	<i>Frameless, self-framing steel panel buildings demolished; rupture of oil storage tanks</i>
4	27,6	<i>Cladding of light industrial buildings ruptures</i>

Tabel 4.18 Lanjutan

<i>Pressure</i>		<i>Damage</i>
psig	kPa	
5	34,5	<i>Wooden utility poles snap; tall hydraulic presses (40000 lb) in buildings slightly damaged</i>
5-7	34,5-48,2	<i>Nearly complete destruction of houses</i>
7	48,2	<i>Loaded train wagons overturned</i>
7-8	48,2-55,1	<i>Brick panels, 8-12 in thick, not reinforced, fail by shearing or flexure</i>
9	62,0	<i>Loaded train boxcars completely demolished</i>
10	68,9	<i>Probable total destruction of buildings; heavy machine tools (7000 lb) moved and badly damaged, very heavy machine tools (12000 lb) survive</i>
300	2068	<i>Limit of crater lip</i>

Berdasarkan pada Gambar 4.6, kekuatan daya ledak suatu ledakan akan semakin berkurang seiring dengan bertambahnya jarak. Apabila mengacu terhadap klasifikasi estimasi kerusakan efek ledakan sesuai Tabel 4.18, untuk mencapai titik aman dari ledakan, diperlukan nilai P_0 atau *overpressure* sebesar 2,07 kPa. Menurut hasil perhitungan yang ditunjukkan pada Lampiran D, jarak yang dibutuhkan untuk mencapai jarak aman (*safe distance*), adalah 680 m. Adapun apabila masih dibawah 680 m, maka efek yang terjadi sesuai dengan estimasi kerusakan yang terjadi sesuai dengan kekuatan daya ledak pada jarak tersebut.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

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

- a. Hasil analisis bahaya dengan menggunakan metode HAZOP pada *Debutanizer Unit* diperoleh risiko bahaya dengan empat kategori *risk ranking*, yaitu :

<i>Low Risk</i> (kuning)	= 34,78%
<i>Medium Risk</i> (hijau)	= 54,35%
<i>High Risk</i> (orange)	= 10,87%
<i>Very High Risk</i> (merah)	= 0%
- b. Nilai *Safety Integrity Level* (SIL) pada *Debutanizer Unit* berdasarkan metode LOPA diperoleh hasil bervariasi, yaitu NR, dan SIL 1 dengan persentase yaitu 80% NR, dan 20% SIL 1. Rekomendasi peningkatan nilai SIL ditujukan untuk skenario pertama dengan nilai SIL 1, yaitu dengan penambahan *Flow Alarm Low* (FAL) dan *Flow Alarm High* (FAH).
- c. Berdasarkan analisa *blast effect* pada *Debutanizer Unit*, diperoleh jarak aman (*safe distance*) saat terjadi ledakan adalah sebesar 680 meter dari pusat ledakan.

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat diberikan berkaitan dengan sistem keamanan pada *Debutanizer Unit* yaitu :

- a. Dilakukan penerapan *Preventive Maintenance* yang akan memberikan peluang *lifetime* lebih panjang pada sebuah *plant* dengan melakukan identifikasi lebih dini terhadap ketidaksesuaian proses yang diakibatkan karena kegagalan instrumen, sehingga dapat mereduksi risiko yang terjadi.
- b. Disarankan untuk dilakukan analisa *reliability* pada penelitian selanjutnya di *Debutanizer Unit*.

