



TUGAS AKHIR - TF 181801

**ANALISIS *HAZARD AND SAFETY* DENGAN METODE
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA
SISTEM *HEAT EXCHANGER UNIT* AMMONIA PT.
PETROKIMIA GRESIK**

Muh. Urfaa Falaq Purnomo
NRP 02311745000020

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

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

(Halaman ini sengaja dikosongkan)



FINAL PROJECT - TF181801

***HAZARD AND SAFETY ANALYSIS WITH LAYER OF
PROTECTION ANALYSIS (LOPA) METHOD AT
AMMONIA UNIT PT. PETROKIMIA GRESIK***

*Muh. Urfaa Falaq Purnomo
NRP. 02311745000020*

SUPERVISOR

Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes

*Departement of Engineering Physics
Faculty of Industrial Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya 2019*

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

PERNYATAAN BEBAS PLAGIRISME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Muh. Urfaa Falaq Purnomo
NRP : 02311745000020
Departemen : Teknik Fisika
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri
Institusi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir saya yang berjudul “Analisis *Hazard* dan *Safety* Dengan Metode *Layer Of Protection Analysis* (LOPA) Pada Sitem *Heat Exchanger* Unit Ammonia PT. Petrokimia Gresik” adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila dikemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 31 Juli 2019
Yang membuat pernyataan,



Muh. Urfaa Falaq Purnomo
NRP. 02311745000020

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

LEMBAR PENGESAHAN

**ANALISIS *HAZARD* DAN *SAFETY* DENGAN METODE
LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA
SISTEM *HEAT EXCHANGER* UNIT AMMONIA PT.
PETROKIMIA GRESIK**

TUGAS AKHIR

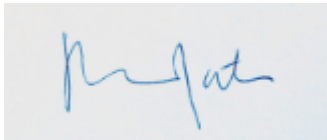
Oleh :

Muh. Urfaa Falaq Purnomo

NRP : 02311745000020

Surabaya, 31 Juli 2019

**Mengetahui,
Pembimbing I**



Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes

NIP. 19571126 198403 2 002



(Halaman ini sengaja dikosongkan)

LEMBAR PERSETUJUAN

ANALISIS HAZARD DAN SAFETY DENGAN METODE LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA SISTEM HEAT EXCHANGER UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK

TUGAS AKHIR

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

Oleh :

MUH. URFAA FALAQ PURNOMO
NRP. 02311745000020

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes (Pembimbing I)
2. Dr. Imam Abadi, ST, M.T (Ketua Penguji)
3. Dr. Ir. Ali Musyafa', M.Sc. (Penguji I)

SURABAYA
JULI 2019

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

ANALISIS HAZARD DAN SAFETY DENGAN METODE LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA SISTEM HEAT EXCHANGER UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK

Nama : Muh. Urfaa Falaq Purnomo
NRP : 0231174000020
Departemen : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes

Abstrak

Dalam proses produksi terdapat berbagai macam resiko yang berpeluang menyebabkan tidak tercapainya tujuan target produksi, atau bahkan dapat berpotensi terjadinya bahaya. Alat penukar panas (*Heat Exchanger*) adalah suatu peralatan yang digunakan untuk melakukan proses pertukaran kalor antara dua fluida baik gas, maupun cair (panas/dingin) dimana fluida ini mempunyai perbedaan temperatur ^[1]. Proses ini akan menghasilkan *high pressure steam superheater* untuk membantu kelangsungan produksi di Unit Ammonia PT. Petrokimia Gresik. Proses pertukaran panas ini tidak sepenuhnya aman, resiko terburuk adalah *leakage* (pecah pada sambungan). Oleh karena itu perlu dilakukan studi untuk mengidentifikasi potensi bahaya yaitu HAZOP. Berdasarkan hasil analisis didapatkan 17 instrumen yang terpasang dengan memiliki potensi bahaya kategori *low risk* 41,18%, *medium risk* 11,76%, *high risk* 35,29% dan *extreme risk* 11,76% pada sistem *heat exchanger*. Untuk nilai SIL didapatkan empat *impact event* bernilai NR, tiga *impact event* bernilai SIL 0 dan satu *impact event* bernilai SIL 1. Dimana SIL 1 menandakan bahwa *protection layer* dari *impact event* belum sepenuhnya dapat mereduksi resiko. Pada kasus ini untuk menurunkan nilai SIL 1 menjadi SIL 0 dapat ditambahkan BPCS pada sistem *heat exchanger* tersebut.

