

TUGAS AKHIR TF-141581

STUDI HAZOP BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS PADA MAIN FRACTIONATOR CRUDE DISTILLATION UNIT PT. PERTAMINA RU VI BALONGAN

MUHAMMAD KHAMIM ASY'ARI NRP 2414 105 018

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

JURUSAN TEKNIK FISIKA Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya 2016



FINAL PROJECT TF-141581

HAZOP STUDY BASED ON LAYER OF PROTECTION ANALYSIS IN MAIN FRACTIONATOR CRUDE DISTILLATION UNIT PT. PERTAMINA RU VI BALONGAN

MUHAMMAD KHAMIM ASY'ARI NRP 2414 105 018

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

DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS Faculty of Industrial Technology Sepuluh Nopember Institute of Technology Surabaya 2016

LEMBAR PENGESAHAN

STUDI HAZOP BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS PADA MAIN FRACTIONATOR CRUDE DISTILLATION UNIT PT. PERTAMINA RU VI BALONGAN

TUGAS AKHIR

Oleh:

MUHAMMAD KHAMIM ASY'ARI NRP. 2414 105 018

> Surabaya, Juli 2016 Mengetahui / Menyetujui

Dosen Pembimbing

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

Ketua Jurusaa CLOGI SER TEKNIK Fisika ETK FISIENNOLOGI SER TEKNIK FISIKA ETK FISIENNOLOGI SER TEKNIK FISIKA ETK FISIKA

STUDI HAZOP BERBASIS LAYER OF PROTECTION ANALYSIS PADA MAIN FRACTIONATOR CRUDE DISTILLATION UNIT PT. PERTAMINA RU VI BALONGAN

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Pada
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya

Oleh:
MUHAMMAD KHAMIM ASY'ARI
NRP. 2414 105 018

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.

2. Ir. Ya'umar, M.T.

3. Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA

4. Prof. Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, M.T.

Pembimbing

Ketua Penguji

Dosen Penguji I

Dosen Penguji II

SURABAYA JULI, 2016

STUDI HAZOP BERBASIS *LAYER OF PROTECTION*ANALYSIS PADA MAIN FRACTIONATOR CRUDE DISTILLATION UNIT PT. PERTAMINA RU VI BALONGAN

Nama Mahasiswa : Muhammad Khamim Asy'ari

NRP : 2414 105 018

Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc.

Abstrak

Salah satu proses penting di PT. Pertamina RU IV Balongan adalah proses pemisahan minyak pada unit *main fractionator*. Proses pemisahan minyak tersebut bukanlah proses yang sepenuhnya aman. Terdapatnya potensi bahaya pada proses tersebut, tentunya akan menimbulkan potensi kerugian yang cukup besar. Oleh karena itu diperlukan studi yang bertujuan memberikan rekomendasi berdasarkan penilaian resiko melalui studi HAZOP dan perhitungan SIL melalui metode LOPA. Hasil studi HAZOP menunjukan proses pada unit *main fractionator* memiliki resiko bahaya dengan tiga kategori *risk ranking* yaitu 35,29% untuk kategori rendah, 29,41% untuk kategori medium, dan 35,29% untuk kategori tinggi. Perhitungan SIL dengan metode LOPA menunjukan angka SIL 0 untuk tiga *impact event* dan NR untuk tiga *impact event* lainnya.

Kata kunci: HAZOP, LOPA, SIL

HAZOP STUDY BASED ON LAYER OF PROTECTION ANALYSIS IN MAIN FRACTIONATOR CRUDE DISTILLATION UNIT PT. PERTAMINA RU VI BALONGAN

Name : Muhammad Khamim Asy'ari

NRP : 2411 031 018

Department : Engineering Physics, Faculty of

Industrial Technology--ITS

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

Abstract

One important process in PT. Pertamina RU IV Balongan is separating oil in the main fractionator unit. The oil separation process is not a process that is completely safe. The presence of potential hazards in the process, will create the potential for substantial losses. Therefore we need a study that aims to provide recommendations based on risk assessment through HAZOP study and SIL calculation through LOPA methods. HAZOP study results show that the process on the main fractionator unit has a risk of danger with three category of risk ranking which are 35.29% for the category of low, 29.41% for the category of medium, and 35.29% for the category of high. SIL calculation based on LOPA method show that SIL 0 for the three impact event and NR for the others.

Keywords: HAZOP, LOPA, SIL

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb.

Bismillahirrahmanirrahiim,

Puji syukur penulis ucapkan kehadirat Allah Subhanahuwata'ala atas limpahan rahmat dan hidayah-Nya sehingga tugas akhir dengan judul "Studi HAZOP Berbasis Layer Of Protection Analysis Pada Main Fractionator Crude Distillation Unit PT. Pertamina RU VI Balongan" dapat terlaksana sampai akhirnya laporan tugas akhir ini dapat penulis susun hingga selesai.

Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada berbagai pihak, diantaranya adalah sebagai berikut :

- 1. Allah *Subhanahuwata'ala* yang telah memberikan kemudahan serta kemampuan untuk mengerjakan tugas akhir ini.
- 2. Orang tua tercinta berserta saudara yang mendukung dalam pekerjaan tugas akhir ini.
- 3. Ketua Jurusan Teknik Fisika FTI ITS, Bapak Agus Muhammad Hatta, S.T., M.Sc., Ph.D.
- 4. Ir. Tutug Dhanardono, M.T. selaku dosen wali yang selalu memberikan nasihat dan bimbingan selama penulis kuliah.
- 5. Bapak Dr. Ir. Ali Musyafa', MSc. Selaku pembimbing pada pengerjaan tugas akhir ini.

Dalam pengerjaan tugas akhir ini penulis menyadari bahwa terdapat banyak ketidaksempurnaan, sehingga penulis memohon maaf berserta kritik dan saran apabila terdapat ketidaksempurnaan dalam proses pengerjaan tugas akhir ini.

Surabaya, Juli 2016

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	iii
ABSTRAK	v
ABSTRACT	vi
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL	xii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Permasalahan	2
1.3 Tujuan	2 3 3
1.4 Batasan Masalah	3
BAB II TEORI PENUNJANG	
2.1 Crude DistillationUnit	4
2.2 Hazard and Operability Study	6
2.3 Layer of Protection Analysis	10
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	
3.1 Studi Literatur	18
3.2 Pengumpulan Data	18
3.3 Pemilihan Titik Studi (<i>Node</i>)	18
3.4 Penjelasan Proses pada Titik Studi	18
3.5 Pemilihan Komponen Instrumen, Parameter	
Proses, Guide Word, dan Deviasi	18
3.6 Penentuan <i>Causes</i>	20
3.7 Estimasi Consequences	20
3.8 Penentuan Severity, Probability, dan Risk Ranking	20
3.9 Penentuan Safeguard	23
3.10 Estimasi Action Required	23
3.11 Penyusunan Dokumen HAZOP	24
3.12 Analisis Risiko	24

3.13 Perhitungan SIL dengan Metode Layer of	
Protection Analysis	24
3.14 Analisis Data dan Pembahasan	31
BAB IV ANALISIS DAN PEMBAHASAN	
4.1 Hasil Pengumpulan Data	33
4.2 Hasil Pemillihan Titik Studi (Node)	33
4.3 Top Pumparound System (TPA)	33
4.4 Mid-Pumparound System (MPA)	37
4.5 Bottom Pumparound System (BPA)	41
4.6 Analisis HAZOP	45
4.7 Layer of Protection Analysis (LOPA)	46
BAB V PENUTUP	
5.1 Kesimpulan	51
5.2 Saran	51
DAFTAR PUSTAKA	
LAMPIRAN A	
LAMPIRAN B	
LAMPIRAN C	
LAMPIRAN D	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Lapisan Pertahanan LOPA	11
Gambar 2.2	Hubungan antara HAZOP dan LOPA	14
Gambar 3.1	Flowchart Metodologi Penelitian	17
Gambar 3.2	Matriks Risiko Terhadap Manusia	21
Gambar 3.3	Matriks Risiko Terhadap Aset	21
Gambar 3.4	Matriks Risiko Terhadap Lingkungan	22
Gambar 3.5	Matriks Risiko Terhadap Citra	22
Gambar 4.1	Top Pumparound Systems (TPA)	34
Gambar 4.2	Mid-Pumparound (MPA) Systems	38
Gambar 4.3	Bottom Pumparound (BPA) Systems	42

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Spesifikasi Produk dari CDU Berdasarkan TBP	
	•	5
Tabel 2.2	HAZOP Worksheet	9
Tabel 3.1	Parameter Proses Analisa HAZOP	19
Tabel 3.2	Guide Words HAZOP	19
Tabel 3.3	Transformasi Kolom dari Tabel HAZOP ke	
	Kolom pada Tabel LOPA	24
Tabel 3.4	Nilai PFDs untuk IPLs pada proses secara umum	26
Tabel 3.5	Nilai Probability of Ignitation	28
Tabel 3.6	Kategori Safety Integrity Level	30
Tabel 3.6	TMEL untuk keamanan bahaya	29
Tabel 4.1	Komponen Instrumen, Guide Word, dan Deviasi	
	pada Top Pumparound Systems (TPA)	35
Tabel 4.2	Analisis Cause and Consequences TPA System	36
Tabel 4.3	Analisis Risk Ranking TPA System berdasarkan	
	Matriks Risiko di PT. Pertamina Persero	36
Tabel 4.4	Komponen Instrumen, Guide Word, dan Deviasi	
	pada Mid-Pumparound Systems (MPA)	39
Tabel 4.5	Analisis Cause and Consequences MPA System	40
Tabel 4.6	Analisis Risk Ranking MPA System berdasarkan	
	Matriks Risiko di PT. Pertamina Persero	40
Tabel 4.7	Komponen Instrumen, Guide Word, dan Deviasi	
	pada Bottom Pumparound Systems (BPA)	43
Tabel 4.8	Analisis Cause and Consequences BPA System	44
Tabel 4.9	Analisis Risk Ranking BPA System berdasarkan	
	Matriks Risiko di PT. Pertamina Persero	44
Tabel 4.10	Perhitungan ICL	47
Tabel 4.11	Worksheet Layer of Protection Analysis	48
1		

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Potensi bahaya (hazard) merupakan suatu sumber risiko yang berpotensi menimbulkan cedera atau kerugian baik pada manusia, proses, properti, dan lingkungan. Sedangkan risiko (risk) merupakan pemaparan tentang kemungkinan dari suatu hal seperti kerugian atau keuntungan finansial, kerusakan fisik, kecelakaan atau keterlambatan sebagai konsekuensi dari suatu aktivitas (Juniani, 2008). Terjadinya risiko berupa kerugian, kerusakan, maupun kecelakaan akibat dari gagalnya proses di suatu industri merupakan konsekuensi yang harus dihindari. Apabila risiko buruk tersebut terjadi, maka akan berakibat buruk pula.

Salah satu jenis industri yang berpotensi menimbulkan risiko terhadap bahaya adalah industri minyak dan gas. Berikut merupakan beberapa peristiwa bencana yang terjadi di industri minyak dan gas. Pada tahun 1988, terjadi ledakan serta kebakaran oil rig di Piper Alpha, United Kingdom, yang mengakibatkan 167 pekeria tewas serta kerugian asuransi mencapi 1,7 miliar euro atau setara dengan 3,4 miliar dollar amerika. Kejadian tersebut merupakan bencana terbesar sepanjang sejarah pada pengeboran minyak lepas pantai (offshore). Pada tahun 2005, di Buncefiled, United Kingdom, terjadi kebakaran hebat yang disebabkan oleh melubernya minyak akibat kegagalan pompa dalam mengisi minyak ke tangki penyimpanan. Hal ini mengakibatkan kehilangan 2,37 juta ton produk minyak per tahun. Pada tahun yang sama, di Texas City, Texas, terjadi ledakan pada unit pengolahan minyak yang mengakibatkan tewasnya 15 orang. Pada tahun 2010, di Deepwater Horizon, Gulf of Mexico, terjadi kebakaran yang mengakibatkan 11 pekerja hilang, kerugian ekonomi mencapai 11 miliar, serta sekitar 5 miliar barrel minyak vang tumpah (Phoenix Contact, 2015). Hal ini tidak menutup kemungkinan terjadi pada industri minyak dan gas terbesar di Indonesia yaitu PT. Pertamina (Persero).

PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan merupakan kilang keenam dari tujuh kilang direktorat pengolahan PT. Pertamina (Persero). Kegiatan bisnis utama pada kliang ini adalah mengolah minyak mentah (*crude oil*) menjadi bentukbentuk BBM (Bahan Bakar Minyak), non BBM dan petrokimia. PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan mempunyai wilayah distribusi pada daerah Jawa bagian barat dan DKI Jakarta. Ketika terjadi kegagalan proses pada PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan, maka akan berdampak pada terhambatnya pasokan BBM.

Salah satu proses utama yang terdapat di PT. Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan adalah proses pemisahan primer berdasarkan titik didih. Proses ini terdapat pada unit proses Crude Distilling Unit (CDU). Proses pemisahan minyak mentah pada CDU bukanlah proses yang sepenuhnya aman karena banyak terdapat kemungkinan terjadi potensi bahaya. Adanya kegagalan instrumen dalam bekerja dapat menjadi salah satu bentuk potensi bahaya. Oleh karena itu sebuah industri diharuskan untuk memiliki pengetahuan tentang pendekatan, metode, dan teknik baru dalam bidang ilmu keselamatan supaya dapat mengantisipasi terjadinya potensi bahaya (Mahmoudi, 2012). Salah satu pendekatan tentang analisis bahaya dapat dilakukan dengan metode Hazard and Operability Study (HAZOP) dan kemudian dilakukan analisis lebih lanjut terkait layer protection dari susunan sistem dengan metode Layer of Protection Analysis (LOPA). Berdasarkan permasalahan tersebut, dalam tugas akhir ini dilakukan Studi HAZOP Berbasis Layer of Protection Analysis (LOPA) pada main fractionator Crude Distillation Unit PT Pertamina RU VI Balongan.

1.2 Permasalahan

Permasalahan dalam tugas akhir ini adalah

a. bagaimana hasil analisis nilai HAZOP pada main fractionator Crude Distillation Unit PT. Pertamina RU VI Balongan?

- b. bagaimana hasil evaluasi nilai Safety Integrity Level pada main fractionator Crude Distillation Unit PT. Pertamina RU VI Balongan dengan metode Layer of Protection Analysis?
- c. apa saja rekomendasi yang dapat diberikan terkait hasil analisis secara keseluruhan yang telah diperoleh?

1.3 Tujuan

Tujuan dari tugas akhir ini adalah

- a. mengetahui hasil analisis nilai HAZOP pada *main* fractionator Crude Distillation Unit PT. Pertamina RU VI Balongan.
- b. mengetahui nilai *Safety Integrity Level* pada *main fractionator Crude Distillation Unit* PT. Pertamina RU VI Balongan.
- c. memberikan rekomendasi yang bermanfaat kepada perusahaan terkait dengan kondisi sistem *safety* yang telah dianalisis.

1.4 Batasan Masalah

Pengerjaan tugas akhir ini memerlukan beberapa batasan masalah untuk lebih memfokuskan penyelesaian permasalahan, batasan masalah tersebut adalah sebagai berikut

- a. *plant* yang dianalisis adalah *main fractionator Crude Distillation Unit* di PT. Pertamina RU VI Balongan.
- b. sistem pada *main fractionator* yang dianalisis merupakan tiga sistem *pumparound*.
- c. perhitungan Safety Integrity Level menggunakan metode Layer of Protection Analysis.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II TEORI PENUNJANG

2.1 Crude Distillation Unit

Crude Distillation Unit (CDU) merupakan salah satu unit proses yang terdapat di PT. Pertamina RU IV Balongan. CDU berfungsi sebagai unit pemisahan primer untuk minyak mentah menjadi berbagai produk minyak seperti LPG, naphta, kerosene, light gasoil, heavy gasoil, dan atmospheric residue. Proses pemisahan minyak mentah ini didasarkan titik didih dari masingmasing produk minyak. Minyak mentah sebagai masukan pada proses CDU berasal dari Duri dan Minas dengan perbandingan volume 80% dengan 20% (Handbook of CDU, 1993).

Proses pemisahan minyak mentah di PT. Pertamina RU IV Balongan terjadi pada unit *main fractionator* dengan proses fraksinasi atmosferis (*atmospheric fractionator*). Minyak mentah yang sebagian sudah berupa vapor keluar dari unit *crude charge heater* menuju ke *main fractionator* untuk proses pemisahan. Produk hasil dari unit *main fractionator* berupa *overhead stream* (terdiri dari *off gas, naphta,* dan *kerosene*), *light gasoil, heavy gasoil*, serta *atmospheric residue*. Spesifikasi produk dari CDU berdasarkan *True Boiling Point* (TBP) disajikan dalam Tabel 2.1 berikut.

Tabel 2.1 Spesifikasi Produk dari CDU Berdasarkan TBP (Handbook of CDU, 1993)

Produk	TBP (°C)
Naphta	65-145
Kerosene	145-240
Llight gasoil (LGO)	240-330
Heavy gasoil (HGO)	330-370
Atmospheric residue	>370

Produk berupa *overhead stream* selanjutnya menuju ke *overhead condensor* dan akan mengalami kondensasi. Produk *light gasoil* dan *heavy gasoil* yang keluar dari *main fractionator*

akan masuk ke LGO *stripper* dan HGO *stripper* dengan mekanisme pengendalian *level*. Sedangkan produk *atmospheric residue* akan dipanaskan dengan *superheated stripping stream* pada bagian *bottom main fractionator* yang kemudian dipompa menuju *Atmospheric Residue Hydrodemetallization Unit* (ARHD).

2.2 Hazard and Operability Study

Hazard and Operability Study (HAZOP) adalah sebuah pemeriksaan terstruktur dan sistematis yang direncanakan terhadap proses atau operasi yang ada dengan tujuan untuk mengidentifikasi dan mengevaluasi masalah yang mungkin mewakili risiko terhadap personil atau peralatan. Studi HAZOP awalnya dikembangkan untuk menganalisis sistem proses kimia, tetapi kemudian telah diperluas untuk sistem yang lain dan juga untuk operasi yang kompleks serta untuk sistem perangkat lunak (Rausand, 2005).

Studi HAZOP sebaiknya dilakukan sedini mungkin (dalam tahap desain) yang dimaksudkan supaya resiko dapat teridentifikasi akibat pengaruh pada desain. Di samping itu, untuk melaksanakan HAZOP dibutuhkan desain yang cukup lengkap. Studi HAZOP dapat juga dilakukan sebagai pemeriksaan terakhir ketika desain yang rinci telah selesai. Sebuah studi HAZOP juga dapat dilakukan pada fasilitas yang ada untuk mengidentifikasi serta melakukan rencana modifikasi yang harus dilaksanakan untuk mengurangi masalah resiko dan pengoperasian (Rausand, 2005).

Studi HAZOP juga dapat digunakan pada kondisi sebagai berikut:

- a. pada tahap konsep awal ketika hanya gambar desain yang tersedia
- b. apabila hanya terdapat P&ID yang tersedia
- c. selama konstruksi dan instalasi untuk memastikan bahwa rekomendasi diimplementasikan
- d. selama commissioning

e. selama operasi untuk memastikan bahwa *plant emergency* dan prosedur operasi berkala ditinjau dan diperbarui sebagaimana yang diperlukan.

2.2.1 Standar dan Pedoman Studi HAZOP

Studi HAZOP merujuk pada beberapa standar dan pedoman. Berikut beberapa standar dan pedoman yang digunakan untuk melakukan studi HAZOP, diantaranya :

- a. IEC 61882. "Hazard and operability studies (HAZOP studies)
 Application guide". International Electrotechnical Commission, Geneva.
- b. Crawley, F., M. Preston, and B. Tyler: "HAZOP: Guide tobest practice. Guidelines to best practice for the process andchemical industries". European Process Safety Centre and Institution of Chemical Engineers, 2000
- c. Kyriakdis, I.: "HAZOP Comprehensive Guide to HAZOP in CSIRO", CSIRO Minerals, National Safety Council of Australia. 2003

2.2.2 Jenis-Jenis Studi HAZOP

Terdapat beberapa jenis dari studi HAZOP. Jenis-jenis dari studi HAZOP antara lain: HAZOP proses, HAZOP manusia, HAZOP prosedur, serta HAZOP software. HAZOP proses merupakan studi HAZOP yang pada awalnya dikembangkan untuk menilai plant dan sistem dari suatu proses. HAZOP manusia merupakan sebuah jenis dari HAZOP khusus yang lebih terfokus pada kesalahan manusia daripada kegagalan secara teknis.HAZOP prosedur merupakan ulasan ulang dari prosedur atau urutan operasional. Kadang-kadang dilambangkan SAFOP-SAfe Operation Study. HAZOP software merupakan identifikasi dari kemungkinan kesalahan dalam pengembangan perangkat lunak (Rausand, 2005).

2.2.3 Proses Studi HAZOP

Dalam melakukan studi HAZOP pada suatu industri, informasi-informasi penting yang wajib tersedia antara lain :

- Proses Flow Diagrams
- *Piping and Instrumentation Diagrams* (P&ID)
- Layot Diagrams
- Material safety data sheet
- Provisional operating instructions
- Heat and material balance
- Equipment data sheets Start-up and emergency shut-down procedures

Setelah informasi-informasi tersebut terkumpul, dilakukan studi HAZOP melalui lagkah-langkah berikut :

- 1. Membagi sistem menjadi bagian-bagian yang lebih kecil (seperti : reaktor, tangki penyimpanan)
- 2. Memilih sebuah titik studi (seperti : pipa, vessel, pompa, *operting 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 studi HAZOP yang telah didaptakan, dicatat dalam format tabulasi seperti tabel 2.2. berikut.

Tabel 2.2HAZOP Worksheet (Rausand, 2005 diacu dalam
IEC 61882)

Study	title :	le:					f		
Draw	wing no.:			Rev no.:		Date :			
HAZO	HAZOP team :				Meeting date :				
Part c	onsidered	:		· -					
Desig	Design inlet:			Material:	rial: Activity:				
				Source:	Destination:				
No.	Guide- word	Element	Dev.	Posibble causes	Conse- Safe- Action quences guard Require				

2.2.4 Kelebihan dan Kekurangan Studi HAZOP

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

- pemeriksaan dilakukan secara sistematis dan menyeluruh dari peralatan yang dinilai dengan tujuan untuk mengidentifikasi status berbahaya (skenario),
- kemungkinan untuk mengevaluasi konsekuensi dari kegagalan personil, kesalahan personil akan memiliki konsekuensi yang signifikan,
- menemukan situasi berbahaya baru, prosedur sistematis yang memungkinkan untuk menemukan situasi baru yang berbahaya yang mungkin terjadi,
- 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,
- mendapatkan pemahaman yang lebih baik dari proses, anggota dari tim HAZOP bahkan yang berpengalaman mungkin mengakui informasi baru mengenai pengoperasian peralatan yang dinilai dapat menambah pemahaman tentang proses.