Halaman ini sengaja dikosongkan

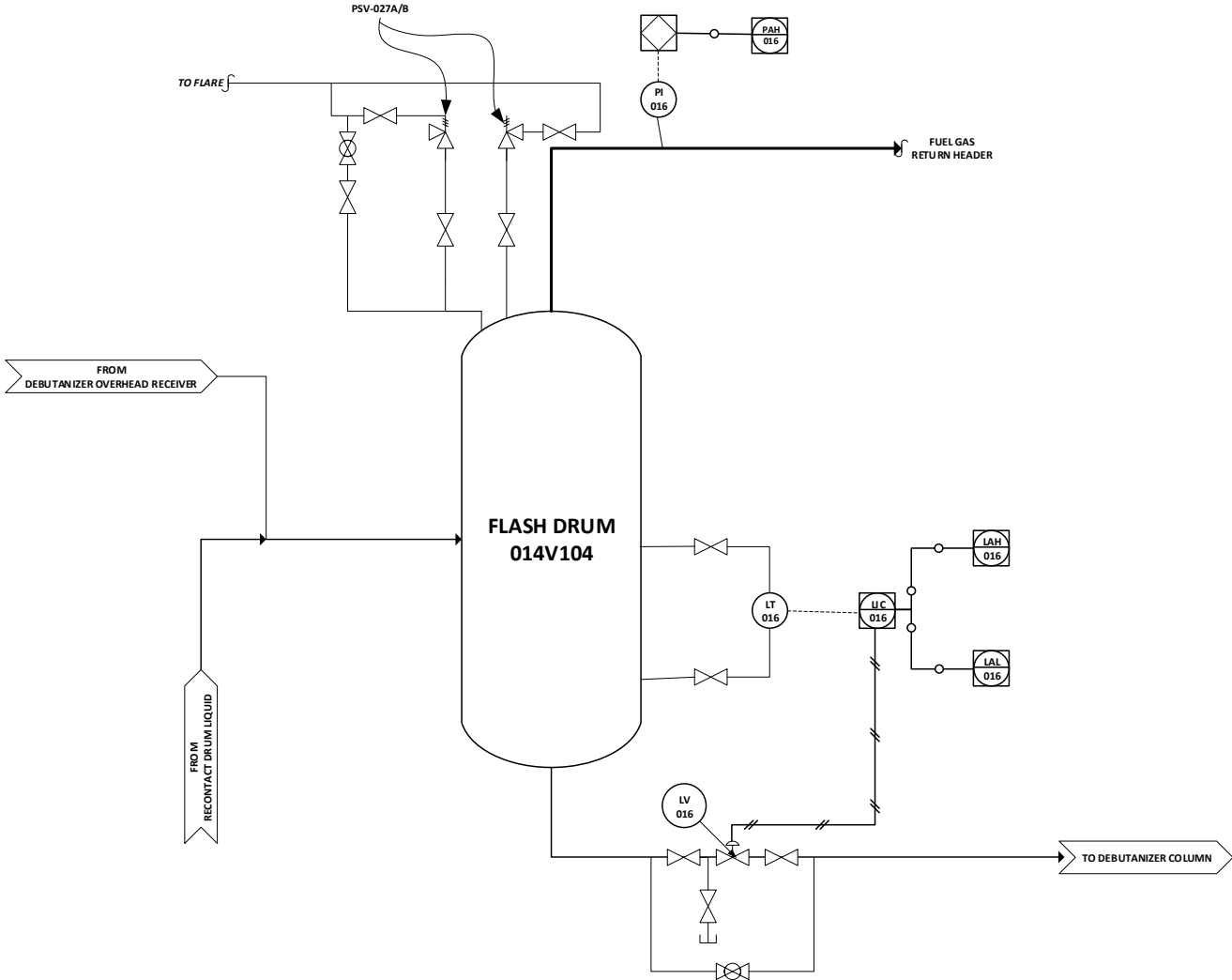
DAFTAR PUSTAKA

- American Institute of Chemical Engineers. (2001). *Simplified Process Risk Assessment*. New York: Center for Chemical Process Safety.
- CCPS. (2001). *Simplified Process Risk Assessment*. New Work: American Institute of Chemical Engineers.
- Crowl, D. A., & Louvar, J. F. (2003). *Chemical Process Safety Fundamentals with Applications Second Edition*. New Jersey: Prentice Hall PTR.
- Dirjen Minyak dan Gas Bumi. (2017). *Laporan Kinerja Direktorat Jenderal Minyak dan Gas Bumi Tahun Anggaran 2017*. Jakarta: Dirjen Minyak dan Gas Bumi.
- ESDM. (2018). *Handbook Of Energy & Economic Statistics Of Indonesia*. Jakarta: ESDM.
- HSA. (2019, April 17). Retrieved from Health And Safety Authority: www.hsa.ie
- IEC61511. (2003). *Functional Safety - Safety Instrumented Systems for the Process Industry Sector*. British: British Standard Institution.
- Institute of Quality and Reliability. (n.d.). Tables of Constants for Control Charts.
- Lassen, C. A. (2008). *Layer of Protection Analysis (LOPA) for Determination of Safety Integrity Level (SIL)*. Norwegia: The Norwegian University of Science and Technology Department of Production and Quality Engineering.
- Musyafa, A., & Adiyagsa, H. (2012). Hazard and Operability study in Boiler System of The Steam Power Plant. *IEESE International Journal of Science and Technology (IJSTE)*, 1-10.
- Nolan, D. P. (1994). *Application of HAZOP and What-If Safety Reviews to the Petroleum, Petrochemical, and Chemical Industries*. New Jersey: Noyes Publications.
- Pertamina. (1997). *Manual Book Design Process Unit 017*. Cilacap.
- Ronny D. N, W. R. (2015). Hazard & operability Study and