Kata kunci : resiko, *heat exchanger*, HAZOP, SIL

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

**HAZARD AND SAFETY ANALYSIS WITH LAYER OF
PROTECTION ANALYSIS (LOPA) METHOD AT AMMONIA
UNIT PT. PETROKIMIA GRESIK**

Name : Muh. Urfaa Falaq Purnomo
NRP : 0231174000020
Departement : Teknik Fisika FTI-ITS
Supervisor : Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes

ABSTRACT

In product process, there are many risks which caused not achieving production target goals or even generating of potential hazard. Heat Exchanger is a tool used for heat exchange process beetwen two fluids such as gas or liquid (hot/cool) that has temperature difference. This process will produce high pressure steam superheater for helping product continuity in Ammonia unit of Petrokimia Gresik Company. Heat Exchange is not entirely secure and the worst possibility leakage. In other hand, it needs study to identify of potential hazard like HAZOP. Based on analysis result, There are 17 Instruments installed with have potential hazard in level low risk 41,18%, medium risk 11,76%, high risk 35,29% dan extreme risk 11,76% in heat exchanger systems. For NIL value, It obtained three impact event as NR, six impact event as SIL 0 and one impact event as SIL 1. SIL 1 shows layer protection from impact event can't fully reduce the risks. In this case for decrease of SIL 1 value to SIL 0, It can be added BPCS in heat exchanger system.

Keywords : risk, heat exchanger, HAZOP, SIL

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur dipanjatkan atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunianya sehingga pembuatan tugas akhir beserta proses pembuatan laporan tugas akhir yang berjudul “Analisis *Hazard* dan *Safety* Dengan Metode *Layer Of Protection Analysis* (LOPA) Pada Sitem *Heat Exchanger* Unit Ammonia PT. Petrokimia Gresik” dapat terlaksana dengan baik dan berjalan sebagaimana semestinya.

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

1. Bapak Agus Muhammad Hatta, ST, MSi, Ph.D selaku Ketua Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan ilmu, bimbingan, serta fasilitas selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika ITS.
2. Ibu Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes. selaku Dosen Pembimbing dan Kepala Laboratorium Fisis yang telah memberikan ilmu, nasihat, bimbingan, serta motivasi yang dapat menjadi bekal dalam perjalanan hidup kedepannya.
3. Bapak Dr. Imam Abadi S.T, M.T selaku ketua penguji. dan Bapak Dr. Ir. Ali Musyafa’, M.Sc. selaku penguji pada tugas akhir ini yang telah memberikan ilmu, nasihat, bimbingan, serta motivasi yang dapat menjadi bekal dalam hidup kedepannya.
4. Ibu Lizda Johar Mawarani S.T, M.T selaku dosen wali penulis yang telah membimbing dengan sabar dan baik selama perkuliahan.
5. Bapak Eka, Bapak Soko, Bapak Riza dan Bapak Lugas selaku *Engineer* PT. Petrokimia Gresik Unit Ammonia yang telah banyak membantu penulis dalam mengerjakan Tugas Akhir ini.

6. Sahabat penulis, Mbak Al rizqi, Indah, Ayu, Esti, Nur, Mia, Tasya, Aida, Nawang, Syahril Kacong, Satria, Rizal, Ricky, Giffari, Rizky, Ray, Adam, Maliki dan Banu yang selalu memberikan keceriaan selama kuliah dan pengerjaan tugas akhir.
7. Teman-teman satu angkatan, Lintas Jalur Teknik Fisika ITS 2017, yang telah menemani serta memberikan kesan dan kenangan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika ITS.
8. Teman-teman seperjuangan bimbingan tugas akhir Laboratorium Fisis yang telah membantu dan memberikan semangat.
9. Seluruh dosen, karyawan, dan civitas akademik Teknik Fisika, FTI ITS, atas segala bantuan dan kerjasamanya.

Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu, terimakasih atas bantuannya. Terlepas dari semua itu, penulis menyadari sepenuhnya bahwa masih terdapat kekurangan baik pada saat analisa bahaya dan *safety* maupun konten – konten yang terdapat dalam laporan ini. Oleh karena itu penulis memohon maaf sebesar besarnya dan menerima segala kritik dan saran dari pembaca agar kedepannya laporan resmi dapat dibuat dengan lebih baik lagi. Akhir kata penulis berharap semoga laporan resmi ini dapat menjawab segala pertanyaan – pertanyaan dan mencapai tujuan pada tugas akhir kali ini.