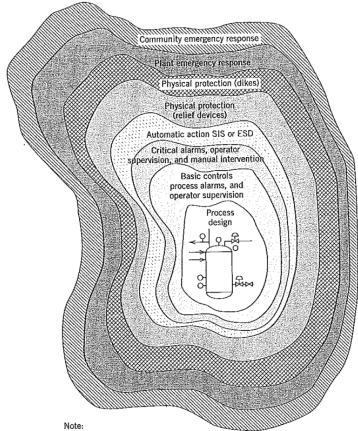
Sedangkan kekurangan dari studi sistematis metode HAZOP untuk praktek (Kotek, 2012) antara lain :

- lama diperlukan (tergantung pada ukuran teknologi),
- kebutuhan untuk 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,
- dibutuhkan pengetahuan dan keterampilan peserta studi HAZOP yang baik, tanpa tim HAZOP baik dan pemimpin HAZOP belajar yang baik HAZOP tidak dapat dilakukan.

2.3 Layer of Protection Analysis

Layer of Protection Analysis (LOPA) adalah sebuah cara semi kuantitatif yang dapat digunakan untuk menentukan nilai Safety Integrity Level (SIL) berdasarkan kriteria Independent Protection Layer (IPL) yang ditetapkan oleh CCPS pada tahun 1993 (Summers, 2002). 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.

Bagian awal dari 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 2.1.



Gambar 2.1 Lapisan Pertahanan LOPA (CCPS, 2001)

Karakteristik lapisan perlindungan dan bagaimana mereka seharusnya dikelompokkan sebagai IPL dalam metode LOPA dibahas pada penjelasan di bawah ini:

1. Process Design

Pada banyak perusahan, 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.

2. 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.

3. 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 kefektifan tindakan.

4. Safety Instrumented Function (SIF)

SIF adalah kombinasi sensor, *logic solver*, dan *final element* dengan tingkat integritas keselamatan spesifik yang mendeteksi keadaan diluar 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.

5. 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.

6. Post Release Protection (Dikes, Blast Walls, etc)

IPLs ini 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.

7. Plant Emergency Response

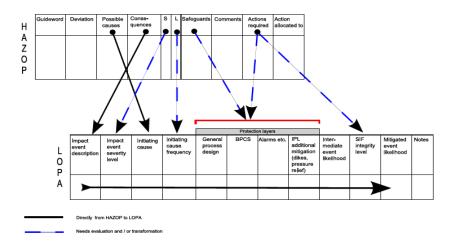
Fitur ini (pasukan pemadam kebakaran, sistem pemadaman manual, fasilitas evakuasi, dll) secara normal tidak ditetapkan sebagai IPLs karena mereka diaktifkan setelah pelepasan awal dan terlalu banyak variabel mempengaruhi keseluruhan efektifitas dalam mengurangi skenario.

8. 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*.

2.4 Integrasi HAZOP dengan LOPA

HAZOP dan tingkatan penentuan keamanan (SIL) merupakan kedua sesi yang terpisah. Namun, keduanya memerlukan informasi yang sama dan sebuah database yang merupakan Hal ini sebuah keuntungan umum. penghematan waktu dan biaya. Pengerjaan analisis dalam satu sesi memberikan penghematan hingga 30% dan sebuah kemajuan yang signifikan dalam integritas data dan menejemen (Lassen, 2008). Penentuan nilai SIL yang dibutuhkan dapat dilakukan dengan cara mengintergrasikan antara HAZOP dan LOPA (Layer of Protection Analysis).



Gambar 2.2 Hubungan antara HAZOP dan LOPA (Lassen, 2008)

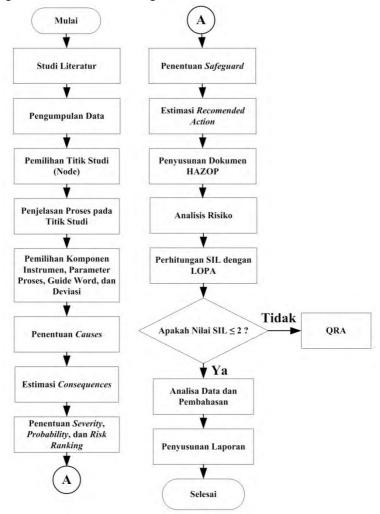
Gambar 2.2. menunjukkan interaksi diantara HAZOP dan LOPA worksheets. LOPA dikerjakan dari kiri ke kanan dalam worksheets dan mendapatkan masukan dari kolom HAZOP selama proses analisis. Jika proses deviasi dalam HAZOP adalah high pressure, konsekuensi dari HAZOP dapat berupa "lepas ke lingkungan". Impact Event juag "lepas ke lingkungan" karena konsekuensi yang diidentifikasi didalam HAZOP menjawab impact event pada LOPA. Possible causes dari HAZOP merupakan initiating causes didalam LOPA (Dowell, 1998). Safeguards diidentifikasi didalam HAZOP yang ditunjukkan dididalam PLs (protection layers) dalam LOPA. Namum dengan catatan semua IPLs adalah safeguards, tapi tidak semua safeguards adalah IPLs (CCPS, 2001). Semua IPLs yang termasuk didalam kolom didalam worksheet LOPA, harus diimplementasikan dan membutuhkan evaluasi. Di dalam gambar 2.2. tanda panah berwarna biru dan titik yang mengindentifikasi bahwa informasi dari kolom-kolom meliputi safeguards dan action required tidak dapat ditransformasikan secara langsung. Konsekuensi HAZOP severity ranking (S), dan konsekuensi

HAZOP *likelihood* (L) dapat ditransformasikan kedalam LOPA, dan *impact events severity level* dan *initiating cause frequency* adalah syarat yang dapat dipakai didalam LOPA dengan kolom yang terkait (Dowell, 2005).

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Metodologi penelitian yang dilakukan dalam pengerjaan tugas akhir ini adalah sebagai berikut.



Gambar 3.1 Flowchart Metodologi Penelitian

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 dalam negeri maupun 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 yang bertujuan supaya dapat mengetahui kondisi real di lapangan, terutama yang berhubungan dengan topik yang diambil dalam tugas akhir.

3.2 Pengumpulan Data

Tahapan ini dilakukan dengan mengumpulan berbagai macam data yang terkait dengan topik Tugas Akhir yang diambil. Data tersebut berupa data *maintenance*, data *Process Flow Diagram*, P&ID, serta data manual proses. Dalam studi HAZOP, data yang digunakan tidak hanya data tertulis namun juga data dari hasil wawancara dengan pihak operator proses.

3.3 Pemilihan Titik Sudi (Node)

Titik studi (node) merupakan lokasi tertentu dalam suatu proses yang memungkinkan terjadinya penyimpangan dari desain/proses yang akan dievaluasi. Penentuan titik studi berdasarkan data *Process Flow Diagram* dan P&ID yang telah didapatkan.

3.4 Penjelasan Proses pada Titik Studi

Penjelasan proses pada titik studi digunakan untuk mengetahui perilaku proses dari dari *input* sampai menghasilkan *output*. Penjelasan proses dapat diperoleh dari data *Process Flow Diagram*, P&ID, serta *handbook* proses dari perusahaan terkait.

3.5 Pemilihan Komponen Instrumen, Parameter Proses, *Guide Word*, dan Deviasi

Untuk titik studi yang telah dipilih, ditentukan komponenkomponen instrumen yang terdapat pada bagian tersebut, yang mengatur semua proses yang terjadi, dari *input* sampai menghasilkan *output*. Komponen-komponen instrumen tersebut dapat berupa *transmitter* atau *recorder* dari suatu parameter proses. Berikut jenis-jenis parameter proses yang digunakan dalam studi HAZOP yang disajikan dalam tabel 3.1.

Tabel 3.1 Parameter Proses Analisa HAZOP (CCPS,2001)

Flow	Time	Frequency	Mixing
Pressure	Compotition	Viscosity	Addition
Temperature	pН	Voltage	Separation
Level	Speed	Information	Reaction

Dari komponen instrumen tersebut, selanjutnya ditentukan guide word. Guide word merupakan sebuah kata singkat untuk membuat gambaran penyimpangan dari desain/proses. Guide word berupa no, less, dan more digunakan untuk parameter proses flow. Sedangkan untuk guide word berupa low dan high digunakan untuk parameter proses pressure, temperature dan level (CCPS, 2001). Berikut merupakan contoh dari guide words HAZOP yang disajikan pada tabel 3.2.

Tabel 3.2 Guide Words HAZOP (CCPS,2001)

Guide Words	Meaning	Process Parameter
No	Negation of the design intent	Flow
Less	Quantitative decrease	Flow
More	Quantitative increase	Flow
Low	Quantitative decrease	Pressure, Temperature, Level
High	Quantitative increase	Pressure, Temperature, Level

Selanjutnya, ditentukan deviasi (penyimpangan) dari setiap komponen instrumen. Deviasi merupakan gabungan dari *guide word* dengan parameter proses.

3.6 Penentuan Causes

Causes merupakan penjelasan penyebab terjadinya penyimpangan (deviasi). Beberapa causes dapat diidentifikasi untuk satu deviasi. Hal ini sering direkomendasikan untuk memulai dengan causes yang dapat mengakibatkan konsekuensi terburuk

3.7 Estimasi Consequences

Consequences merupakan penjelasan dampak buruk dari penyimpangan apabila terjadi. Consequences dapat berupa bahaya proses atau masalah pengoperasian, seperti shut-down pada plant atau penurunan kualitas produk. Beberapa consequences dapat berasal dari satu penysebab dan atau satu consequences dapat berasal dari beberapa penyebab.

3.8 Penentuan Severity, Probability, dan Risk Ranking

Setiap consequences diklasifikasikan sesuai dengan tingkat keparahan (severity) dan probabilitas (probability). Penentuan nilai severity dan probability dilakukan dengan cara membaca secara detail jalannya proses melalui data Process Flow Diagram dan P&ID serta wawancara dengan pihak terkait juga menjadi salah satu sumber validasi. Perkalian antara severity dengan probability akan menghasilkan risk ranking. Nilai risk ranking berdasarkan risk matrix yang dimiliki oleh PT. Pertamina (Persero). 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 terhadap risk matrix dapat dilihat pada gambar 3.2 hingga gambar 3.5.