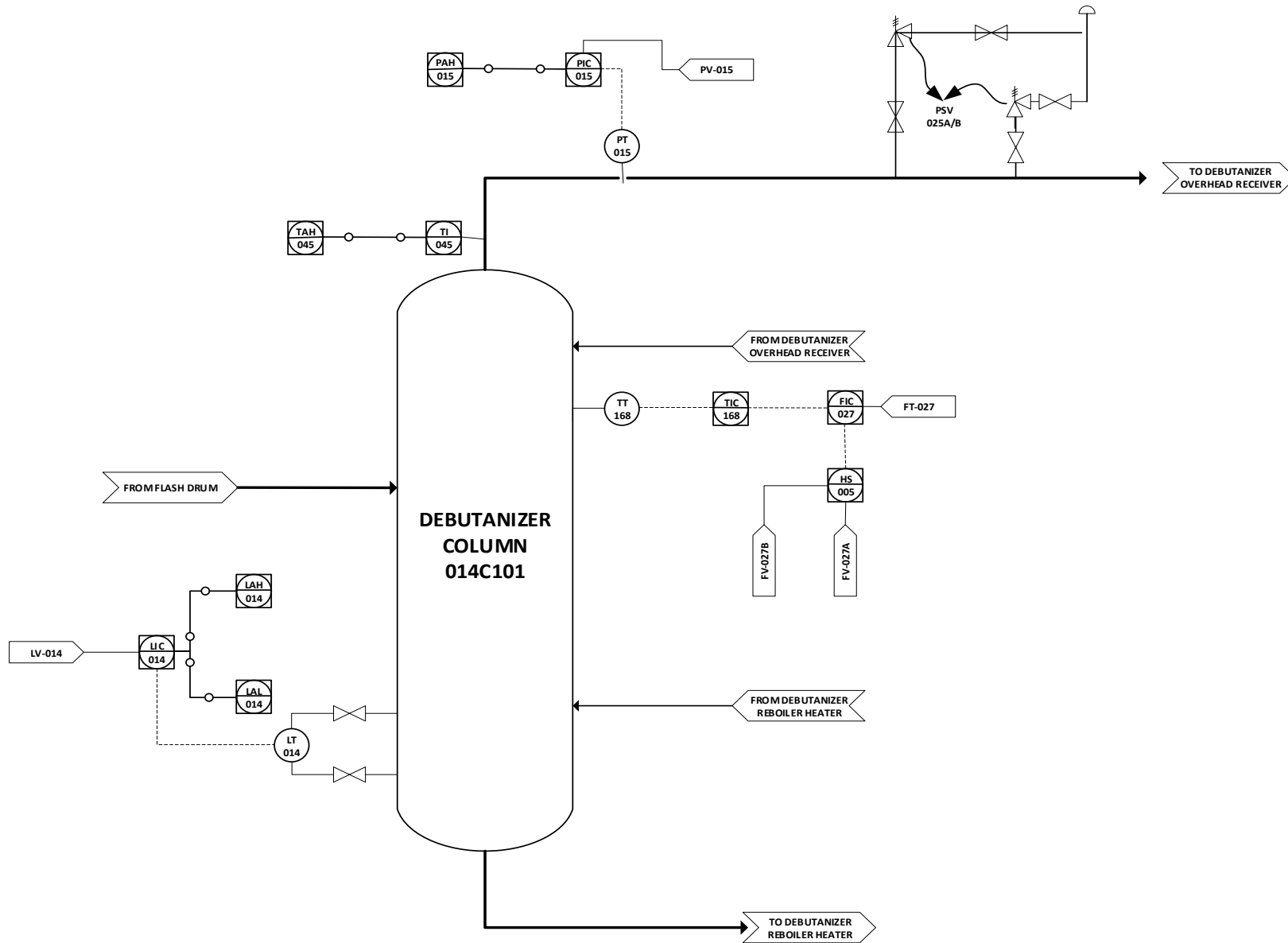
- Determining Safety Integrity Level On Sulfur Furnace Unit : A Case Study in Fertilizer Industry. *Procedia Manufacturing*, 231-236.
- Torres-Echeverria, A. C. (2016). On the use of LOPA and risk graphs for SIL determination. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 333-343.
- UOP. (n.d.). *Piping And Instrument Diagram Of Fractionation Section UOP Platforming Process Unit Pertamina Cilacap Refinery*. Cilacap: Pertamina.
- Vesely, W. (2002). *Fault Tree Handbook with Aerospace Applications*. Washington DC: NASA.