Surabaya, 31 Juli 2019

Penulis

DAFTAR ISI

PERNYATAAN BEBAS PLAGIRISME	iv
LEMBAR PENGESAHAN	vi
LEMBAR PENGESAHAN	viii
ABSTRAK	xi
ABSTRACT	xiii
KATA PENGANTAR.....	xv
DAFTAR ISI	xvii
DAFTAR GAMBAR.....	xix
DAFTAR TABEL	xx
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah	1
1.3 Tujuan.....	2
1.4 Lingkup Kajian.....	3
1.5 Sistematika Laporan	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	5
2.1 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	5
2.2 <i>Hazard and Operability Study (HAZOP)</i>	7
2.3 <i>Control Chart x-s</i>	13
2.4 <i>Safety Integrity Level (SIL)</i>	16
2.5 <i>Layer of Protection Analysis (LOPA)</i>	18
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	19
3.1 Studi Proses	24
3.2 Pengumpulan Data.....	24
3.3 Identifikasi <i>Hazard</i>	24
3.4 Estimasi Resiko	25
3.5 Analisa Resiko.....	25
3.6 Perhitungan <i>Initiation, Cause, Likelihood</i>	25
3.7 Identifikasi <i>Independent Protection Layer (IPL)</i>	29
3.7 Perhitungan <i>Intermediate Event Likelihood (IEL)</i>	31
3.8 Penentuan <i>Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)</i> ...31	
3.9 Perhitungan <i>Safety Integrity Level (SIL)</i>	32

3.10	Analisis dan Pembahasan	33
BAB IV ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN		35
4.1	Hasil Pengumpulan Data	35
4.2	Hasil Pemilihan Titik Studi (Node)	35
4.3	<i>Heat Exchanger</i> 102-C	35
4.3.1	Kompomem Instrumen, <i>Guide Word</i> , dan Deviasi pada Sistem <i>Heat exchanger</i> 102-C	47
4.3.2	Penentuan Cause dan Consequences pada Sistem <i>Heat Exchanger</i> 102-C	34
4.3.3	<i>Likelihood</i> , <i>Consequence</i> , dan <i>Risk Ranking</i> pada Sistem <i>Heat Exchanger</i> 102-C	48
4.4	Analisis HAZOP	52
4.5	<i>Layer of Protection</i> (LOPA)	53
4.6	Rekomendasi Penurunan Resiko	62
BAB V KESIMPULAN		53
5.1.	Kesimpulan	53
5.2.	Saran	53
DAFTAR PUSTAKA		
LAMPIRAN A		
LAMPIRAN B		
LAMPIRAN C		
LAMPIRAN D		
LAMPIRAN E		

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1	<i>Heat Exchanger Tipe Shell and Tube</i>	5
Gambar 2. 2	Struktur <i>Heat Exchanger Tipe Shell and Tube</i>	6
Gambar 2. 3	Sirip/ <i>Fin</i> pada <i>Heat Exchanger</i>	7
Gambar 2. 4	Bentuk Dasar <i>Control Chart</i>	14
Gambar 2. 5	Diagram Alir Studi HAZOP.....	15
Gambar 2. 6	<i>Layer of Protection</i>	19
Gambar 3. 1	Diagram Alir Penelitian	23
Gambar 4. 1	PFD dari Sistem <i>Heat Exchanger 102-C</i>	36
Gambar 4. 2	Grafik <i>Logsheet</i> TI 1334	37
Gambar 4. 3	Grafik <i>Logsheet</i> PI 1060	38
Gambar 4. 4	Grafik <i>Logsheet</i> TI 1335	39
Gambar 4. 5	Grafik <i>Logsheet</i> TI 1336	40
Gambar 4. 6	Grafik <i>Logsheet</i> TI 1337	41
Gambar 4. 7	Grafik <i>Logsheet</i> TI 1338	42
Gambar 4. 8	Grafik <i>Logsheet</i> TI 1339	43
Gambar 4. 9	Grafik <i>Logsheet</i> TI 1340	44
Gambar 4. 10	Grafik <i>Logsheet</i> TV 1010.....	45
Gambar 4. 11	Grafik <i>Logsheet</i> PV 1018A.....	46
Gambar 4. 13	Grafik <i>Logsheet</i> PV 1018B	47

