



TUGAS AKHIR - TF 181801

**STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION ANALYSIS*
PADA *REACTOR UNIT 101 RESIDUAL FLUID CATALYTIC*
CRACKING PT. PERTAMINA RU IV CILACAP**

**Aqidatul Izzah
NRP 02311745000032**

**Dosen Pembimbing
Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.
NIP. 19600901 198701 1 001**

**DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2019**



TUGAS AKHIR - TF 181801

**STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION ANALYSIS*
PADA *REACTOR UNIT 101 RESIDUAL FLUID CATALYTIC*
CRACKING PT. PERTAMINA RU IV CILACAP**

**Aqidatul Izzah
NRP 02311745000032**

**Dosen Pembimbing
Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.
NIP. 19600901 198701 1 001**

**DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2019**



FINAL PROJECT - TF 181801

***HAZOP STUDY BASED ON LAYER OF PROTECTION
ANALYSIS IN REACTOR UNIT 101 RESIDUAL FLUID
CATALYTIC CRACKING PT. PERTAMINA RU IV CILACAP***

***Aqidatul Izzah
NRP 02311745000032***

***Advisor Lecturer
Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.
NIP. 19600901 198701 1 001***

***DEPARTEMENT OF ENGINEERING PHYSICS
FACULTY OF TECHNOLOGY INDUSTRIAL
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA 2019***

PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Aqidatul Izzah
NRP : 0231174500032
Departemen/Prodi : Teknik Fisika/S1 Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul “ Studi HAZOP Berbasis *Layer Of Protection Analysis* pada *Reactor Unit 101 Residual Fluid Catalytic Cracking* PT. Pertamina 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 sebenarnya.

Surabaya, 30 Juli 2019

Yang membuat pernyataan,



Aqidatul Izzah
NRP. 0231174500032

Halaman ini sengaja dikosongkan

**STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION*
ANALYSIS PADA REACTOR UNIT 101 RESIDUAL FLUID
CATALYTIC CRACKING
PT. PERTAMINA RU IV CILACAP**

TUGAS AKHIR

Oleh :

**Aqidatul Izzah
NRP. 0231174500032**

**Surabaya, 30 Juli 2019
Mengetahui / Menyetujui**

Dosen Pembimbing

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

**Kepala Departemen
Teknik Fisika FTI – ITS**



**Agus Muhammad Hatta, ST, M.Si, Ph.D
NIP. 19780902 200312 1 002**

**STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION*
ANALYSIS PADA REACTOR UNIT 101 RESIDUAL FLUID
CATALYTIC CRACKING
PT. PERTAMINA RU IV CILACAP**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana
Pada
Program Studi S1 Lintas Jalur Teknik Fisika
Departemen Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :
Aqidatul Izzah
NRP. 02311745000032

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc. (Dosen Pembimbing)
2. Dr. Imam Abadi, S.T.,M.T. (Ketua Tim Penguji)
3. Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyanti, M.kes (Dosen Penguji 1)
4. Iwan Cony Setiadi, S.T.,M.T. (Dosen Penguji 2)

SURABAYA
30 Juli 2019

**STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION*
ANALYSIS PADA REACTOR UNIT 101 RESIDUAL FLUID
CATALYTIC CRACKING
PT. PERTAMINA RU IV CILACAP**

Nama Mahasiswa : Aqidatul Izzah
NRP : 0231174500032
Departemen : Teknik Fisika FTI – ITS
Dosen Pembimbing : Dr.Ir. Ali Musyafa',M.Sc

Abstrak

Bahaya merupakan salah satu sumber potensi kerusakan pada suatu industri. Salah satu pendekatan tentang analisis bahaya dapat dilakukan dengan menggunakan metode *Hazard and Operability Study* (HAZOP). Kemudian dilanjutkan menganalisis nilai *Safety Integrity Level* dengan menggunakan metode *Layer of Protection Analysis* untuk diberikan rekomendasi berdasarkan analisis yang telah dilakukan. Objek yang akan dianalisis terkait resiko dan nilai *Safety Integrity Level* adalah *reactor* 101-R-501 PT Pertamina RU IV Cilacap. Hasil analisa HAZOP yang telah dilakukan memiliki resiko bahaya dengan tiga kategori *risk ranking* yaitu 29,17 % untuk kategori rendah, 54,17 % untuk kategori medium, dan 16,66 % untuk kategori tinggi. Dengan perhitungan nilai SIL yang telah dilakukan dengan metode *Layer of Protection* menunjukkan bernilai SIL 0 untuk dua *impact event* dan SIL 2 untuk dua *impact event*. Untuk meningkatkan nilai SIL atau kebutuhan reduksi risiko pada metode LOPA, maka rekomendasi yang diberikan adalah dengan menambahkan *fireproofing* pada sistem *stripping* serta menambahkan *more flow alarm* pada FIC-070 hingga FIC-073 pada sistem keamanan *reactor*. Hasil dari meningkatkan SIL didapatkan bernilai SIL 0 untuk empat *impact event* dengan meningkatkan dua *impac event* SIL 2 menjadi SIL 0.

Kata kunci : HAZOP, *Layer of Protection Analysis*, Reactor, SIL

Halaman ini sengaja dikosongkan

**HAZOP STUDY BASED ON LAYER OF PROTECTION
ANALYSIS IN REACTOR UNIT 101 RESIDUAL FLUID
CATALYTIC CRACKING
PT. PERTAMINA RU IV CILACAP**

Student Name : Aqidatul Izzah
NRP : 02311745000032
Major : Teknik Fisika FTI – ITS
Advisor Lecturer : Dr.Ir. Ali Musyafa',M.Sc

Abstract

Danger is one source of potential damage to an industry. One approach to hazard analysis can be done using the Hazard and Operability Study (HAZOP) method. Then proceed to analyze the value of Safety Integrity Level by using the Layer of Protection Analysis method to give recommendations based on the analysis that has been done. The object to be analyzed is related to the risk and value of the Safety Integrity Level is the reactor 101-R-501 PT Pertamina RU IV Cilacap. The results of the HAZOP analysis that have been carried out have a hazard risk with three risk ranking categories, namely 29.17% for the low category, 54.17% for the medium category, and 16.66% for the high category. By calculating the SIL value that has been done with the Layer of Protection method, it shows value of SIL 0 for two impact events and SIL 2 for two impact events. To increase the SIL value or the need for risk reduction in the LOPA method, the recommendation given is to add fireproofing to the stripping system and add more flow alarm to FIC-070 to FIC-073 to the reactor security system. The results of increasing SIL obtained SIL 0 for four impact events by increasing two SIL 2 impact events to SIL 0.

Keywords : HAZOP, Layer of Protection Analysis, Reactor, SIL

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Allah SWT penulis panjatkan karena atas rahmat dan hidayah-Nya penulis dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir yang berjudul **“STUDI HAZOP BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS PADA REACTOR UNIT 101 RESIDUAL FLUID CATALYTIC CRACKING PT. PERTAMINA RU IV CILACAP”** dengan tepat waktu. Laporan ini dapat terselesaikan dengan dukungan dan peran serta dari berbagai pihak. Untuk itulah dalam kesempatan kali ini penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Agus Muhamad Hatta, S.T, M.Sc, Ph.D selaku Ketua Departemen Teknik Fisika FTI – ITS.
2. Dr. Ir. Ali Musyafa’, M.Sc selaku dosen pembimbing penulis yang telah membimbing tugas akhir ini dari penyusunan proposal tugas akhir, pengerjaan tugas akhir hingga laporan akhir dari tugas akhir.
3. Dyah Sawitri, S.T, M.T selaku Dosen Wali penulis yang memberikan nasehat dari semester awal hingga semester akhir dalam kuliah ini.
4. Dr.Ir.Ronny Dwi Noriyati, M.Kes selaku Kepala Laboratorium Pengukuran Fisis serta dosen penguji 1 yang memberikan ilmu serta saran dalam pengerjaan dalam tugas ini dan Dr. Imam Abadi, S.T.,M.T selaku ketua penguji pada sidang Tugas Akhir ini serta Iwan Cony Setiadi, S.T.,M.T selaku dosen penguji 2.
5. Keluarga penulis yaitu ibu Djumaati, bapak Ridwan dan saudara penulis yang selalu mendukung dan memberikan semangat untuk belajar dalam pengerjaan tugas akhir ini.
6. Dinar Batang Taris, S.H dan Syahrul Bachtiar hidayat, S.Pd teman dari SMP hingga sekarang yang menghibur dikala sedih pada saat susah dalam Tugas Akhir.
7. Teman – teman asisten laboratorium Rekayasa bahan Teknik Fisika - ITS yang menemani dalam pengerjaan tugas akhir ini.

8. Elok Faiqoh, S.Sat dan Dyah Ayu H, S.T teman kosan yang setia menemani dan memberikan semangat dalam pengerjaan laporan tugas akhir ini.
9. Khamim Asyari, S.T.,M.T yang mengarahkan dan membelajari dalam pengerjaan tugas akhir ini.
10. Aulia, Nova, Luis, Nada, Ifah, Alam, Pak Mufit, Revina, Supia teman konyol yang setia dengan kekonyolannya.
11. Rehan Rachmanda S.T dan Caca S.T yang membimbing dan mengarahkan dalam mengambil data Tugas akhir.
12. Rio Ananda Putra S.T yang turut membantu dalam proposal KP dan TA di Pertamina
13. Arfian Hafidz Adinagara S.T, Addin S.T, Riang S.T dan Bapak Agung A.md orang Pertamina yang membantu dalam wawancara pada Tugas Akhir ini.
14. Beni A.md orang Pertamina yang telah memberikan data maintenance kilang RFCC.
15. Orang MPS atau *Common* Pertamina yang mengajak jalan-jalan muterin kilang dan melajarin dalam pemahaman dilapangan.
16. Yudha dan Nanda serta si kecil Arka yang menemani di cilacap.
17. Serta semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Penulis menyadari bahwa laporan ini masih kurang sempurna. Oleh karena itu, penulis menerima segala masukan berupa saran, kritik, dan segala bentuk tegur sapa demi kesempurnaan laporan ini.

Demikian laporan Tugas Akhir ini penulis persembahkan dengan harapan dapat bermanfaat dalam akademik baik bagi penulis maupun bagi pembaca.

Surabaya, 30 Juli 2019

Penulis

DAFTAR ISI

	Hal
HALAMAN JUDUL	i
PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME	iii
LEMBAR PENGESAHAN	v
ABSTRAK	vii
ABSTRACT	ix
KATA PENGANTAR	xi
DAFTAR ISI	xiii
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR TABEL	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Rumusan Masalah	4
1.3. Tujuan	4
1.4. Batasan Masalah	4
BAB II DASAR TEORI	7
2.1. <i>Reactor</i> (101-R-501)	7
2.2. HAZOP (<i>Hazard and Operability Study</i>)	8
2.2.1 Proses Studi HAZOP	9
2.2.2 Kelebihan dan Kekurangan HAZOP	11
2.3. <i>Layer of protection Analysis</i> (LOPA)	12
2.4. Integrasi HAZOP dengan LOPA	15
2.5. Prosedur LOPA	17
2.6. <i>Safety Integrity Level</i> (SIL)	21
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	25
3.1. Studi Literatur	26
3.2. Pengumpulan Data	26
3.3. Identifikasi HAZOP	30
3.4. Pengerjaan <i>Worsksheet</i> HAZOP	31
3.5. Pengerjaan dengan LOPA Kualitatif	31
3.6. Perhitungan SIL Kuantitatif dengan LOPA	32
3.7. Analisa Data dan Kesimpulan	34
3.8. Penyusunan Laporan	34

BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN	35
4.1. Hasil Pengumpulan Data	35
4.2. Hasil Pemilihan Titik Analisa	35
4.3. Analisa Resiko	35
4.3.1 <i>Reactor Riser</i>	36
4.3.1.1 Komponen <i>Instrument, guide words</i> dan <i>deviasi</i> pada <i>Reactor Riser</i>	36
4.3.1.2 Penentuan <i>causes</i> dan estimasi <i>consequences</i> pada <i>Reactor Riser</i>	37
4.3.1.3 <i>Severity, probability</i> dan <i>risk ranking</i> pada <i>Reactor Riser</i>	39
4.3.2 <i>Reactor-Spent Catalyst Stripper</i>	40
4.3.2.1 Komponen <i>Instrument, guide words</i> dan <i>deviasi</i> pada <i>Reactor-Spent Catalyst Stripper</i>	41
4.3.2.2 Penentuan <i>causes</i> dan estimasi <i>consequences</i> pada <i>Reactor-Spent Catalyst Stripper</i>	42
4.3.2.3 <i>Severity, probability</i> dan <i>risk ranking</i> pada <i>Reactor-Spent Catalyst Stripper</i>	46
4.4. Analisis HAZOP	48
4.5. <i>Layer of protection Analysis (LOPA)</i>	51
4.5.1 Perhitungan LOPA	51
4.5.1 Analisis LOPA	58
BAB V PENUTUP	63
5.1. Kesimpulan	63
5.2. Saran	63
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN	
BIODATA PENULIS	

DAFTAR GAMBAR

		Hal
Gambar 2.1	Garis Besar Alur <i>Reactor</i>	8
Gambar 2.2	<i>Layer of Protection Analysis</i>	15
Gambar 2.3	Hubungan antara HAZOP dan LOPA	16
Gambar 3.1	<i>Flowchart</i> Penelitian	25

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

	Hal
Tabel 2.1 <i>Guide Words</i> HAZOP	10
Tabel 2.2 Parameter Proses Analisa HAZOP	10
Tabel 2.3 Tabel Format Lembar Kerja Analisa HAZOP	11
Tabel 2.4 <i>Worksheet</i> LOPA	18
Tabel 2.5 <i>Target Mitigated Event Likelood for Safety Hazards adapted from Nordhagen</i>	20
Tabel 2.6 Kategori <i>Safety Integrity Level</i>	22
Tabel 3.1 RAM-Risk Assesment Matrix PT. Pertamina	27
Tabel 3.2 Definisi Konsekwensi terhadap Manusia	27
Tabel 3.3 Definisi Konsekwensi terhadap Aset	28
Tabel 3.4 Definisi Konsekwensi terhadap Lingkungan	29
Tabel 3.5 Definisi Konsekwensi terhadap Reputasi	29
Tabel 3.6 Transformasi Kolom dari Tabel HAZOP ke Kolom pada Tabel LOPA	32
Tabel 3.7 Nilai <i>Probability of Ignitation</i>	33
Tabel 4.1 Komponen Instrumen, <i>Guide words</i> dan <i>Deviasi</i> pada <i>Reactor Riser</i>	37
Tabel 4.2 Analisis <i>Cause</i> dan <i>Consequense</i> pada <i>Reactor Riser</i> (101-R-501)	38
Tabel 4.3 Analisis <i>Risk Ranging Reactor Riser</i> berdasarkan RAM-Risk Assesment Matrix PT. Pertamina	39
Tabel 4.4 Komponen Instrumen, <i>Guide words</i> dan <i>Deviasi</i> pada <i>Reactor-Spent Catalyst Stripper</i>	42
Tabel 4.5 Analisis <i>Cause</i> dan <i>Consequense</i> pada <i>Reactor-Spent Catalyst Stripper</i>	43
Tabel 4.6 Analisis <i>Risk Ranging Reactor-Spent Catalyst Stripper</i> berdasarkan RAM-Risk Assesment Matrix PT. Pertamina	46
Tabel 4.7 <i>Risk Ranging Matrix</i>	49
Tabel 4.8 <i>Risk Decision Criteria</i>	49
Tabel 4.9 <i>Assignment of Likelihood Category</i>	50
Tabel 4.10 <i>Assignment of Severity Category</i>	50
Tabel 4.11 Data Maintenance 101-A-512	52

Tabel 4.12 Data Maintenance 101-FV-070	53
Tabel 4.13 Data Maintenance 101-A-513	53
Tabel 4.14 Data Maintenance 101-FV-071	54
Tabel 4.15 Perhitungan Nilai ICL	55
Tabel 4.16 <i>Worksheet Layer of Protection Analysis</i>	60
Tabel 4.17 <i>Worksheet Layer of Protection Analysis</i> dengan SIL baru	61

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Salah satu sektor industri yang besar di Indonesia adalah industri minyak dan gas. Industri minyak dan gas memiliki potensi bahaya yang paling tinggi. Pengenalan suatu bahaya pada lingkungan industri perlu dikenalkan dengan baik agar nantinya dapat diterapkan. Pada dasarnya suatu bahaya merupakan salah satu sumber potensi kerusakan pada suatu industri yang dapat mengakibatkan kerugian baik secara material maupun kesehatan seseorang yang ada di tempat kerja tersebut. Jaminan keselamatan untuk aset, manusia dan lingkungan dikawasan industri menjadi suatu hal yang sangat penting. Salah satu pendekatan tentang analisis bahaya dapat dilakukan dengan menggunakan metode *Hazard and Operability Study* (HAZOP). HAZOP adalah salah satu metode untuk menganalisis risiko pada suatu *plant*. Oleh karena suatu industri diperlukan untuk memiliki pengetahuan tentang pendekatan tentang pendekatan, metode, dan teknik baru dalam bidang ilmu keselamatan yaitu dengan menggunakan salah satu pendekatan tentang analisis bahaya yaitu HAZOP.

Sebuah sistem keselamatan sebaiknya memiliki tingkat integritas keselamatan dari perlindungan atau disebut dengan *Safety Integrity Level* (SIL). SIL merupakan tingkatan *range* keamanan dari suatu *equipment* yang berbasis *instrument*. SIL mempresentasikan besarnya probabilitas kegagalan dari komponen *Safety Instrumented System* (SIS) ketika terdapat suatu permintaan (ISA 84.01, 2007). Hasil dari penilaian risiko akan digunakan *Manager* dan *Engineer* mengimplementasikan dalam kegiatan proses dalam pengambilan keputusan (Robert W. Johnson, 2010). Risiko adalah kombinasi dan konsekuensi suatu kejadian yang berbahaya dan peluang terjadinya kejadian tersebut.

Salah satu metode untuk menentukan SIL dengan menggunakan metode *Layer Of Protection Analysis* (LOPA).

LOPA merupakan metode sederhana dalam suatu penilaian risiko yang menunjukkan lapisan perlindungan secara kualitatif dan kuantitatif dalam membuat sebuah skenario bahaya yang akan terjadi (Kenneth, First, 2010). LOPA merupakan metode yang lebih baik dalam mencegah dan mengurangi kejadian serta konsekuensi yang tidak diinginkan. Perhitungan risiko berbasis LOPA efektif dan realistis untuk mengembangkan skenario dan validasi ulang pada *Hazard And Operability Study* (HAZOP). Delapan lapisan perlindungan meliputi *design process*, kontrol (BPCS, *alarm process*, dan prosedur operasi), pencegahan (SIS), tindakan mitigasi, rintangan fisis, sistem pemadam kebakaran, respon darurat *plant* dan masyarakat digunakan untuk melakukan estimasi risiko (Khalil dkk, 2012).

Salah satu badan usaha milik negara di Indonesia yang bergerak dalam perminyakan adalah PT. Pertamina. PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap merupakan salah satu unit pengolahan minyak bumi menjadi bahan bakar minyak (BBM) dan *non* bahan bakar minyak (*non*-BBM). Salah satu kilang yang terdapat di PT. Pertamina (Persero) *Refinery* Unit VI Cilacap adalah *Residual Fluid Catalytic Cracking* (RFCC). RFCC adalah proses konversi sekunder utama di kilang minyak sejak 1942. Prosesnya menyediakan sekitar 50 persen dari semuanya bahan bakar transportasi dan 35 persen total bensin (Ghosh, 2002). Salah satu proses utama pada RFCC adalah unit proses perengkah hidrokarbon fraksi berat menjadi fraksi lebih ringan dengan bantuan butiran katalis halus yang dipanaskan panas yang digerakkan pada *plant reactor*. Pada proses ini bukan lah suatu proses yang *low risk*, namun merupakan proses yang *high risk*. Dikarenakan proses yang *high risk* dapat memicu terjadinya suatu bahaya.

Oleh karena itu dilakukan Tugas Akhir terkait analisa bahaya pada *plant reactor* dengan metode *Hazard and Operability Study* (HAZOP) yang kemudian dilanjutkan analisis SIL dengan menggunakan metode LOPA. Berdasarkan penelitian sebelumnya dilakukan penelitian tentang analisa bahaya dengan menggunakan HAZOP dengan menggunakan metode LOPA. Hasil analisa

HAZOP pada sistem *regeneration tower 32-R-104 continous catalytic regeneration naptha process unit* PT. Pertamina memiliki risiko bahaya dengan tiga kategori *risk ranking* yaitu 15,38 % untuk kategori rendah, 38,46 % untuk kategori menengah, dan 46,15 % untuk kategori tinggi dan hasil dengan menggunakan metode LOPA didapatkan nilai SIL yang telah dianalisis menunjukkan angka SIL 0 untuk seluruh *loop* sistem yang mewakili jalannya proses (Rinanda,2016). Hasil analisa HAZOP pada *main fractionator Cruide Distillation Unit* PT. Pertamina RU VI Balongan didapatkan risiko bahaya dengan tiga kategori *risk ranking* yaitu 35,29 % untuk kategori rendah, 29,41 % untuk kategori menengah, dan 35,29 % untuk kategori tinggi dan hasil dengan menggunakan metode LOPA didapatkan nilai SIL yang telah dianalisis menunjukkan bernilai SIL 0 untuk tiga *impact event* dan NR untuk tiga *impact event* lainnya (Khamim,2016). Serta hasil analisa HAZOP pada *Steam Turbine 105-JT* PT. Petrokimia Gresik didapatkan risiko bahaya dengan tiga kategori *risk ranking* yaitu 16,7 % untuk kategori rendah, 58,3 % untuk kategori menengah, dan 25 % untuk kategori tinggi dan hasil dengan menggunakan metode LOPA didapatkan nilai SIL yaitu persentase 25% dengan SIL NR, 25% dengan SIL 0, dan 50% untuk SIL 1 (Agung, 2017).

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan analisis tingkat risiko dan SIL setiap perusahaan pada setiap *plant* memiliki perbedaan, hal ini dikarenakan standar yang digunakan pada setiap perusahaan berbeda-beda. Hasil dari analisis HAZOP digunakan dalam menyusun *worksheet* LOPA yang dibangun berdasarkan skenario kejadian dan konsekuensi. Keluaran dari LOPA diperlukan agar hasil penilaian dan estimasi bahaya dimengerti oleh pekerja. Selain itu penerapan metode HAZOP dan LOPA diperlukan agar memberikan hasil kombinasi metode yang lebih baik secara kualitatif dan kuantitatif. Hal inilah yang membuat peneliti melakukan Tugas Akhir dengan judul Studi HAZOP Berbasis *Layer Of Protection Analysis* pada *Reactor (101-R-501)* pada kilang *Residual Fluid Catalytic Cracking* PT. Pertamina RU IV Cilacap.