LAMPIRAN A.
P&ID Node Pada Debutanizer Unit

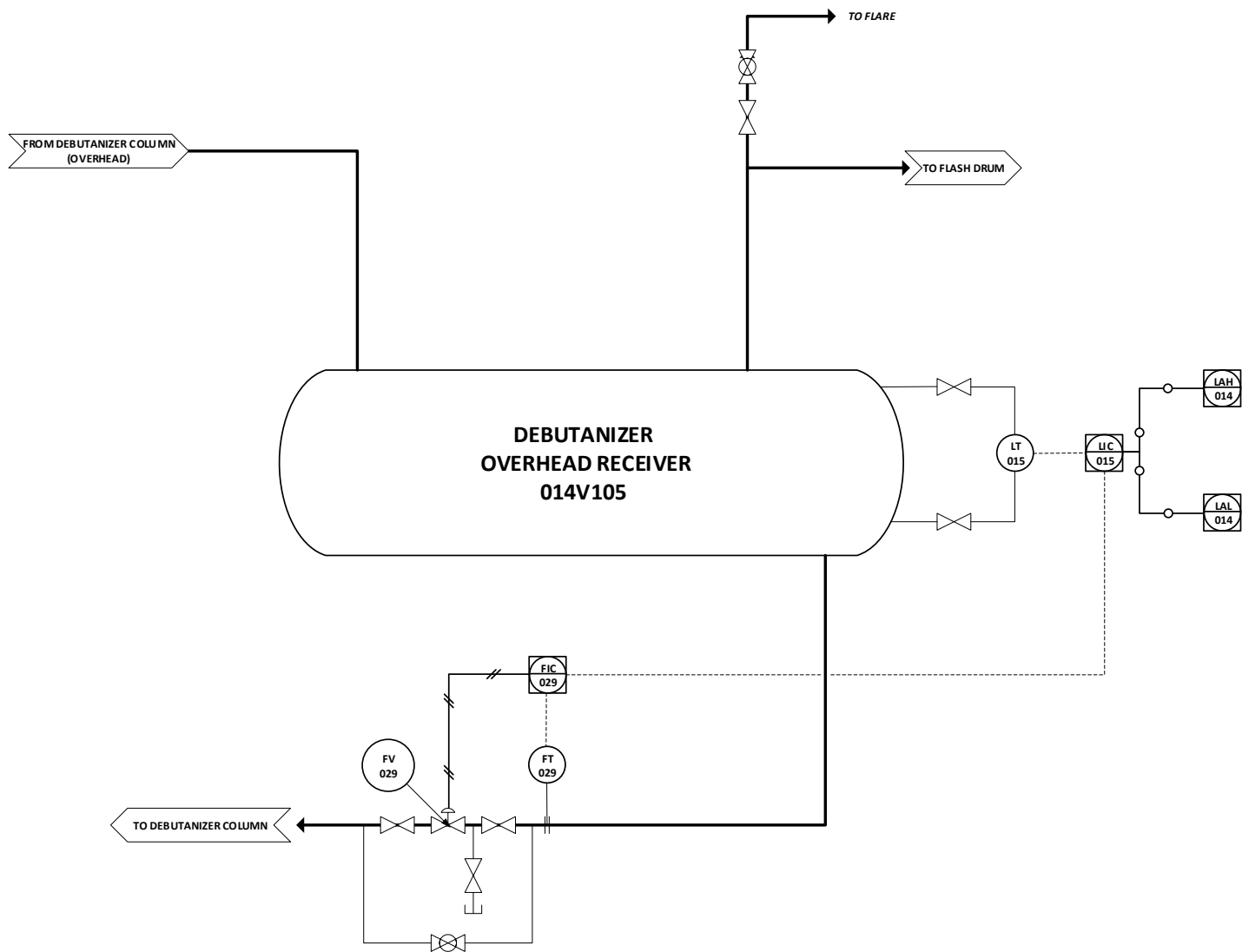
A.1 Node Flash Drum 014V104



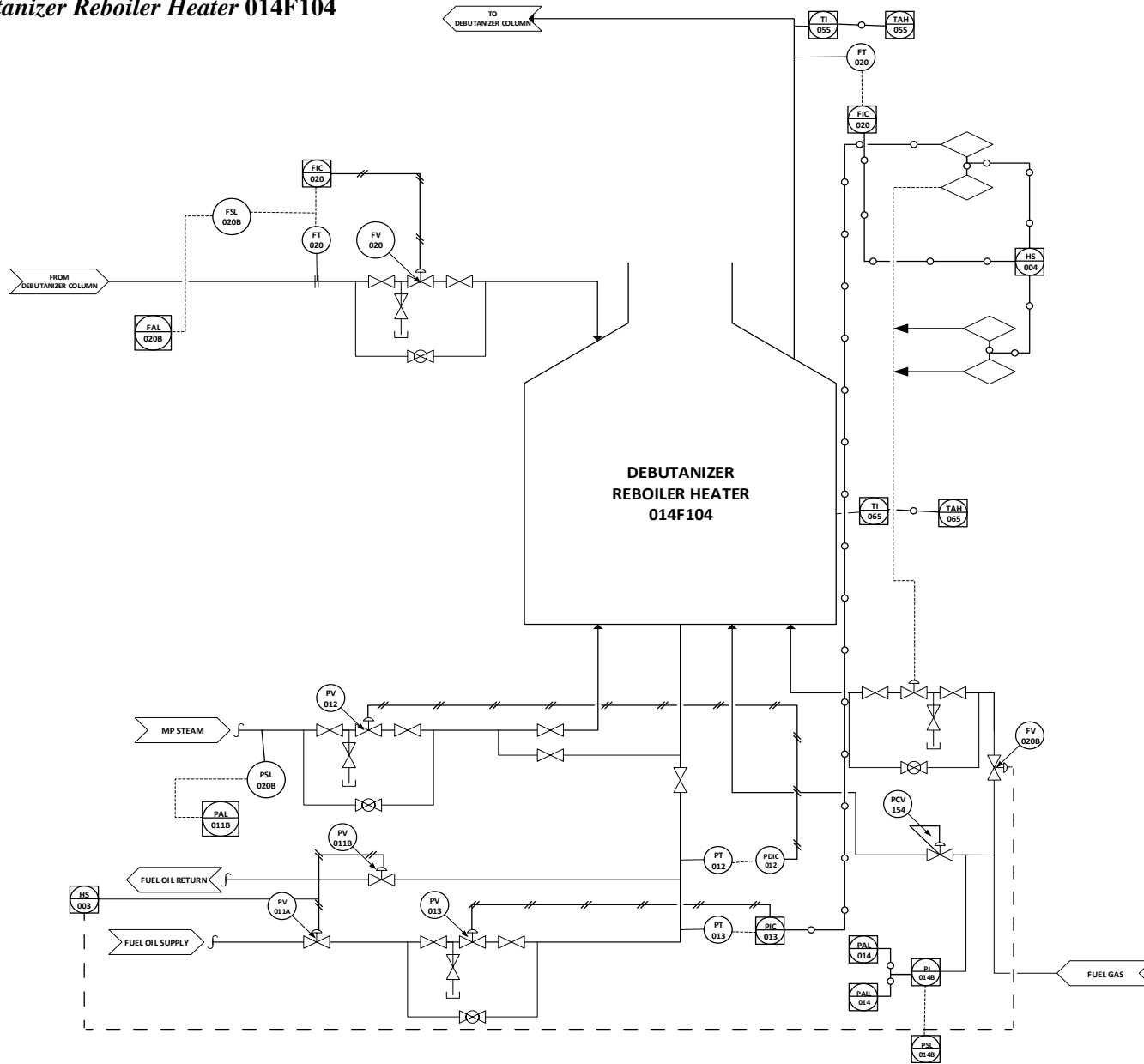
A.2 Node Debutanizer Column 014C101



A3. Node Debutanizer Overhead Receiver 014V105



A.4 Node Debutanizer Reboiler Heater 014F104



LAMPIRAN B.
HAZOP Worksheet

No	Instru-ment	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safe-guards	S	L	RR
1	LT 016	No	No Level	014 LV-016 malfunction closed	No level at 014C-101	LAL-014; LAH-016; LAH-014	4	2	8
					High level at 014V-104 lead to carry over liquid hydrocarbon to fuel gas system		3	2	6
		Low	Low Level	014 P-102 A/B fails	No level at 014C-101		2	2	4
					High level at 014V-104 lead to carry over liquid hydrocarbon to fuel gas system		2	2	4
		High	High Level	014 LV-016 open less than required	Low level at 014C-101		2	2	4
					High level at 014V-104 lead to carry over liquid hydrocarbon to fuel gas system		3	2	6