	KONSEKUENSI TERHADAP OBJEK	KEM	UNGKINA	KEJADIAN	(PROBAB	ILITY)
TIN.		A (Terendah)	В	С	D	E (Tertinggi)
TINGKAT KEPARAHAN	MANUSIA	Tidak pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pemah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terjadi di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di sebuah industri Migas & Panas Bumi di indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di salah satu kegiatan/op erasi Perusahaan
0	Tanpa Cedera	R	R	R	R	R
1	Cedera Ringan	R	R	R	R	R
2	Cedera Sedang	R.	R	R	M	M
3	Cedera Berat	R	R	M	M	Т
4	Fatality	R	M	M	T	T
5	Fatality Ganda	M	M	T	T	T

Gambar 3.2 Matriks Risiko Terhadap Manusia

	KONSEKUENSI TERHADAP OBJEK	KEMI	UNGKINAN	KEJADIAN	(PROBAB	шту)
II.		A (Terendah)	В	c	D	E (Tertinggi)
TINGKAT KEPARAHAN	ASET	Tidak pemah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pemah terjadi di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di sebuah industri Migas & Panas Bumi di indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di salah satu kegiatan/op erasi Perusahaan
0	Tanpa Kerusakan	R	R	R	R	R
1	Kerusakan sangat kecil	R	R	R	R	R
2	Kerusakan kecil	R	R	R	M	M
3	Kerusakan sedang	R	R	M	M	T
4	Kerusakan besar	R	M	M	T	T
5	Kerusakan parah	M	M	T	T	T

Gambar 3.3 Matriks Risiko Terhadap Aset

	KONSEKUENSI TERHADAP OBJEK	KEMUNGKINAN KEJADIAN (PROBABILITY)					
T N		A (Terendah)	В	С	D	E (Tertinggi)	
TINGKAT KEPARAHAN	LINGKUNGAN	Tidak pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terjadi di sebuah industri Migas & Panas Bumi di indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di salah satu kegiatan/op erasi Perusahaan	
0	Tanpa dampak	R	R	R	R	R	
1	Dampak ringan	R	R	R	R	R	
2	Dampak sedang	R	R	R	M	M	
3	Dampak besar (Skala Daerah)	R	R	M	M	Ţ	
4	Dampak besar (Skala Nasional)	R	M	M	T	T	
5	Dampak luar biasa (Skala Internasional)	M	M	Т	T	Т	

Gambar 3.4 Matriks Risiko Terhadap Lingkungan

	KONSEKUENSI TERHADAP OBJEK	KEM	UNGKINAN	KEJADIA	N (PROBAB	ILITY)
T N		A (Terendah)	В	С	D	E (Tertinggi)
TINGKAT KEPARAHAN	CITRA	Tidak pernah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pemah terdengar di Industri Migas & Panas Bumi	Pernah terjadi di sebuah Industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di sebuah industri Migas & Panas Bumi di Indonesia	Terjadi beberapa kali per tahun di salah satu kegiatan/op erasi Perusahaan
0	Tanpa dampak	R	R	R	R	R
1	Dampak ringan	R	R	R	R	R
2	Dampak sedang	R	R	R	M	M
3	Dampak besar (Skala Daerah)	R	R	M	M	T
4	Dampak besar (Skala Nasional)	R	M	M	Т	T
5	Dampak luar biasa (Skala Internasional)	M	М	Ť	T	Ť

Gambar 3.5 Matriks Risiko Terhadap Citra

Keterangan:

: Rendah : Menengah : Tinggi

Pada keempat matriks risiko diatas, terdapat tiga warna yang menunjukan tingkatan risiko. Warna hijau menunjukan tingkat

risiko rendah, warna kuning menunjukan tingkat risiko menengah, dan warna merah menunjukan tingkat risiko tinggi.

3.9 Penentuan Safeguard

Safeguard merupakan fasilitas yang membantu untuk mengurangi frekuensi terjadinya penyimpangan atau untuk mengurangi konsekuensinya. Pada prinsipnya, terdapat lima jenis safeguard yaitu:

- *safeguard* untuk mengidentifikasi penyimpangan (misalnya, detektor dan alarm, dan deteksi operator manusia)
- safeguard untuk mengimbangi deviasi (misalnya, sistem kontrol otomatis yang dapat mengurangi umpan (feed) ke kapal dalam kasus overfilling. Safeguard jenis ini biasanya merupakan bagian terpadu dari proses kontrol)
- *safeguard* untuk mencegah penyimpangan terjadi (misalnya, sebuah *inert gas blancket* pada tangki penyimpanan zat yang mudah terbakar)
- *safeguard* untuk mencegah eskalasi (kenaikan) lebih lanjut dari penyimpangan (misalnya, akumulasi *trip* dari proses. Fasilitas ini sering saling berhubungan dengan beberapa unit dalam proses, biasanya dikontrol oleh komputer)
- *safeguard* untuk meringankan proses dari deviasi berbahaya (misalnya, katup pengaman tekanan berupa PSV dan sistem pembuangan)

3.10 Estimasi Action Required

Action required merupakan rekomendasi yang diberikan apabila safeguard yang telah ada pada proses masih belum cukup untuk membantu mengurangi frekuensi terjadinya penyimpangan membantu untuk mengurangi frekuensi terjadinya penyimpangan atau untuk mengurangi konsekuensinya. Action required dapat berupa penambahan sistem safeguard yang belum ada pada proses dan dirasa perlu untuk keamanan sistem apabila terjadi penyimpangan proses.

3.11 Penyusunan Dokumen HAZOP

Setelah ditentukan komponen instrumen, guide word, deviasi, causes, consequences, severity, probability, risk ranking, safeguard, dan action required, dilakukan penyusunan dokumen HAZOP sesuai tabel 2.2.

3.12 Analisis Risiko

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 dari proses yang memerlukan analisis lebih lanjut terkait tingkat keamanannya dengan menggunakan metode *Layer of Protection Analysis*.

3.13 Perhitungan SIL dengan Metode Layer of Protection Analysis

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 3.3.

Tabel 3.3 Transformasi Kolom dari Tabel HAZOP ke Kolom pada Tabel LOPA

r	
Kolom pada Tabel LOPA	Kolom pada Tabel HAZOP
Imapact Event Description	Consequences
Severity Level	S
Initiating Cause	Posibble causes
Safeguard	Protection Layers

3.13.1 Perhitungan Initiation Likelihood

Perhitungan *initiation likelihood* menggunakan persamaan Daniel A *et.al* (2002). Langkah pertama adalah menentukan nilai *mean time to failure* (MTTF) dari suatu komponen. Nilai MTTF merupakan perbandingan dari jumlahan *time to failure* dengan banykanya *time to failure*. Persamaan MTTF ditulis sebagai persamaan 3.1 berikut:

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

Selanjutnya dihitung *failure rate* tiap jam dan *failure rate* tiap tahun melalui persamaan 3.2 dan 3.3 berikut :

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

$$\lambda/\text{tahun} = \left(\frac{\lambda}{jam}\right) x 24 x 365$$
 (3.3)

Langkah ketiga, dihitung nilai *reliability* menggunakan distribusi eksponensial dan serta penentuan nilai *initiation likelihood* (ICL) melalui persamaan 3.4 dan 3.5 berikut :

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

$$ICL = 1 - R(t) \tag{3.5}$$

3.13.2 Identifikasi IPLs dan Penentuan PFDs

Identifikasi IPL dilakukan untuk mengetahui skenario proses dalam mencegah adanya consequence yang tidak diinginkan menjadi intiating events. IPL yang digunakan dalam analisis LOPA meliputi IPL aktif dan pasif. Pada umumnya IPL aktif disediakan dengan perlindungan tingkat tinggi dapat berupa sistem atau tindakan yang langsung diambil oleh operator yang selalu bergerak dari satu posisi ke posisi lain sebagai respon terhadap perubahan seperti proses yang terukur atau sinyal dari sumber lainnya. Hal ini berbeda halnya dengan IPL pasif yang hanya memberi perlindungan tinggi namun tidak terdapat tindakan yang dapat mengurangi risiko, contohnya parit, tanggul, tembok tinggi, dan lainnya. Penentuan nilai PFD untuk IPLs berdasarkan tabel 3.4. dengan penjelasan sebagai berikut.

General process design umumnya dianggap inherently safer dengan nonzero 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 sepuluh tahun 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. 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 dengan batas maksimum yang direkomendasikan IEC 61511 yang terlampir pada data Center for Chemical Process Safety (CCPS, 2001).

Alarm merupakan tingkat perlindungan kedua selama operasi normal yang harus diaktifkan oleh BPCS dimana juga 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 sekali sebulan dan pengerjaan prosedur rutin, asumsi terlatih dengan baik, tidak stress dan tidak lelah (CCPS 2001).

Tabel 3.4 Nilai PFDs untuk IPLs pada proses secara umum (Lassen, 2008 *diacu dalam* CCPS, 2001 dan BP, 2006)

No	IPL	PFD
1	BPCS, jika tidak terkait dengan kejadian awal yang dipertimbangkan	1.10-1
2	Alarm operator dengan waktu yang cukup untuk merespon	1.10-1
3	Relief valve	1.10^{-2}
4	Rupture disk	1.10 ⁻²
5	Penangkal api atau ledakan (flame / detonation arrestors)	1.10 ⁻²

Tabel 3.4. Lanjutan

No	IPL	PFD
6	Tanggul (bund/dike)	1.10 ⁻²
7	Sistem drainase bawah tanah (underground drainage system)	1.10^{-2}
8	Saluran udara terbuka (open vent)	1.10^{-2}
9	Anti api (fireproofing)	1.10 ⁻²
10	Dinding penahan ledakan/lubang perlindungan (blast-wall / bunker)	1.10 ⁻³
11	Alat cadangan yang identik (identical redudant)	1.10 ⁻¹ (kredit maksimum)
12	Alat cadangan yang berbeda (diverse redudant)	1.10 ⁻¹ hingga 1.10 ⁻²
13	Kejadian lain	Berdasarkan pengalaman personil
14	SIS dengan SIL 1	1.10 ⁻¹ hingga 1.10 ⁻²
15	SIS dengan SIL 2	1.10 ⁻² hingga 1.10 ⁻³
16	SIS dengan SIL 3	1.10 ⁻³ hingga 1.10 ⁻⁴

Additional Mitigation Layer umumnya bersifat mekanikal, struktural atau prosedural yang dapat mencegah atau menjaga kemungkinan kejadian bahaya awal. Berdasarkan standart IEC, nilai PFD untuk additional mitigation layer meliputi conditional modifier seperti probability of fatal injury (P_{tr}) , probability of personal in affected area (P_p) , dan probability of ignitation (P_i) . Nilai probability of fatal injury (P_{tr}) , dari proses operasi kontinyu 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 melalui persamaan 3.6 berikut:

$$P_{tr} = \frac{\text{time at risk}}{\text{total time}} \tag{3.6}$$

 P_{tr} hanya berlaku jika kegagalan terjadi diluar waktu operasional dan perbaikan sebelum waktu operasional.

Nilai probability of personal in affected area (P_p) terkait dengan adanya waktu personil berada ditempat bahaya dengan waktu total sehingga dapat dirumuskan dengan persamaan 3.7 berikut:

$$P_p = \frac{\text{time present to hazards}}{\text{total time}} \tag{3.7}$$

Nilai P_p menjadi 1 ketika bahaya hanya terjadi pada *start up* dan personil selalu ada saat kondisi tersebut.

Nilai *probability of ignitation* (P_i) merujuk pada HSL/2005/50 dengan pendekatan dari perusahaan pada beberapa kondisi. Nilai *probability of ignitation* (P_i) disajikan dalam tabel 3.5.

Tabel 3.5 Nilai *Probability of Ignitation*

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

3.13.3 Perhitungan Intermediete Event Likelihood (IEL)

Perhitungan akhir merupakan hasil perkalian probabilitas seluruh *protection layers* yang ada dan dapat disimpulkan dengan persamaan 3.8 berikut :

$$f_{IEL} = f_i \cdot \prod_{j=1}^{j} PFD_{ij}$$
 (3.8)

3.13.4 Penentuan Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)

Penentuan nilai TMEL dilakukan oleh manajemen perusahaan berdasarkan tingkat keparahan (*severity level*) dan *safety consequences*. Sangatlah penting untuk menentukan kriteria TMEL, hal ini bertujuan untuk membandingkan kesesuaian nilai SIL dengan target perusahaan. Penjelasan tingkat keparahan tersebut dapat dilihat pada tabel 3.6.