1.2. Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang di atas, permasalahan yang diangkat dalam Tugas Akhir ini diantaranya adalah :

- a. Bagaimana melakukan analisis bahaya dengan metode HAZOP pada *Reactor Unit 101 Residual Fluid Catalytic Cracking* PT Pertamina RU IV Cilacap?
- b. Bagaimana menentukan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) pada *Reactor Unit 101 Residual Fluid Catalytic Cracking* PT Pertamina RU IV Cilacap dengan metode *Layer of Protection Analysis*?
- c. Apa saja rekomendasi yang dapat diberikan terkait hasil analisis secara keseluruhan yang telah diperoleh?

1.3. Tujuan

Berdasarkan rumusan masalah di atas, adapun tujuan dari Tugas Akhir ini diantaranya adalah :

- a. Untuk melakukan analisis bahaya dengan metode HAZOPS pada *Reactor Unit 101 Residual Fluid Catalytic Cracking* PT Pertamina RU IV Cilacap.
- b. Untuk menentukan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) pada *Reactor Unit 101 Residual Fluid Catalytic Cracking* PT Pertamina RU IV Cilacap dengan metode *Layer of Protection Analysis*.
- c. Memberikan rekomendasi yang dapat diberikan terkait hasil analisis secara keseluruhan yang telah diperoleh.

1.4. Batasan Masalah

Adapun beberapa batasan masalah pada Tugas Akhir ini diantaranya adalah :

- a. *Plant* yang dianalisis adalah *Reactor Unit 101 Residual Fluid Catalytic Cracking* di PT Pertamina RU IV Cilacap.
- b. Data-data yang digunakan diperoleh dari data *maintenance* (*preventive maintenance*, *predictive maintenance* dan *breakdown maintenance*) PT Pertamina RU IV Cilacap serta wawancara dengan petugas yang menangani permasalahan yang terkait.

- c. Perhitungan *Safety Integrity Level* menggunakan metode *Layer of Protection Analysis*.

Halaman ini sengaja dikosongkan

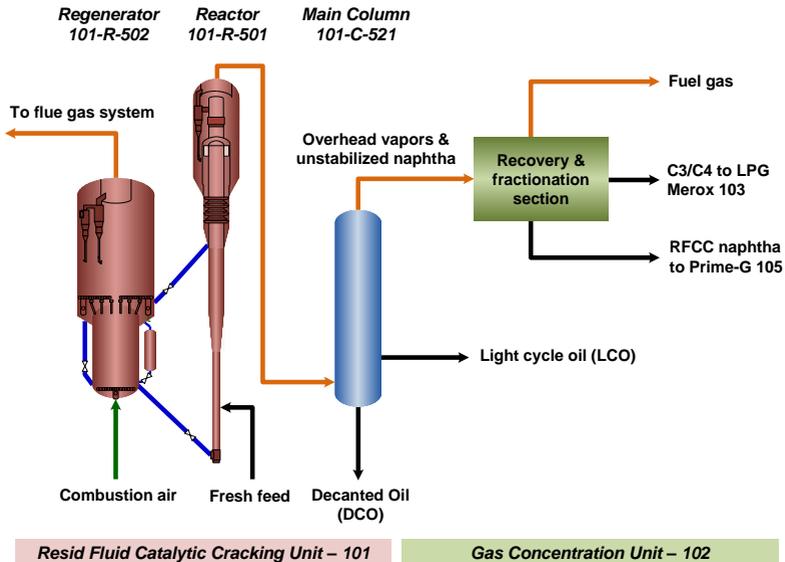
BAB II DASAR TEORI

2.1. *Reactor (101-R-501)*

Reactor merupakan salah satu *plant* yang digunakan untuk perengkahan hidrokarbon dengan katalis. *Reactor* ini terdapat pada kilang RFCC (*Residual Fluid Catalytic Cracking*). *Reactor* mempunyai dua bagian yaitu *reactor riser and wye* dan *reactor spent catalys stripper*. *Reactor riser* berupa pipa vertical dimana semua reaksi *cracking* hidrokarbon pada katalis berlangsung. Katalis panas memasuki seksi *cold wall "wye"* pada *bottom riser* dan bertemu dengan campuran *lift gas* dan *steam* yang diinjeksikan melalui *nozzle* pada *bottom seksi wye*. Katalis dan *medium lifting* mengalir ke atas sekitar 4 meter menuju *feed distributor*. *Feed* dan *steam* dicampur kemudian diinjeksikan melalui *nozzle feed*.

Pada distributor, ukuran diameter *riser* mengalami perbesaran untuk mengakomodir ekspansi uap hidrokarbon ketika mengalami kontak dengan katalis. Ukuran volume *riser* kecil dengan tujuan untuk membatasi waktu kontak antara hidrokarbon dengan katalis sehingga mencegah terjadinya *overcracking* pada *feed*. VSS *reactor* berfungsi sebagai *primary separation device* untuk memisahkan katalis hingga 95% dari gas hidrokarbon keluar dari *reactor riser*. Pemisahan katalis sekunder lanjutan dilakukan oleh *high efficiency cyclone* konvensional. VSS juga berfungsi sebagai *pre-stripper* dengan meminimalkan *entrainment* gas hidrokarbon menuju *stripper*. *Purge steam* dari *reactor plenum chamber* menuju VSS *chamber window* dilakukan untuk mencegah pembentukan *coking* pada *head* dan *annulus reactor*. Kemudian untuk melucuti uap hidrokarbon yang terserap pada *spent catalyst* sebelum mengalir menuju *regenerator*.

Dengan proses ini, memungkinkan temperature *regenerator* lebih rendah sehingga meningkatkan rasio katalis terhadap hidrokarbon sehingga pada kondisi operasi yang sama, konversi akan meningkat. Proses *reactor* lebih jelas dapat dilihat pada Gambar 2.1 (Pertamina, 2014).



Gambar 2.1 Garis Besar Alur Reactor (Pertamina, 2014)

2.2. HAZOP (Hazard and Operability Study)

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

Berdasarkan definisi di atas dapat dikatakan bahwa analisis HAZOP dapat memberikan informasi terkait dengan penyebab bahaya diikuti dengan konsekuensinya serta nilai *risk ranking* bahaya tersebut. Analisis HAZOP dilakukan berdasarkan bahaya dari *input* hingga *output* proses yang berjalan dengan tujuan untuk mengetahui penyebab-penyebab dari semua penyimpangan jalannya proses. Hasil *risk ranking* dari analisis HAZOP juga dapat memberikan nilai tingkat keparahan bahaya yang memiliki probabilitas terbesar. Analisis *cause-consequences* nantinya akan

diikuti dengan analisis terhadap ada tidaknya *safeguard system* yang telah terpasang serta rekomendasi yang dapat diberikan terkait dengan analisis bahaya yang telah dilakukan.

2.2.1. Proses Studi HAZOP

Dalam melakukan analisis HAZOP dibutuhkan beberapa informasi terlebih dahulu yaitu *Process Flow Diagram* (PFD) dan deskripsi dari proses tersebut. Kedua hal tersebut dapat digunakan untuk menentukan *parameter-parameter* yang terlibat dalam keseluruhan analisis HAZOP. Untuk detail HAZOP dapat dilihat di bawah ini :

- *Piping and Instrument Diagram (P&ID)*
- *Process Calculation*
- *Process Data Sheets*
- *Instrument Data Sheets*
- *Interlock Schedules*
- *Layout Requirements*
- *Hazardous Area Classification*
- *Schedule of alarm trip setting, cause and effect chart*
- *Piping Material Specifications, Main Piping Layout and Elevation Drawing*

Dalam studi HAZOP, *review team* harus mengidentifikasi area-area atau komponen-komponen dari sistem yang akan dianalisa selama proses *review*. Dalam industri kimia, terdapat komponen-komponen individu yang mengacu pada “*node-node*”. Terdapat tiga kriteria dasar dalam mengidentifikasi *node-node* yang akan di *review* (Nolan, 1994) yaitu:

- a. Membagi fasilitas kedalam sistem proses dan subsistem.
- b. Mengikuti aliran proses dari sistem.
- c. Mengisolasi subsistem kedalam komponen mayor yang mencapai sebuah objek tunggal seperti peningkatan tekanan, pemisahan gas-gas, penghilangan air dan lain-lain.

Selain itu terdapat pula *guide words* dan *parameter* HAZOP. *Guide Words* merupakan kata-kata mudah (*simple*) yang

digunakan untuk desain secara kualitatif atau kuantitatif dan sebagai penunjuk serta simulasi proses *brainstorming* untuk mengidentifikasi bahaya-bahaya proses (Frank,2001). Sedangkan proses *parameter* merupakan properti kimia atau fisika dengan proses, meliputi *item-item* general seperti *reaction*, *mixing*, *concentration*, pH, dan *item-item* yang spesifik seperti *temperature*, *pressure*, *phase*, dan *flow*. Berikut merupakan contoh dari *guide words* dan parameter proses HAZOP. Lebih jelasnya *guide words* ditunjukkan pada Tabel 2.1 dan *parameter* proses HAZOP ditunjukkan pada pada Tabel 2.2.

Tabel 2.1 *Guide Words* HAZOP (Frank,2001)

<i>Guide Words</i>	<i>Meaning</i>
<i>No</i>	<i>Negative of the Design Intent</i>
<i>Less</i>	<i>Quantitative Decrease</i>
<i>More</i>	<i>Quantitative Decrease</i>
<i>Low</i>	<i>Quantitative Decrease</i>
<i>High</i>	<i>Quantitative Decrease</i>
<i>Over</i>	<i>Quantitative Decrease</i>
<i>Misdirect</i>	<i>Quantitative Decrease</i>

Tabel 2.2 *Parameter* Proses Analisa HAZOP (Frank,2001)

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

Adapun langkah-langkah untuk membuat lembar kerja analisa HAZOP lebih lengkap dapat dilihat di bawah ini :

1. Membagi sistem menjadi bagian-bagian yang lebih kecil (seperti : reaktor, tangki penyimpanan)
2. Memilih sebuah titik studi (seperti : pipa, *vessel*, pompa, *operating instruction*)
3. Menjelaskan tentang proses yang terjadi pada titik studi yang telah dipilih

4. Memilih *parameter* proses
5. Menentukan *guide word*
6. Menentukan penyebab (*causes*) dari *guide word*
7. Menentukan akibat (*consequences*) yang timbul akibat dari *guide word*
8. Memberikan rekomendasi terhadap sistem keamanan
9. Menyusun hasil HAZOP dalam format tabel

Hasil dari HAZOP dicatat dalam format tabulasi, dapat dilihat pada Tabel 2.3.

Tabel 2.3 Tabel Format Lembar Kerja Analisa HAZOP (Dennis P.Nolan, P.E, 1994)

GW	Dev	Causes	Consequence	Safeguards	S	L	R	Remaks	Comments

2.2.2. Kelebihan dan Kekurangan HAZOP

Kelebihan dari studi sistematis metode HAZOP untuk praktek (Kotek & Tabas, 2012) antara lain :

- a. Pemeriksaan dilakukan secara sistematis dan menyeluruh dari peralatan yang dinilai dengan tujuan untuk mengidentifikasi status berbahaya (skenario),
- b. Kemungkinan untuk mengevaluasi konsekuensi dari kegagalan personil, kesalahan personil akan memiliki konsekuensi yang signifikan,
- c. Menemukan situasi berbahaya baru, prosedur sistematis yang memungkinkan untuk menemukan situasi baru yang berbahaya yang mungkin terjadi,
- d. Peningkatan efisiensi peralatan operasi, menemukan situasi yang dapat menyebabkan gangguan operasi, *shut-down* yang tidak direncanakan, kerusakan peralatan, hilangnya bahan baku material saat diproses, serta terhadap peningkatan peraturan operasional,
- e. Mendapatkan pemahaman yang lebih baik dari proses, anggota dari tim HAZOP yang berpengalaman memberi informasi baru

mengenai pengoperasian peralatan yang dinilai dapat menambah pemahaman tentang proses.

Sedangkan kekurangan dari studi sistematis metode HAZOP untuk praktek (Kotek & Tabas, 2012) antara lain :

- a. Diperlukan waktu yang lama (tergantung pada ukuran teknologi),
- b. Menentukan tujuan yang jelas terhadap studi HAZOP dianggap sebagai masalah di awal penelitian, tanpa definisi yang jelas tentang tujuan (misalnya, identifikasi darurat situasi) memberikan studi tak terbatas yang tidak memberikan keluaran yang jelas,
- c. Dibutuhkan pengetahuan dan keterampilan yang baik kepada peserta studi HAZOP, karena tanpa tim pengetahuan dan keterampilan yang baik, HAZOP tidak dapat dilakukan secara baik.

2.3. Layer of Protection Analysis (LOPA)

Layer of Protection adalah salah satu metode yang digunakan untuk mengetahui nilai SIL serta mengevaluasi *layer* proteksi pada sistem dengan cara melihat *mitigation risk* dari *layer* proteksi tersebut. Setiap daerah akan dibagi menjadi bagian-bagian sistem untuk diidentifikasi bahayanya berdasarkan *Layer of Protection*. Bagian-bagian tersebut antara lain *process design*, *Basic Process Control System (BPCS)*, *alarm system*, *Emergency Shutdown System (ESD)*, dan juga *passive protection* yang ada pada setiap bagian sistem.

Setiap bahaya memiliki probabilitas (*likelihood*) dan konsekuensi (*Impact*) terhadap manusia, asset, lingkungan, serta reputasi sehingga tingkat risikonya dapat diperhitungkan sesuai dengan “*Risk Matrix*” perusahaan terkait. (Frank,2001). Karakteristik lapisan perlindungan dan bagaimana mereka seharusnya dikelompokkan sebagai *Independent Protection Layer (IPL)* dalam metode LOPA dibahas pada penjelasan di bawah ini:

➤ ***Process Design***

Pada banyak perusahaan, diasumsikan bahwa beberapa skenario tidak dapat terjadi karena desain *inherently safer* pada peralatan dan proses. Pada perusahaan lainnya, beberapa fitur pada desain proses yang *inherently safer* dianggap *nonzero Probability Failure on Demand* (PFD) masih terjadi, yang artinya masih mungkin mengalami kegagalan industri. Desain proses harus dianggap sebagai IPL, atau ditetapkan sebagai metode untuk mengeliminasi skenario, tergantung pada metode yang digunakan oleh organisasi.

➤ ***Basic Process Control System (BPCS)***

BPCS meliputi kendali manual normal, adalah level perlindungan pertama selama operasi normal. BPCS didesain untuk menjaga proses berada pada area selamat. Operasi normal dari BPCS *control loop* dapat dimasukkan sebagai IPL jika sesuai kriteria. Ketika memutuskan menggunakan BPCS sebagai IPL, analis harus mengevaluasi efektifitas kendali akses dan sistem keamanan ketika kesalahan manusia dapat menurunkan kemampuan BPCS.

➤ ***Critical Alarms and Human Intervention***

Sistem ini merupakan level perlindungan kedua selama operasi normal dan harus diaktifkan oleh BPCS. Tindakan operator, diawali dengan *alarm* atau observasi, dapat dimasukkan sebagai IPL ketika berbagai kriteria telah dapat memastikan keefektifan tindakan.

➤ ***Safety Instrumented Function (SIF)***

SIF adalah kombinasi sensor, *logic solver*, dan *final element* dengan tingkat integritas keselamatan spesifik yang mendeteksi keadaan di luar batas dan membawa proses berada pada fungsi yang aman. SIF merupakan fungsi *independent* dari BPCS. SIF normalnya ditetapkan sebagai IPL dan desain dari suatu sistem, tingkat pengurangan, dan jumlah dan tipe pengujian akan menentukan PFD dari SIF yang diterima LOPA.

➤ ***Physical Protection (Relief Valves, Rupture Disc, etc)***

Alat ini, ketika ukuran, desain, dan perawatannya sesuai, adalah IPL yang dapat menyediakan perlindungan tingkat tinggi untuk mencegah tekanan berlebih. Keefektifan mereka dapat rusak akibat kotor dan korosi, jika *block valves* dipasang di bawah *relief valve*, atau jika aktivitas inspeksi dan perawatan sangat memprihatinkan.

➤ ***Post Release Protection (Dikes, Blast Walls, etc)***

Independent Protection Layers (IPLs) adalah alat pasif yang dapat menyediakan perlindungan tingkat tinggi jika didesain dan dirawat dengan benar. Walaupun laju kegagalan mereka rendah, kemungkinan gagal harus dimasukkan dalam skenario.

➤ ***Plant Emergency Response***

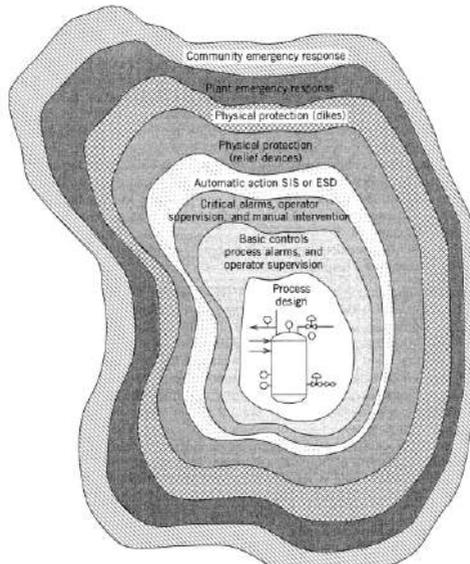
Fitur ini (pasukan pemadam kebakaran, sistem pemadaman manual, fasilitas evakuasi, dan lain-lain) secara normal tidak ditetapkan sebagai IPLs karena mereka diaktifkan setelah pelepasan awal dan terlalu banyak variabel mempengaruhi keseluruhan efektifitas dalam mengurangi skenario.

➤ ***Community Emergency Response***

Pengukuran ini, yang meliputi evakuasi komunitas dan tempat perlindungan secara normal tidak ditetapkan sebagai IPLs karena mereka diaktifkan setelah pelepasan awal dan terlalu banyak variabel mempengaruhi keseluruhan efektifitas dalam mengurangi skenario. Hal ini tidak menyediakan perlindungan terhadap personil *plant*.

Input kunci dari metode LOPA adalah skenario yang diperoleh dari identifikasi potensi bahaya. Tujuan utama LOPA adalah untuk memastikan bahwa telah ada lapisan perlindungan yang sesuai untuk melawan skenario kecelakaan dan menghitung tingkat keamanan dari lapisan tersebut. Skenario bahaya mungkin saja membutuhkan satu atau lebih lapisan proteksi tergantung pada seberapa kompleks proses yang berjalan serta

tingkat keparahan dari bahaya tersebut. Gambaran dari lapisan-lapisan proteksi yang terdapat pada LOPA dapat dilihat pada Gambar 2.2.



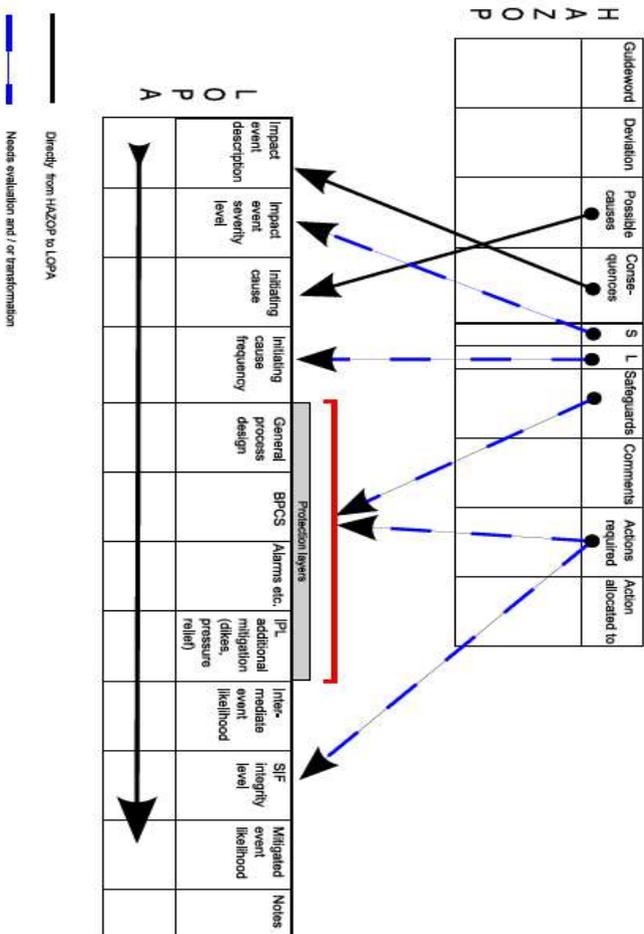
Gambar 2.2 *Layer of Protection Analysis* (Kenexis, 2014)

2.4. Integrasi HAZOP dengan LOPA

HAZOP dan penentuan SIL merupakan kedua sesi yang terpisah. Keduanya memerlukan informasi yang sama dan sebuah database yang umum yaitu keuntungan, sebagai hasil adalah penghematan waktu dan biaya. Pengerjaan analisis dalam satu sesi memberikan penghematan hingga 30% dan sebuah kemajuan yang signifikan dalam integritas data dan manajemen (Lassen, CA, 2008). Penentuan nilai SIL yang dibutuhkan dapat dilakukan dengan cara mengintegrasikan antara HAZOP dan LOPA (*Layer of Protection Analysis*).

Metode LOPA dilakukan dengan pengintegrasian HAZOP dengan LOPA. Hubungan antara HAZOP dan LOPA dapat dilihat pada Gambar 2.3. LOPA dilakukan dari kiri ke kanan di lembar

kerja dan menerima *input* dari HAZOP selama analisis. Pada *worksheet* HAZOP pada Tabel 2.3 berbeda dengan Gambar 2.3 karena menggabungkan tingkat keparahan (S) dan kemungkinan (L) dari konsekuensi HAZOP (IEC 61511, 2003; Dowell and Williams, 2005; Frank,2001).



Gambar 2.3 Hubungan antara HAZOP dan LOPA (Lassen, C.A, 2008)

Jika (proses) penyimpangan dalam HAZOP adalah tekanan tinggi, konsekuensi HAZOP bisa jadi ke lingkungan. Kemungkinan penyebab dari HAZOP adalah penyebab awal di LOPA (Dowell, 1998; IEC 61511, 2003). Kemudian dilanjutkan untuk evaluasi penyebabnya. *Safeguards* yang diidentifikasi dalam HAZOP dilambangkan sebagai IPL di LOPA. Semua IPL adalah perlindungan, tetapi tidak semua perlindungan adalah IPL (Frank,2001). IPL diimplementasikan dalam *worksheet* LOPA. *Safeguards* baru yang direkomendasikan dapat berupa modifikasi yang sudah ada *Protection Layer* (PL) dan desain atau lapisan perlindungan baru, misalnya SIF (Frank,2001). Dalam Gambar 2.3 panah berwarna biru dan bertitik yang menunjukkan bahwa informasi dari kolom termasuk perlindungan dan tindakan yang diperlukan tidak dapat ditransformasikan secara langsung.