LAMPIRAN B. Lanjutan

No	Instru-ment	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safe-guards	S	L	RR
				014 LV-016 open more than required	High temperature product to storage		3	2	6
					High level at 014C-101		3	2	6
					Low level at 014V-104 lead to 014 P-102 cavitation		3	2	6
2	LT 014	High	High Level	More vapor from overhead 014C-101	Potential to carry over liquid hydrocarbon to flare	LAH-014; LAL-014; TAH-045	3	2	6
		Low	Low Level	Low flow from upstream 014C-101	Potential to 014P-104 cavitation		3	2	6
				Finfan 014E-105 fails	Decrease separation in potential to offspec product		2	2	4
				Cooler 014E-109 fails			2	2	4
3	TT 168	High	High Temperature	Finfan 014E-105 fails	Decrease separation in potential to offspec product	TAH-045	2	2	4
				Cooler 014E-109 fails			2	2	4
		Low	Low Temperature	Low bottom temperature at 014C-101	Decrease separation in potential to offspec product		2	2	4

LAMPIRAN B. Lanjutan

No	Instru-ment	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safe-guards	S	L	RR
4	PT-015	High	High Pressure	More vapor from overhead 014C-101	High level at 014V-105	LAH-015; PAH-015; TI-045; LAL-015	3	2	6
					High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential of offspec product		2	2	4
				High bottom temperature at 014C-101	High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential of offspec product		2	2	4
				Finfan 014E-105 fails	Decrease separation in potential to offspec product		2	2	4
		Cooler 014E-109 fails	2	2			4		
		Low	Low Pressure	Less vapor to overhead 014C-101	Low level at 014V-105		3	2	6
High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential of offspec product	2				2	4			
5	LT-015	High	High Level	014 P-104 A/B fails	High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare	LAH-015; LAL-015	3	2	6

LAMPIRAN B. Lanjutan

No	Instru-ment	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safe-guards	S	L	RR	
		Low	Low Level	014 FV-029 malfunction closed	High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare		3	2	6	
				Finfan 014E-105 fails	Potential to cavitation 014P-104A		3	2	6	
				Cooler 014E-109 fails	Potential to cavitation 014P-104A		3	2	6	
				014 FV-029 open more than required	Potential to cavitation 014P-104A		3	2	6	
6	FT 029	No	No Flow	014 P-104 fails	High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product		2	2	4	
					High pressure at 014C-101 lead to leak/rupture		PSV 025	3	2	6
					High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare		A/B; PAH-015;	3	2	6
				014 FV-029 malfunction closed	High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product		LAH-015; TAH-045	4	2	8

LAMPIRAN B. Lanjutan

No	Instru-ment	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safe-guards	S	L	RR		
					High pressure at 014C-101 lead to leak/rupture		3	2	6		
					High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare		3	2	6		
		Low	Low Flow	014 P-104 low performance (low level at 014V-105/strainer/lighter naphtha)	High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product		2	2	4		
							High pressure at 014C-101 lead to leak/rupture		3	2	6
							High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare		3	2	6
				014 FV-029 close more than required	High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product		3	2	6		
					High pressure at 014C-101 lead to leak/rupture		3	2	6		
					High level at 014V-105 lead to carry over liquid hydrocarbon to flare		3	2	6		

LAMPIRAN B. Lanjutan

No	Instru-ment	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences	Safe-guards	S	L	RR
		High	High Flow	014 FV-029 open more than required	Low temperature and high pressure at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product and increase yield product		2	2	4
7	PDT 012	Low	Low Pressure	014 PV-012 open less than required	increase delta pressure fuel oil-atomizing steam lead to trip burner fuel oil	HS-003; PDIC-012	4	2	8
		High	High Pressure	014 PV-012 open more than required	Potential to extinguish flame in fuel oil burner		4	2	8
8	FT 020	No	No Flow	014 FV-020 malfunction closed	High level at 014C-101	LAH-014	4	2	8
		Low	Low Flow	014FV-020 malfunction closed	High level at 014C-101		3	2	6
		High	High Flow	014FV-020 open more than required	Low temperature at outlet 014F-104 lead to bad separation potential to high level at 014C-101		3	2	6

LAMPIRAN C.
Perhitungan Initiating Event Likelihood pada LOPA

Skenario 1

Impact Event Description : High temperature at top column 014C-101 lead to bad separation in potential to offspec product

Initiating Cause: 014 FV-029 malfunction closed

ICL : 0,1945895

Layer Proteksi :

- Desain Proses : 0,1
 - BPCS : 0,024
 - Alarm : 1
 - *Additional mitigation restricted access :*
 - *Probability of Fatal Injury (Ptr) = 1 (Proses kontinyu)
 - *Probability of personal in affected area (Pp)
- $$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}} = \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}} = 0,5$$
- *Additional mitigation dike (bunds), PRV = 1*

Perhitungan IEL

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times Pp \times Ptr \times Pi$$

$$IEL = 0,1945895 \times 0,1 \times 0,1 \times 1 \times (1 * 0,5) \times 1$$

$$IEL = 2,31944E - 05$$

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

$$\text{Rasio LOPA} = \frac{1 \times 10^{-5}}{2,31944E-05} = 4,31E - 02$$

Berdasarkan hasil Rasio LOPA tersebut, maka nilai SIL adalah **SIL 1**.