Tabel 3.6 TMEL untuk keamanan bahaya (Lassen, 2008 *diacu dalam* Nordhagen, 2007)

Tingkat Keparahan	Konsekuensi Safety	Target Pengurangan Kemungkinan Kejadian (TMEL)
C_{A}	Satu orang/pekerja mengalami cedera ringan (single first aid injury)	3.10 ⁻² per tahun
C_{B}	Banyak orang/pekerja mengalami cedera ringan (multiple first aid injuries)	3.10 ⁻³ per tahun
C_{C}	Satu orang/pekerja mengalami cacat fisik atau banyak orang/pekerja mengalami cedera serius (single disabling injury or multiple serious injuries)	3.10 ⁻⁴ per tahun
C_{D}	Kematian satu orang/pekerja di lokasi kejadian (single on-site fatality)	3.10 ⁻⁵ per tahun
C_{E}	Kematian lebih dari satu orang/pekerja (hingga tiga orang/pekerja) di lokasi kejadian (more than one and up to three on-site fatalities)	1.10 ⁻⁵ per tahun

3.13.5 Perhitungan Safety Integrity Level (SIL)

Nilai SIL atau kebutuhan untuk mereduksi risiko merupakan perbandingan antara *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL) dengan *Initiating Event Likelihood* (IEL) dan dapat ditulis melalui persamaan 3.9 berikut :

SIL = kebutuhan reduksi risiko =
$$\frac{f_{TMEL}}{f_{IEL}}$$
 (3.9)

Setelah didapatkan perbandingan nilai antara *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL) dengan *Initiating Event Likelihood* (IEL), selanjutnya ditentukan kategori SIL berdasarkan tabel 3.7.

Tabel 3.7 Kategori *Safety Integrity Level* (Lassen, 2008 *diacu dalam* Nordhagen, 2007)

Safety Integrity Level (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
SIL 3	0,001 — 0,0001	Dibutuhkan evaluasi lebih lanjut melalui metode Qualitative Risk Analysis (QRA)

3.14 Analisis Data dan Pembahasan

Tahap ini merupakan tahap akhir yang dilakukan dengan tujuan untuk memberikan rekomendasi dari hasil yang telah dikerjakan dalam tugas akhir. Dalam hal ini, rekomendasi yang akan diberikan adalah terkait peningkatan nilai SIL dari *plant* dengan cara mengevaluasi *Safety Instrumented System* (SIS) dari plan yang sudah dibangun. Bagian akhir dari seluruh analisis adalah dengan memberikan kesimpulan yang dapat menjawab tujuan dan menyelesaikan permasalahan yang diangkat dalam topik tugas akhir ini.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Hasil Pengumpulan Data

Data yang dikumupulkan berupa data *Process Flow Diagram*, data *Control Diagram*, serta data P&ID. Data *Process Flow Diagram* disajikan dalam lampiran A. Data *Control Diagram* disajikan dalam lampiran B. Data P&ID disajikan dalam lampiran C.

4.2 Hasil Pemilihan Titik Studi (Node)

Titik studi yang diambil untuk dilakukan analisis bahaya pada tugas akhir ini terdapat pada unit *main fractionator*. Unit *main fractionator* berfungsi untuk memisahakan campuran minyak mentah (*crude oil blend*) untuk menghasilkan hasil pemisahan atas (*overhead distillate*), yang dikombinasikan *gasoil* dan aliran residu.

Di dalam unit *main fractionator*, terdapat tiga sistem *pumparound* yang berfungsi untuk menghilangkan panas dari *main fractionator*. Tiga sistem *pumparound* yaitu *top pumparound system* (TPA), *mid-pumparound system* (MPA), dan *bottom pumparound system* (BPA).

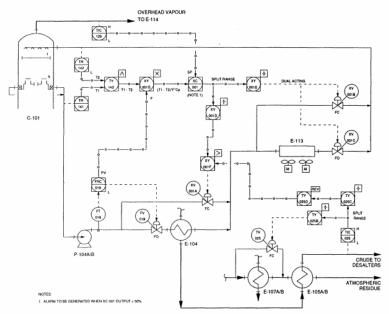
4.3 Top Pumparound Systems (TPA)

Top Pumparound System merupakan sistem aliran reflux yang berasal dari main fractionator dan kembali ke main fractionator lagi. Top Pumparound System bertujuan menghilangkan panas pada untuk produk atas di main fractionator.

4.3.1 Proses pada Top Pumparound Systems (TPA)

Aliran *top pumparround* berasal dari tray 5 di *main fractinonator* (11-C-101) yang kemudian dipompa menuju unit *crude preheat (exchanger* 11-E-104) untuk menambah panas pada aliran minyak mentah. Selanjutnya, aliran minyak mentah yang keluar dari *exchanger* 11-E-104 dikembalikan kembali ke tray 1 di *main fractinonator*. Namun, apabila temperatur minyak mentah

yang keluar dari tray 5 di *main fractinonator* terlalu tinggi, aliran minyak mentah tidak akan dilewatkan ke *exchanger* 11-E-104 tetapi aliran minyak mentah akan melalui sistem *bypass*. Penggunaan unit *trim cooler* (11-E-113) dimaksudkan untuk menghilangkan panas dari aliran minyak mentah sebelum menuju kembali ke tray 1 di *main fractinonator*. Pada kondisi normal, unit *trim cooler* tidak digunakan. Diagram alir proses sistem *top pumparound* ditunjukan pada gambar 4.1. Gambar lebih jelas dapat dilihat pada lampiran B.



Gambar 4.1 Top Pumparound Systems (TPA)

4.3.2 Komponen Instrumen, Guide Word, dan Deviasi pada Top Pumparound Systems (TPA)

Komponen instrumen pada sistem TPA terdiri dari tiga komponen instrumen yaitu *flow transmitter* (FT 019), *temperature recoder* (TR 141) dan (TR 142). Untuk komponen FT 019 terdapat tiga *guide word* yaitu *no*, *less*, dan *more*. Sedangkan untuk TR 141, *guide word* yang digunakan hanya *high*

saja. Hal ini dikarenakan temperatur pada titik tersebut tidak dimungkinkan berada pada kondisi rendah (*low*). Pada komponen TR 142, *guide word* yang digunakan hanya *low* saja. Hal ini dikarenakan temperatur pada titik tersebut tidak dimungkinkan berada pada kondisi tinggi (*high*). Apabila kondisi temperatur masukan tinggi, digunakan unit *trim cooler* (11-E-113) untuk menghilangkan panas. Komponen instrumen, *guide word*, dan deviasi pada *Top Pumparound Systems* (TPA) disajikan dalam tabel 4 1

Tabel 4.1 Komponen Instrumen, *Guide Word*, dan Deviasi pada Top Pumparound Systems (TPA)

Instrument Component	Guide Words	Deviation	
FT 019	No	No Flow	
F1 019	Less	Less Flow	
FT 019	More	More Flow	
TR 141	High	High Temperature	
TR 142	Low	Low Temperature	

4.3.3 Penentuan Causes dan Estimasi Consequences pada Top Pumparound Systems (TPA)

Pada sistem TPA, *cause* ditentukan berdasarkan deviasi yang telah ditentukan sebelumya. Penyebab (*cause*) dari deviasi pada sistem TPA dikarenakan kegagalan komponen akhir dalam beroperasi. Komponen akhir yang diamksud berupa *control valve* (FV 019) dan (XV 001) dan pompa (TPA *pumps*).

Estimasi *consequences* ditentukan berdasarkan tingkat konsekuensi yang diakibatkan oleh adanya deviasi yang telah ditentukan. Hasil analisis HAZOP terhadap *cause* dan *consequences* dari sistem *top pumparround* (TPA) ditunjukan pada tabel 4.2.

Tabel 4.2 Analisis Cause and Consequences TPA System

Instrument Component	Guide Words	Deviation Cause		Possible Consequences
FT 019	No	No Flow	TPA Pumps failed to work	Failed of reflux in TPA system
F1 019	Less	Less Flow	Unoptimal TPA Pumps	Unoptimal of reflux in TPA system
FT 019	More	More Flow	FV 019 failed to close	Overheating stream
TR 141	High	High Temperature	Temperature upstream of the Desalters is too high	Too high temperature stream in reflux system and in overheads line
TR 142	Low	Low Temperature	XV 001 C failed to close	Low temperature stream, material unbalance in top product

4.3.5 Saverity, Probability, dan Risk Ranking pada Top Pumparound Systems (TPA)

Consequences yang telah ditentukan selanjutnya digunakan untuk menentukan severity sedangkan cause digunakan untuk menentukan probability, yaitu peluang cause tersebut terjadi. Risiko merupakan hasil perkalian dari severity dengan probability berdasarkan risk matrik. Severity dan probability ditentukan dalam kriteria berdasarkan standar risk matrix PT. Pertamina Persero. Hasil analisis HAZOP terhadap risk rangking dari sistem top pumparround (TPA) dari analisis tersebut ditunjukan pada tabel 4 3

Tabel 4.3 Analisis *Risk Ranking* TPA *System* berdasarkan Matriks Risiko di PT. Pertamina Persero

Possible Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Existing Safeguard
Failed of reflux in TPA system	Injury	0	С	R	Redundant Pump
	Asset	5	С	T	
	Environtment	0	C	R	
	Reputation	1	C	R	

Tabel 4.3. Lanjutan

Tabel 4.5. Danjutan					
Possible Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Existing Safeguard
	Injury	0	С	R	
Unoptimal of reflux	Asset	3	С	M	Redundant Pump,
in TPA system	Environtment	0	C	R	Alarm flow L
	Reputation	1	С	R	
	Injury	0	С	R	
Overheating stream	Asset	3	С	M	Dringe greaten
Overheating stream	Environtment	0	С	R	Bypass system
	Reputation	1	С	R	
Too high tamparatura	Injury	0	C	R	
Too high temperature stream in reflux	Asset	4	С	T	XV 001 A open, Alarm
system and in overheads line	Environtment	0	C	R	temperature H
overneads fine	Reputation	1	С	R	
I avy tamm aratura	Injury	0	С	R	
Low temperature stream, material	Asset	3	С	M	Alarm tamparatura I
unbalance in top	Environtment	0	C	R	Alarm temperature L
product	Reputation	1	С	R	

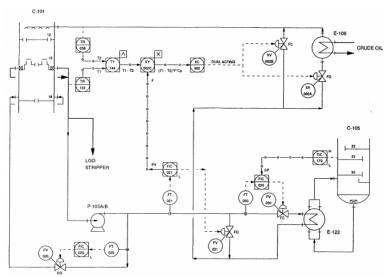
4.4 Mid-Pumparound Systems (MPA)

Mid-Pumparound System merupakan sistem aliran reflux yang berasal dari main fractionator dan kembali ke main fractionator lagi. Mid-Pumparound System bertujuan menghilangkan panas pada untuk produk tengah di main fractionator. Produk tengah dari main fractionator berupa LGO (light gasoils).

4.4.1 Proses pada Mid-Pumparound Systems (MPA)

Aliran *mid-pumparound* berasal dari tray 15 di *main fractinonator* (11-C-101) dipompa menuju LGO *splitter*, menuju kembali ke tray 16 di *main fractinonator* sebagai *internal reflux*, serta menuju *splitter reboiler* (11-E-122). Aliran dari *splitter*

reboiler selanjutnya menuju ke unit crude preheat (exchanger 11-E-106) dan dikembalikan kembali ke tray 12 di main fractinonator. Diagram alir proses sistem mid-pumparound ditunjukan pada gambar 4.2. Gambar lebih jelas dapat dilihat pada lampiran B.



Gambar 4.2 Mid-Pumparound (MPA) Systems

4.4.2 Komponen Instrumen, Parameter Proses, *Guide Word*, dan Deviasi pada *Mid-Pumparound Systems* (MPA)

Komponen instrumen pada sistem MPA terdiri dari empat komponen instrumen yaitu flow transmitter (FT 020) dan (FT 021), temperature recoder (TR 058) dan level transmitter (LT 012). Untuk komponen FT 021 terdapat tiga guide word yaitu no, less, dan more. Sedangkan untuk komponen FT 020, guide word yang digunakan hanya more saja. Hal ini dikarenakan control valve (FV 020) bertipe fail open (FO). Pada komponen TR 058, guide word yang digunakan hanya high saja. Hal ini dikarenakan temperatur pada titik tersebut tidak dimungkinkan berada pada kondisi rendah (low). Pada komponen LT 012, guide word yang digunakan hanya low saja. Hal ini dikarenakan level pada titik

tersebut tidak dimungkinkan berada pada kondisi tinggi (high). Komponen instrumen, guide word, dan deviasi pada Mid-Pumparound Systems (MPA) disajikan dalam tabel 4.4.