Tingkat keparahan konsekuensi HAZOP (S), dan konsekuensi HAZOP kemungkinan (L) dapat ditransformasikan ke LOPA, dan dampak tingkat keparahan dan frekuensi penyebab adalah yang berlaku di dalam kolom LOPA (Dowell dan Williams, 2005). *Worksheet* HAZOP tidak selalu termasuk kolom-kolom LOPA. HAZOP dapat memasukkan peringkat keparahan dan kemungkinan konsekuensi HAZOP, atau hanya peringkat keparahan.

2.5. Prosedur LOPA

Worksheet LOPA dikerjakan berdasarkan resiko tertinggi pada *worksheet* HAZOP, dimana hasil *consequence* HAZOP merupakan *impact event description* LOPA yang dapat dilihat pada Tabel 2.4. *Severity* HAZOP merupakan *impact event severity level* LOPA, sedangkan *Possible causes* HAZOP digunakan untuk mengisi kolom *initiating causes* LOPA(Dowell, 1998). *Severity* HAZOP yang berwarna merah atau kategori resiko tertinggi yang dapat diintegrasikan dalam LOPA. (Lassen, CA, 2008). Perhitungan frekuensi untuk PFD dimulai dari kolom *initiating cause frequency* yang diperoleh dari *likelihood* HAZOP. *Protection Layers* pada LOPA diperoleh berdasarkan *safeguard* HAZOP dijabarkan dalam beberapa kolom seperti *general*

process design, Basic Process Control System (BPCS), Alarms, dan additional mitigation. Seluruh kolom IPL diisi dengan nilai PFD dari masing-masing scenario yang ada.

Tabel 2.4 *Worksheet* LOPA (IEC 61511, 2003)

1	2	3	4	Protection layers				8	9	10	
				5	6	7					
<i>Impact event description</i>	<i>Severity level</i>	<i>Initiating cause</i>	<i>Initiation likelihood</i>	<i>General process design</i>	<i>BPCS</i>	<i>Alarms etc.</i>	<i>Additional mitigation (restricted access)</i>	<i>High integrity additional mitigation (dikes, pressure relief)</i>	<i>Intermediate event likelihood</i>	<i>SIF integrity level</i>	<i>Mitigated event likelihood</i>

Berdasarkan Tabel 2.4 dapat dilihat bahwasanya untuk metode LOPA mempunyai prosedur dalam pengisian tabel tersebut. *General process design* umumnya dianggap *inherently safer* dengan *non zero* PFD pada peralatan dan proses yang berkaitan erat pada kegagalan industri. *Professional adjustment* digunakan untuk PFD pada kondisi operasi sistem yang dijalankan. Pada kasus tertentu dapat diputuskan bahwa desain yang diinginkan perusahaan memiliki kegagalan satu kali dalam setahun sehingga nilainya sebesar 0.1.

Basic Process Control System (BPCS) digunakan sebagai IPL untuk mengevaluasi efektifitas *access control* dan sistem keamanan ketika terjadi kesalahan manusia. Dengan 3 fungsi keselamatan yang dapat digunakan menjadi IPLs meliputi *continous control action, state controller (logic solver atau alarm trip units atau control relays)*. Nilai PFD rata-rata kegagalan BPCS sebesar 0.1 dimana sesuai dengan batas maksimum yang direkomendasikan IEC 61511 yang terlampir pada data *Center for Chemical Process Safety (CCPS) 2001*.

Alarm merupakan level perlindungan kedua selama operasi normal yang harus diaktifkan oleh BPCS, dimana pada hal tertentu terdapat campur tangan dari operator didalamnya. Nilai PFD dari respon terhadap *alarm* adalah 1 jika tidak terdapat penginstalan *alarm* sedangkan jika dipengaruhi oleh kegagalan

operator adalah 0.1 dengan pekerjaan rutin dalam sebulan sekali dan pengerjaan prosedur rutin.

Additional Mitigation Layer umumnya bersifat *mekanikal, structural* atau *procedural* dimana dapat mencegah atau menjaga kemungkinan kejadian bahaya awal. Berdasarkan standar IEC, nilai PFD meliputi *conditional modifier* seperti *probability of fatal injury* (Ptr), *probability of personal in affected area* (Pp), dan *probability of ignition* (Pi). Nilai *probability of fatal injury* (Ptr) dari proses operasi *continue* adalah 1 sedangkan sistem yang tidak selalu dioperasikan (*bongkar muat, batch process* dan lain-lain) disesuaikan dengan waktu saat proses dalam *mode* operasi bahaya dengan waktu total sehingga dapat dirumuskan seperti berikut :

$$P_{tr} = \frac{\text{time at risk}}{\text{total time}} \quad (2.1)$$

Ptr hanya berlaku jika kegagalan terjadi di luar waktu operasional dan perbaikan sebelum waktu operasional.

Nilai *probability of personal in affected area* (Pp) terkait dengan adanya waktu personil berada di tempat bahaya dengan waktu total sehingga dapat dirumuskan dengan persamaan 2.2 berikut :

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}} \quad (2.2)$$

Nilai Pp menjadi 1 ketika bahaya hanya terjadi pada *start up* dan personil selalu ada saat kondisi tersebut. Nilai *probability of ignition* (Pi) merujuk pada HSL/2005/50 dengan pendekatan dari perusahaan pada beberapa kondisi berikut :

- a. *Probability of ignition* (Pi) dari pelepasan cairan/minyak mentah = 0,01
- b. *Probability of ignition* (Pi) dari pelepasan gas/kondensat yang berjumlah kecil = 0.1
- c. *Probability of ignition* (Pi) dari pelepasan gas/kondensat yang berjumlah besar = 0.5

d. *Probability of ignition* (P_i) jika terjadi pecah atau ledakan = 1

Intermediate Event Likelihood (IEL) merupakan perkalian dari *initiating cause likelihood* (ICL), *probability failure on demand* (PFD) dari *Independent Protection Layer* (IPL) dan *frequency conditional modifiers* dimana dapat dirumuskan seperti berikut :

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_1 \times P_{tr} \quad (2.3)$$

Jika sistem proses kontrol dan gagal operator melakukan tugas dalam upaya mengamankan operasi dan keselamatan komponen dan sistem, SIS akan secara otomatis dan aktif bekerja untuk melindungi pabrik dari kemungkinan kerusakan yang lebih parah. Pada *Layer of Protection Analysis*, perhitungan nilai SIL dari *Safety Instrumented Function* (SIF) diperoleh dari nilai perbandingan *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL) dengan *Initiating Event Likelihood* (IEL) yang didapatkan dari perhitungan laju kegagalan komponen.

$$\text{Rasio LOPA} = \frac{TMEL}{IEL} \quad (2.4)$$

Penentuan TMEL disesuaikan dengan tingkat keparahan bahaya dan keamanan yang diharapkan oleh perusahaan. Terdapat standar yang mewakili tingkat keparahan yang telah diterjemahkan kedalam angka TMEL. Penjelasan tingkat keparahan tersebut dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Tabel 2.5 *Target Mitigated Event Likelihood for safety hazards adapted from Nordhagen (2007)*

Security Level	Safety Consequence	Target mitigated event likelihood
C_A	<i>Single first aid injury</i>	3.10^{-2} per years
C_B	<i>Multiple first aid injury</i>	3.10^{-3} per years
C_C	<i>Single disabling injury or multiple serious injuries</i>	3.10^{-4} per years

Tabel 2.5 Lanjutan ...

C_D	<i>Single on-site fatality</i>	3.10^{-5} per years
C_E	<i>More than one and up to three on-site fatalities</i>	1.10^{-5} per years

2.6. Safety Integrity Level (SIL)

Safety Integrity Level adalah ukuran yang menyatakan besarnya PFD sistem (Borcsok, 2014). Sementara PFD, *Probability Failure on Demand*, adalah kemungkinan kegagalan komponen atau sistem ketika diperlukan untuk bekerja. Standar ditampilkan yang menjelaskan tentang masing-masing kategori SIL dan diikuti oleh PFD Fungsi Integritas Keselamatan (SIF), dan nilai *Risk Reduction Function* (RRF).

Safety Integrity Level (SIL) ditentukan dengan menghitung probabilitas kegagalan akan terjadi menggunakan persamaan (Ebeling, 1997). Pada metode *Layer of Protection Analysis* perhitungan SIL dengan menggunakan kombinasi-kombinasi PFD dengan menggunakan rasio LOPA yang dapat dilihat pada persamaan 2.4. Sebelum itu diperlukan menghitung nilai *initiation likelihood* menggunakan persamaan Daniel A *et.al* (2002) yaitu dengan menentukan nilai *mean time to failure* (MTTF) dari suatu komponen. Nilai MTTF merupakan perbandingan dari jumlahan *time to failure* dengan banyaknya *time to failure*. Persamaan MTTF ditulis sebagai persamaan 2.5 berikut :

$$MTTF = \frac{\sum TTF}{n TTF} \quad (2.5)$$

Selanjutnya dihitung nilai *failure rate* tiap jam dan *failure rate* tiap tahun dengan persamaan 2.6 dan 2.7 di bawah ini :

$$\frac{\lambda}{jam} = \frac{1}{MTTF} \quad (2.6)$$

$$\frac{\lambda}{tahun} = \frac{\lambda}{jam} \times 24 \times 365 \quad (2.7)$$

dengan :

λ = Laju kegagalan (*failure rate*)

MTTF = *Mean Time to Failure*

Setelah didapatkan nilai di atas, dihitung nilai *reability* menggunakan distribusi eksponensial dengan menggunakan rumus 2.8 dan kemudian didapatkan nilai (*Iniating Cause Likelihood*) ICL dengan menggunakan persamaan 2.9 di bawah ini :

$$R(t) = e^{-\lambda t} \quad (2.8)$$

$$ICL = 1 - R(t) \quad (2.9)$$

Setelah didapatkan nilai ICL akan dilanjutkan perhitungan dengan menggunakan rumus IEL pada persamaan 2.3 yang kemudian dapat diketahui besarnya nilai *Safety Integrity Level* (SIL) dengan menggunakan metode LOPA yang dapat dilihat pada Tabel 2.6.

Tabel 2.6 Kategori *Safety Integrity Level* (Lassen, 2008 diacu dalam Nordhagen, 2007)

<i>Safety Integrity Level</i> (SIL)	$\frac{f_{TMEL}}{f_{IEL}}$	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

Tabel 2.6 Lanjutan ...

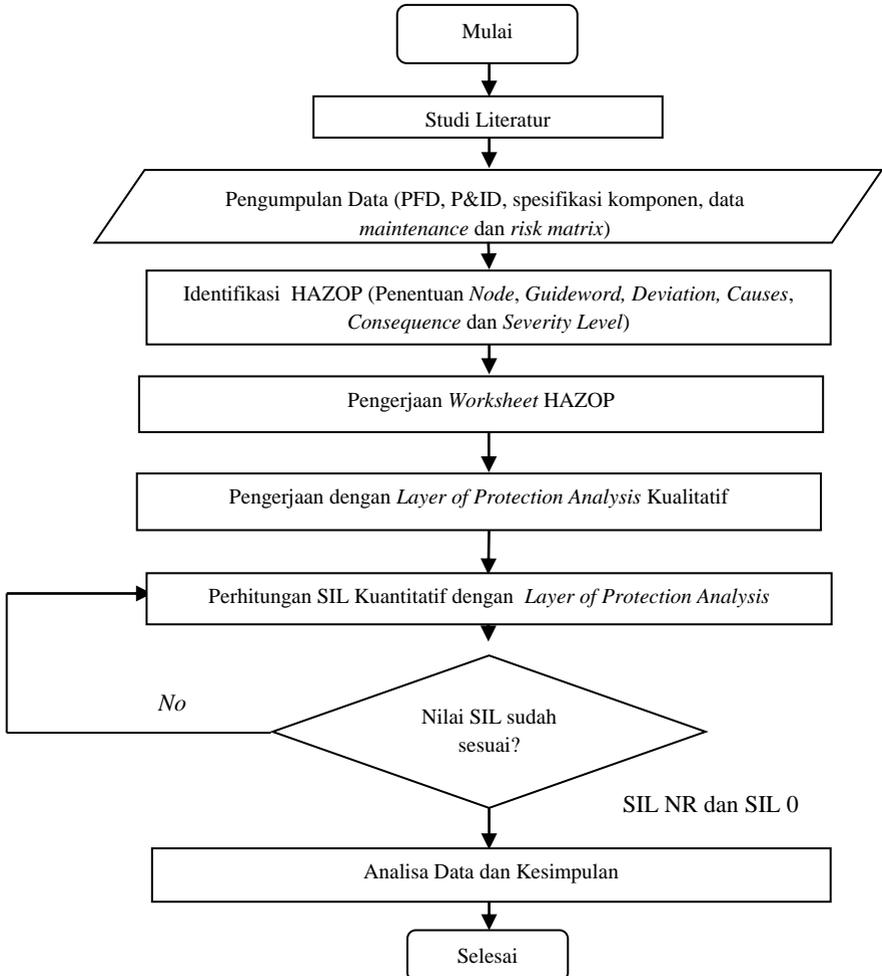
SIL 3	0,001–0,0001	Dibutuhkan evaluasi lebih lanjut melalui metode <i>Qualitative Risk Analysis</i> (QRA)
-------	--------------	--

Dari Tabel 2.6 maka nilai SIL setiap *layer* dapat diketahui dan dianalisis lebih lanjut sesuai dengan keterangan pada Tabel 2.6

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Pada bab ini menjelaskan metode serta tahapan-tahapan dari Tugas Akhir yang dilakukan. Adapun tahapan-tahapan dari Tugas Akhir dapat dilihat pada *flowchart* di bawah ini.



Gambar 3.1 *Flowchart* Tugas Akhir

Berdasarkan *flowchart* tersebut, maka dapat dijelaskan langkah-langkah untuk melakukan Tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

3.1. Studi Literatur

Studi Literatur ini dilakukan dengan mengumpulkan berbagai teori yang dapat menunjang untuk menyelesaikan pengerjaan tugas akhir. Literatur yang digunakan berasal dari berbagai jurnal-jurnal Internasional, Tugas akhir yang telah dilakukan sebelumnya oleh mahasiswa lain, *manual instruction book* dari tempat pengambilan data, dan berbagai referensi lainnya. Selain studi pustaka, juga dilakukan studi lapangan dimana dilakukan agar dapat mengetahui kondisi *real* di lapangan, terutama yang berhubungan dengan topik yang diambil dalam tugas akhir.

3.2. Pengumpulan Data

Pada tahap ini dilakukan pengumpulan data dengan mengumpulkan beberapa macam data yang berhubungan dengan topik Tugas Akhir yang diambil. Data dikumpulkan berupa P&ID, data *Process Flow Diagram*, tampilan DCS serta data *maintenance*. Dalam penentuan HAZOP, data yang digunakan tidak hanya data tertulis namun juga data dari hasil wawancara dengan pihak operator dan pihak proses. Selain itu, beberapa perusahaan memiliki standar tersendiri untuk menentukan tingkat keparahan dari bahaya yang terjadi pada prosesnya begitu juga dengan probabilitasnya. PT. Pertamina (Persero) adalah salah satu perusahaan yang telah memiliki standar tersebut yang terangkum dalam sebuah *risk matrix*. *Risk matrix* tersebut dikategorikan terhadap empat aspek peninjauan yaitu aspek risiko terhadap manusia, aset, lingkungan, serta reputasi. Keempat aspek tersebut memiliki penilaian yang berbeda-beda terhadap tingkat keparahan dari suatu bahaya. Standar perusahaan PT. Pertamina RU IV Cilacap terhadap *risk matrix* dapat dilihat pada Tabel 3.1.

Tabel 3.1 RAM-Risk Assesment Matrix PT. Pertamina

Keparahan	Konsekwensi - Konsekwensi				Kemungkinan yang semakin naik				
	Orang	Asset	Lingkungan	Reputasi	A	B	C	D	E
					Tidak Pernah terdengar terjadi di industri ini	Pernah terdengar terjadi di industri ini	Pernah terjadi di Unit Pengolahan atau lebih dari satu kali per tahun di industri ini	Pernah terjadi di RU IV atau lebih dari satu kali per tahun di Unit Pengolahan	Pernah terjadi lebih dari satu kali per tahun di RU IV
P	A	E	R						
0	Tdk terjadi cidera atau pengaruh thd kesehatan	Tdk terjadi kerusakan	Tdk berpengaruh	Tdk berdampak					
1	Pengaruh thd kesehatan atau cidera minor	Kerusakan kecil	Pengaruhnya kecil	Dampaknya kecil					
2	Pengaruh thd kesehatan atau cidera major	Kerusakan minor	Pengaruhnya minor	Dampaknya minor					
3	Pengaruh thd kesehatan atau cidera major	Kerusakan moderat	Pengaruhnya moderat	Dampaknya moderat					
4	PTD atau kejadian fatal <3	Kerusakan major	Pengaruhnya major	Dampaknya major					
5	Kejadian fatal >3	Kerusakan masif	Pengaruhnya masif	Dampaknya masif					

Keterangan :

 : Rendah : Menengah : Tinggi

Adapun definisi terkait empat aspek risiko dari RAM-Risk Assesment Matrix dapat dilihat pada Tabel 3.2 hingga Table 3.5.

Tabel 3.2 Definisi Konsekwensi terhadap Manusia

P	Konsekwensi- konsekwensi - Celaka terhadap manusia
0	Tidak ada cidera atau pengaruh terhadap kesehatan

Tabel 3.2 Lanjutan ...

1	Pengaruh terhadap kesehatan atau cedera kecil (meliputi kasus first aid dan pengobatan medis serta penyakit akibat kerja)- Tidak mempengaruhi kinerja atau menyebabkan ketidak mampuan bekerja
2	Pengaruh terhadap kesehatan atau cedera minor .-Mempengaruhi kinerja seperti kegiatan-kegiatan yang terbatas (Lulus kerja atau penyakit akibat kerja yang terbatas) atau membutuhkan hingga 5 hari untuk sembuh total (kasus kehilangan hari kerja). Pengaruh terhadap kesehatan minor, yang dapat pulih kembali spt :Iritasi kulit, keracunan makanan.
3	Pengaruh terhadap kesehatan atau cedera major (meliputi cacat sebagian dan penyakit akibat kerja tetap) –Mempengaruhi kinerja selama lebih 5 hari. Kerusakan terhadap kesehatan yang tidak dapat pulih tanpa kematian, seperti tuli akibat bising, cedera punggung kronis, syndrom tangan/lengan bergetar, ketegangan yang berulang
4	Permanent Total Dissability (PTD) atau kejadian fatal ≤ 3 – disebabkan oleh suatu kecelakaan atau penyakit akibat kerja. Kerusakan kesehatan yang tidak dapat pulih tanpa cacat serius kematian, spt:terbakar (corrosive burns), serangan panas (heat stroke), kanker (jml yang terkena sedikit)
5	Kejadian fatal ≥ 3 – dari suatu kecelakaan atau penyakit akibat kerja (spt:aspiksiasi bahan kimia atau kanker (jml orang yang terkena banyak

Tabel 3.3 Definisi Konsekwensi terhadap Aset

A	Konsekwensi- konsekwensi - Aset
0	Tidak terjadi kerusakan
1	Kerusakan kecil – Tidak terjadi gangguan terhadap operasi (biaya kurang dari US\$ 10,000)
2	Kerusakan Minor – Gangguan sebentar (biaya kurang dari US\$ 10,000)
3	Kerusakan Moderat (lokal) – Partial Shutdown (dapat dioperasikan kembali tetapi biaya US\$ 1 juta)
4	Kerusakan Major – Kehilangan operasi parsial (Shutdown 2 minggu, biaya hingga US\$10 juta)
5	Kerusakan Masif (meluas) – Kehilangan operasi total atau besar, biaya diatas US\$ 10 juta)

Tabel 3.4 Definisi Konsekwensi terhadap Lingkungan

E	Konsekwensi- konsekwensi - Lingkungan
0	Tidak Berpengaruh
1	Pengaruhnya kecil – Kerusakan terhadap lingkungan →kecil, di dalam, di dalam pagar dan di dalam sistem. Konsekwensi terhadap finansial dapat diabaikan. Dibutuhkan pelaporan internal
2	Pengaruhnya Minor – Kontaminasi atau pembuangan yang cukup besar untuk menimbulkan kerusakan terhadap lingkungan, tetapi dampaknya tidak terlalu lama. Satu kali pelanggaran terhadap undang-undang atau batasan-batasan, atau satu tuntutan (komplain). Dibutuhkan laporan eksternal
3	Pengaruhnya Moderat (located effect) – Pembuangan-pembuangan yang berpengaruh terhadap tetangga dan menimbulkan kerusakan terhadap lingkungan. Pelanggaran terhadap undang-undang atau batasan yang berulang-ulang atau banyak tuntutan (komplain).
4	Pengaruhnya Major – Kerusakan yang parah terhadap lingkungan. Perusahaan diwajibkan melakukan langkah-langkah secara luas untuk memulihkan lingkungan yang rusak. Pelanggaran terhadap undang-undang dan batasan-batasan meluas atau gangguan yang menyebar
5	Pengaruhnya Masif – Kerusakan yang parah terhadap lingkungan dan menetap atau gangguan parah yang menyebar ke arah yang luas. Kehilangan komersial, penggunaan untuk rekreasi atau konservasi alam yang menimbulkan konsekwensi-konsekwensi finansial besar bagi perusahaan. Pelanggaran-pelanggaran terhadap undang-undang atau batasan-batasan yang terus menerus.

Tabel 3.5 Definisi Konsekwensi terhadap Reputasi

R	Konsekwensi- konsekwensi - Reputasi
0	Tidak Berdampak
1	Dampaknya kecil – Masyarakat menyadari tetapi memeberikan perhatian
2	Dampaknya Minor – ada beberapa masyarakat lokal yang memberi perhatian. Ada beberapa media lokal dan / ataupolitisi lokal yang memperhatikan dengan potensi merugikan perusahaan.
3	Dampaknya Moderat – menjadi perhatian secara nasional. Pemberitaan merugikan secara luas dari media nasional. Berpengaruh terhadap kebijakan nasional/regional dengan potensi membatasi langkah-langkah dan / atau berdampak terhadap izin-izin. Mobilisasi kelompok-kelompok pelaksana.
4	Dampaknya Major – menjadi perhatian diperbatasan antar negara. Menjadi berita media yang merugikan beberapa negara tetangga. Mobilisasi kelompok-kelompok pelaksana regional

Tabel 3.5 Lanjutan ...