Skenario 2

Impact Event Description : No level at 014C-101

Initiating Cause: 014 LV-016 malfunction closed

ICL : 0,1988841

Layer Proteksi :

- Desain Proses : 0,1
- BPCS : 0,027
- Alarm : 0,02733
- *Additional mitigation restricted access :*
 - **Probability of Fatal Injury (Ptr) = 1 (Proses kontinyu)*
 - **Probability of personal in affected area (Pp)*
$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}} = \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}} = 0,5$$
- *Additional mitigation dike (bunds), PRV = 1*

Perhitungan IEL

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times Pp \times Ptr \times Pi$$
$$IEL = 0,1988841 \times 0,1 \times 0,027 \times 0,02733 \times (1 * 0,5) \times 1$$
$$IEL = 2,03198E - 07$$

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

$$\text{Rasio LOPA} = \frac{1 \times 10^{-5}}{2,03198E-07} = 4,92E + 01$$

Berdasarkan hasil Rasio LOPA tersebut, maka nilai SIL adalah **SIL 0**.

Skenario 3

Impact Event Description : Increase delta pressure fuel oil-atomizing steam lead to trip burner fuel oil

Initiating Cause: 014 PV-012 open less than required

ICL : 0,1986147

Layer Proteksi :

- Desain Proses : 0,1
- BPCS : 0,032
- Alarm : 0,02738
- Additional mitigation restricted access :
 - *Probability of Fatal Injury (Ptr) = 1 (Proses kontinyu)
 - *Probability of personal in affected area (Pp)
$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}} = \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}} = 0,5$$
- Additional mitigation dike (bunds), PRV = 0,01

Perhitungan IEL

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times Pp \times Ptr \times Pi$$
$$IEL = 0,1986147 \times 0,1 \times 0,032 \times 0,02738 \times (1 * 0,5) \times 0,01$$
$$IEL = 2,3794E - 07$$

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

$$\text{Rasio LOPA} = \frac{1 \times 10^{-5}}{2,3794E - 05} = 4,20E + 01$$

Berdasarkan hasil Rasio LOPA tersebut, maka nilai SIL adalah **NR**.

Skenario 4

Impact Event Description : Potential to extinguish flame in fuel oil burner

Initiating Cause: 014 PV-012 open more than required

ICL : 0,1986147

Layer Proteksi :

- Desain Proses : 0,1
- BPCS : 0,032
- Alarm : 0,02738
- Additional mitigation restricted access :

**Probability of Fatal Injury (Ptr) = 1 (Proses kontinyu)*

**Probability of personal in affected area (Pp)*

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}} = \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}} = 0,5$$

- *Additional mitigation dike (bunds), PRV = 0,01*

Perhitungan IEL

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times Pp \times Ptr \times Pi$$

$$IEL = 0,1986147 \times 0,1 \times 0,032 \times 0,02738 \times (1 * 0,5) \times 0,01$$

$$IEL = 2,3794E - 07$$

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

$$\text{Rasio LOPA} = \frac{1 \times 10^{-5}}{0,19861E-05} = 4,20E + 01$$

Berdasarkan hasil Rasio LOPA tersebut, maka nilai SIL adalah **NR**.

Skenario 5

Impact Event Description : High level at 014C-101

Initiating Cause: 014 FV-020 malfunction closed

ICL : 0,198078

Layer Proteksi :

- Desain Proses : 0,1
- BPCS : 0,031
- Alarm : 0,02737
- *Additional mitigation restricted access :*
 - *Probability of Fatal Injury (Ptr) = 1 (Proses kontinyu)
 - *Probability of personal in affected area (Pp)
$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}} = \frac{60 \text{ menit}}{120 \text{ menit}} = 0,5$$
- *Additional mitigation dike (bunds), PRV = 0,01*

Perhitungan IEL

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times Pp \times Ptr \times Pi$$
$$IEL = 0,198185 \times 0,1 \times 0,031 \times 0,0273 \times (1 * 0,5) \times 0,01$$
$$IEL = 9,9039E - 06$$

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

$$\text{Rasio LOPA} = \frac{1 \times 10^{-5}}{9,9039E-05} = 1,0097$$

Berdasarkan hasil Rasio LOPA tersebut, maka nilai SIL adalah **NR**.

LAMPIRAN D.
Nilai Ze (Scaled distance)

	r	Ze		r	Ze		r	Ze
ze 1	1	0,119222869	ze 20	190	22,65234515	ze 39	380	45,30469029
ze 2	10	1,192228692	ze 21	200	23,84457384	ze 40	390	46,49691898
ze3	20	2,384457384	ze 22	210	25,03680253	ze 41	400	47,68914768
ze 4	30	3,576686076	ze 23	220	26,22903122	ze 42	410	48,88137637
ze 5	40	4,768914768	ze 24	230	27,42125991	ze 43	420	50,07360506
ze 6	50	5,961143459	ze 25	240	28,61348861	ze 44	430	51,26583375
ze 7	60	7,153372151	ze 26	250	29,8057173	ze 45	440	52,45806244
ze 8	70	8,345600843	ze 27	260	30,99794599	ze 46	450	53,65029113
ze 9	80	9,537829535	ze 28	270	32,19017468	ze 47	460	54,84251983
ze 10	90	10,73005823	ze 29	280	33,38240337	ze 48	470	56,03474852
ze 11	100	11,92228692	ze 30	290	34,57463206	ze 49	480	57,22697721
ze 12	110	13,11451561	ze 31	300	35,76686076	ze 50	490	58,4192059
ze 13	120	14,3067443	ze 32	310	36,95908945	ze 51	500	59,61143459
ze 14	130	15,49897299	ze 33	320	38,15131814	ze 52	510	60,80366329
ze 15	140	16,69120169	ze 34	330	39,34354683	ze 53	520	61,99589198
ze 16	150	17,88343038	ze 35	340	40,53577552	ze 54	530	63,18812067