Tabel 4.4 Komponen Instrumen, *Guide Word*, dan Deviasi pada *Mid-Pumparound Systems* (MPA)

Instrument Component	Guide Words	Deviation	
FT 021	No	No Flow	
F1 021	Less	Less Flow	
FT 020	More	More Flow	
FT 021	More	More Flow	
TR 058	High	High Temperature	
LT 012	Low	Low Level	

4.4.3 Penentuan Causes dan Estimasi Consequences pada Mid-Pumparound Systems (MPA)

Pada sistem MPA, *cause* ditentukan berdasarkan deviasi yang telah ditentukan sebelumya. Penyebab (*cause*) dari deviasi pada sistem MPA dikarenakan kegagalan komponen akhir dalam beroperasi. Komponen akhir yang diamksud berupa *control valve* (FV 020), (XV 002 A), (FV 021), (LV 012) dan pompa (MPA *pumps*).

Estimasi *consequences* ditentukan berdasarkan tingkat konsekuensi yang diakibatkan oleh adanya deviasi yang telah ditentukan. Hasil analisis HAZOP terhadap *cause* dan *consequences* dari sistem *mid-pumparround* (MPA) ditunjukan pada tabel 4.5.

Tabel 4.5 Analisis Cause and Consequences MPA System

Instrument Component	Guide Words	Deviation	Cause	Possible Consequences
FT 021	No	No Flow	MPA Pumps failed to work	Failed of reflux in MPA system
F1 021	Less	Less Flow	Unoptimal MPA Pumps	Unoptimal of reflux in MPA system
FT 020	More	More Flow	FV 020 failed to close	Failed of reflux in MPA system
FT 021	More	More Flow	FV 021 failed to close	Overheating stream
TR 058	High	High Temperature	XV 002 A failed to close	High temperature stream, material unbalance in middle product
LT 012	Low	Low Level	LV 012 failed to open	Material unbalance in LGO product

4.4.4 Saverity, Probability, dan Risk Ranking pada Mid-Pumparound Systems (MPA)

Hasil analisis HAZOP terhadap risk rangking dari sistem *mid-pumparround* (MPA) dari analisis tersebut ditunjukan pada tabel 4.6.

Tabel 4.6 Analisis *Risk Ranking* MPA *System* berdasarkan Matriks Risiko di PT. Pertamina Persero

Possible Consequences Consequences Classification		s	P	RR	Existing Safeguard
	Injury	0	C	R	Redundant Pump
Failed of reflux	Asset	5	С	T	
in MPA system	Environtment	0	С	R	
	Reputation	1	С	R	

Tabel 4.6 Lanjutan

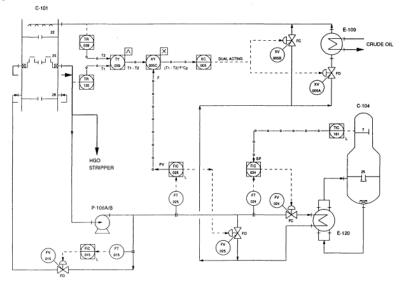
Possible Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Existing Safeguard
	Injury	0	C	R	
Unoptimal of reflux in MPA	Asset		С	M	Redundant Pump,
system	Environtment	0	С	R	Alarm flow L
	Reputation	1	С	R	
	Injury	0	С	R	
Failed of reflux	Asset	2	C	R	Dymass system
in MPA system	Environtment	0	С	R	Bypass system
	Reputation	1	С	R	
	Injury	0	C	R	
Overheating	Asset	2	C	R	Drimaga gristam
stream	Environtment	0	С	R	Bypass system
	Reputation	1	C	R	
High	Injury	0	C	R	
temperature stream, material	Asset	2	C	R	Dymass system
unbalance in	Environtment	0	C	R	Bypass system
middle product	Reputation	1	С	R	
	Injury	0	С	R	
Material unbalance in	Asset	5	С	T	Alarm Low
LGO product	Environtment	0	C	R	Alailli Low
-	Reputation	1	С	R	

4.5 Bottom Pumparound Systems (BPA)

Bottom Pumparound System merupakan sistem aliran reflux yang berasal dari main fractionator dan kembali ke main fractionator lagi. Bottom Pumparound System bertujuan menghilangkan panas pada untuk produk bawah di main fractionator. Produk bawah dari main fractionator berupa HGO (high gasoils).

4.5.1 Proses pada Bottom Pumparound Systems (BPA)

Aliran bottom pumparound berasal dari tray 25 di main fractinonator (11-C-101) dipompa menuju HGO splitter, menuju kembali ke tray 26 di main fractinonator sebagai internal reflux, serta menuju stabilizer reboiler (11-E-120). Aliran dari stabilizer reboiler, selanjutnya menuju ke unit crude preheat (exchanger 11-E-109) dan dikembalikan kembali ke tray 22 di main fractinonator. Diagram alir proses sistem mid-pumparound ditunjukan pada gambar 4.3. Gambar lebih jelas dapat dilihat pada lampiran B.



Gambar 4.3 Bottom Pumparound (BPA) Systems

4.5.2 Komponen Instrumen, Guide Word, dan Deviasi pada Bottom Pumparound Systems (BPA)

Komponen instrumen pada sistem MPA terdiri dari empat komponen instrumen yaitu *flow transmitter* (FT 015) dan (FT 025), *temperature recoder* (TR 059) dan *level transmitter* (LT 013). Untuk komponen FT 015 terdapat tiga *guide word* yaitu *no*, *less*, dan *more*. Sedangkan untuk komponen FT 025, *guide word* yang digunakan hanya *more* saja. Hal ini dikarenakan *control*

valve (FV 025) bertipe *fail open* (FO). Pada kompnen TR 059, *guide word* yang digunakan hanya *high* saja. Hal ini dikarenakan temperatur pada titik tersebut tidak dimungkinkan berada pada kondisi rendah (*low*). Pada komponen LT 013, *guide word* yang digunakan hanya *low* saja. Hal ini dikarenakan *level* pada titik tersebut tidak dimungkinkan berada pada kondisi tinggi (*high*). Komponen instrumen, *guide word*, dan deviasi pada *Bottom Pumparound Systems* (BPA) disajikan dalam tabel 4.7.

Tabel 4.7 Komponen Instrumen, *Guide Word*, dan Deviasi pada *Bottom Pumparound Systems* (BPA)

Instrument Component	Guide Words	Deviation
ET 015	No	No Flow
FT 015	Less	Less Flow
FT 015	More	More Flow
FT 025	More	More Flow
TR 059	High	High Temperature
LT 013	Low	Low Level

4.5.3 Penentuan Causes dan Estimasi Consequences pada Bottom Pumparound Systems (BPA)

Pada sistem BPA, *cause* ditentukan berdasarkan deviasi yang telah ditentukan sebelumya. Penyebab (*cause*) dari deviasi pada sistem BPA dikarenakan kegagalan komponen akhir dalam beroperasi. Komponen akhir yang diamksud berupa *control valve* (FV 015), (XV 005 A), (FV 025) dan (LV 013) dan pompa (BPA *pumps*).

Estimasi *consequences* ditentukan berdasarkan tingkat konsekuensi yang diakibatkan oleh adanya deviasi yang telah ditentukan. Hasil analisis HAZOP terhadap *cause* dan *consequences* dari sistem *bottom pumparround* (BPA) ditunjukan pada tabel 4.8.

Tabel 4.8 Analisis Cause and Consequences BPA System

Instrument Component	Guide Words	Deviation	Cause	Possible Consequences		
	No	No Flow	BPA Pumps failed to work	Failed of reflux in BPA system		
FT 015	Less	Less Flow	Unoptimal BPA Pumps	Unoptimal of reflux in BPA system		
FT 015	More	More Flow	FV 015 failed to close	Failed of reflux in BPA system		
FT 025	More	More Flow	FV 025 failed to close	Overheating stream		
TR 059	High	High Temperature	XV 005 A failed to close	High temperature stream, material unbalance in bottom product		
LT 013	Low	Low Level	LV 013 failed to open	Material unbalance in HGO product		

4.5.4 Saverity, Probability, dan Risk Ranking pada Bottom Pumparound Systems (BPA)

Hasil analisis HAZOP terhadap risk rangking dari sistem *bottom pumparround* (BPA) dari analisis tersebut ditunjukan pada tabel 4 9

Tabel 4.9 Analisis *Risk Ranking* BPA *System* berdasarkan Matriks Risiko di PT. Pertamina Persero

Possible Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Existing Safeguard
	Injury	0	С	R	
Failed of reflux	Asset	5	С	T	Redundant Pump
in BPA system	Environtment	0	С	R	Redundant Pump
	Reputation	1	С	R	
	Injury	0	С	R	
Unoptimal of reflux in BPA	Asset	3	С	M	Redundant Pump,
system	Environtment	0	С	R	Alarm flow L
	Reputation	1	С	R	

Tabel 4.9 Lanjutan

Possible Consequences	Consequences Classification	s	P	RR	Existing Safeguard
	Injury	0	C	R	
Failed of reflux	Asset	2	C	R	D
in bPA system	Environtment	0	С	R	Bypass system
	Reputation	1	С	R	
	Injury	0	C	R	
Overheating	Asset	2	С	R	Dymaga gyatam
stream	Environtment	0	C	R	Bypass system
	Reputation	1	C	R	
High	Injury	0	C	R	
temperature	Asset	2	C	R	D
stream, material unbalance in	Environtment	0	C	R	Bypass system
bottom product	Reputation	1	С	R	
	Injury	0	C	R	
Material unbalance in	Asset	5	С	T	Alarm Low
HGO product	Environtment	0	C	R	Bypass system
_	Reputation	1	C	R	

4.6 Analisis HAZOP

Penentuan nilai persentase untuk setiap risiko dilakukan dengan cara menjumlah risiko untuk masing-masing kategori (rendah, menengah, tinggi) dan dibandingkan dengan jumlah risiko dari seluruh kategori. Untuk setiap possible consequences, diambil nilai risk ranking tertinggi dari keempat consequences classification. Dari hasil analisis HAZOP yang telah dilakukan pada unit main fractionator, didapatkan total risiko berjumlah 17 dengan risiko kategori rendah berjumlah enam, risiko dengan kategori menengah berjumlah lima, serta risiko dengan kategori tinggi berjumlah enam. Untuk hasil presentase masing-masing kategori risiko pada unit main fractionator sebagai berikut:

Rendah = 35,29 % Menengah = 29,41 % Tinggi = 35,29 %

Dari ketiga peringkat risiko (*risk ranking*) diatas, ketiga kategori memiliki persentase yang hampir seimbang, dengan kategori rendah dan tinggi memiliki persentase lebih besar (35,29 %) dibandingkan dengan kategori menengah (29,41 %). Untuk memperkecil nilai persentase kategori tinggi tersebut, maka perlu adanya rekomendasi berupa pemasangan alarm tambahan serta penerapan prosedur *predictive maintenance*.

4.7 Layer of Protection Analysis (LOPA)

Protection layer terdiri atas general process design, Basic Process Control System (BPCS), alarm, serta additional mitigation layer. General process design merupakan salah satu protection layer dengan probabilitas kegagalan yang kecil. BPCS merupakan salah satu protection layer yang bertujuan mengevaluasi jalannya access control serta sistem keamanan yang memiliki pengaruh besar terhadap kesalahan yang dilakukan oleh manusia. Alarm merupakan protection layer tingkat kedua setelah BPCS. Alarm diaktifkan oleh BPCS dan bergantung pada operator. Additional mitigation layer merupakan salah satu protection layer yang bersifat mekanikal, struktural atau sesuai prosedur yang bertujuan mencegah atau menjaga terjadinya bahaya awal.