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 <i>Guide word</i> HAZOP	9
Tabel 2.1 Parameter dan <i>guideword</i>	10
Tabel 2.3 Tabel <i>Consequences</i>	11
Tabel 2.4 Tabel <i>Likelihood</i>	11
Tabel 2.5 Tabel <i>Risk Matrix</i>	13
Tabel 2.6 <i>Safety Integrity Level</i>	16
Tabel 2.7 <i>Target Mitigated Event Likelihood for Safety Hazard Adapted from Nordhagen</i>	18
Tabel 3.1 Tabel <i>Consequences</i>	26
Tabel 3.2 Tabel <i>Likelihood</i>	27
Tabel 3.3 <i>Tabel Risk Ranking</i>	27
Tabel 3.4 Nilai PFD untuk IPL pada proses secara umum	29
Tabel 3.5 Nilai <i>Probability of Ignitation</i>	31
Tabel 3.6 <i>Target Mitigated Event Likelihood</i>	32
Tabel 3.7 Kategori <i>Safety Integrity Level</i>	32
Tabel 4.1 Komponen Instrumen, <i>Guide Word</i> , dan Deviasi pada Sistem <i>Heat Exchanger 102-C</i>	48
Tabel 4.2 Hasil Perhitungan MTTF dan <i>Likelihood</i> pada Sistem <i>Heat Exchanger 102-C</i>	39
Tabel 4.3 Tabel <i>Likelihood</i>	50
Tabel 4.4 Kategori Konsekuensi	51
Tabel 4.5 <i>Worksheet Layer Protection Analysis</i> dengan Penambahan <i>Basic Process Control System (BPCS)</i>	64

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR NOTASI

P&ID	= <i>Piping and Instrumentation Diagram</i>
PFD*	= <i>Probability of Failure on Demand</i>
PFD**	= <i>Process Flow Diagram</i>
MTTF	= <i>Mean Time To Failure</i>
HAZOP	= <i>Hazard and Operability</i>
ICL	= <i>Initiation Cause Likelihood</i>
LOPA	= <i>Layer of Protection Analysis</i>
IPL	= <i>Independent Protection Layer</i>
IED	= <i>Impact Event Description</i>
SL	= <i>Severity Level</i>
IC	= <i>Initiating Cause</i>
GPD	= <i>General Process Design</i>
BPCS	= <i>Basic Process Control System</i>
AL	= <i>Alarm</i>
AMR	= <i>Additional Mitigation Restricted Acces</i>
AMD	= <i>Additional Dikes, Pressure Relief</i>
IEL	= <i>intermediate Event Likelihood</i>
TMEL	= <i>Target Mitigated Event Likelihood</i>
SIF	= <i>Safety Instrument Function</i>
SIS	= <i>Safety Instrumented System</i>
SIL	= <i>Safety Integrity Level</i>

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Alat penukar panas (*Heat Exchanger*) adalah suatu peralatan yang digunakan untuk melakukan proses pertukaran kalor antara dua fluida baik gas, maupun cair (panas/dingin) dimana fluida ini mempunyai perbedaan temperatur^[1]. Dimana fluida-fluida tersebut dipisahkan oleh sebuah dinding pemisah sehingga fluida yang berbeda temperatur ini tidak tercampur. Berdasarkan konstruksi secara umum *heat exchanger* dapat dikelompokkan menjadi 3 yaitu *regenerator*, *heat exchanger* tipe tertutup dan *heat exchanger* tipe terbuka. Sedangkan untuk *heat exchanger* berdasarkan aliran fluidanya dapat dikelompokkan menjadi aliran searah (*pararel flow*), aliran berlawanan (*counter flow*), dan aliran silang (*cross flow*)^[2]. *Heat exchanger* sangat berpengaruh dalam sistem penukaran kalor terhadap keberhasilan keseluruhan rangkaian proses, karena kegagalan pada pengoperasian alat ini baik akibat kegagalan operasional maupun secara mekanikal dapat mengakibatkan berhentinya proses produksi. Maka suatu alat *heat exchanger* dituntut untuk memiliki kinerja yang baik agar dapat diperoleh performa yang maksimal serta dapat menunjang penuh terhadap seluruh proses unit^[3]. Dalam proses produksi pada suatu industri terdapat berbagai macam resiko yang memiliki dampak resiko yang sangat besar. Resiko ini berpeluang tidak tercapainya tujuan produksi sesuai yang diinginkan. Pada komponen *heat exchanger* yang paling sering terjadi kerusakan pada pipa yang diakibatkan kebocoran karena korosif, selain kebocoran ada juga beberapa potensi bahaya diantaranya *leakage* (pecah pada sambungan), tekanan yang berlebihan, kegagalan instrumen dan jumlah air yang tidak terkontrol. Contoh kasus seperti ini akan berdampak buruk dalam proses produksi dan menimbulkan bahaya dan resiko yang besar. Oleh karena itu, untuk menunjang sistem keamanan dalam perusahaan khususnya pada instrumen *heat exchanger* diperlukan suatu upaya untuk mencegah kejadian yang tidak diinginkan. Salah satu cara yang dapat dilakukan untuk mencegah kondisi tersebut adalah melakukan Analisis HAZOP dan Menentukan nilai SIL dengan metode LOPA pada instrumen yang mempengaruhi jalannya

proses produksi. HAZOP salah satu studi keaman yang sistematis yang mengacu pada sistem pendekatan kepada sebuah penelitian keamanan dan operabilitas dari instrumen proses yang kompleks atau jalannya proses produksi disebuah industri^[4].