LAMPIRAN D. Lanjutan

	r	Ze		r	Ze		r	Ze
ze 17	160	19,07565907	ze 36	350	41,72800422	ze 55	540	64,38034936
ze 18	170	20,26788776	ze 37	360	42,92023291	ze 56	550	65,57257805
ze 19	180	21,46011645	ze 38	370	44,1124616	ze 57	560	66,76480675
	r	Ze		r	Ze			
ze 58	570	67,95703544	ze 65	640	76,30263628			
ze 59	580	69,14926413	ze 66	650	77,49486497			
ze 60	590	70,34149282	ze 67	660	78,68709366			
ze 61	600	71,53372151	ze 68	670	79,87932236			
ze 62	610	72,7259502	ze 69	680	81,07155105			
ze 63	620	73,9181789	ze 70	690	82,26377974			
ze 64	630	75,11040759	ze 71	700	83,45600843			

LAMPIRAN E.
Nilai *Overpressure* (Po)

r	Ps	Po	r	Ps	Po	r	Ps	Po
1	563,760746	57108,96357	190	0,075791991	7,677728679	380	0,036868721	3,734801423
10	13,51815903	1369,389509	200	0,071748958	7,268169474	390	0,035906455	3,637323865
20	2,72978816	276,5275406	210	0,06812456	6,901017925	400	0,034993523	3,544843837
30	1,113480159	112,7955401	220	0,064856029	6,569915763	410	0,0341262	3,456984048
40	0,629707758	63,78939587	230	0,061892667	6,269727173	420	0,03330113	3,373404475
50	0,424396933	42,99140929	240	0,059193059	5,996256849	430	0,03251528	3,293797844
60	0,316949363	32,1069705	250	0,056723029	5,746042866	440	0,031765901	3,217885768
70	0,25245757	25,57395187	260	0,054454118	5,516202165	450	0,031050498	3,145415409
80	0,209903249	21,26319917	270	0,052362425	5,304313667	460	0,030366798	3,076156601
90	0,179843658	18,21816257	280	0,050427727	5,108328721	470	0,029712728	3,009899356
100	0,157506306	15,95538882	290	0,048632791	4,92650169	480	0,029086394	2,946451687
110	0,140251795	14,20750682	300	0,046962839	4,757335571	490	0,028486058	2,885637714
120	0,126513227	12,81578992	310	0,045405123	4,599538973	500	0,027910128	2,827296003
130	0,115305845	11,68048209	320	0,043948586	4,451991767	510	0,027357138	2,771278106
140	0,105981185	10,735894	330	0,042583588	4,313717435	520	0,026825738	2,717447273
150	0,098095351	9,937059087	340	0,041301684	4,183860628	530	0,026314682	2,665677326

LAMPIRAN E. Lanjutan

r	Ps	Po	r	Ps	Po	r	Ps	Po
160	0,091334406	9,252175352	350	0,040095447	4,061668825	540	0,02582282	2,615851643
170	0,085470071	8,658118151	360	0,038958314	3,946477246	550	0,025349085	2,567862274
180	0,080332346	8,13766665	370	0,037884465	3,837696349	560	0,024892489	2,521609145
570	0,024452116	2,476999348	620	0,022465705	2,275775952	670	0,020778657	2,10487794
580	0,024027113	2,433946513	630	0,022106659	2,239404508	680	0,020471288	2,07374144
590	0,023616685	2,392370238	640	0,021758944	2,204181023	690	0,020172904	2,043515206
600	0,023220095	2,352195579	650	0,021422032	2,170051833	700	0,019883117	2,014159791
610	0,02283665	2,3133526	660	0,021095425	2,136966575			

LAMPIRAN F. Surat Izin Penelitian



Cilacap, 20 Februari 2019
No. KP- 003 /K22310/2019-S8

Perihal : **Ijin Penelitian**

Yang Terhormat,
Kepala Departemen
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Kampus ITS Sukolilo, Surabaya 60111

Dengan hormat,

Ref. Surat Kepala Departemen Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember No.8764/IT2.VI.2.3/PP.05.02/2019 tanggal 31 Januari 2019 perihal Permohonan Ijin Penelitian, dengan ini kami informasikan bahwa pada prinsipnya kami dapat menerima mahasiswa Institut Teknologi Sepuluh Nopember untuk melakukan penelitian pada tanggal 25 Februari s.d 15 Maret 2019 atas nama sbb :

1. Abdul Lathif Wijaya NRP 02311540000123
2. Muhammad Ulinnuha NRP 02311540000081

Adapun ketentuan-pelaksanaan Penelitian di PT Pertamina (Persero) Refinery Unit IV sbb :

1. Selama melaksanakan penelitian, yang bersangkutan tidak mendapat bantuan biaya dalam bentuk apapun.
2. Yang bersangkutan diwajibkan untuk :
 - Melaksanakan penelitian dengan sungguh-sungguh sesuai dengan waktu/jam kerja yang sudah ditentukan.
 - **Meninggalkan kegiatan-kegiatan di universitas selama menjalani penelitian sesuai dengan waktu / jadwal yang telah diberikan.**
 - Menaati / mematuhi semua petunjuk yang diberikan oleh pembimbing lapangan.
 - Bertindak sopan dan tertib selama menjalani penelitian
 - Memakai dan menjaga kebersihan Alat Pelindung Diri (APD) serta mengembalikan setelah selesai melaksanakan penelitian.
 - Merahasiakan semua data yang diperoleh selama melaksanakan penelitian
3. Ketentuan-ketentuan lain :
 - PT Pertamina (Persero) Refinery Unit IV tidak terikat pada peraturan ataupun janji-janji yang diberikan secara lisan oleh siapapun yang tidak berdasarkan ketentuan ini.
 - PT Pertamina (Persero) Refinery Unit IV tidak bertanggung jawab terhadap semua akibat yang terjadi karena kecelakaan dan atau akibat dari suatu penyakit, sehingga mengakibatkan ybs. cacat selamanya dan atau meninggal dunia, kecuali ditentukan oleh perundang-undangan yang berlaku.
4. Sebagai persyaratan pengambilan biodata harap membawa :
 - SKCK dari Polres (asli & copy) masing-masing 1 lembar
 - Copy ijazah SD s.d. SMA masing-masing 1 lembar
 - Pasphoto 4 x 6 sebanyak 4 lembar (background warna merah)
 - Pasphoto 3 x 4 sebanyak 2 lembar (background warna merah)
 - Foto copy identitas diri (KTP/SIM/Kartu Mahasiswa) 2 lembar
 - Copy akte kelahiran 1 lembar
 - Copy Kartu Keluarga 1 lembar
 - Surat Tugas dari universitas
5. Harap hadir sesuai tanggal pelaksanaan melapor / registrasi bertempat di Gedung Diklat Lomanis.
6. Untuk konfirmasi dapat menghubungi Telp. (0282) 508617