5	Pengaruhnya Masif (dampak internasional) – menjadi perhatian internasional. Menjadi berita media yang merugikan di tingkat internasional. Kebijakan-kebijakan nasional/Internasional dengan potensi dampak yang parah terhadap akses ke area-area baru
---	---

3.3. Identifikasi HAZOP

Identifikasi HAZOP dilakukan dengan mengolah *Process Flow Diagram* dan P&ID dari *plant* yang akan dianalisis. Dari data tersebut akan dibuat *worksheet* HAZOP. Langkah-langkah dalam identifikasi bahaya menggunakan metode HAZOP ini adalah sebagai berikut :

- a. Menentukan titik studi berdasarkan data P&ID dan PFD yang telah didapatkan.
- b. Menentukan *node*, yaitu titik studi yang ada atau *loop control* yang ada pada *plant* tersebut lalu ditentukan komponen-komponen yang terdapat pada bagian tersebut, yang mengatur semua proses yang terjadi, dari *input* sampai menghasilkan *output*. Komponen-komponen tersebut dapat berupa *control valve*, *flow transmitter*, *temperature transmitter*, *pressure transmitter* serta komponen *safety* lainnya yang ikut mendukung proses pada *node* tersebut. Penentuan komponen ini didasarkan pada komponen-komponen yang terdapat pada P&ID pada *Reactor Unit 101* di PT. Pertamina RU IV Cilacap. Adapun jenis-jenis *parameter* proses yang digunakan dalam studi HAZOP dapat dilihat pada Tabel 2.2. Dari Tugas akhir ini didapatkan dua *node* yang di analisa yaitu *reactor riser* dan *reactor spent catalyst stripper*.
- c. Menentukan *guideword* dari *node* yang telah ditentukan, setelah diperoleh *guideword* dilanjutkan menentukan *deviation* (penyimpangan). Adapun *guideword* yang digunakan dalam studi HAZOP dapat dilihat pada Tabel 2.1.
- d. Melakukan analisis penyebab-penyebab dari penyimpangan yang telah ditentukan sebelumnya serta akibat yang ditimbulkannya serta *safeguard existing* yang telah dimiliki oleh sistem dalam satu sistem studi.

- e. Menentukan *severity level* yang akan disesuaikan dengan tabel RAM *risk assesment matrix* dari PT. Pertamina yang dapat dilihat dari Tabel 3.1 hingga Tabel 3.5.
- f. Penentuan *safeguard*, *safeguard* merupakan fasilitas yang membantu untuk mengurangi frekuensi terjadinya penyimpangan atau untuk mengurangi konsekuensinya. *Safeguard* yang ada akan dimasukkan ke dalam *worksheet* HAZOP. *Safeguard* merupakan salah satu perlindungan yang ada pada sistem.

3.4. Pengerjaan Worksheet HAZOP

Pengerjaan *worksheet* HAZOP dilakukan dengan cara kualitatif. Kualitatif dilakukan dengan wawancara hingga penentuan *risk ranking*. *Worksheet* HAZOP dapat dilihat pada Tabel 2.3 dimana penentuan *worksheet* HAZOP didapatkan dari identifikasi HAZOP yang telah dilakukan. *Worksheet* HAZOP berupa penentuan *node*, *guideword*, *deviation*, *possible causes*, *consequence*, *severity level* serta *safeguard* yang ada.

Setelah semua sudah disusun *worksheet* HAZOP dianalisis dengan *risk ranking* pada Tabel 3.1 dengan menentukan kategori rendah, menengah dan tinggi. Dari *risk ranking* dianalisa nilai persentase dari ketiga kategori tersebut. Sehingga dapat diketahui persentasi bahaya pada *plant reactor* tersebut. Dari analisa HAZOP akan dilanjutkan dengan metode LOPA dengan menganalisa nilai *risk ranking* yang memiliki nilai yang tertinggi yaitu dengan kategori merah. Kategori merah merupakan tingkat bahaya yang paling tinggi dalam HAZOP yang perlu dianalisa lebih lanjut dengan menggunakan metode LOPA.

3.5. Pengerjaan dengan Layer of Protection Analysis Kualitatif

Setelah indentifikasi risiko dan bahaya telah dikategorikan terhadap *risk ranking* masing-masing, maka dilakukan analisis terhadap risiko bahaya yang memiliki *ranking* tinggi. Pengelompokan ini bertujuan untuk memilih bagian mana saja

dari proses yang memerlukan analisis lebih lanjut terkait tingkat keamanannya dengan menggunakan metode *Layer of Protection Analysis* dengan secara kuantitatif. Pengerjaan LOPA dilakukan untuk menganalisa nilai SIL tiap *Layer* yang kemudian didapatkan hasil akhir nilai PFD akhir dan SIL pada sistem *plant* tersebut.

Pengisian kolom-kolom pada tabel LOPA, sebagian merupakan transformasi dari kolom-kolom pada tabel HAZOP yang terisi. Berikut merupakan transformasi kolom dari tabel HAZOP menjadi kolom tabel LOPA disajikan dalam Tabel 3.6.

Tabel 3.6 Transformasi Kolom dari Tabel HAZOP ke Kolom pada Tabel LOPA

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

3.6. Perhitungan SIL Kuantitatif dengan *Layer of Protection Analysis*

Nilai SIL dihitung dengan menggunakan metode LOPA. LOPA melibatkan perhitungan SIL dari keseluruhan evaluasi lapisan proteksi yang telah terpasang. Perbedaan metode ini dengan metode perhitungan SIL yang lainnya adalah adanya pertimbangan terhadap nilai dari *passive protection* serta *additional mitigation* dari bahaya yang muncul. Hal tersebut dinilai sebagai sebuah kelebihan dari metode perhitungan ini. Dalam perhitungan SIL dengan metode LOPA terdapat beberapa langkah-langkah perhitungan sesuai standar yang harus diikuti. 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).

Nilai *probability of fatal injury* (Ptr) dari proses operasi kontinu adalah 1 sedangkan sistem yang tidak selalu dioperasikan (bongkar muat, *batch process* dan lain-lain) disesuaikan dengan waktu saat proses dalam mode operasi bahaya dengan waktu total yang dapat dilihat pada persamaan 2.1. Nilai *probability of personal in affected area* (Pp) terkait dengan adanya waktu personil terpapar atau berada di tempat bahaya dengan waktu total dapat dilihat pada persamaan 2.2. Nilai *probability of ignition* (Pi) merujuk pada HSL/2005/50 dengan pendekatan dari perusahaan pada beberapa kondisi. Nilai *probability of ignition* (Pi) ditunjukkan pada Tabel 3.7 di bawah ini.

Tabel 3.7 Nilai *Probability of Ignitation*

Penyebab	PFD untuk <i>Probability of ignition</i> (Pi)
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

Perhitungan selanjutnya yaitu perhitungan hasil perkalian probabilitas seluruh *protection layers* yang ada dan dapat disimpulkan dengan persamaan 2.8.

Setelah didapatkan nilai IEL dilakukan penentuan nilai *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL). Penentuan nilai TMEL dilakukan oleh manajemen perusahaan berdasarkan tingkat keparahan (*severity level*) dan *safety consequences*. Penjelasan tingkat keparahan tersebut dapat dilihat pada Tabel 2.5.

Selanjutnya nilai SIL dapat diperoleh dari rasio perbandingan nilai antara TMEL dengan IEL dan dapat dilihat

pada persamaan 2.4. Selanjutnya SIL ditentukan dengan beberapa kategori yang dapat dilihat berdasarkan Tabel 2.6.

3.7. Analisis Data dan Kesimpulan

Pada tahap ini merupakan tahap analisis data dan kesimpulan. Analisis data yaitu menganalisa dari pengerjaan HAZOP yang telah dilakukan hingga analisa SIL dengan menggunakan metode LOPA. Analisis HAZOP dengan menentukan nilai persentase dari tiga kategori *risk ranking* hingga masuk analisa LOPA. Analisa LOPA dengan menganalisis konsekuensi yang memiliki *risk ranking* yang tinggi. Hubungan antara HAZOP dan LOPA dapat dilihat pada Gambar 2.3 dan Tabel 3.6. Kemudian dianalisa nilai SIL dengan menggunakan Tabel 2.6.

Kesimpulan dari hasil analisa disimpulkan berdasarkan rumusan masalah yang ada pada tugas akhir ini. Kesimpulan berdasarkan analisis yang telah dilakukan dari HAZOP hingga menggunakan metode LOPA.

3.8. Penyusunan Laporan

Pada tahap terakhir ini merupakan penyusunan. Laporan disusun dari BAB I hingga BAB V dengan penambahan lampiran yang menunjang dari tugas akhir ini. Laporan terdiri dari BAB I dengan isi latar belakang, rumusan masalah, tujuan dan batasan masalah. BAB II berisi terkait teori penunjang dari tugas akhir yaitu erup apenjelasan terkait reactor, HAZOP serta teori tentang metode *Layer of Protection Analysis*. BAB III berisi tentang langkah-langkah dalam pengerjaan dalam tugas akhir ini. BAB IV berisi tentang analisa dari tugas akhir ini yaitu HAZOP dengan menggunakan metode LOPA dan BAB V berisi kesimpulan dan saran yang berisi kesimpulan dari tugas akhir yang telah dikerjakan dan saran yang dapat diberikan dari pengerjaan tugas akhir ini.

BAB IV

ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

4.1. Hasil Pengumpulan Data

Data yang dibutuhkan pada Tugas Akhir ini yaitu berupa data *Process Flow Diagram*, *Piping and Instrument Diagram*, data *maintenance*, data *risk matrix* perusahaan. Data *Process Flow Diagram* dapat dilihat pada lampiran A. *Piping and Instrument Diagram* dapat dilihat pada lampiran B. Data *risk matrix* perusahaan dapat dilihat pada Tabel 3.1.

4.2. Hasil Pemilihan Titik Analisa

Pada tugas akhir ini diperoleh titik studi yang diambil untuk menganalisis bahaya yang terdapat pada *reactor* unit 101 pada kilang RFCC PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap. Pada unit 101 terdapat proses *catalytic cracking* yang terdapat pada *reactor* untuk perengkahan hidrokarbon. *Reactor* 101-R-501 berfungsi sebagai perengkahan hidrokarbon dari minyak fraksi berat menjadi minyak dengan fraksi ringan, dimana minyak fraksi berat berasal dari *bottom* CDU 2/FOC II. Didalam *reactor* terdapat dua sistem yaitu *reactor riser* dan *reactor-spent catalyst stripper*.

4.3. Analisa Risiko

Sebelum menentukan risiko apa saja yang mungkin terjadi dari proses, diperlukan adanya pengetahuan lebih terkait dengan detail jalannya proses tersebut dimulai dari masukan yang dibutuhkan hingga keluaran yang dihasilkan. Detail dari jalannya proses tersebut diperlukan untuk menentukan bahaya-bahaya apa saja yang mungkin terjadi. Analisis yang dilakukan dalam tugas akhir ini merupakan analisis dari jalannya proses pada *catalytic cracking*.

Catalytic cracking merupakan suatu proses perengkahan hidrokarbon dimana dari minyak dengan fraksi berat menjadi fraksi ringan dengan dibantu katalis dengan tekanan dan temperatur yang tinggi. Langkah-langkah untuk perengkahan hidrokarbon dalam proses *catalytic cracking* yaitu pertama pada

reactor riser akan masuk *raw oil* dengan menggunakan MP *steam* sebagai *atomizing*. Yang kedua yaitu pada *reactor-spent catalyst stripper* tempat pelucutan hidrokarbon dengan katalis yang katalisnya berasal dari *lower regenerator*.

4.3.1. Reactor Riser

Feed reactor berasal dari *hot LSWR ex-CDU II* dan *cold LSWR ex-37T-103/104*. *Feed* dipompa melalui serangkaian sistem pemanas hingga *temperature* mencapai 235 °C saat akan masuk *riser*. *Feed* diinjeksikan ke dalam *reactor riser* melalui 8 (delapan) buah distributor dan mempergunakan MP *steam* sebagai *atomizer* yang diatur oleh 101-FIC-051. *Regenerated catalyst* panas dari *lower regenerator* (101-R-502) dialirkan menuju *riser* dengan bantuan *lift steam* (via 101-FIC028) dan *lift gas ex-lift gas knock out drum* di unit *Gas Concentration*. *Catalyst* panas naik dari *wye piece* bertemu dengan *feed* dalam *riser* dan terjadi pertukaran panas dari *catalyst* ke kabut minyak *feed*, terjadi penguapan dan hidrokarbon terengkah. Campuran uap – *catalyst* naik melalui *riser* dengan *minimum back mixing*. Aliran *catalyst* menuju *riser* diatur oleh *regenerated catalyst slide valve* (101-A-512) untuk mengendalikan *temperature reactor* 101-TIC-039 yang di *cascade* dengan 101-PDIC-18.

Dari keseluruhan data PFD, P&ID, serta hasil wawancara dengan pihak operator dan *process engineer* yang menangani proses terkait, hasil analisis *cause and consequences* dari bahaya dapat didata pada sebuah tabel HAZOP. Kategori tabel tersebut antara lain adalah *guide words*, *deviation*, *cause*, dan juga *consequences*. Analisis dari *cause* dan *consequences* dari *reactor riser* dapat dilihat pada Tabel 4.2, sedangkan nilai *risk ranking* dari analisis tersebut ditampilkan pada Tabel 4.3.

4.3.1.1 Komponen Instrumen, Guide Words, Deviasi pada Reactor Riser

Komponen *instrument* yang terdapat pada *reactor riser* yaitu *flow transmitter*. *Instrument* FT-051, FT-061 dan FT-028 merupakan *instrument* yang mengatur aliran *steam* yang masuk

pada *reactor riser*. *Instrument* FT-37 merupakan *instrument* yang mengatur aliran *lean gas* yang masuk pada *reactor riser* dan *instrument* UV-019A merupakan *instrument* yang mengatur aliran hidrokarbon yang masuk kedalam *reactor riser*. Untuk *guide words* dan deviasi setiap *instrument* pada *reactor riser* dapat dilihat pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Komponen *Instrument*, *Guide words* dan deviasi pada *Reactor Riser*

<i>Intrument Component</i>	<i>Guide Words</i>	<i>Deviation</i>
FT-051	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/Less Flow</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>
FT-061	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/Less Flow</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>
FT-028	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/Less Flow</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>
FT-037	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/Less Flow</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>
UV-019A	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/Less Flow</i>

4.3.1.2 Penentuan *Causes* dan *Estimasi Consequences* pada *Reactor Riser*

Setelah diketahui *guide words* dan deviasi *instrument* pada *reactor riser* dari Tabel 4.1 maka didapatkan analisis dari *causes* dan *consequence* dari *reactor riser* yang dapat dilihat pada Tabel 4.2. Pada Tabel 4.2 merupakan hasil dari *causes* dan *consequence* yang terdiri dari *instrument* FT-051, FT-061, FT-028, FT-037 serta UV-019A. Dimana pada *reactor riser* terdapat 5 *instrument* yang dianalisis untuk penyebab dan akibat dari bahaya yang ditimbulkan dari masing-masing deviasi *instrument* tersebut. Dari deviasi tersebut terdapat 9 *consequence* dari 5 *instrumet* tersebut. Penyebab dari penyimpangan tersebut dari *transmitter* dan *controller* yang gagal bekerja dengan baik, sehingga mengakibatkan beberapa penyimpangan.

Tabel 4.2 Analisis Cause dan Consequence pada Reactor Riser

<i>Intrument Component</i>	<i>Guide Words</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>
F T –051	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/ Less Flow</i>	101-FIC-051~058 failure driving 101-FV-051 failed to open	<i>Reduction of atomizing leading to reduction in yield.</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>	101-FIC-051~058 failure driving 101-FV-051 fully open	<i>Increased flow of MP steam for feed atomizing and deterioration of quality</i>
F T – 061	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/ Less Flow</i>	101-FIC-061~068 failure driving 101-FV-061 failed to open	<i>Reduction of atomizing leading to reduction in yield.</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>	101-FIC-061~068 failure driving 101-FV-061 fully open	<i>Increased flow of MP steam for feed atomizing and deterioration of quality</i>
FT – 028	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/ Less Flow</i>	101-FIC-028 failure driving 101-FV-028 failed to open	<i>Decreased catalyst velocity and production capacity decreased</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>	101-FIC-028 failure driving 101-FV-028 fully open	<i>The rate of reactor feed rises dramatically so that production capacity drops</i>
UV-019A	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/ Less Flow</i>	UV-19A failed to open	<i>Interruption of feed rawoil supply and loss of production</i>

Tabel 4.2 Lanjutan ...

FT – 037	No / Less	No Flow/ Less Flow	101-FIC-037 failure driving 101-FV-037 failed to open	1 Decreased catalyst velocity and production capacity decreased 2 Potential change in product mix with increased H2 content in light gas.
	More	More Flow	101-FIC-037 failure driving 101-FV-037 fully open	Increased lean gas flow to the reactor so that production capacity drops

4.3.1.3 Severity, Probability, dan Risk Ranging pada Reactor Riser

Dari analisis *cause* dan *consequence* pada *reactor riser* yang telah dilakukan dilakukan analisa lebih lanjut terkait *risk ranging* dari *consequence* yang ditimbulkan. Hasil analisa dapat dilihat pada Tabel 4.3 dengan *risk ranging* standar PT. Pertamina yang dapat dilihat pada Tabel 3.1.

Tabel 4.3 Analisis *Risk Ranging Reactor Riser* berdasarkan RAM - *Risk Assesment Matrix* PT. Pertamina

<i>Consequence</i>	<i>Classification Consequence</i>	S	L	R	<i>Safeguards</i>
<i>Reduction of atomizing leading to reduction in yield.</i>	<i>Injury</i>	0	B	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	2	B	R	
	<i>Environment</i>	0	B	R	
	<i>Reputation</i>	1	B	R	
<i>Increased flow of MP steam for feed atomizing and deterioration of quality</i>	<i>Injury</i>	0	B	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	2	B	R	
	<i>Environment</i>	2	B	R	
	<i>Reputation</i>	0	B	R	

Tabel 4.3 Lanjutan ...

<i>Reduction of atomizing leading to reduction in yield.</i>	<i>Injury</i>	0	B	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	2	B	R	
	<i>Environment</i>	0	B	R	
	<i>Reputation</i>	1	B	R	
<i>Increased flow of MP steam for feed atomizing and deterioration of quality</i>	<i>Injury</i>	0	B	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	2	B	R	
	<i>Environment</i>	2	B	R	
	<i>Reputation</i>	0	B	R	
<i>Decreased catalyst velocity and production capacity decreased</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	2	C	R	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>The rate of reactor feed rises dramatically so that production capacity drops</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	3	C	M	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Decreased catalyst velocity and production capacity decreased</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	2	C	R	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Potential change in product mix with increased H2 content in light gas.</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	3	C	M	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Increased lean gas flow to the reactor so that production capacity drops</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	3	C	M	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Interruption of feed raw oil supply and loss of production</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	<i>101-UV-019A position indication with discrepancy alarm</i>
	<i>Asset</i>	3	C	M	
	<i>Environment</i>	1	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	

4.3.2. Reactor-Spent Catalyst Stripper

Pada *top riser* atau *reactor-spent catalyst stripper* reaksi perengkahan akan sempurna dan uap *hydrocarbon* terpisah dari *catalyst* oleh *vortex separation system* (VSS) dan katalis jatuh ke seksi *stripping*, untuk meminimalkan reaksi perengkahan sekunder yang tidak dikehendaki. VSS didesain berfungsi untuk

memisahkan katalis dalam uap hidrokarbon hingga 95%. Sisa katalis yang terikut uap hidrokarbon masuk ke dalam 10 buah *single stage cyclone* untuk pemisahan akhir (99,999 % katalis dapat terpisahkan). *Catalyst* yang terambil oleh *cyclone* jatuh ke bawah *cyclone diplegs* menuju ke seksi *stripping* yang memiliki 7 (tujuh) *grid* dan dilakukan pelucutan sisa *hydrocarbon* dengan mempergunakan 3 (tiga) buah *stripping steam* via 101-FIC-071/072/073. Uap *hydrocarbon* naik ke *plenum chamber* bergabung dengan uap hidrokarbon dari *cyclone* yang lain dan keluar melalui puncak *reactor* menuju ke *main column* (101-C-521).

Dari keseluruhan data PFD, P&ID, serta hasil wawancara dengan pihak operator yang menangani proses terkait, hasil analisis *cause and consequences* dari bahaya dapat didata pada sebuah tabel HAZOP. Kategori tabel tersebut antara lain adalah *guide words*, *deviation*, *cause*, dan juga *consequences*. Analisis dari *cause* dan *consequences* dari *reactor-spent catalyst stripper* dapat dilihat pada Tabel 4.5 sedangkan nilai *risk ranking* dari analisis tersebut ditampilkan pada Tabel 4.6.

4.3.2.1 Komponen Instrumen, Guide Word, Deviasi pada Reactor-Spent Catalyst Stripper

Pada Tabel 4.4 merupakan komponen *instrument*, *guide word* serta deviasi yang terdapat pada *reactor-spent catalyst stripper*. Terdapat beberapa *instrument* yaitu *flow transmitter*, *temperature transmitter*, *pressure transmitter* dan *level transmitter*. *Instrument* PT-040 mengatur tekanan pada masuknya *steam* pada *reactor*. *Instrument* FT-070, FT-071, FT-072 serta FT-073 merupakan *instrument* yang mengatur aliran *steam* yang masuk ke dalam *reactor-spent catalyst stripper*. Untuk *instrument* TT-039 merupakan *instrument* yang mengatur suhu pada *reactor*. *Instrument* PDT-018 merupakan *instrument* yang mengatur tekanan yang ada pada *reactor* serta untuk *instrument* LT-038 merupakan *instrument* yang mengatur *level* katalis pada *reactor* yang akan masuk ke dalam *regenerator*.

Tabel 4.4 Komponen *Instrument*, *Guide words* dan deviasi pada *Reactor-Spent Catalyst Stripper*

<i>Instrument Component</i>	<i>Guide Words</i>	<i>Deviation</i>
PT-040	<i>Low</i>	<i>Low Pressure</i>
	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>
FT-070	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/Less Flow</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>
FT-071	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/Less Flow</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>
FT-072	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/Less Flow</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>
FT-073	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/Less Flow</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>
TT-039	<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>
	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
PDT-018	<i>Low</i>	<i>Low Pressure</i>
	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>
LT-038	<i>High</i>	<i>High Level</i>

4.3.2.2 Penentuan *Causes* dan Estimasi *Consequences* pada *Reactor-Spent Catalyst Stripper*

Dari Tabel 4.4 yaitu penentuan *guide words* dan deviasi *instrument* pada *reactor-spent catalyst stripper* maka didapatkan analisis dari *causes* dan *consequence* dari *reactor riser* yang dapat dilihat pada Tabel 4.5. Pada Tabel 4.5 merupakan hasil dari *causes* dan *consequence* yang terdiri dari *instrument* PT-040, FT-070, FT-071, FT-072, FT-073, TT-039, PDT-018 serta LT-038. Dimana pada *reactor-spent catalyst stripper* terdapat 8 *instrument* yang dianalisis untuk penyebab dan akibat dari bahaya yang ditimbulkan dari masing-masing deviasi *instrument* tersebut. Dari deviasi tersebut terdapat 16 *consequence* dari 8 *instrument* tersebut. Penyebab dari penyimpangan yang telah dianalisa yaitu berasal dari *transmitter* dan *controller* yang gagal bekerja dengan

baik, sehingga mengakibatkan beberapa penyimpangan dan mengakibatkan beberapa bahaya yang dapat dilihat pada Tabel 4.5 di bawah ini.