Untuk mengetahui potensi bahaya yang terdapat pada *plan* atau sebuah proses produksi dapat dilakukan suatu upaya untuk mengurangi resiko bencana, baik melalui mekanik maupun otomatis yang mencakup pada penanganan sistem proteksi (*Safety Instrumented System*) agar potensi bahaya pada proses produksi dapat dicegah. Konsep nilai pengukuran kinerja yang mengacu pada *safety instrumented system* (SIS) dapat berfungsi sebagai sistem keamanan yang diperkenalkan oleh standar fungsional proteksi IEC 61508 yang mempelajari tentang proteksi pada sistem instrumen elektrik, serta IEC 610511 yang mempelajari tentang proteksi pada sistem instrumen^[5]. Pada standar tersebut disebutkan tingkatan-tingkatan keamanan sistem proteksi berdasarkan nilai faktor pengurangan dari resiko yang dicapai oleh sistem proteksi yang dikenal dengan *safety integrity level* (SIL)^[6]. Analisis HAZOP dan Menentukan Nilai SIL dengan metode LOPA meruapakan dua analisis terpisah yang menghasilkan *database* unik bila dilakukan secara integrasi^[7]. Dengan metode ini maka dapat diestimasi suatu proses dapat dicegah dari kondisi yang tidak diinginkan yang dapat menimbulkan sebuah resiko besar. Pada proses *heat exchanger* memiliki potensi yang berbahaya dalam lingkup para pekerja, lingkungan, maupun aset disekitar area.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah dijelaskan sebelumnya maka masalah yang akan diangkat pada tugas akhir ini adalah :

- a) Bagaimana cara mengidentifikasi potensi bahaya dengan menggunakan metode HAZOP pada *Heat Exchanger*?
- b) Bagaimana cara menentukan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) dengan menggunakan metode *Layer Of Protection Analysis* (LOPA) dan mengidentifikasi *Independent Protection Layer* (IPL) pada *Heat Exchanger* di PT. Petrokimia Gresik?

- c) Apa saja rekomendasi yang dapat diberikan terkait hasil analisa secara keseluruhan yang telah diperoleh?

1.3 Tujuan

Adapun tujuan dari tugas akhir ini adalah untuk mengetahui seberapa besar potensi dari *hazard* yang ada pada proses *heat exchanger* dengan melakukukan studi *Hazard And Operability Study* (HAZOP) kemudian menentukan tingkat resiko yang ada pada saat *heat exchanger* sedang beroperasi dan menghitung nilai *Safety Integrity Level* (SIL) dengan menggunakan metode *Layer Of Protection Analysis* (LOPA) dan memberikan rekomendasi kepada perusahaan dengan kondisi *safety* yang sudah terpasang pada sistem yang telah dianalisis.

1.4 Batasan Masalah

Beberapa hal yang menjadi acuan sebagai batasan masalah dari tugas akhir ini adalah

- a) Data-data yang digunakan pada tugas akhir ini adalah data *maintenance* selama 5 tahun di PT. Petrokimia Gresik.
- b) Data penunjang yang digunakan dalam tahap evaluasi yaitu *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID), *Proses Flow Diagram* (PFD), *Work Order*, dan Wawancara.
- c) Analisis *Hazard And Operability Study* (HAZOP) dilakukan ketika *plan* (*Heat Exchanger 102 C*) sedang beroperasi.
- d) Analisis *Safety Integrity Level* (SIL) menggunakan metode *Layer Of Protection Analysis* (LOPA).

1.5 Sistematika Laporan

Laporan tugas akhir ini disusun berdasarkan sistematika laporan sebagai berikut,

BAB I PENDAHULUAN

Bab ini berisi latar belakang, rumusan masalah, tujuan, lingkup kerja, dan sistematika laporan.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini berisi tentang tinjauan pustaka yang digunakan dalam tugas akhir ini yang berupa teori dari *heat exchanger* 102c, analisis HAZOP, *Layer of Protection Analysis* (LOPA), serta perhitungan SIL dengan metode LOPA.