4.7.1 Perhitungan LOPA

Sebelum dilakukan perhitungan nilai IEL, terlebih dulu dilakukan perhitungan nilai ICL. Nilai ICL dapat ditentukan berdasarkan persamaan 3.5. Nilai ICL untuk setiap dampak disajikan dalam tabel 4.7. berikut.

Tabel 4.10 Perhitungan ICL

Tabel 4.10 i chintungan iel											
Impact Event	Initiating Cause	λ/Jam	λ/Tahun	Reliability	ICL						
Desciption											
Failed of reflux	TPA Pumps	9,82.10-5	0,860	0,423	0,577						
in TPA system	failed to work										
Failed of reflux	XV 001 A failed	1,41.10 ⁻⁴	1,237	0,290	0,710						
in TPA system,	to open										
Negativepressure	•										
at main											
fractinator											
Failed of reflux	MPA Pumps	1,06.10 ⁻⁴	0,929	0,395	0,605						
in MPA system	failed to work										
Material	LV 012 failed to	1,44.10 ⁻⁴	1,258	0,284	0,716						
unbalance in	open										
LGO product											
Failed of reflux	BPA Pumps	1,12.10 ⁻⁴	0,976	0,377	0,623						
in BPA system	failed to work										
Material	LV 013 failed to	$1,29.10^{-4}$	1,136	0,321	0,679						
unbalance in	open										
HGO product											

Selanjutnya, dilakukan perhitungan IEL dan penentuan nilai SIL. Perhitungan IEL berdasarkan persamaan 3.8, perhitungan nilai SIL berdasarkan persamaan 3.9. Nilai IEL dan nilai SIL disajikan dalam tabel 4.8. berikut.

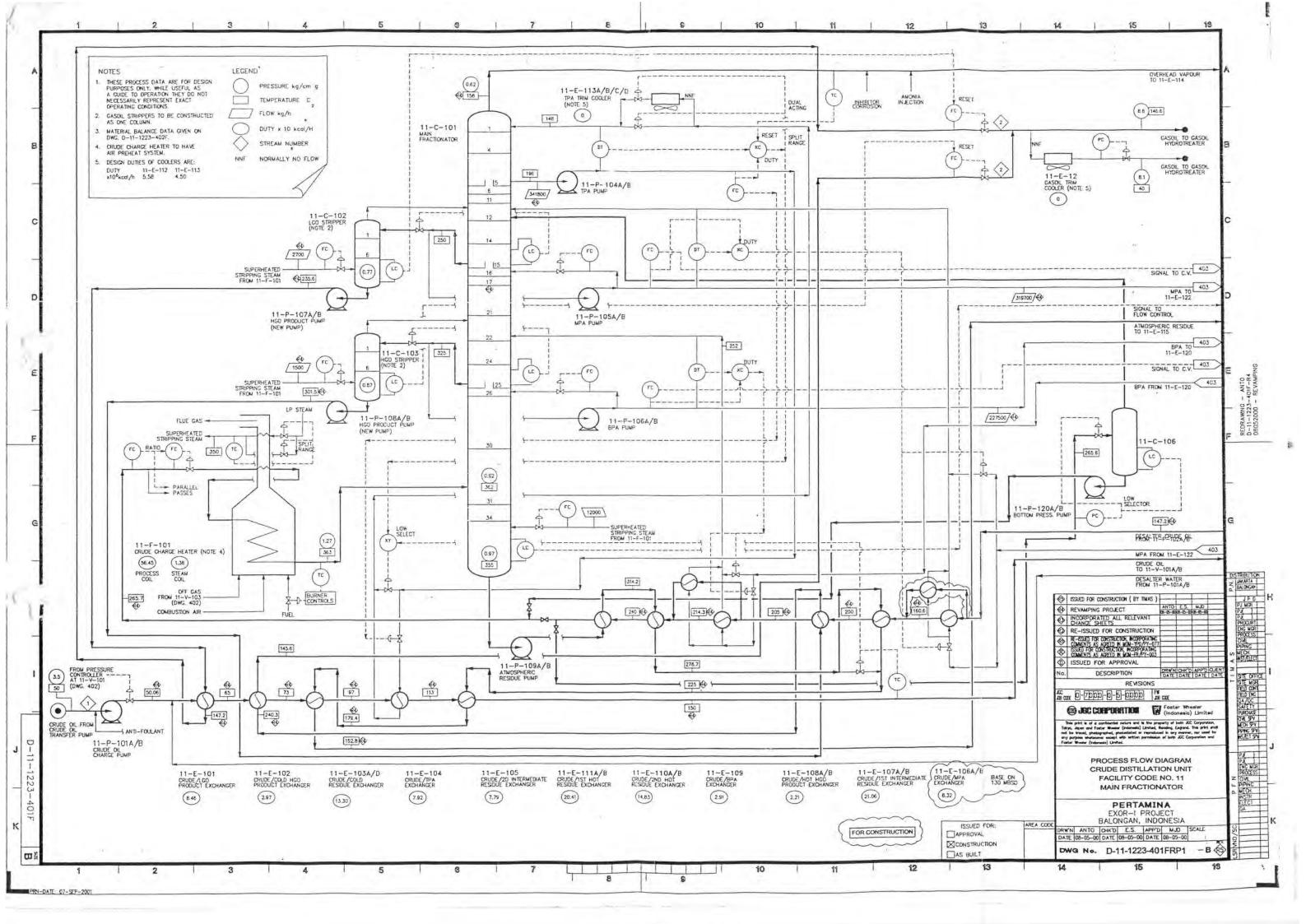
 Tabel 4.11 Worksheet Layer of Protection Analysis

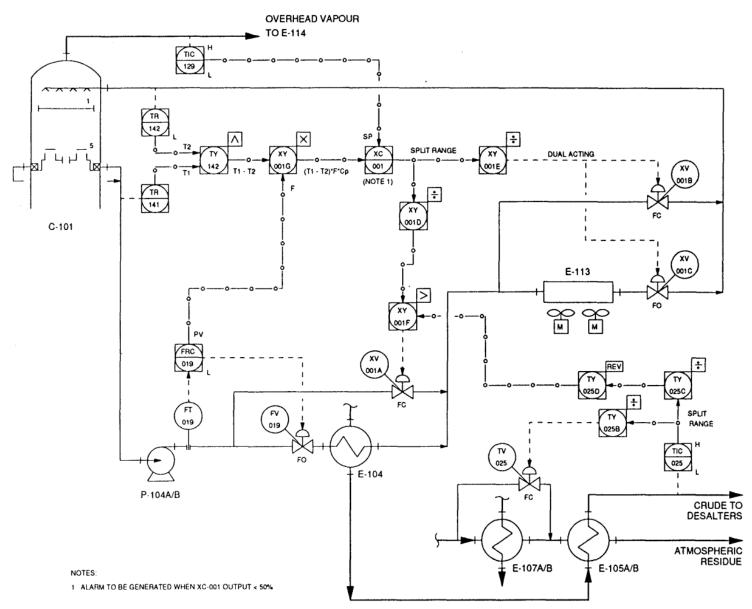
					Pr	otection L	ayers (PLs)	·				
Imapact Event Description	Severity Level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	General Process Design	BPCS	Alarm, Etc.	Additional Mitigation, Restricted Access	Additional Mitigation Dike (Bunds), Pressure Relief	Intermediete Event Likelihood (IEL)	Target Mitigate Event Likelihood (TMEL)	SIL	Note
Failed of reflux in TPA system	5	TPA Pumps failed to work	0,577	0,1	1	0,1	0,5	0,01	2,88.10 ⁻⁵	10-5	0,346	SIL 0
Too high temperature stream in reflux system and in overheads line	4	Temperature upstream of the Desalters is too high	0,710	0,1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,54.10 ⁻⁵	10-5	2,81	NR
Failed of reflux in MPA system	5	MPA Pumps failed to work	0,605	0,1	1	0,1	0,5	0,01	3,03.10 ⁻⁵	10 ⁻⁵	0,330	SIL 0
Material unbalance in LGO product	5	LV 012 failed to open	0,716	0,1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,58.10 ⁻⁵	10-5	2,79	NR
Failed of reflux in BPA system	5	BPA Pumps failed to work	0,623	0,1	1	0,1	0,5	0,01	3,12.10 ⁻⁵	10 ⁻⁵	0,321	SIL 0
Material unbalance in HGO product	5	LV 013 failed to open	0,679	0,1	0,1	0,1	0,5	0,01	3,39.10-5	10-5	2,94	NR

General process design bernilai 0,1 yang menunjukan bahwa desain yang diinginkan memiliki kegagalan satu kali dalam sepuluh tahun. Nilai BPCS dan alarm dapat dilihat dari P&ID atau PFD, apabila dalam P&ID atau PFD tersebut terdapat BPCS dan alarm, maka BPCS dan alarm bernilai 0,1. Namun apabila tidak terdapat BPCS dan alarm maka bernilai 1. Untuk mitigation restricted menghitung nilai additional digunakan persamaan 3.6 dan persamaan 3.7. Nilai additional mitigation restricted access dipengaruhi oleh nilai probability of fatal injury (Ptr) yang bernilai 1 dikarenakan proses beroperasi secara kontinyu serta dipengaruhi oleh nilai probability of personal in affected area (P_p) yang bernilai 0,5. Nilai probability of personal in affected area (P_p) dihitung berdasarkan persamaan 3.7 dengan nilai time present to hazards sebesar 60 menit dan nilai total time sebesar 120 menit.

Dari tabel 4.8, nilai SIL didapatkan untuk tiga *impact event* bernilai SIL 0 dan untuk tiga *impact event* bernilai NR. Hal ini menunjukan bahwa bahaya yang timbul akibat kegagalan proses dapar tereduksi oleh *protection layer* yang sudah ada pada *unit main fractionator* secara baik.