Tabel 4.5 Analisis *Cause* dan *Consequence* pada *Reactor - Spent Catalyst Stripper*

<i>Intrument Component</i>	<i>Guide Words</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>
PT – 040	<i>Low</i>	<i>Low Pressure</i>	PIC-040 failure driving PV – 040 failed to open	<i>Loss of steam to stripper resulting in loss of stripping capability and process upset</i>
	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>	PV – 040 fully open	<i>Potential loss of integrity in MP steam system and the catalyst entering in upper regenerator decreases</i>
FT – 070	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/ Less Flow</i>	101-FIC-070 failure driving FV – 070 failed to open	<i>Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>	FV – 070 fully open	<i>Catalyst carryover to main column resulting in plugging of main column and potentially shutdown to plant.</i>

Tabel 4.5 Lanjutan ...

FT – 071	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/ Less Flow</i>	101-FIC-071 <i>failure driving FV – 071 failed to open</i>	<i>Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>	FV – 071 <i>fully open</i>	<i>Catalyst carryover to main column resulting in plugging of main column and potentially shutdown to plant.</i>
FT – 072	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/ Less Flow</i>	101-FIC-072 <i>failure driving FV – 072 failed to open</i>	<i>Process upset due to partial loss of fluidization below trays</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>	FV – 072 <i>fully open</i>	<i>Catalyst carryover to main column and Process upset</i>
FT – 073	<i>No / Less</i>	<i>No Flow/ Less Flow</i>	101-FIC-073 <i>failure driving FV – 073 failed to open</i>	<i>Process upset due to partial loss of fluidization below trays</i>
	<i>More</i>	<i>More Flow</i>	FV – 073 <i>fully open</i>	<i>Process upset</i>

Tabel 4.5 Lanjutan ...

TT-039	<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>	101-TIC-039 failure driving A-512 failed to open	<i>Temperature drop in reactor leading to decreased yield, off spec product and potential loss of reaction.</i>
	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>	101-TIC-039 failure driving A-512 fully open	<ol style="list-style-type: none"> 1 <i>The high temperature in the reactor produces a small fire production</i> 2 <i>Over cracking results in the formation of coke in the planum and steam line reactors</i>
PDT-018	<i>Low</i>	<i>Low Pressure</i>	A-512 fully open	<ol style="list-style-type: none"> 1 <i>The high temperature in the reactor produces a small fire production</i> 2 <i>Over cracking results in the formation of coke in the planum and steam line reactors</i>
	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>	A-512 failed to open	<i>Temperature drop in reactor leading to decreased yield, off spec product and potential loss of reaction.</i>

Tabel 4.5 Lanjutan ...

LT-038	<i>High</i>	<i>High Level</i>	<i>A-513 failed to open</i>	<i>There is a backflow from the reactor to the regenerator which causes potential fire and explosion</i>
--------	-------------	-------------------	-----------------------------	--

4.3.2.3 Severity, Probability, dan Risk Ranging pada Reactor-Spent Catalyst Stripper

Dari analisis *cause* dan *consequence* pada *reactor-spent catalyst stripper* yang telah dilakukan dilakukan analisa lebih lanjut terkait *risk ranking* dari *consequence* yang ditimbulkan. Hasil analisa dapat dilihat pada Tabel 4.6 dengan *risk ranking* standar PT. Pertamina yang dapat dilihat pada Tabel 3.1.

Tabel 4.6 Analisis *Risk Ranging Reactor-Spent Catalyst Stripper* berdasarkan RAM - *Risk Assesment Matrix* PT. Pertamina

<i>Consequence</i>	<i>Classification Consequence</i>	<i>S</i>	<i>L</i>	<i>R</i>	<i>Safeguards</i>
<i>Loss of steam to stripper resulting in loss of stripping capability and process upset</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	101-FIC-071/072/073 with low flow alarm
	<i>Asset</i>	4	C	M	
	<i>Environment</i>	1	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Potential loss of integrity in MP steam system and the catalyst entering in upper regenerator decreases</i>	<i>Injury</i>	1	C	R	101-PSV-507A/B
	<i>Asset</i>	3	C	M	
	<i>Environment</i>	1	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	101-FIC-070 with low flow alarm and Bypass System
	<i>Asset</i>	5	C	T	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	

Tabel 4.6 Lanjutan ...

<i>Catalyst carryover to main column resulting in plugging of main column and potentially shutdown to plant</i>	<i>Injury</i>	1	C	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	4	C	M	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	<i>101-FIC-071 with low flow alarm and Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	5	C	T	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Catalyst carryover to main column resulting in plugging of main column and potentially shutdown to plant.</i>	<i>Injury</i>	1	C	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	4	C	M	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Process upset due to partial loss of fluidization below trays</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	<i>101-FIC-072 with low flow alarm and Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	3	C	M	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Catalyst carryover to main column and Process upset</i>	<i>Injury</i>	1	C	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	4	C	M	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Process upset due to partial loss of fluidization below trays</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	<i>101-FIC-073 with low flow alarm and Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	3	C	R	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Process upset</i>	<i>Injury</i>	1	C	R	<i>Bypass System</i>
	<i>Asset</i>	3	C	M	
	<i>Environment</i>	0	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	
<i>Temperature drop in reactor leading to decreased yield, off spec product and potential loss of reaction.</i>	<i>Injury</i>	0	C	R	<i>101-TI-035A/B/C with low temperature alarm</i>
	<i>Asset</i>	3	C	M	
	<i>Environment</i>	1	C	R	
	<i>Reputation</i>	0	C	R	

Tabel 4.6 Lanjutan ...

<i>The high temperature in the reactor produces a small fire production</i>	Injury	2	C	R	101-TI-035A/B/C with high temperature alarm
	Asset	5	C	T	
	Environment	2	C	M	
	Reputation	1	C	R	
<i>Over cracking results in the formation of coke in the planum and steam line reactors</i>	Injury	2	C	R	101-TI-035A/B/C with high temperature alarm
	Asset	4	C	M	
	Environment	2	C	R	
	Reputation	1	C	R	
<i>There is a backflow from the reactor to the regenerator which causes potential fire and explosion</i>	Injury	2	C	R	101-LI-040A/B/C with low level alarm
	Asset	5	C	T	
	Environment	2	C	R	
	Reputation	1	C	R	

4.4. Analisis HAZOP

Dari *worksheet* HAZOP yang telah dibuat, selanjutnya dilakukan analisis dari tabel tersebut. HAZOP yang telah dilakukan menunjukkan bahwasanya risiko bahaya dapat terjadi pada proses *cracking* pada *rector* terbagi menjadi tiga kategori yang akan dipresentasikan dengan nilai yang berbeda-beda dapat dilihat di bawah ini :

Rendah = 29.17%

Menengah = 54.17%

Tinggi = 16.66%

Presentase di atas menyatakan bahwa *risk ranking* dengan kategori menengah memiliki presentase lebih besar dibandingkan dengan kategori yang lainnya. Pada *reactor* menjelaskan tingkat risiko yang tinggi namun bisa diatasi dengan dilihat presentase *risk ranking* yang tinggi mempunyai nilai yang lebih kecil dari pada kategori rendah dan menengah. Presentase tersebut didapatkan dari *worksheet* HAZOP yang dilakukan dengan wawancara dan validasi dengan menggunakan standart penetapan PT. Pertamina yaitu RAM (*Risk Assesment Matrix*) yang dapat

dilihat pada Tabel 3.1 hingga Tabel 3.5. Dilakukan pula validasi dengan menggunakan HAZID yaitu *hazard identification* yang dilakukan analisa sebelum *plant* tersebut beroperasi. Pada HAZID standar *risk ranking* yang digunakan berbeda dengan RAM (*Risk Assessment Matrix*) PT. Pertamina, hal ini disebabkan HAZID yang ada berasal dari vendor. *Risk ranking* yang digunakan terdapat 6 kategori yang bisa dilihat pada Tabel 4.7.

Tabel 4.7 Risk Ranking Matrix

Severity of Consequence	Likelihood of Consequence				
	1	2	3	4	5
A	Very High	Very High	High	Medium	NP
B	Very High	High	Medium	Low	NP
C	Medium	Medium	Low	Low	NP
D	Low	Low	Low	Low	NP
E	NH	NH	NH	NH	NH

Dengan keterangan *risk ranking matrix* di atas dari kategori-kategori dapat dilihat Tabel 4.8 dengan *Risk Decision Criteria* hingga 4.10 dengan *Assignment of Severity Category*.

Tabel 4.8 Risk Decision Criteria

Risk Rank	Recommendation
Very High	Unacceptable - should be mitigated to risk rank 3 or lower as soon as possible
High	Undesirable - should be mitigated to risk rank 3 or lower within reasonable period
Medium	Acceptable with controls - verify that procedures, controls, and safeguards are in place
Low	Acceptable as is - no action is necessary
NH	No Hazard
NP	No Problem

Tabel 4.9 Assignment of Likelihood Category (“L” Column)

1	<i>Likely; may occur as often as once in an operating year in any similar plant</i>
2	<i>May occur; frequency between once a year and once in 10 operating years or at least once in 10 similar plants operated for 1 year</i>
3	<i>Not likely; frequency between once in 10 years and once in 30 operating years or at least once in 30 similar plants operated for 1 year</i>
4	<i>Very unlikely; frequency of less than once in 30 year or less than once a year in 30 similar plants operated for 1 year</i>
5	<i>Not probable</i>

Tabel 4.10 Assignment of Severity Category (“S” Column)

	<i>Public</i>	<i>Worker</i>	<i>Property</i>
A	<i>Major release of AHM</i>	<i>Loss of life</i>	<i>Major fire or explosion and/or loss of production</i>
B	<i>Moderate release of AHM</i>	<i>Severe injury or disability</i>	<i>Moderate fire or explosion and/or loss of production</i>
C	<i>Small release or AHM</i>	<i>Loss time injury but no disability</i>	<i>Small equipment damage or loss of production</i>
D	<i>Very small release of AHM with no significant offsite impact</i>	<i>First aid injury but no disability</i>	<i>Minor equipment damage or minor loss of production</i>
E	<i>Not a significant hazard</i>	<i>Not a significant hazard</i>	<i>Not a significant hazard</i>

Bedasarkan *risk matrix* di atas didapatkan analisa HAZID pada *reactor* dengan terbagi menjadi enam kategori yang akan dipresentasikan dengan nilai yang berbeda-beda yaitu :

<i>Very High</i>	= 0%
<i>High</i>	= 0%
<i>Medium</i>	= 13,64%
<i>Low</i>	= 81,82%
NH	= 4,54%
NP	= 0%

Presentase di atas menyatakan bahwasanya dengan *risk ranking* dengan 6 kategori, *low* memiliki tingkat persentase yang paling tinggi dibandingkan *medium* dengan *no hazard*. Sedangkan untuk nilai *high* dan *very high* memiliki presentase 0% persen dengan arti ketika *plant* tersebut belum berbahaya dan belum ada kejadian yang bisa membahayakan. Dari HAZID dengan HAZOP yang telah dilakukan memiliki perbedaan dari segi kategori dan dalam segi bahaya. Bahwasanya ketika beroperasi bahaya akan mungkin terjadi dari kegagalan suatu komponen. Sedangkannya HAZID mengidentifikasi bahaya ketika *plant* belum dioperasikan. Oleh karena itu *risk ranking* dari kedua analisa tersebutnya memiliki nilai yang berbeda.

4.5. Layer of Protection Analysis (LOPA)

Layer Of Protection Analysis (LOPA) merupakan metode semi-kuantitatif menggunakan kategori numerik untuk memperkirakan parameter yang diperlukan untuk menghitung pengurangan risiko yang diperlukan yang sesuai dengan kriteria penerimaan. LOPA berupa *layer-layer* yang digunakan untuk pengaman dalam suatu *plant*. Adapun *Protection layer* terdiri dari *general process design*, *Basic Process Control System* (BPCS), *alarm*, serta *additional mitigation layer* dan masih banyak lainnya. Nilai PFD rata-rata kegagalan yang diizinkan oleh standar maksimal IEC 61511 yang terlampir pada data *Center for Chemical Process Safety* (CCPS) 2001.

4.5.1 Perhitungan LOPA

Pada perhitungan dengan menggunakan LOPA dilakukan untuk mengetahui nilai SIL tiap *impact event* yang dianalisis

dengan menggunakan rasio perbandingan antara nilai TMEL dengan nilai IEL dengan menggunakan persamaan 2.4. Nilai IEL didapatkan dengan menggunakan persamaan 2.3. Sebelum dilakukan perhitungan nilai IEL, dilakukan perhitungan nilai ICL terlebih dahulu. Nilai ICL dapat dihitung berdasarkan persamaan 2.9 dengan menentukan terlebih dahulu nilai TTF, MTTF, *failure rate* serta *reability*. Pada Tabel 4.7 hingga Tabel 4.10 merupakan data *maintenance* yang masuk pada *impact event description* pada *worksheet* LOPA.

Tabel 4.11 Data *Maintenance* 101-A-512

No	Start	Completion	TTF	
			Day	Hour
1	01-Okt-15	01-Okt-15	0	0
2	28-Mar-16	29-Mar-16	179	4296
3	01-Feb-17	01-Feb-17	309	7416
4	10-Jul-17	10-Jul-17	159	3816
5	10-Feb-18	11-Feb-18	215	5160
6	19-Apr-18	19-Apr-18	67	1608
7	23-Mei-18	23-Mei-18	34	816
8	25-Mei-18	25-Mei-18	2	48
9	02-Jun-18	02-Jun-18	8	192
10	14-Nov-18	14-Nov-18	165	3960

Dari Tabel 4.11 di atas merupakan data *maintenance* dari *impact event description* “*The high temperature in the reactor produces a small fire production*”. Didapatkan 10 data *maintenance* dengan diawali dengan 1 Oktober 2015 yaitu awal dioperasikan *plant* tersebut dan 14 November 2018 data akhir dari data *maintenance*, yang diambil pada April 2019 dengan total

waktu empat tahun. dengan diperoleh nilai MTTF sebesar 6828 dari persamaan 2.5 dan hasil lengkap untuk perhitungan selanjutnya dapat dilihat pada Tabel 4.15.

Tabel 4.12 Data *Maintenance* 101-FV-070

No	Start	Completion	TTF	
			Day	Hour
1	01-Okt-15	01-Okt-15	0	0
2	26-Okt-18	26-Okt-18	1121	26904
3	06-Nov-18	06-Nov-18	11	264

Dari Tabel 4.12 di atas merupakan data *maintenance* dari *impact event description* “*Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator*”. Didapatkan 3 data *maintenance* dengan diawali dengan 1 Oktober 2015 yaitu awal dioperasikan *plant* tersebut dan 6 November 2018 data akhir dari data *maintenance*, yang diambil pada April 2019 dengan total waktu empat tahun. dengan diperoleh nilai MTTF sebesar 6792 dari persamaan 2.5 dan hasil lengkap untuk perhitungan selanjutnya dapat dilihat pada Tabel 4.15.

Tabel 4.13 Data *Maintenance* 101-A-513

No	Start	Completion	TTF	
			Day	Hour
1	01-Okt-15	01-Okt-15	0	0
2	10-Agt-16	10-Agt-16	314	7536
3	01-Feb-17	01-Feb-17	175	4200
4	10-Jul-17	10-Jul-17	159	3816
5	18-Agt-17	18-Agt-17	39	936
6	23-Feb-18	23-Feb-18	189	4536
7	02-Mar-18	02-Mar-18	7	168

Tabel 4.13 Lanjutan ...

8	16-Agt-18	16-Agt-18	167	4008
9	13-Sep-18	13-Sep-18	28	672
10	24-Nov-18	24-Nov-18	72	1728

Dari Tabel 4.13 di atas merupakan data *maintenance* dari *impact event description* “*There is a backflow from the reactor to the regenerator which causes potential fire and explosion*”. Didapatkan 10 data *maintenance* dengan diawali dengan 1 Oktober 2015 yaitu awal dioperasikan *plant* tersebut dan 24 November 2018 data akhir dari data *maintenance*, yang diambil pada April 2019 dengan total waktu empat tahun. dengan diperoleh nilai MTTF sebesar 6900 dari persamaan 2.5 dan hasil lengkap untuk perhitungan selanjutnya dapat dilihat pada Tabel 4.15.

Tabel 4.14 Data *Maintenance* 101-FV-071

No	Start	Completion	TTF	
			Day	Hour
1	01-Okt-15	01-Okt-15	0	0
2	26-Okt-18	26-Okt-18	1121	26904
3	06-Nov-18	06-Nov-18	11	264

Dari Tabel 4.14 di atas merupakan data *maintenance* dari *impact event description* “*Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator*”. Didapatkan 3 data *maintenance* dengan diawali dengan 1 Oktober 2015 yaitu awal dioperasikan *plant* tersebut dan 6 November 2018 data akhir dari data *maintenance*, yang diambil pada April 2019 dengan total waktu empat tahun. dengan diperoleh nilai MTTF sebesar 6792 dari persamaan 2.5 dan hasil lengkap untuk perhitungan selanjutnya dapat dilihat pada Tabel 4.15.

Nilai ICL dihitung untuk setiap dampak yang akan masuk kedalam *worksheet* LOPA yang dapat dilihat pada Tabel 4.15.

Tabel 4.15 Perhitungan Nilai ICL

Impact Event Description	Possible Cause	MTTF	λ /jam	λ /tahun	Reability	ICL
<i>Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator</i>	FV 070 failed to open	6792	0,000147	1,29	0,27	0,725
<i>Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator</i>	FV 071 failed to open	6792	0,000147	1,29	0,27	0,725
<i>The high temperature in the reactor produces a small fire production</i>	A-512 fully open	6828	0,000146	1,28	0,278	0,7227
<i>There is a backflow from the reactor to the regenerator which causes potential fire and explosion</i>	A-513 fully open	6900	0,000145	1,27	0,28	0,7190

Selanjutnya, dilakukan perhitungan IEL dan penentuan nilai SIL. Nilai IEL dan nilai SIL dilihat pada perhitungan di bawah ini.

4.5.1.1 Consequence (1)

Impact Event Description : *Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator*

Initiating Cause (1) : FV – 070 fails open

ICL :

- $\lambda/\text{Jam} = 0,000147232(\text{data maintenance})$
- $\lambda/\text{Thn} = 0,000147232 \times 24 \times 365 = 1,28975265 / \text{thn}$
- **Reliability (R)** = $e^{-\lambda t}$ (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0,27533888
- **ICL** = $1 - R = \mathbf{0,72466112}$

Layer Proteksi :

- Desain Proses = 1
- BPCS = 0.1
- Alarm = 0.1
- *Additional mitigation restricted access :*
 - * *Probability of Fatal Injury (Ptr)* = 1 (Operasi kontinyu)
 - * *Probability of Personnel in Affected Area (Pp)*,
berdasarkan persamaan 2.7 didapatkan nilai Pp sebesar 0,5
 - * *Probability of Ignitation* = 1 (terjadi pecah/ledakan)
- *Additional mitigation Dike (Bunds), PRV* = 1

Berdasarkan nilai-nilai PFD yang didapatkan, maka dapat dihitung nilai *Initiating Event Likelihood* (IEL) berdasarkan persamaan 2.8 maka nilai IEL didapatkan sebesar $3,62 \times 10^{-3}$

Rasio LOPA berdasarkan persamaan 2.3 dengan nilai TMEL = 1×10^{-5} didapatkan Rasio LOPA sebesar 0,00276. Berdasarkan hasil rasio LOPA di atas nilai SIL adalah **SIL 2**

4.5.1.2 Consequence (2)

Impact Event Description : *Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator*

Initiating Cause (2) : *FV – 071 failed to close*

ICL :

- $\lambda/\text{Jam} = 0,000147232(\text{data maintenance})$
- $\lambda/\text{Thn} = 0,000147232 \times 24 \times 365 = 1,28975265 /\text{thn}$
- *Reliability (R)* = $e^{-\lambda t}$ (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0,27533888
- $\text{ICL} = 1 - R = \mathbf{0,72466112}$

Layer Proteksi :

- Desain Proses = 1
- BPCS = 0.1
- Alarm = 0.1
- *Additional mitigation restricted access :*
 - * *Probability of Fatal Injury (Ptr)* = 1 (Operasi kontinyu)

- * *Probability of Personnal in Affected Area (Pp)*,
berdasarkan persamaan 2.7 didapatkan nilai Pp sebesar 0,5
- * *Probability of Ignitation* = 1 (terjadi pecah/ledakan)
- *Additional mitigation Dike (Bunds), PRV* = 1

Berdasarkan nilai-nilai PFD yang didapatkan, maka dapat dihitung nilai *Initiating Event Likelihood (IEL)* berdasarkan persamaan 2.3 maka nilai IEL didapatkan sebesar $3,62 \times 10^{-3}$

Rasio LOPA berdasarkan persamaan 2.9 dengan nilai TMEL = 1×10^{-5} didapatkan Rasio LOPA sebesar 0,00276. Berdasarkan hasil rasio LOPA di atas nilai SIL adalah **SIL 2**

4.5.1.3 Consequence (3)

Impact Event Description : *The high temperature in the reactor produces a small fire production*

Initiating Cause (3) : *A-512 fully open*

ICL :

- $\lambda/\text{Jam} = 0.000146456(\text{data maintenance})$
- $\lambda/\text{Thn} = 0.000146199 \times 24 \times 365 = 1,282952548/\text{thn}$
- *Reliability (R)* = $e^{-\lambda t}$ (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0,277217593
- **ICL = 1 – R = 0,722782407**

Layer Proteksi :

- Desain Proses = 1
- BPCS = 0.1
- Alarm = 0.1
- *Additional mitigation restricted access* :
 - * *Probability of Fatal Injury (Ptr)* = 1 (Operasi kontinyu)
 - * *Probability of Personnal in Affected Area (Pp)*,
berdasarkan persamaan 2.7 didapatkan nilai Pp sebesar 0,5
 - * *Probability of Ignitation* = 1 (terjadi pecah/ledakan)
- *Additional mitigation Dike (Bunds), PRV* = 1

Berdasarkan nilai-nilai PFD yang didapatkan, maka dapat dihitung nilai *Initiating Event Likelihood (IEL)* berdasarkan persamaan 2.3 maka nilai IEL didapatkan sebesar $3,614 \times 10^{-5}$

Rasio LOPA berdasarkan persamaan 2.9 dengan nilai $TMEL = 1 \times 10^{-5}$ didapatkan Rasio LOPA sebesar 0,27671. Berdasarkan hasil rasio LOPA di atas nilai SIL adalah **SIL 0**

4.5.1.4 Consequence (4)

Impact Event Description : *There is a backflow from the reactor to the regenerator which causes potential fire and explosion*

Initiating Cause (4) : A-513 fully open

ICL :

- $\lambda/\text{Jam} = 0.000144928$ (data maintenance)
- $\lambda/\text{Thn} = 0.000144928 \times 24 \times 365 = 1,269565217/\text{thn}$
- *Reliability (R)* = $e^{-\lambda t}$ (t = 1 tahun) sehingga diperoleh 0,280953749
- $ICL = 1 - R = \mathbf{0,719046251}$

Layer Proteksi :

- Desain Proses = 1
- BPCS = 0.1
- Alarm = 0.1
- *Additional mitigation restricted access* :
 - * *Probability of Fatal Injury (Ptr)* = 1 (Operasi kontinyu)
 - * *Probability of Personnal in Affected Area (Pp)*,
berdasarkan persamaan 2.7 didapatkan nilai Pp sebesar 0,5
 - * *Probability of Ignitation* = 1 (terjadi pecah/ledakan)
- *Additional mitigation Dike (Bunds), PRV* = 1

Berdasarkan nilai-nilai PFD yang didapatkan, maka dapat dihitung nilai *Initiating Event Likelihood* (IEL) berdasarkan persamaan 2.3 maka nilai IEL didapatkan sebesar $3,511 \times 10^{-5}$

Rasio LOPA berdasarkan persamaan 2.9 dengan nilai $TMEL = 1 \times 10^{-5}$ didapatkan Rasio LOPA sebesar 0,27815. Berdasarkan hasil rasio LOPA di atas nilai SIL adalah **SIL 0**

4.5.2 Analisis LOPA

Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan dengan empat impact event yang telah dianalisis didapatkan nilai SIL

dengan menggunakan metode LOPA dengan nilai SIL 0 dengan 2 *impact event* dan nilai SIL 2 dengan 2 *impact event*. Setelah didapatkan *worksheet* LOPA dilakukan analisis dengan memberikan rekomendasi dari empat *impact event* tersebut. Dari analisa yang telah dilakukan nilai SIL 2 diperlukan analisis lebih lanjut dengan rekomendasi. Dari Tabel CCPS dapat diberikan *layer* berupa *fireproofing*. Dengan menambahkan komponen tersebut maka akan meningkatkan SIL 2 menjadi SIL 0. Sehingga dapat meningkatkan keamanan pada 2 *impact event* tersebut. Adapun *worksheet* LOPA yang dianalisis dapat dilihat pada Tabel 4.16, sedangkan *worksheet* LOPA dengan peningkatan SIL dapat dilihat pada Tabel 4.17.