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Bab ini berisi tentang langkah-langkah yang dilakukan dalam pengerjaan tugas akhir ini yang terdiri dari studi literatur, pengumpulan data (PFD, P&ID, Data Proses dan Data *Maintenance*), identifikasi *hazard*, estimasi resiko (*consequences* dan *likelihood*), analisis resiko, perhitungan SIL dengan metode LOPA, analisis data dan pembahasan dan penyusunan laporan.

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini membahas mengenai analisa *hazard* pada *heat exchanger* 102-C menggunakan metode HAZOP dan menentukan *hazard* yang memiliki kategori *extreme risk* dan *high risk*, serta menghitung nilai SIL dengan metode LOPA dan memberikan rekomendasi *safety* untuk meningkatkan nilai SIL pada *heat exchanger* 102-C.

BAB V PENUTUP

Bab ini menyediakan kesimpulan dari tujuan dilakukannya penelitian ini dan saran yang dapat digunakan untuk memberi rekomendasi setelah pengerjaan tugas akhir ini selesai.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

Di era modern saat ini salah satu kebutuhan pokok yang sangat berpengaruh dalam semua aktifitas kehidupan manusia yaitu energi. Dimana hampir seluruh kehidupan di bumi berhubungan dengan energi. Seiring berjalannya waktu energi yang dibutuhkan semakin meningkat. Dengan meningkatnya harga energi yang dibutuhkan, maka dibutuhkan suatu usaha untuk melakukan efisiensi pada energi tersebut. Cara untuk dapat meningkatkan efisiensi dengan mengambil energi dari sumber yang berbeda untuk digunakan. Energi yang dapat dimanfaatkan ini adalah energi panas. Sumber energi panas yang ada digambarkan pada properti fisika seperti viskositas, temperatur, densitas, massa aliran, panas spesifik dan konduktivitas panas. Maka dibutuhkan sebuah alat untuk mengambil energi dari sumber panas tersebut dengan menggunakan *heat exchanger*^[9].

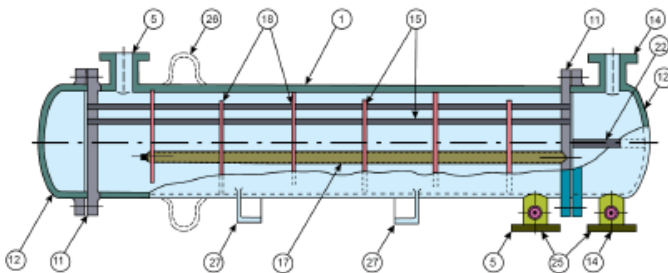
2.1 Shell and Tube Heat Exchanger

Alat penukar panas atau yang biasa disebut dengan HE (*Heat Exchanger*) merupakan instrumen yang berfungsi untuk memindahkan energi panas antara dua atau lebih fluida dan terjadi pada temperatur yang berbeda antara fluida yang mengalir, dimana fluida tersebut ada yang bertindak sebagai fluida dengan temperatur yang tinggi (*hot fluid*) dan fluida yang lain bertindak sebagai fluida yang memiliki temperatur yang jauh lebih rendah atau dingin (*cold fluid*)^[10] yang ditunjukkan pada gambar 2.1



Gambar 2.1 *Heat exchanger tipe shell and tube*^[1]

Perpindahan panas yang terjadi sebagai perbandingan antara perpindahan panas yang diinginkan dengan perpindahan panas maksimal yang kemungkinan terjadi pada proses *heat exchanger* tersebut. Perpindahan panas maksimal kemungkinan dapat terjadi jika salah satu fluida mengalami perbedaan temperatur sebesar beda temperatur maksimal yang ada dalam *heat exchanger* tersebut, yaitu perbedaan antara temperatur fluida panas dan fluida dingin yang masuk^[11].



Gambar 2.2 Struktur *heat exchanger* tipe *shell and tube*^[1]

. Seiring dengan perkembangan industri, perkembangan alat penukar kalor/*heat exchanger* juga semakin meningkat. Perkembangan alat penukar panas menuju ke arah efisiensi kebutuhan ruang yang diikuti dengan kebutuhan efisiensi kemampuan pertukaran panasnya. *Heat exchanger* dapat ditinjau dari perpindahan panas yang terjadi untuk dapat digunakan sebagai pemanas (*regenerator*) ataupun digunakan sebagai pendingin (*recuperator*). Pada kehidupan sehari-hari tidak akan terlepas dengan instrumen ini baik dari skala kecil seperti AC (*Air Conditioner*) maupun skala besar seperti *powerplant*^[11].