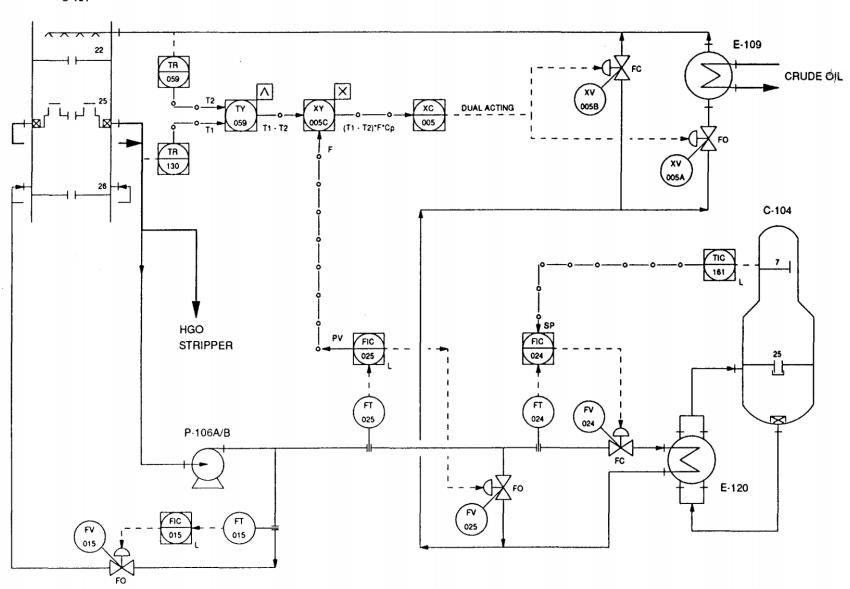
Halaman ini sengaja dikosongkan





Gambar B.1. Top Pumparound Systems (TPA) Control Diagram

Gambar B.2. Mid-Pumparound Systems (TPA) Control Diagram



Gambar B.3. Bottom Pumparound Systems (TPA) Control Diagram

Tabel 1.D. HAZOP Worksheet Top Pumparound System

				1 abei	1.0. 11	ALOI WOLKSHEEL TOP I UI	пригоини зузієт						
Stud	y title : To	p Pumparro	ound System			•					Page: 1 of 1		
Drav	ving no.:		-		Rev no.:						Date:		
HAZ	OP team										Meeting date :		
Part	considere	d :											
Desi	gn inlet :				Materi	al:	Ac	tivi	ty:				
					Source	2:	De	stin	ation	1:			
No.	Guide- word	Element	Deviation	Posibble caus	ses	Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Safeguard	Action Required	
						Injury	0	С	R				
1. No	o FT 019	No Flow	TPA Pumps fail	led to	Failed of reflux in TPA	Asset	5	C	T	Redundant Pump	-		
1.	INO	0 11 017	NOTIOW	work	system		Environtment	0	C			R	
							Reputation	1	C	R			
							Injury	0	C	R	Redundant		
2. Less	FT 019	Less Flow	Unoptimal TPA		Unoptimal of reflux in	Asset	3	C	M	Pump, Alarm			
۷.	LCSS	11017	Less I low	Pumps		TPA system	Environtment	0	С	R	flow L	_	
							Reputation	1	C	R	HOW L		
							Injury	0	C	R			
3.	More	FT 019	More Flow	FV 019 failed to	close	Overheating stream	Asset	3	C	M	Bypass system	Installating alarm	
5.	WIOIC	11 017	Wiore I low	1 v 01) lanea to	Close	Overneating stream	Environtment	0	C	R	Dypass system	flow H	
							Reputation	1	C	R			
				Temperatur	· ·	Too high temperature	Injury	0	C	R	XV 001 A		
4.	High	TR 141	High	upstream of t		stream in reflux system	Asset	4	C	T	open, Alarm	_	
4. 111gii	Iligii	11(171	Temperature	Desalters is too l		Environtment	0	С	R	temperature H	_		
				Desarters is too mgn		and in overneads inic	Reputation	1	C	R	temperature 11		
					C failed to	Low temperature	Injury	0	C	R			
5.	Low	TR 142	Low	XV 001 C faile		stream, material	Asset	3	С	M	Alarm	_	
٥.	LOW	110 174	Temperature	close		unbalance in ton	Environtment	0	C	R	temperature L	_	

product

Reputation

Tabel 2.D. HAZOP Worksheet Mid-Pumparound System

				I abc	1 4,12, 11		ripai ouria bysiciii					
Stud	y title : M	id-Pumparo	ound System								Page : 1 of 1	
Drav	ing no.:	•	-		Rev no	D.:		Date :				
HAZ	OP team	:			•						Meeting date:	
Part	considere	d :										
Desi	gn inlet :				Mater	ial :	Ac	tivi	ty:			
					Source	e :	De	stin	ation	:		
No.	Guide- word	Element	Deviation	Posibble cau	uses	Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Safeguard	Action Required
							Injury	0	С	R		
1.	No	FT 021	No Flow	MPA Pumps fa	iled to	Failed of reflux in	Asset	5	C	T	Redundant Pump	-
1.	110	11 021		work		MPA system	Environtment	0	C	R		
							Reputation	1	C	R		
							Injury	0	C	R	Redundant	
2. Less	FT 021	Less Flow	Unoptimal M	1PA	Unoptimal of reflux in	Asset	3	C	M	Pump, Alarm		
	LCSS	11 021	LCSS FIOW	Pumps		MPA system	Environtment	0	C	R	flow L	_
						Reputation	1	С	R	HOW L		
		e FT 020	More Flow				Injury	0	С	R	Bypass system	Installating alarm
3.	More			FV 020 failed to	o close	Failed of reflux in	Asset	2	C	R		
٦.	WIOIC				MPA system	Environtment	0	С	R	Dypass system	flow H	
							Reputation	1	С	R		
							Injury	0	С	R		
4.	More	FT 21	More Flow	FV 021 failed to	o close	Overheating stream	Asset	2	С	R	Bypass system	Installating alarm
••	111010	1121	1,1016 1 10 11	1 v 021 failed to	0 01050	o voincum g su cum	Environtment	0	С	R	Dypuss system	flow H
							Reputation	1	С	R		
						High temperature	Injury	0	С	R		
5.	High	TR 058	R 058 High Temperature	XV 002 A fail	led to	stream, material	Asset	2	C	R	Bypass system	Installating alarm
3. IIIgii	8	111 00 0		e close		unbalance in middle	Environtment	0	C	R		temperature H
						product	Reputation	1	C	R		
				evel LV 012 failed to			Injury	0	C	R		
6.	Low	LT 012	Low Level		o open	Material unbalance in	Asset	5	C	T	Alarm Level L	
٠.				512 101100 0	- open	LGO product	Environtment	0	С	R		

Reputation

Tabel 3.D. HAZOP Worksheet Bottom Pumaround System

				Tabel S.D. II	ALOI WOLKSHEEL DOLLOIN I	umarouna system	n				
Study	y title : Bo	ottom Puma	round System							Page : 1 of 1	
Draw	ing no.:			Rev	10.:					Date:	
HAZ	OP team									Meeting date:	
Part	considered	d :									
Desig	gn inlet:			Mate		Ac	ctivi	ty:			
				Sour	ce:	De	estin	ation	:		
No.	Guide- word	Element	Deviation	Posibble causes	Consequences	Consequences Classification	S	P	RR	Safeguard	Action Required
						Injury	0	C	R		
1.	No	FT 015	No Flow	BPA Pumps failed to	Failed of reflux in BPA	Asset	5	С	T	Redundant Pump	-
1.	140	1 1 013		work	system	Environtment	0	С	R		
						Reputation	1	С	R		
2. Less					Injury	0	С	R	Redundant		
	FT 015	Less Flow	Unoptimal BPA	Unoptimal of reflux in	Asset	3	С	M	Pump, Alarm	_	
	LC33	11013	Less 1 10 W	Pumps	BPA system	Environtment	0	С	R	flow L	
						Reputation	1	C	R	How E	
			More Flow			Injury	0	С	R	Bypass system	Installating alarm flow H
3.	More	FT 015		FV 015 failed to close	Plose Failed of reflux in BPA	Asset	2	C	R		
٥.	111010			1 V 013 lanea to close	system	Environtment	0	C	R		
						Reputation	1	C	R		
						Injury	0	C	R		
4.	More	FT 025	More Flow	FV 025 failed to close	Overheating stream	Asset	2	C	R	Bypass system	Installating alarm
					8	Environtment	0	C	R	Jr mas ayan	flow H
						Reputation	1	C	R		
					High temperature	Injury	0	C	R		
5. Hihg	Hihg	TR 059	High	XV 005 A failed to	stream, material	Asset	2	C	R	Bypass system	Installating alarm
	0		Temperature	close	unbalance in bottom	Environtment	0	C	R		temperature H
					product	Reputation	1	C	R		
						Injury	0	C	R		
6.	Low	LT 013	Low Level	LV 013 failed to open	Material unbalance in	Asset	5	C	T	Alarm Level L,	-
	_	Low Level	1	HGO product	roduct Environtment 0 C R	Bypass system					

Reputation

R

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisa data dan pembahasan yang telah dilakukan dapat diambil kesimpulan sebagai berikut :

- a. hasil analisis HAZOP pada *main fractionator Crude Distillation Unit* PT. Pertamina RU VI Balongan didapatkan resiko bahaya dengan tiga kategori r*isk ranking* yaitu 35,29 % untuk kategori rendah, 29,41 % untuk kategori medium, dan 35,29 % untuk kategori tinggi.
- b. nilai *Safety Integrity Level* pada *main fractionator Crude Distillation Unit* PT. Pertamina RU VI Balongan menunjukkan bernilai SIL 0 untuk tiga *impact event* dan NR untuk tiga *impact event* lainnya.
- c. rekomendasi yang diberikan kepada perusahaan terkait dengan kondisi sistem safety yang telah dianalisis adalah dilakukan penambahan layer proteksi berupa BPCS untuk komponen pompa TPA,MPA, dan BPA sehingga reduksi resiko dapat dikurangi.

5.2 Saran

Saran yang dapat diberikan berkaitan dengan keamanan sistem pada tower regenerasi yaitu :

- a. penerapan *preventive maintenance* akan sangat bermanfaat untuk mendeteksi lebih awal dari ketidaksesuaian jalannya proses yang disebabkan oleh kegagalan/kerusakan alat instrumentasi yang terpasang sehingga dapat mereduksi nilai *failure rate* dari seluruh komponen instrumentasi yang terpasang.
- b. Pencatatan data *logsheet* dapat dilakukan setiap satu jam sekali agar didapatkan record data proses yang lebih akurat sehingga penyimpangan yang terjadi dalam proses selalu dapat terdeteksi lebih awal.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- 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
- Center Chemical Process Safety. 2001. "Layer of Protection Analysis: Simplified Process Risk Assessment, Second Edition". American Institut Of Chemical Engineering, New York.
- Dowell, A. and Williams, T. 2005. "Layer of Protection Analysis: Generating Scenarios Automatically from HAZOP Data". Process Safety Progress, 24:38–44.
- Handbook of Proses Crude Distillation Unit. 1993. PT. Pertamina RU VI Balongan.
- Juniani, Anda Iviana, dkk. 2008. "Implementasi Metode HazOp (*Hazard and Operability Study*) Dalam Proses Identifikasi Bahaya dan Analisa Resiko Pada *Feedwater System* di Unit Pembangkitan Paiton, PT. PJB". Jurnal Teknik POMITS Vol 2. ITS. Surabaya
- Kotek a, L. 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, Christopher A. 2008. "Layer of protection analysis (LOPA) for determination of safety integrity level (SIL)". The Norwegian University of Science and Technology Department of Production and Quality Engineering
- Mohammad, S. Mahmoudi, A. Kianfar. 2012. Comparative safety assessment of chlorination unit in Tehran treatment plants with HAZOP & ETBA techniques. Science Direct. Hal 27-30.
- Nordhagen, L. 2007. "Bruk av LOPA ved fastsettelse av IL krav". Aker Kværner Engineering &Technology. In PDS forum, Trondheim.

- Phoenix Contact, 2015. "Basics of Functional Safety in Process Industry: A Practical Approach to IEC 61511/EN61511 (SIL)".
- Rausand, Marvin. 2005. "HAZOP (Hazard and Operability Study)". Departement of Production and Quality Engineering. Norwegian Univercity of Science and Technology.
- Summers, A. 2003. "Introduction to layers of protection analysis". Journal of Hazardous Materials, 104:163–168.

BIODATA PENULIS



MUHAMMAD KHAMIM ASY'ARI merupakan nama lengkap penulis dengan nama panggilannya Khamim. Penulis dilahirkan di Jombang 07 November 1993 sebagai anak pertama dari dua bersaudara. Riwayat pendidikan penulis adalah SDN Sengon 2 Jombang (1999-2005), SMPN 1 Jombang (2005-2008), SMAN 2 Jombang

(2008-2011), Program Studi D3 Metrologi dan Instrumentasi ITS (2011-2014). Penulis diterima sebagai mahasiswa S1 Lintas Jalur Teknik Fisika ITS pada tahun 2014. Penulis fokus pada bidang rekayasa instrumentasi dan kontrol untuk menyelesaikan tugas akhirnya. Penulis dapat dihubungi melalui email muhammadasyari.ep.its@gmail.com.