Tabel 4.16 Worksheet Layer Of Protection Analysis

1	2	3	3	4	4	4	4	5	6	7	8	9	10
			Protection Layers (PLs)										
	Severity level	Initiating Cause	Initiation Likelihood (ICL)	General Process Design	BPCS	Alarms, Etc.	IPL Additional Mitigation (Restricted Access)	IPL Additional Mitigations (ESD)	Intermediate Event Likelihood	Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)	PPD = TMEL/IE Lt		SIL (determined by ratio of TMEL and IELt)
Langkai 1	Langkai 2	Langkai 3	Langkai 3	Langkai 4	Langkai 4	Langkai 4	Langkai 5	Langkai 6	Langkai 7	Langkai 8	Langkai 9	Langkai 10	
Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator	5	FV - 070 failed to open	0,72466	1	0,1	0,1	0,5	1	0,0036233	0,00001	0,00276		SIL 2
Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator	5	FV - 071 failed to open	0,72466	1	0,1	0,1	0,5	1	0,0036233	0,00001	0,00276		SIL 2
The high temperature in the reactor produces a small fire production	5	A-512 fully open	0,72278	1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,614E-05	0,00001	0,27671		SIL 0
There is a backflow from the reactor to the regenerator which causes potential fire and explosion	5	A-513 failed to open	0,71905	1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,595E-05	0,00001	0,27815		SIL 0

Tabel 4.17 Worksheet Layer Of Protection Analysis dengan SIL Baru

1	2	3	3	4	4	4	4	5	6	7	8	9	10
			Protection Layers (PLs)										
Impact event Description	Severity Level	Initiating Cause	Initiation Likelihood (ICL)	General Process Design	BPCS	Alarms, Etc.	IPL Additional Mitigation (Restricted Access)	IPL Additional Mitigations (ESD)	Intermediate Event Likelihood	Target Mitigated Event Likelihood (TMLEL)	FPD = TMLEL / Lt	SIL (determined by ratio of TMEL and IEL)	
Langkah 1	Langkah 2	Langkah 3	Langkah 3	Langkah 4	Langkah 4	Langkah 4	Langkah 5	Langkah 6	Langkah 7	Langkah 8	Langkah 9	Langkah 10	
Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbon carry over to regenerator	5	FV - 070 failed to open	0.72466	1	0.1	0.1	0.5	0.01	3.623E-05	0.00001	0.27599	SIL 0	
Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbon carry over to regenerator	5	FV - 071 failed to open	0.72466	1	0.1	0.1	0.5	0.01	3.623E-05	0.00001	0.27599	SIL 0	
The high temperature in the reactor produces a small fire production	5	A-512 fully open	0.72278	1	0.1	0.1	0.5	0.01	3.614E-05	0.00001	0.27671	SIL 0	
There is a backflow from the reactor to the regenerator which causes potential fire and explosion	5	A-513 failed to open	0.71905	1	0.1	0.1	0.5	0.01	3.595E-05	0.00001	0.27815	SIL 0	

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Adapun kesimpulan yang dapat diperoleh dari Tugas Akhir ini adalah sebagai berikut :

- a. Hasil analisis bahaya dengan metode HAZOP pada *Reactor Unit 101 Residual Fluid Catalytic Cracking* PT Pertamina RU IV Cilacap didapatkan resiko bahaya dengan tiga kategori *risk ranking* yaitu 29,17 % untuk kategori rendah, 54,17 % untuk kategori menengah, dan 16,66 % untuk kategori tinggi.
- b. Nilai *Safety Integrity Level* (SIL) pada *Reactor Unit 101 Residual Fluid Catalytic Cracking* PT Pertamina RU IV Cilacap dengan metode *Layer of Protection Analysis* menunjukkan bernilai SIL 0 untuk dua *impact event* dan SIL 2 untuk dua *impact event*.
- c. Rekomendasi yang dapat diberikan terkait hasil analisis secara keseluruhan yang telah diperoleh yaitu menambahkan *fireproofing* pada sistem *stripping* untuk meningkatkan nilai SIL dari SIL 2 menjadi SIL 0 pada metode *Layer of Protection Analysis* serta menambahkan *more flow alarm* pada FIC-070 hingga FIC-073 pada sistem keamanan *reactor*.

5.2. Saran

Saran yang dapat diberikan pada Tugas Akhir ini di PT. Pertamina RU IV Cilacap adalah penerapan *preventive maintenance* akan sangat bermanfaat untuk mendeteksi lebih awal dari ketidaksesuaian jalannya proses yang disebabkan oleh kegagalan atau kerusakan alat instrumentasi yang terpasang sehingga dapat mereduksi nilai *failure rate* dari seluruh komponen instrumentasi yang terpasang.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- ANSI/ISA-TR84.02. 2002. Safety Instrumented Functions (SIF) – Safety Integrity Level (SIL) Evaluation Techniques Part 1: Introduction. Research Triangle Park, NC: American National Standard Institute
- ANSI/ISA-TR84.02. 2002 Part 3. Safety Instrumented Function (SIF) – Safety Integrity Level (SIL) Evaluation Technique Part 3. American National Standard Institute
- Asty, Rinanda Dwi Purnama. 2016, “Studi HAZOP Berbasis *Layer Of Protection Analysis* pada *Regeneration Tower 32-R-104 Continous Catalytic Regeneration Naptha Process Unit* PT. PERTAMINA. *Jurnal Teknik POMITS Vol 2*. ITS. Surabaya
- Borcsok, Habil Josef. 2014. “Comparison of PFD Calculation”.
- Dennis P. Nolan, P.E, 1994 *Applications Of Hazop And What If Safety Reviews To The Petroleum Petrochemical And Chemical Industries*
- Dowell, Arthur M.(1998). *Layer of Protection Analysis for Determining Safety Integrity Level*. *ISA Transactions*, 37, 155-165. United State of America: Elsevier Science Ltd.
- Dowell, A. and Williams, T. 2005. “*Layer of Protection Analysis: Generating Scenarios Automatically from HAZOP Data*”. *Process Safety Progress*, 24:38–44.
- Ebeling, Charles E. 1997, “An Introduction to Reliability and Maintainability Engineering”. Singapore , The McGraw-Hill Companies, Inc.
- First, Kenneth, (2010), “Scenario identification and evaluation for layers of protection analysis”. *Journal of Loss Prevention in The Process Industries* 23, hal. 705-718
- Frank, Walt. 2001. “*Layer of Protection Analysis: Simplified Process Risk Assessment, Second Edition*”. Center Chemical Process Safety. American Institut Of Chemical Engineering, New York.
- Ghosh, S. (2002) “Fluid catalytic cracking: An overview & future scenario”, *Indian Chemical*

- IEC 61511 (2003). *Functional safety – safety instrumented systems for the process industry*. Geneva: International Electrotechnical Commission.
- Kenexis Consulting Corporation. 2014. PHA, LOPA, and QRA.
- Khalil.M., Abdou M.A., Mansour, M.S., Farag, H.A., dan Ossman, M.E. (2011), “A cascaded fuzzy-LOPA risk assessment model applied in natural gas industry”. *Journal of Loss Prevention in The Process Industries* 25, hal. 877-882
- L.Kotek and M. Tabas. 2012. “HAZOP study with qualitative risk analysis for prioritization of corrective and preventive actions”. Brno University of Technology : Science Direct. Hal 808-815
- Lassen, C. A. (2008). *Layer of Protection Analysis (LOPA) for Determination of Safety Integrity Level (SIL)*. Master Project. Departement of Production and Quality Engineering. The Norwegian University of science of Technology. Snarøya.
- Muhammad, Khamim, 2016, “Studi HAZOP Berbasis *Layer Of Protection Analysis* pada *Main Fractionator Crude Distillation Unit* Pt. Pertamina RU VI Balongan
- Nordhagen, L. 2007. “*Bruk av LOPA ved fastsettelse av IL krav*”. Aker Kværner Engineering & Technology. In PDS forum, Trondheim.
- PT. Pertamina RU IV Cilacap, 2014. *Handbook of Pertamina Residual Fluid Catalytic Cracking*. Feed Properties & Product Specification RFCC PT. Pertamina
- PT. Pertamina RU IV Cilacap, 2014. *Handbook of Pertamina Residual Fluid Catalytic Cracking*. Process Description Reactor Unit 101 PT. Pertamina
- Robert W. Johnson. 2010. *Beyond-compliance uses of HAZOP/LOPA studies*. ScienceDirect. Hal 727-733
- Setiawanto, Agung. 2017, “Hazard And Operability Study Berbasis *Layer Of Protection Analysis* Pada Turbin Uap 105-Jt Di Pabrik 1 (Amonia) Pt. Petrokimia Gresik

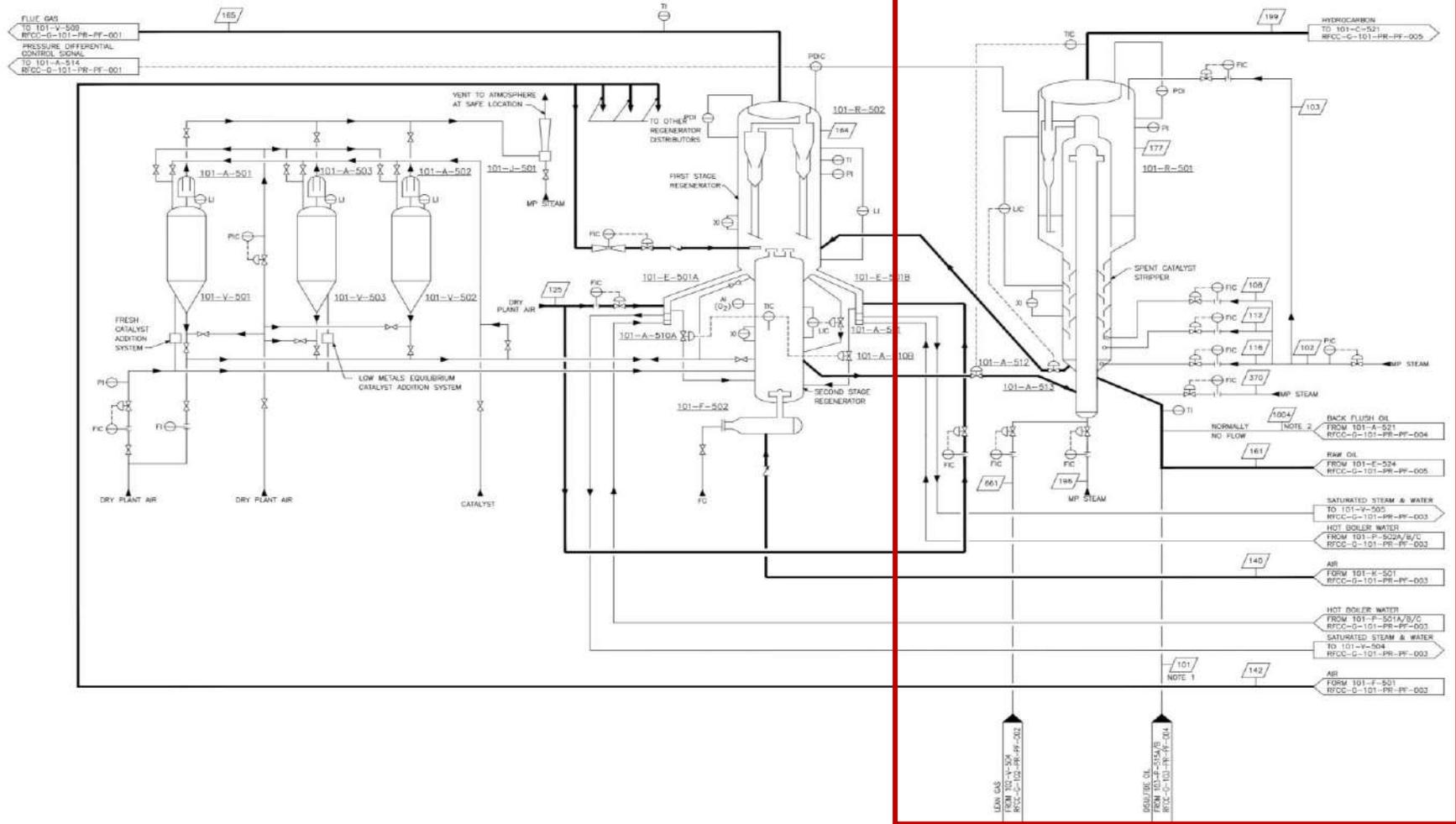
LAMPIRAN A

1Y200-1d-2d-101-0-003R ON 04/04

- 101-V-501 FRESH CATALYST STORAGE HOPPER
- 101-A-501 FRESH CATALYST DUST CONTROL UNIT
- 101-V-503 LOW METALS EQUILIBRIUM CATALYST STORAGE HOPPER
- 101-A-503 LOW METALS EQUILIBRIUM DUST CONTROL UNIT
- 101-V-502 HIGH METALS EQUILIBRIUM CATALYST STORAGE HOPPER
- 101-A-502 HIGH METALS EQUILIBRIUM DUST CONTROL UNIT
- 101-J-501 CATALYST HOPPER STEAM JET EJECTOR
- 101-F-501A CATALYST COOLER A
- 101-A-510A COOLED CATALYST A SLIDE VALVE
- 101-R-502 REGENERATOR
- 101-F-502 SECOND STAGE DIRECT FIRE AIR HEATER
- 101-E-501B CATALYST COOLER B
- 101-A-510B COOLED CATALYST B SLIDE VALVE
- 101-A-511 CIRCULATION CATALYST SLIDE VALVE
- 101-R-501 REACTOR
- 101-A-512 REGENERATED CATALYST SLIDE VALVE
- 101-A-513 SPENT CATALYST SLIDE VALVE

NOTES

1. THIS STREAM IS NOT INCLUDED IN HEAT & MATERIAL BALANCE BECAUSE THE STREAM FLOW IS TOO SMALL.
2. THIS STREAM WILL BE CONFIRMED WHEN VENDOR INFORMATION IS AVAILABLE. THIS STREAM FLOW IS ALREADY INCLUDED IN STREAM 161.



GENERAL NOTES

□ STREAM NUMBER

048647.110.02.A1 Rev.0 Drawing Title

REV.	DATE	DESCRIPTION/REVISION	DESIGNER	CHKD.	APPD.
3	19/02/2017	FOR RECORD	SHF	ENP	LSB
2	14/02/2017	REVISED AS ADVISED	SHF	ENP	LSB
1	14/02/2017	ISSUED FOR APPROVAL	SHF	ENP	LSB

REVISION

PERTAMINA PT. PERTAMINA (Persero)

PT. ADHI KARYA (Persero) Tbk

GS Engineering & Construction

Project Title

CILACAP RESID FLUID CATALYTIC CRACKING (RFCC) PROJECT

CILACAP, CENTRAL JAVA, INDONESIA

Drawing Title

PROCESS FLOW DIAGRAM

RFCC UNIT

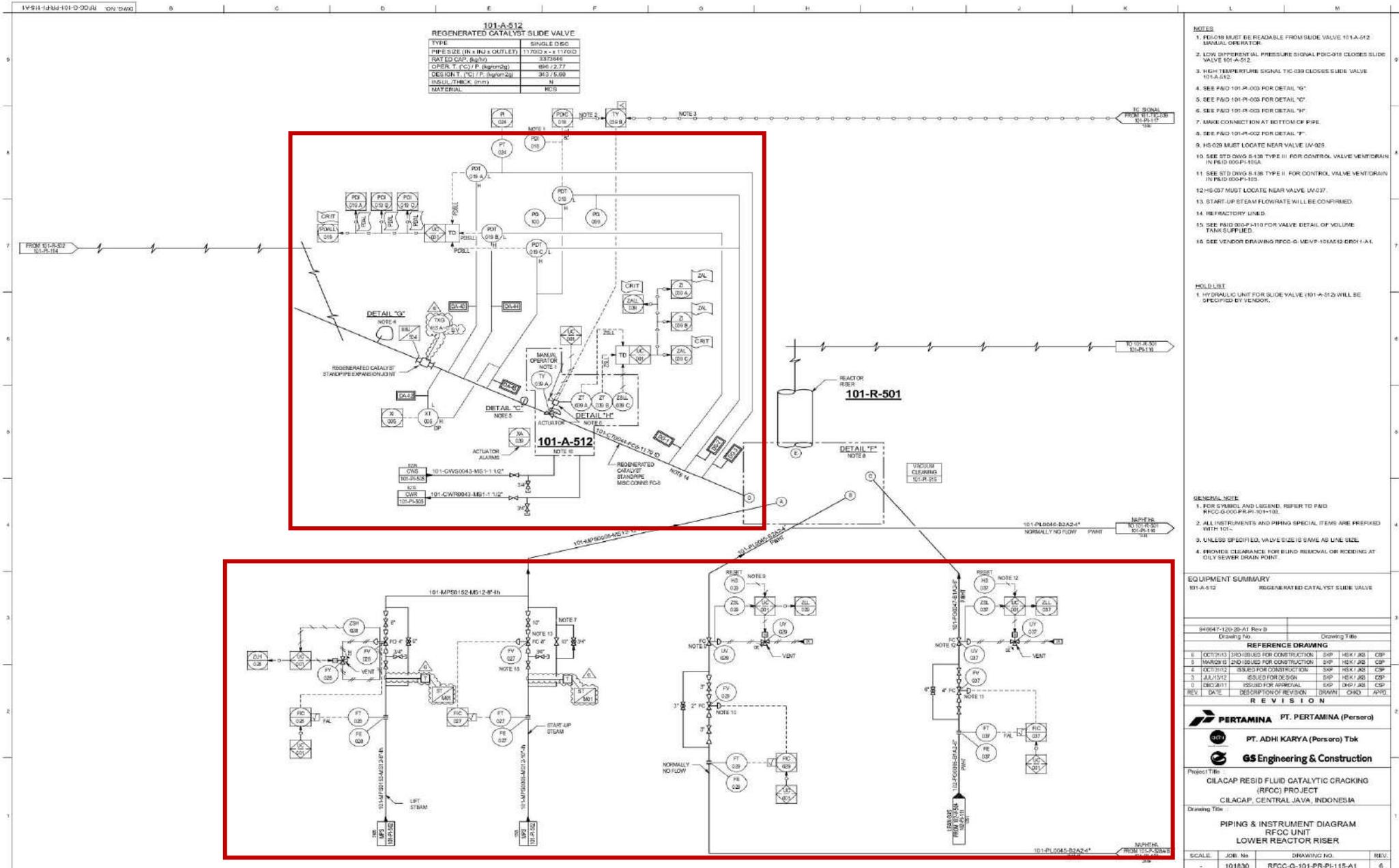
REACTOR-REGENERATOR-STORAGE HOPPERS

SCALE	JOB No.	DRAWING NO.	REV.
-	101830	RFCC-G-101-PR-PF-002-A1	3

STREAM NUMBER	STREAM DATA SUMMARY																	
	FEED - 1 DESIGN CASE (LOOP YIELD ESTIMATE 1842)																	
TEMPERATURE	102	103	108	112	116	125	140	142	161	164	165	177	196	199	370	661	101	1004
DEG. C	306	306	306	306	306	35	198	198	225	709	709	536	520	536	520	37	36	180
PRESSURE	6.33	---	---	---	---	---	---	---	1.81	---	---	1.41	---	---	---	---	---	10.8
WEIGHT FLOW	10518	3402	4504	1161	1161	7443	110468	323515	381203	---	476427	---	7674	361275	8530	7662	12	27281
KG/H	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---
ENTHALPY	7.41	2.44	3.27	0.85	0.85	0.03	7.31	21.4	41.97	---	120.86	---	5.48	154.6	6.85	0.48	0.00	---
MMKCAL/H	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---	---

NOTE 1 NOTE 2

LAMPIRAN B1



**101-A-512
REGENERATED CATALYST SLIDE VALVE**

TYPE	SINGLE DISC
PIPE SIZE (IN x IN) x (OUTLET)	11.750 x x 11.750
RATED CAP. (kg/hr)	3375646
CORR. T. (CO ₂ F. (kg/cm ² g))	499.277
DESIGN T. (CO ₂ F. (kg/cm ² g))	31275.60
INSUL. THICK (mm)	N
MATERIAL	NO.8

- NOTES**
1. FLOW MUST BE READABLE FROM SLIDE VALVE 101-A-512 SMALL OPERATOR.
 2. LOW DIFFERENTIAL PRESSURE SIGNAL PIC-01H CLOSES SLIDE VALVE 101-A-512.
 3. HIGH TEMPERATURE SIGNAL TIC-039 CLOSES SLIDE VALVE 101-A-512.
 4. SEE P&ID 101-R-003 FOR DETAIL 'D'.
 5. SEE P&ID 101-R-003 FOR DETAIL 'D'.
 6. SEE P&ID 101-R-003 FOR DETAIL 'F'.
 7. MAKE CONNECTION AT BOTTOM OF PIPE.
 8. SEE P&ID 101-R-003 FOR DETAIL 'T'.
 9. HS-029 MUST LOCATE NEAR VALVE UV-029.
 10. SEE STD DWG 8-138 TYPE III FOR CONTROL VALVE VENT/DRAIN IN P&ID 000P1-103.
 11. SEE STD DWG 8-138 TYPE II FOR CONTROL VALVE VENT/DRAIN IN P&ID 000P1-103.
 12. HS-027 MUST LOCATE NEAR VALVE UV-027.
 13. START-UP STEAM FLOWRATE WILL BE CONFIRMED.
 14. REFRACTORY LINED.
 15. SEE P&ID 000P1-110 FOR VALVE DETAIL OF VOLUME TANK SUPPLIED.
 16. SEE VENDOR DRAWING RFGC-G-MEVP-101A512 DR011-A1.