Satu bagian terpenting dari *heat exchanger* adalah permukaan kontak panas. Pada permukaan inilah terjadi proses perpindahan panas dari satu zat ke zat yang lain. Semakin luas bidang kontak total pada *heat exchanger* maka akan semakin tinggi nilai efisiensi perpindahan panasnya. Pada kondisi tertentu, ada satu komponen tambahan yang dapat digunakan untuk meningkatkan luas total

bidang kontak perpindahan panas ini. Komponen tersebut adalah sirip^[2].



Gambar 2.3 Sirip/*Fin* pada *heat exchanger*

2.2 *Hazard and Operability Study (HAZOP)*

Hazard and Operability Study (HAZOP) didasarkan pada prinsip dimana beberapa ahli dengan perbedaan identifikasi dalam banyak masalah harus bekerja sama tetapi mereka bekerja secara terpisah, hasil yang didapatkan akan dikombinasikan untuk mendapatkan keputusan. *The Guide Word HAZOP* adalah parameter yang dapat memahami masalah HAZOP, dengan beberapa spesifikasi yang telah dikembangkan kemudian dikombinasikan^[13]. *The Hazard and Operability Study (HAZOP)* adalah standar teknik analisa bahaya yang banyak digunakan dalam persiapan penetapan keamanan dalam sebuah sistem yang baru dibuat maupun sistem yang sudah dimodifikasi untuk suatu keberadaan potensi bahaya yang terdapat pada sistem atau masalah pada *operability*-nya^[8]. HAZOP adalah metode untuk mengidentifikasi bahaya secara sistematis, teliti dan terstruktur untuk mengidentifikasi berbagai permasalahan yang dapat menimbulkan gangguan proses dan resiko yang ada pada suatu instrumen yang dapat menimbulkan sebuah resiko merugikan bagi para pekerja disekitar ataupun fasilitas pada sistem yang digunakan. Metode ini digunakan sebagai upaya pencegahan sehingga sistem dapat berjalan lancar dan aman^[14]. HAZOP berasal dari kata *hazard* dan *operability studies* sebagai berikut:

a) *Hazard*

kondisi fisik yang berpotensi menyebabkan kerugian atau kecelakaan bagi manusia, kerusakan alat, bangunan ataupun lingkungan disekitar.

b) *Operability Studies*

beberapa bagian kondisi operasi yang sudah ada dan dirancang tetapi masih mempunyai kemungkinan menyebabkan *shutdown* pada seluruh sistem atau dapat menimbulkan insiden lainnya yang merugikan perusahaan.

Tujuan penggunaan HAZOP adalah untuk meninjau suatu proses atau operasi pada sebuah sistem secara sistematis untuk dapat menentukan suatu proses penyimpangan yang terjadi dapat menuju kearah kejadian atau kecelakaan yang tidak diinginkan^[14]. HAZOP secara sistematis mengidentifikasi setiap kemungkinan penyimpangan (*deviation*) yang terjadi pada suatu proses yang telah ditetapkan dari suatu *plan*, dengan berbagai factor penyebab (*cause*) yang memungkinkan timbulnya kondisi abnormal, dan menentukan konsekuensi yang merugikan sebagai akibat terjadinya penyimpangan serta memberikan rekomendasi atau tindakan yang dapat dilakukan untuk mencegah sekaligus mengurangi dampak dari potensi resiko yang berhasil diidentifikasi^[15]. Sebagai suatu teknik yang digunakan untuk mempelajari suatu kemungkinan penyimpangan dari operasi normal, HAZOP memiliki karakteristik sebagai berikut:

- a) Sistematis, menggunakan struktur dengan menggunakan *guide words* sebagai acuan dan gagasan tim untuk melanjutkan dan memastikan *safeguard* sudah sesuai dengan standar yang ditentukan dengan tempat dan objek yang sedang diuji.
- b) Spesialisasi oleh macam-macam disiplin ilmu yang dimiliki oleh anggota lain.
- c) Dapat digunakan untuk semua jenis prosedur dan sistem yang digunakan.
- d) Fungsinya lebih pada sistem dengan teknik penafsiran bahaya/resiko.

- e) Perkiraan awal, sehingga mampu menghasilkan kualitas yang baik meskipun diikuti pengaruh dari kuantitas.