Demikian untuk diketahui sebagaimana mestinya dan atas perhatiannya kami ucapkan terima kasih.

PT Pertamina (Persero) RU IV Cilacap
Unit Manager HC RU IV,


Mohamad Zuhroni

Refinery Unit IV
Jalan Letjen Haryono MT 77 Lomanis
Cilacap 53221 Jawa Tengah - Indonesia
T +62 282 531633, 535333 F +62 282 531920, 531922
www.pertamina.com

LAMPIRAN G.
Surat Pernyataan Validasi Data Proses

LEMBAR PERNYATAAN
VALIDASI DATA TUGAS AKHIR
PT. PERTAMINA (Persero) RU IV CILACAP

Yang bertanda tangan dibawah ini, dengan dilakukannya penelitian Tugas Akhir di PT. Pertamina RU IV Cilacap oleh :

Nama : Muhammad Ulinnuha
NRP : 0231154000081
Fak. / Departemen : FTI / S1 – Teknik Fisika
Judul Tugas Akhir : *HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN EVALUASI SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA DEBUTANIZER UNIT DI PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP*

Menyatakan bahwa data yang berasal dari bagian Process Engineer FOC II adalah berupa wawancara dalam penentuan analisa *blast effect* pada Unit Debutanizer FOC II serta *historical process* selama bulan Maret 2019.

Demikian surat pernyataan ini dibuat untuk digunakan sebagaimana mestinya.

Cilacap 10 Juni 2019
Mengetahui,

Process Engineer FOC II



Ashila Nuraini
NOPEK. 753906

LAMPIRAN H.
Surat Pernyataan Validasi Data *Maintenance*

**LEMBAR PERNYATAAN
VALIDASI DATA TUGAS AKHIR
PT. PERTAMINA (Persero) RU IV CILACAP**

Yang bertanda tangan dibawah ini, dengan dilakukannya penelitian Tugas Akhir di PT. Pertamina RU IV Cilacap oleh :

Nama : Muhammad Ulinuha
NRP : 0231154000081
Fak. / Departemen : FTI / S1 – Teknik Fisika
Judul Tugas Akhir : *HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN EVALUASI SAFETY INTEGRITY LEVEL BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA DEBUTANIZER UNIT DI PT. PERTAMINA (PERSERO) RU IV CILACAP*

Menyatakan bahwa data yang berasal dari bagian Maintenance Area 2 (MA 2) FOC II adalah berupa wawancara dalam penentuan likelihood dan severity level dalam studi HAZOP pada Unit Debutanizer FOC II serta data *maintenance* dan *Activity Report* MA 2 dalam kurun waktu 2011-2017.

Demikian surat pernyataan ini dibuat untuk digunakan sebagaimana mestinya.

Cilacap 10 Juni 2019
Mengetahui,

Instrument MA 2



**Nikha Ardi Pramuditia
NOPEK. 750716**

BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Muhammad Ulinuaha yang akrab disapa Ulin. Penulis merupakan anak terakhir dari empat bersaudara. Lahir di kota Magelang pada tanggal 17 Juli 1996. Penulis menempuh pendidikan di SD N 1 Grabag lulus tahun 2009, SMP N 1 Grabag lulus tahun 2012, dan SMA Al-I'tishom Grabag (*Boarding School*) lulus tahun 2015. Pendidikan sarjana ditempuh di Departemen Teknik Fisika, FTI ITS melalui jalur SBMPTN 2015. Selama aktif menjadi mahasiswa, penulis bergabung dalam organisasi kemahasiswaan HMTF-ITS pada periode 2016-2017 sebagai staff KESMA (Kesejahteraan Mahasiswa) & 2017-2018 sebagai Wakil Kepala Departemen KESMA. Selain itu, penulis juga aktif dalam organisasi kemahasiswaan FUSI Ulul Albaab Teknik Fisika sebagai Kepala Divisi PSDU pada periode 2017-2018. Selain aktif dalam berorganisasi, penulis juga merupakan Asisten Laboratorium Workshop Instrumentasi. Pengalaman *internship* program selama 2 bulan di PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap pada bulan Juli-Agustus 2018. Bidang minat penulis dalam mengerjakan Tugas Akhir adalah rekayasa instrumentasi dan kontrol. Pada bulan Juli 2019, Penulis berhasil menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **“Hazard And Operability Study (HAZOP) Dan Evaluasi Safety Integrity Level Berbasis Layer Of Protection Analysis (LOPA) Pada Debutanizer Unit di PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap”**. Apabila terdapat saran, kritik, ataupun diskusi terhadap Tugas Akhir ini, penulis dapat dihubungi melalui email m.ulinnuha17@gmail.com