- HOLD LIST**
1. HYDRAULIC UNIT FOR SLIDE VALVE 101-A-512 WILL BE SPECIFIED BY VENDOR.

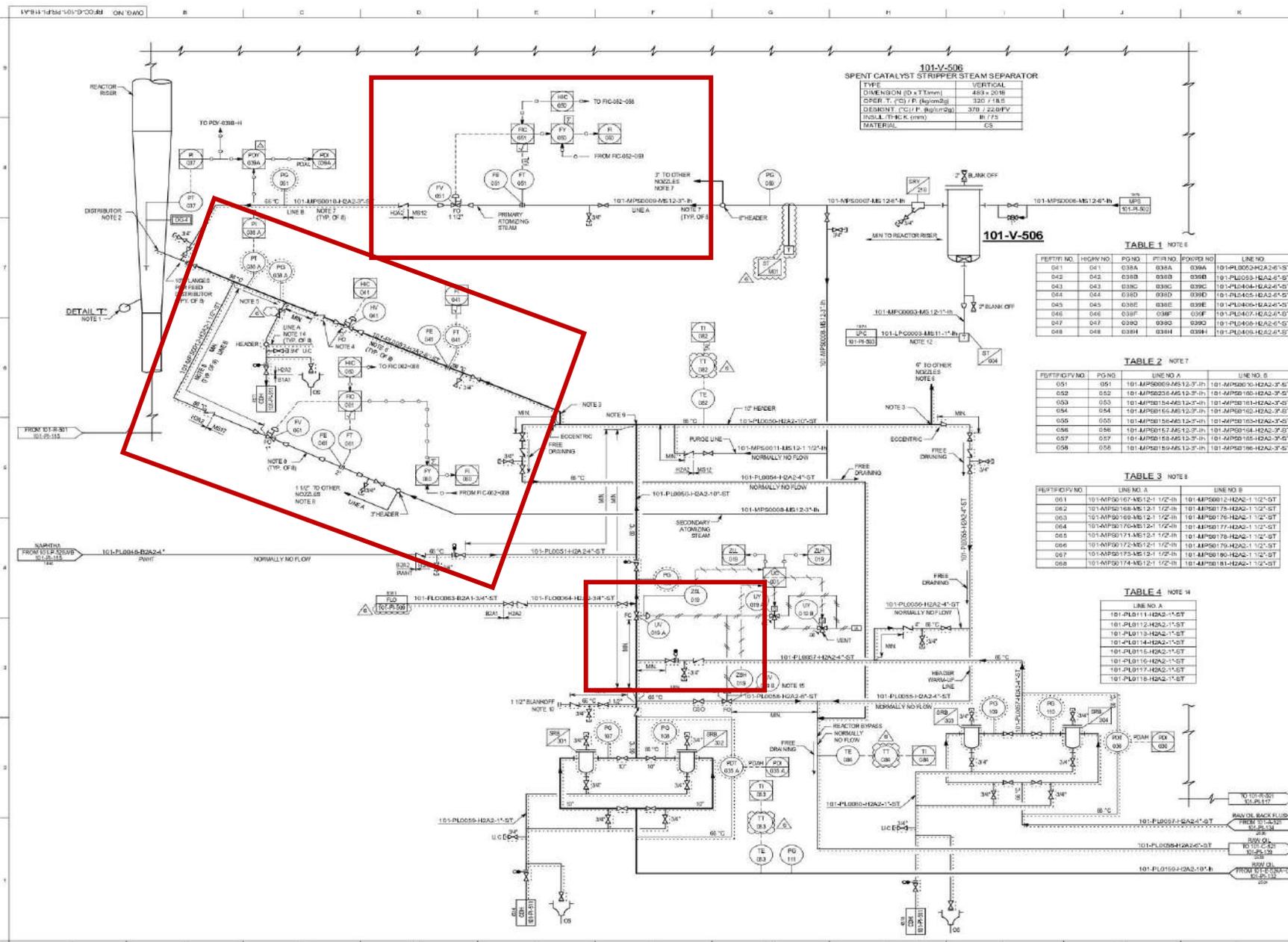
- GENERAL NOTE**
1. FOR SYMBOL AND LEGEND REFER TO P&ID RFGC-G-001R-PI-101-110.
 2. ALL INSTRUMENTS AND PIPING SPECIAL ITEMS ARE PREFIXED WITH 101.
 3. UNLESS SPECIFIED, VALVE SIZE IS SAME AS LINE SIZE.
 4. PROVIDE CLEARANCE FOR BLIND REMOVAL OR HOODING AT OILY SEWER DRAIN POINT.

EQUIPMENT SUMMARY

101-A-512	REGENERATED CATALYST SLIDE VALVE
-----------	----------------------------------

849547-120-20-A1 Rev.0	Drawing Title				
REFERENCE DRAWING					
5 OCT-013	ISSUED FOR CONSTRUCTION SHP HEK JAS CSP				
5 MAR-015	END ISSUED FOR CONSTRUCTION SHP HEK JAS CSP				
6 OCT-012	ISSUED FOR CONSTRUCTION SHP HEK JAS CSP				
3 JUL-012	ISSUED FOR DESIGN SHP HEK JAS CSP				
0 DEC-011	ISSUED FOR APPROVAL SHP HEK JAS CSP				
REV	DATE	DESCRIPTION OF REVISION	DRAWN	CHKD	APPR
REVISION					
PT. PERTAMINA (Persero)					
PT. ADHI KARYA (Persero) Tbk					
GS Engineering & Construction					
Project Title					
CILACAP RESID FLUID CATALYTIC CRACKING (RFCC) PROJECT					
CILACAP, CENTRAL JAVA, INDONESIA					
Drawing Title					
PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM					
RFCC UNIT					
LOWER REACTOR RISER					
SCALE	JOB No	DRAWING NO.	REV.		
-	101830	RFGC-G-101-PR-PI-115-A1	6		

LAMPIRAN B2



101-V-506
SPENT CATALYST STRIPPER STEAM SEPARATOR

TYPE	VERTICAL
DIMENSION (D x T)mm	483 x 2018
CYCLE T. (CY) F. (kg/cm ² g)	330 / 18.6
DESIGN T. (CY) F. (kg/cm ² g)	370 / 22.0 FV
INSUL. THICK. (mm)	10 / 7.5
MATERIAL	CS

TABLE 1 NOTE 6

PERT/IDV NO.	HIGHV NO.	PG. NO.	PT/IN NO.	POWER NO.	LINE NO.
041	041	038A	038A	038A	101-PL0003-H2A2-1.5-ST
042	042	038B	038B	038B	101-PL0003-H2A2-1.5-ST
043	043	038C	038C	038C	101-PL0004-H2A2-1.5-ST
044	044	038D	038D	038D	101-PL0005-H2A2-1.5-ST
045	045	038E	038E	038E	101-PL0006-H2A2-1.5-ST
046	046	038F	038F	038F	101-PL0007-H2A2-1.5-ST
047	047	038G	038G	038G	101-PL0008-H2A2-1.5-ST
048	048	038H	038H	038H	101-PL0009-H2A2-1.5-ST

TABLE 2 NOTE 7

PERT/IDV NO.	PG. NO.	LINE NO. A	LINE NO. B
051	051	101-MPS009-MS12-3"-F	101-MPS009-H2A2-3"-ST
052	052	101-MPS010-MS12-3"-F	101-MPS010-H2A2-3"-ST
053	053	101-MPS011-MS12-3"-F	101-MPS011-H2A2-3"-ST
054	054	101-MPS012-MS12-3"-F	101-MPS012-H2A2-3"-ST
055	055	101-MPS013-MS12-3"-F	101-MPS013-H2A2-3"-ST
056	056	101-MPS014-MS12-3"-F	101-MPS014-H2A2-3"-ST
057	057	101-MPS015-MS12-3"-F	101-MPS015-H2A2-3"-ST
058	058	101-MPS016-MS12-3"-F	101-MPS016-H2A2-3"-ST

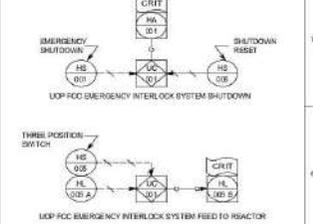
TABLE 3 NOTE 8

PERT/IDV NO.	LINE NO. A	LINE NO. B
061	101-MPS017-MS12-1 1/2"-F	101-MPS017-H2A2-1 1/2"-ST
062	101-MPS018-MS12-1 1/2"-F	101-MPS018-H2A2-1 1/2"-ST
063	101-MPS019-MS12-1 1/2"-F	101-MPS019-H2A2-1 1/2"-ST
064	101-MPS020-MS12-1 1/2"-F	101-MPS020-H2A2-1 1/2"-ST
065	101-MPS021-MS12-1 1/2"-F	101-MPS021-H2A2-1 1/2"-ST
066	101-MPS022-MS12-1 1/2"-F	101-MPS022-H2A2-1 1/2"-ST
067	101-MPS023-MS12-1 1/2"-F	101-MPS023-H2A2-1 1/2"-ST
068	101-MPS024-MS12-1 1/2"-F	101-MPS024-H2A2-1 1/2"-ST

TABLE 4 NOTE 4

LINE NO. A	LINE NO. B
101-PL011-H2A2-1.5-ST	101-PL011-H2A2-1.5-ST
101-PL012-H2A2-1.5-ST	101-PL012-H2A2-1.5-ST
101-PL013-H2A2-1.5-ST	101-PL013-H2A2-1.5-ST
101-PL014-H2A2-1.5-ST	101-PL014-H2A2-1.5-ST
101-PL015-H2A2-1.5-ST	101-PL015-H2A2-1.5-ST
101-PL016-H2A2-1.5-ST	101-PL016-H2A2-1.5-ST
101-PL017-H2A2-1.5-ST	101-PL017-H2A2-1.5-ST
101-PL018-H2A2-1.5-ST	101-PL018-H2A2-1.5-ST

- NOTES**
- SEE PID 101-PL002 FOR DETAIL "P".
 - PROVIDE CLEARANCE FOR REMOVAL.
 - MAKE CORN ON TOP OF PIPE.
 - CLOSE COUPLED.
 - FREE DRAINING TO HEADER.
 - SEE TABLE 1.
 - SEE TABLE 2.
 - SEE TABLE 3.
 - MAKE CONNECTION AT CENTER OF HEADER.
 - FOR FUTURE PASIVATION CHEMICAL INJECTION.
 - HS-040 MUST LOCATE NEAR VALVE LV-040.
 - TWO PHASE FLOW.
 - DELETED.
 - SEE TABLE 4.
 - SEE PID 000-P1-110 FOR VALVE DETAIL OF VOLUME TANK SUPPLIED.



- HOLD LIST**
- DELETED.
 - DELETED.

- GENERAL NOTE**
- FOR SYMBOL AND LEGEND, REFER TO PID RFD-0000-P1-R1-103.
 - ALL INSTRUMENTS AND PIPING SPECIAL ITEMS ARE PREFIXED WITH 101.
 - UNLESS SPECIFIED, VALVE SIZE IS SAME AS LINE SIZE.
 - PROVIDE CLEARANCE FOR BLIND REMOVAL OR ROOFING AT OILY SEWER DRAIN POINT.

EQUIPMENT SUMMARY

101-V-506	SPENT CATALYST STRIPPER STEAM SEPARATOR
848547-120-21-A1 Rev.0	
Drawing No.	Drawing Title

REFERENCE DRAWING

NO.	DATE	DESCRIPTION	SWP	CHK	APP
1	02/13/13	ISSUED FOR CONSTRUCTION	SWP	HSK	JAB
2	03/20/13	ISSUED FOR CONSTRUCTION	SWP	HSK	JAB
3	05/27/13	ISSUED FOR CONSTRUCTION	SWP	HSK	JAB
4	04/23/12	ISSUED FOR DESIGN	SWP	HSK	JAB
5	02/28/11	ISSUED FOR APPROVAL	SWP	DWP	JAB
6	02/28/11	ISSUED FOR APPROVAL	SWP	DWP	JAB

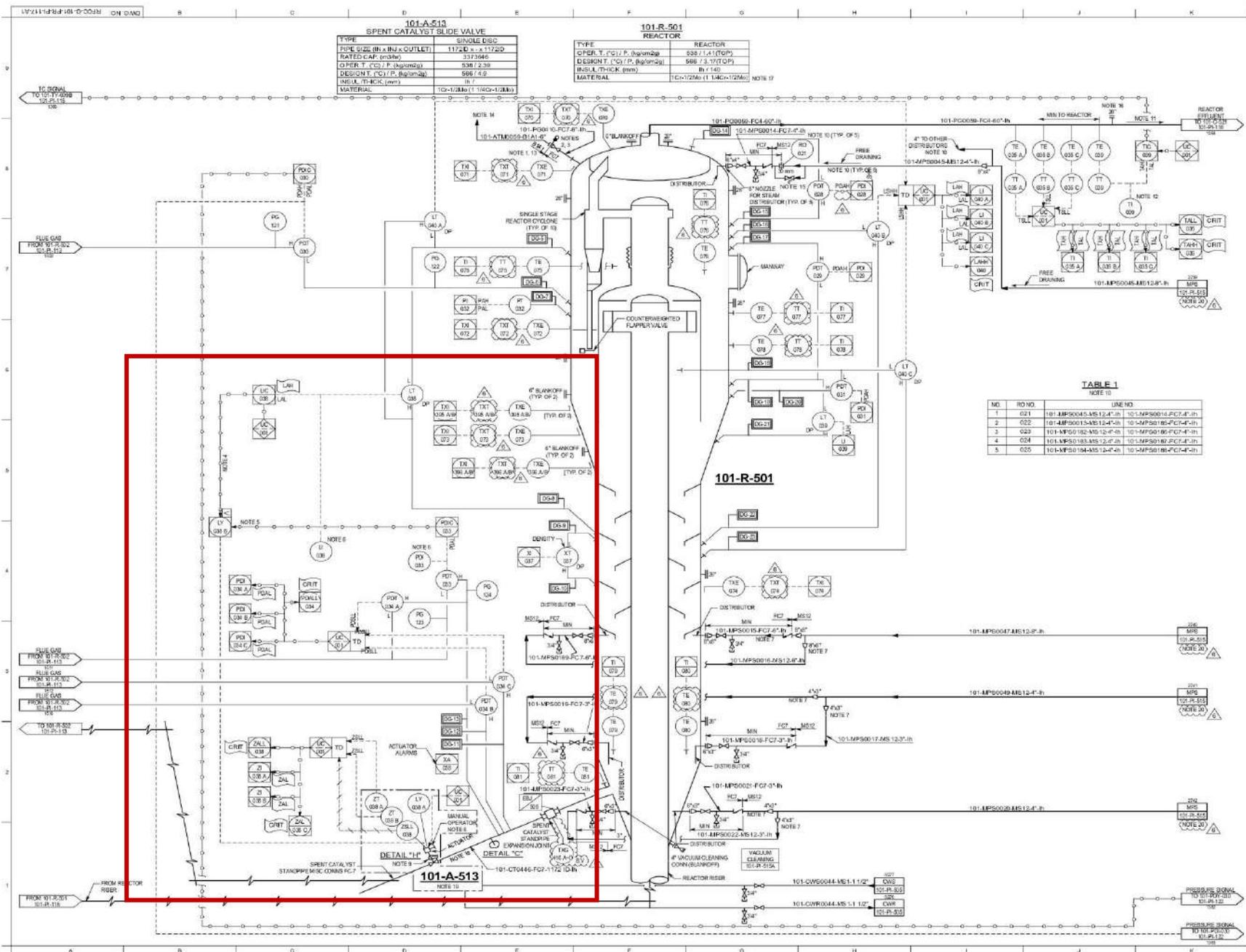


Project Title :
CILACAP RESID FLUID CATALYTIC CRACKING (RFCC) PROJECT
CILACAP, CENTRAL JAVA, INDONESIA

Drawing Title :
PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM
UPPER REACTOR RISER

SCALE	JOB No.	DRAWING NO.	REV.
-	101630	RFCC-G-101-PR-P1-116-A1	G

LAMPIRAN B3



**101-A-513
SPENT CATALYST STRIPPER**

TYPE	SINGLE DISC
PIPE SIZE (IN x IN) x OUTLET	11720 x 11720
RATED CAP. (m ³ /hr)	3373646
OPER. T. (°C) / P. (kg/cm ² g)	538 / 2.30
DESIGN T. (°C) / P. (kg/cm ² g)	588 / 4.9
INSUL. THICK. (mm)	117
MATERIAL	10CR12MO (1.14CR122MO) NOTE 17

**101-R-501
REACTOR**

TYPE	REACTOR
OPER. T. (°C) / P. (kg/cm ² g)	538 / 2.30
DESIGN T. (°C) / P. (kg/cm ² g)	588 / 4.9
INSUL. THICK. (mm)	117
MATERIAL	10CR12MO (1.14CR122MO) NOTE 17

**TABLE 1
NOTE 10**

NO.	RO NO.	LINE NO.
1	021	101-MPS0045-MS124-F-1H / 101-MPS0012-FC7-F-1H
2	022	101-MPS0015-MS124-F-1H / 101-MPS0016-FC7-F-1H
3	023	101-MPS0018-MS124-F-1H / 101-MPS0019-FC7-F-1H
4	024	101-MPS0018-MS124-F-1H / 101-MPS0019-FC7-F-1H
5	025	101-MPS0018-MS124-F-1H / 101-MPS0019-FC7-F-1H

- NOTES**
- SLIDE AND SUPPORT SYSTEM OF THIS LINE MUST TAKE INTO ACCOUNT THERMAL EXPANSION DURING START-UP.
 - THIS VALVE MUST BE LOCKED CLOSED AND BLINDED WHEN REACTOR IS IN HYDROCARBON SERVICE.
 - INSULATE LINE TO BLIND.
 - LOW LEVEL SIGNAL LIC-038 CLOSURE SLIDE VALVE 101-A-513.
 - LOW DIFFERENTIAL PRESSURE SIGNAL PDI-C-033 CLOSURE SLIDE VALVE 101-A-513.
 - LI-GAS AND LI-SOL MUST BE READABLE FROM SLIDE VALVE 101-A-513 MANUAL OPERATOR.
 - PIPING MUST BE SYMMETRICAL.
 - SEE PID 101-FI-003 FOR DETAIL "D".
 - SEE PID 101-FI-003 FOR DETAIL "H".
 - SEE TABLE 1.
 - FREE DRAINING IN HOT POSITION AT A 3% MINIMUM SLOPE.
 - LI-GAS MUST BE READABLE FROM REGIENATED CATALYST SLIDE VALVE 101-A-513 MANUAL OPERATOR.
 - 13mm WEEP HOLE.
 - TO ATMOSPHERE AT SAFE LOCATION.
 - CAR SEAL CLOSED DURING NORMAL OPERATION.
 - TO BE INSTALLED TOP HORIZONTAL LINE.
 - WITH 400/340S CLADDING ABOVE EL. 4602.30
 - REFRACTORY LINING.
 - SEE VENDOR DRAWING RFOC-G-ME-VP-101-A-513-D8911-A1.
 - LINE TRAMP SHALL BEST AMP AND CONNECTED TO LFC HEADERS.

- FIELD LIST**
- DELETED.
 - HYDRAULIC UNIT FOR SLIDE VALVE (101-A-513) WILL BE SPECIFIED BY VENDOR.

- GENERAL NOTES**
- FOR SYMBOL AND LEGEND, REFER TO PID RFOC-G-009-PR-PI-101-110.
 - ALL INSTRUMENTS AND PIPING SPECIAL ITEMS ARE PREFIXED WITH "DI".
 - UNLESS SPECIFIED, VALVE SIZE IS SAME AS LINE SIZE.
 - PROVIDE CLEARANCE FOR BLIND REMOVAL OR PIPING AT GUY BEYOND DRAIN POINT.

EQUIPMENT SUMMARY

101-R-501	REACTOR
101-A-513	SPENT CATALYST SLIDE VALVE

946847-120-22-A1 Rev.0

DATE	DESCRIPTION OF REVISION	DRAWN	CHECK	APPROV.	
8 OCT/2015	3RD ISSUE FOR CONSTRUCTION	SKP	HSK	JAB	
5 NOV/2015	2ND ISSUE FOR CONSTRUCTION	SKP	HSK	JAB	
4 OCT/2015	ISSUED FOR CONSTRUCTION	SKP	HSK	JAB	
3 JUL/2015	ISSUED FOR DESIGN	SKP	HSK	JAB	
2 DEC/2011	ISSUED FOR APPROVAL	SKP	DNP	JAB	
REV	DATE	DESCRIPTION OF REVISION	DRAWN	CHECK	APPROV.

REVISION

PERTAMINA PT. PERTAMINA (Persero)

PT. ADHI KARYA (Persero) Tbk

GS Engineering & Construction

Project Title: CILACAP RESID FLUID CATALYTIC CRACKING (RFOC) PROJECT
CILACAP, CENTRAL JAVA, INDONESIA

Drawing Title: PIPING & INSTRUMENT DIAGRAM
RFOC UNIT
REACTOR-SPENT CATALYST STRIPPER

SCALE	JOB. No.	DRAWING NO.	REV.
	101B330	RFOC-G-101-PR-PI-117-A1	6

LAMPIRAN C
DATA MAINTENANCE

Tabel 1.C Data Maintenance 101-A-512

No	Start	Completion
1	01-Okt-15	01-Okt-15
2	28-Mar-16	29-Mar-16
3	01-Feb-17	01-Feb-17
4	10-Jul-17	10-Jul-17
5	10-Feb-18	11-Feb-18
6	19-Apr-18	19-Apr-18
7	23-Mei-18	23-Mei-18
8	25-Mei-18	25-Mei-18
9	02-Jun-18	02-Jun-18
10	14-Nov-18	14-Nov-18

Tabel 2.C Data Maintenance 101-FV-070

No	Start	Completion
1	01-Okt-15	01-Okt-15
2	26-Okt-18	26-Okt-18
3	06-Nov-18	06-Nov-18

Tabel 3.C Data Maintenance 101-A-513

No	Start	Completion
1	01-Okt-15	01-Okt-15
2	10-Agt-16	10-Agt-16
3	01-Feb-17	01-Feb-17
4	10-Jul-17	10-Jul-17
5	18-Agt-17	18-Agt-17
6	23-Feb-18	23-Feb-18
7	02-Mar-18	02-Mar-18
8	16-Agt-18	16-Agt-18
9	13-Sep-18	13-Sep-18
10	24-Nov-18	24-Nov-18

Tabel 4.C Data Maintenance 101-FV-071

No	Start	Completion
1	01-Okt-15	01-Okt-15
2	26-Okt-18	26-Okt-18
3	06-Nov-18	06-Nov-18

LAMPIRAN D DATA MAINTENANCE MENTAH DARI PERUSAHAAN

TAG NUMBER 101-A-512

28-Mar-16

28/03/2016	101 A 512 A/B	101 A 512 A/B	Mute up signal P21 rapping point	In Progress
28/03/2016	101 A 514 A/B	101 A 514 A/B	Check & verify to slide valve	In Progress
28/03/2016	101 A 514 A/B	101 A 514 A/B	Lampu Perbaikan Thermin wall	In Progress
16/03/2016	101 A 512	101 A 512	Check & perbaikan pump up tube oil radiator	Selesai 28/03/16
16/03/2016	101 A 512	101 A 512	Lampu cabut perbaikan	Selesai 31/03/16
16/03/2016	101 TS 398 A/B/C	101 TS 398 A/B/C	Lampu perbaikan selang yang bocor	In Progress

01-Feb-17

01/02/2017	101 A 512 A/B	101 A 512 A/B	Inspeksi pompa P21 slide valve	OK
01/02/2017	101 A 514 A/B	101 A 514 A/B	Perbaikan status PES 520 Fullbus Junction box	OK
01/02/2017	101 A 514 A/B	101 A 514 A/B	Perbaikan CWS	OK
01/02/2017	101 A 514 A/B	101 A 514 A/B	Perbaikan status P21	OK

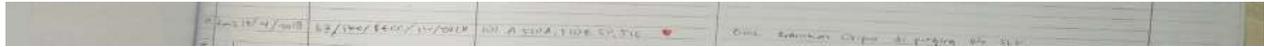
10-Jul-17

10/07/2017	101 A 510 A/B	101 A 510 A/B	Perbaikan Slide Valve	In Progress
10/07/2017	101 A 511 A/B	101 A 511 A/B	Check Perbaikan	In Progress
10/07/2017	101 A 512 A/B	101 A 512 A/B	Inspeksi pompa	In Progress
10/07/2017	101 A 513 A/B	101 A 513 A/B	Check & Perbaikan (lampu sensor)	In Progress
10/07/2017	101 A 514 A/B	101 A 514 A/B	Check & Perbaikan	In Progress

10-Feb-18

10/02/2018	101 A 511 (101-117) Full	101 A 511 (101-117) Full	Perbaikan	OK
10/02/2018	101 A 512 A	101 A 512 A	Check & perbaikan pompa	In Progress
10/02/2018	101 A 513 A	101 A 513 A	Check & perbaikan pompa	In Progress
10/02/2018	101 A 514 A	101 A 514 A	Check & perbaikan pompa	In Progress
10/02/2018	101 A 515 A	101 A 515 A	Check & perbaikan pompa	In Progress
10/02/2018	101 A 516 A	101 A 516 A	Check & perbaikan pompa	In Progress
10/02/2018	101 A 517 A	101 A 517 A	Check & perbaikan pompa	In Progress
10/02/2018	101 A 518 A	101 A 518 A	Check & perbaikan pompa	In Progress
10/02/2018	101 A 519 A	101 A 519 A	Check & perbaikan pompa	In Progress
10/02/2018	101 A 520 A	101 A 520 A	Check & perbaikan pompa	In Progress

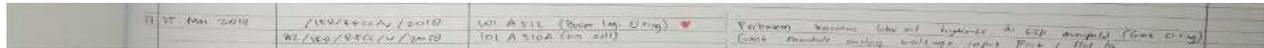
19-Apr-18



23-Mei-18



25-Mei-18



02-Jun-18

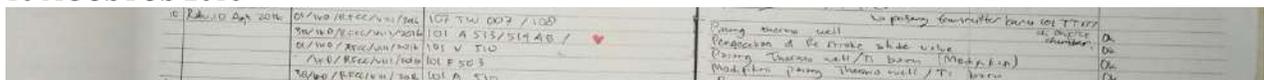


14-Nov-18

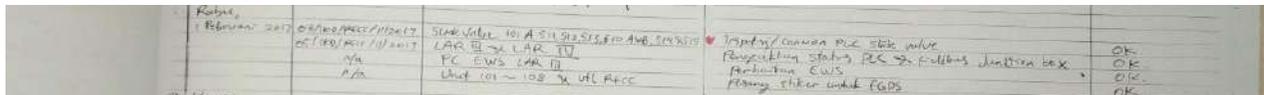
621	620	3101099448		20/07/2018		20/07/2018	4IR	101F504	101AT013/00	Kalibrasi O2 analyzer di 101-F-504	RL4-REL	PEM6-INT	M5
622	621	3101094502	8301037451	03/05/2018	17/06/2018	14/11/2018	4IR	101R501	101A512/00	PEKERJAAN PEMBONGKARAN DAN PEMASANGAN AC	RL4-REL	PEM6-INT	M3
623	622	3101092300		10/05/2018	11/05/2018	11/05/2018	4IR	R004-RPCC-U101	101LT-U101/00	Perbaikan 101_LT226	RL4-REL	PEM6-INT	M3
624	623	3101080726	8301088184	25/01/2018	08/02/2018	14/11/2018	4IR	101R501	101A511/00	PENAGIHAN SLIDE VALVE 101A511 AWD	RL4-REL	PEM6-INT	M3
625	624	3101075827	8301031378	12/12/2017	31/07/2019	28/11/2018	4IT	101R501	101R501/00	TA 2019 LLDI MAT PENGADAAN EIV UNIT 101	RL4-REL	PEM6-INT	M3
626	625	3101075525	8301081300	11/12/2017	31/07/2019	28/11/2018	4IT	102E506	102E506/00	TA 2019 LLDI EMERGENCY INSUL VLV 102	RL4-REL	PEM6-INT	M3
627	626	3101075450	8301081070	08/12/2017	31/07/2019	28/11/2018	4IT	101R501	101R501/00	TA 2019 LLDI MAT PENGADAAN EIV UNIT 101	RL4-REL	PEM6-INT	M3

TAG NUMBER 101-A-513

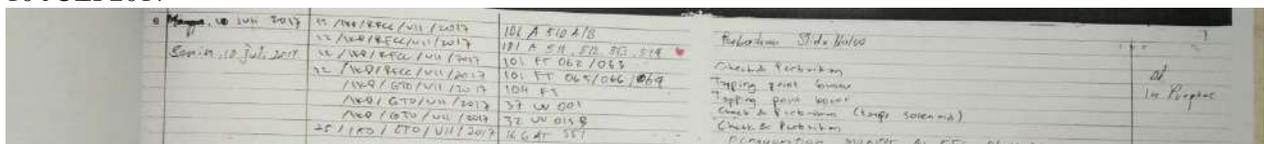
10 AGUSTUS 2016



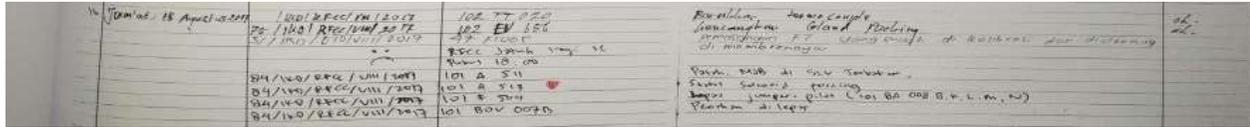
01 FEBRUARI 2017



10 JULI 2017



18 AGUSTUS 2017



23 FEBRUARI 2018



02 MARET 2018



16 AGUSTUS 2018

603	602	3101102754	8501001235	20/08/2018		23/08/2018	4IR	101F502	101UV022B/00	Preventive Maintenance Control Valve	RU4-REL	PEM5-INT	M3
604	603	3101102397	8301040025	20/08/2018	31/07/2019	28/11/2018	4IT	101V522	101V522/00	TA2019 MAIN ORDER INT KIL UNIT 011	RU4-REL	PEM5-INT	M3
605	604	3101101956	8501001235	16/08/2018	16/08/2018	16/08/2018	4IR	101R501	101A513/00	Perbaikan orifice purging N2	RU4-REL	PEM5-INT	M3
606	605	3101101888	8501000833	14/08/2018		14/08/2018	4IR	101E526	101FV221/00	Perbaikan bocoran flange 2" 300#	RU4-REL	PEM5-INT	M3
607	606	3101102134	8501001235	13/08/2018		20/08/2018	4IR	150B01	150B1DC001/00	Merubah formula 101KY019	RU4-REL	PEM5-INT	M3

13 SEPTEMBER 2018

471	470	3101105205	8301040350	13/09/2018		15/09/2018	4MR	101A502	101A502/00	common pic dust control hopper 101a502	RU4-REL	PEM5-INT	M5
472	471	3101105203	8301040350	13/09/2018		15/09/2018	4MR	101V503	101A503/00	common pic dust control hopper 101a503	RU4-REL	PEM5-INT	M5
473	472	3101105181	8501001235	13/09/2018		13/09/2018	4IR	101R501	101A513/00	modifikasi logic SILV 101-A-513	RU4-REL	PEM5-INT	M5
474	473	3101105207	8301040347	13/09/2018	13/09/2018	13/09/2018	4IR	101R501	101FV052/00	PM control valve	RU4-REL	PEM5-INT	M5
475	474	3101105208	8301040347	13/09/2018		13/09/2018	4IR	101R501	101FV055/00	PM control valve	RU4-REL	PEM5-INT	M5

24 NOVEMBER 2018

290	288	3101115831	8501001235	28/11/2018		28/11/2018	4IR	RU04-RFCC-U103	103LT-U103/00	Reset power 103 LI 012	RU4-REL	PEM5-INT	M3
291	290	3101115358	8501001235	26/11/2018		26/11/2018	4IR	RU04-RFCC-U101 -INPUB	101FT204/00	Perbaikan 101 PT 204	RU4-RFCC	PEM5-INT	M3
292	291	3101114949	8501001235	24/11/2018		24/11/2018	4IR	101R501	101A513/00	Perbaikan 101 ZI 038A (SLV513)	RU4-REL	PEM5-INT	M3
293	292	3101115262		23/11/2018		23/11/2018	4IR	RU04-RFCC-DCS		Ubah Formulae 104_XY003	RU4-RFCC	PEM5-INT	M3
294	293	3101115263		23/11/2018	24/11/2018	23/11/2018	4IR	RU04-RFCC-DCS		Troubleshoot Auto Sequence DTRCS	RU4-RFCC	PEM5-INT	M3

TAG NUMBER 101-FV-070

26 OKTOBER 2018

383	382	3101111220	8301042875	26/10/2018	09/11/2018	01/11/2018	4IR	101F503	101FV041D/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV041D	RU4-REL	PEM6-INT	M3
384	383	3101111129	8301042873	26/10/2018		26/10/2018	4IR	101R501	101FV020/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV020	RU4-REL	PEM6-INT	M3
385	384	3101111123	8301040347	26/10/2018		26/10/2018	4IR	101R501	101FV071/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV071	RU4-REL	PEM6-INT	M3
386	385	3101111124	8301040347	26/10/2018		26/10/2018	4IR	101R501	101FV072/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV072	RU4-REL	PEM6-INT	M3
387	386	3101111125	8301040347	26/10/2018		26/10/2018	4IR	101R501	101FV073/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV073	RU4-REL	PEM6-INT	M3

06 NOPEMBER 2018

345	344	3101112296	8301043398	02/11/2018	31/07/2019	20/02/2019	4IR	RU04-RFCC-UJ01	101LCP5103/00	Tagihan Common Inst. Term 4&5 Thn 2018	RU4-REL	PEM6-INT	M3
346	345	3101112136	8301043295	01/11/2018	15/11/2018	05/11/2018	4IR	101R501	101FV020/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV020	RU4-REL	PEM6-INT	M3
347	346	3101112137	8301043295	01/11/2018	15/11/2018	05/11/2018	4IR	101R501	101FV071/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV071	RU4-REL	PEM6-INT	M3
348	347	3101112138	8301043297	01/11/2018	15/11/2018	05/11/2018	4IR	101R501	101FV072/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV072	RU4-REL	PEM6-INT	M3
349	348	3101112139	8301043298	01/11/2018	15/11/2018	05/11/2018	4IR	101R501	101FV073/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV073	RU4-REL	PEM6-INT	M3

TAG NUMBER 101-FV-071

26 OKTOBER 2018

382	381	3101111237	8301042892	26/10/2018	09/11/2018	06/11/2018	4IR	101F503	101FV041C/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV041C	RU4-REL	PEM6-INT	M3
383	382	3101111220	8301042875	26/10/2018	09/11/2018	01/11/2018	4IR	101F503	101FV041D/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV041D	RU4-REL	PEM6-INT	M3
384	383	3101111129	8301042873	26/10/2018		26/10/2018	4IR	101R501	101FV020/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV020	RU4-REL	PEM6-INT	M3
385	384	3101111123	8301040347	26/10/2018		26/10/2018	4IR	101R501	101FV071/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV071	RU4-REL	PEM6-INT	M3
386	385	3101111124	8301040347	26/10/2018		26/10/2018	4IR	101R501	101FV072/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV072	RU4-REL	PEM6-INT	M3

06 NOPEMBER 2018

346	345	3101112466	8301039715	06/11/2018		06/11/2018	4MR	101F508		PM Analog Junction Box di 101F508	REL-UP4	PEM6-INT	M3
345	344	3101112296	8301043398	02/11/2018	31/07/2019	20/02/2019	4IR	RU04-RFCC-UJ01	101LCP5103/00	Tagihan Common Inst. Term 4&5 Thn 2018	RU4-REL	PEM6-INT	M3
346	345	3101112136	8301043295	01/11/2018	15/11/2018	05/11/2018	4IR	101R501	101FV020/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV020	RU4-REL	PEM6-INT	M3
347	346	3101112137	8301043295	01/11/2018	15/11/2018	05/11/2018	4IR	101R501	101FV071/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV071	RU4-REL	PEM6-INT	M3
348	347	3101112138	8301043297	01/11/2018	15/11/2018	05/11/2018	4IR	101R501	101FV072/00	PM-RT : ROUTINE CTRL VALVE 101FV072	RU4-REL	PEM6-INT	M3

LAMPIRAN E

Tabel 1.E Worksheet Layer of Protection Analysis (LOPA)

1	2	3	3	4	4	4	5	6	7	8	9	10	
		Protection Layers (PLs)											
Impact event Description	Severity level	Initiating Cause	Initiation Likelihood (ICL)	General Process Design	BPCS	Alarms, Etc.	IPL Additional Mitigation (Restricted Access)	IPL Additional Mitigations (ESD)	Intermediate Event Likelihood	Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)	PFD = TMEL/IE Lt	SIL (determined by ratio of TMEL and IELt)	
Langkah 1	Langkah 2	Langkah 3	Langkah 3	Langkah 4	Langkah 4	Langkah 4	Langkah 5	Langkah 6	Langkah 7	Langkah 8	Langkah 9	Langkah 10	
Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator	5	FV – 070 failed to open	0,72466	1	0,1	0,1	0,5	1	0,0036233	0,00001	0,00276	SIL 2	
Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator	5	FV – 071 failed to open	0,72466	1	0,1	0,1	0,5	1	0,0036233	0,00001	0,00276	SIL 2	
The high temperature in the reactor produces a small fire production	5	A-512 fully open	0,72278	1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,614E-05	0,00001	0,27671	SIL 0	
There is a backflow from the reactor to the regenerator which causes potential fire and explosion	5	A-513 failed to open	0,71905	1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,595E-05	0,00001	0,27815	SIL 0	

Tabel 2.E Worksheet Layer Of Protection Analysis dengan SIL Baru

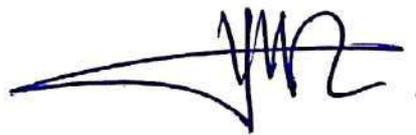
1	2	3	3	4	4	4	5	6	7	8	9	10	
			Protection Layers (PLs)										
Impact event Description	Severity level	Initiating Cause	Initiation Likelihood (ICL)	General Process Design	BPCS	Alarms, Etc.	IPL Additional Mitigation (Restricted Access)	IPL Additional Mitigations (ESD)	Intermediate Event Likelihood	Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)	PFD = TMEL/IE Lt	SIL (determined by ratio of TMEL and IELt)	
Langkah 1	Langkah 2	Langkah 3	Langkah 3	Langkah 4	Langkah 4	Langkah 4	Langkah 5	Langkah 6	Langkah 7	Langkah 8	Langkah 9	Langkah 10	
Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator	5	FV – 070 failed to open	0,72466	1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,623E-05	0,00001	0,27599	SIL 0	
Deteriorated stripping capability resulting in process upset and hydrocarbons carry over to regenerator	5	FV – 071 failed to open	0,72466	1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,623E-05	0,00001	0,27599	SIL 0	
The high temperature in the reactor produces a small fire production	5	A-512 fully open	0,72278	1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,614E-05	0,00001	0,27671	SIL 0	
There is a backflow from the reactor to the regenerator which causes potential fire and explosion	5	A-513 failed to open	0,71905	1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,595E-05	0,00001	0,27815	SIL 0	

LAMPIRAN F HASIL WAWANCARA PROSES *ENGINEER*

Berdasarkan wawancara dengan Bapak Arfian Hafidz Adinagara selaku salah satu orang proses di kilang RFCC PT. Pertamina RU IV Cilacap. Wawancara ini membahas mengenai *cause, consequence* serta validasi data untuk kategori *likelihood* dan *severity*. Adapun hasil mengenai *cause, consequence* serta validasi data untuk kategori *likelihood* dan *severity* dapat dilihat pada lampiran HAZOP *Worksheet*.

Berdasarkan HAZOP *Worksheet* yang telah dibuat, komponen yang *high risk* adalah 101-TT-039, 101-PDIC-018, 101-FV-070 dan 101-FV-071 dengan deviasi *high temperature, low pressure differential pressure, no or less flow*. Hal ini disebabkan terjadinya penyimpangan pada kondisi operasi dan rata-rata waktu kegagalan yang tinggi menyebabkan nilai *likelihood* besar, serta memiliki tingkat keparahan yang tinggi. Sedangkan pada sebagian besar *node* lain memiliki tingkat risiko *moderate risk* dikarenakan intensitas kegagalan instrumen pada kondisi operasi tidak sering terjadi penyimpangan.

Mengetahui,
Cilacap, 22 April 2019



Bpk Arfian Hafidz Adinagara
Process Engineer RFCC PT. Pertamina RU IV Cilacap

LAMPIRAN G HASIL WAWANCARA OPERATION

Berdasarkan wawancara dengan Bapak Arfian Hafidz Adinagara selaku salah satu orang proses di kilang RFCC PT. Pertamina RU IV Cilacap, dilakukan validasi wawancara dengan salah satu orang operasi di kilang RFCC PT. Pertamina RU IV Cilacap yaitu Bapak Agung Alifuddin dengan membahas mengenai *cause*, *consequence* serta validasi data untuk kategori *likelihood* dan *severity*. Adapun hasil mengenai *cause*, *consequence* serta validasi data untuk kategori *likelihood* dan *severity* dapat dilihat pada lampiran HAZOP *Worksheet*. Wawancara ini bertujuan untuk membandingkan antara orang proses dengan orang operasi agar didapatkan data yang valid.

Berdasarkan HAZOP *Worksheet* yang telah dibuat, komponen yang *high risk* adalah 101-TT-039, 101-PDIC-018, 101-FV-070 dan 101-FV-071 dengan deviasi *high temperature*, *low pressure differential pressure*, *no or less flow*. Hal ini disebabkan terjadinya penyimpangan pada kondisi operasi dan rata-rata waktu kegagalan yang tinggi menyebabkan nilai *likelihood* besar, serta memiliki tingkat keparahan yang tinggi. Sedangkan pada sebagian besar *node* lain memiliki tingkat risiko *moderate risk* dikarenakan intensitas kegagalan instrumen pada kondisi operasi tidak sering terjadi penyimpangan.

Mengetahui,
Cilacap, 22 April 2019



Bpk Agung Alifuddin
Operation RFCC PT. Pertamina RU IV Cilacap

BIODATA PENULIS



Penulis bernama lengkap Aqidatul Izzah, merupakan anak ketujuh dari delapan bersaudara dari pasangan Bapak Ridwan dan Ibu Djumaati yang dilahirkan di Surabaya pada tanggal 25 Februari 1996. Penulis menyelesaikan pendidikan formalnya di SD Tanwirul Afkar Surabaya, MTs. Bani Hasyim Gresik, SMA Negeri 12 Surabaya. Setelah lulus dari SMA tahun 2014, penulis mengikuti tes Diploma ITS dan diterima di Departemen Teknik Instrumentasi, Fakultas vokasi (FV) - ITS dan terdaftar dengan NRP 2414031049. Setelah lulus dari D3 penulis mengikuti tes Lintas Jalur ITS dan diterima di Departemen Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri (FTI) – ITS dan terdaftar dengan NRP 02311745000032. Selama menjalankan pendidikan di kampus ITS Surabaya, penulis berpartisipasi aktif dalam organisasi kemahasiswaan Himpunan Mahasiswa Teknik Fisika FTI-ITS (HMTF FTI-ITS) sebagai staff external HMTF FTI-ITS (2015/2016), staff keilmuan JMMI ITS (2015/2016), ketua kemuslimahan FUSI UA Teknik Fisika ITS (2016/2017), middle keilmuan JMMI ITS (2016/2017), dan pengurus DPA HMTF ITS (2016/2017) serta menjadi Asisten Laboratorium Material Teknik Fisika ITS. Apabila ingin berdiskusi terkait dengan tugas akhir penulis bisa menghubungi dengan menggunakan email penulis aqidatulizzah123@gmail.com.