HAZOP juga digunakan bersamaan dalam proses identifikasi *safety*, *hazard* dan juga pada sistem operasi yang berjalan secara kontinu, khususnya pada sistem fluida dan juga dapat digunakan untuk *review* prosedur dan rangkaian operasi secara bersamaan^[6]. Beberapa istilah atau *terminology* (*key words*) yang banyak dipakai dalam melaksanakan analisis HAZOP antara lain sebagai berikut^[8]:

- a) *Node* (Titik Studi) merupakan pembagian dari beberapa proses yang dilakukan oleh suatu instrumen agar dapat dianalisis secara mudah dan terperinci.
- b) *Deviasi* (Penyimpangan) merupakan kata kunci yang diterapkan untuk analisis dari gabungan *guide word* serta parameternya. Dalam analisa HAZOP, *guideword* dapat diperoleh dengan menganalisa data proses menggunakan *control chart* serta data pendukung dari wawancara operator. *Guideword* standar yang digunakan dalam analisa HAZOP akan disajikan pada Tabel 2.1 berikut ini.

Tabel 2.1 *Guideword* HAZOP (Nolan, 1994)

<i>Guideword</i>	<i>Meaning</i>
<i>No (not, none)</i>	Tidak ada tujuan desain parameter yang tercapai
<i>More (more of, higher)</i>	Kenaikan kuantitatif pada parameter
<i>Less (less of, lower)</i>	Penurunan kuantitatif pada parameter
<i>As well as (more than)</i>	Adanya aktivitas tambahan yang terjadi
<i>Part of</i>	Hanya beberapa tujuan desain parameter tercapai
<i>Reserve</i>	Terjadi kebalikan dari tujuan parameter
<i>Other than (other)</i>	Aktivitas lain terjadi, atau aktivitas yang tidak terjadi atau kondisi

- c) Selain itu, terdapat korelasi antara *guideword* dengan parameternya yang akan disajikan pada Tabel 2.2 berikut ini.

Tabel 2.2 Korelasi antara *guideword* dengan parameternya

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

- d) *Cause* (Penyebab) merupakan penyebab yang akan menimbulkan terjadinya suatu penyimpangan.
- e) *Consequence* (Konsekuensi) merupakan suatu akibat yang ditimbulkan dari kejadian yang bersifat merugikan dan menimbulkan resiko.
- f) *Safeguard* (Upaya penyelamatan) merupakan usaha perlindungan terhadap suatu konsekuensi.
- g) *Action* merupakan usaha berupa rekomendasi yang akan dilakukan dengan cara menghilangkan ataupun mengurangi.
- h) *Likelihood* (Kemungkinan yang akan terjadi) merupakan kemungkinan dalam suatu periode waktu dari resiko yang akan muncul.

- i) *Severity* merupakan tingkatan parahnya resiko yang dapat ditimbulkan.
- j) *Risk* (Resiko) merupakan penjelasan tentang kemungkinan-kemungkinan yang akan terjadi jika suatu proses atau sistem yang telah dikerjakan dan dapat menimbulkan kerugian dari aktifitas yang telah dilakukan yang merupakan kombinasi dari *likelihood* dan *consequence* yang terjadi sesuai persamaan 2.1 berikut ini:

$$Risk = (Consequence) \times (Likelihood) \quad (2.1)$$

Untuk parameter *consequence* ditunjukkan dari dampak yang diakibatkan karena adanya resiko penyimpangan dari keadaan yang diinginkan atau operasi yang tidak sesuai dengan kendali. Tinjauan yang dilakukan berdasarkan dampak serta pengaruhnya berdasarkan *The Standard Australia / New Zealand* (AS/NZS 4360:2004), tingkat *consequence* bisa ditentukan dari beberapa tabel kriteria *consequence* seperti yang ditunjukkan pada tabel 2.1 berikut ini:

Tabel 2.3 Tabel *Consequences* (*The Standard Australia / New Zealand AS/NZS 4360:2004*)

<i>Level</i>	<i>Descriptor</i>	<i>Description</i>
1	<i>Insignificant</i>	Sistem beroperasi & aman, terjadi sedikit gangguan tidak berarti.
2	<i>Minor</i>	Sistem tetap beroperasi & aman, gangguan akan mengakibatkan sedikit penurunan performansi atau kinerja sistem terganggu.
3	<i>Moderate</i>	Sistem dapat beroperasi, kegagalan akan mengakibatkan mesin kehilangan fungsi utamanya atau akan menimbulkan kegagalan produk.

Tabel 2.3 Tabel *Consequences* (*The Standard Australia / New Zealand AS/NZS 4360:2004*) (Lanjutan)

4	<i>Major</i>	Sistem tidak dapat beroperasi, kegagalan dapat menyebabkan terjadinya banyak kerusakan fisik & sistem, dapat menimbulkan kegagalan produk, dan tidak memenuhi persyaratan peraturan Keselamatan Kerja.
5	<i>Catastrophic</i>	Sistem tidak layak beroperasi, keparahan yang sangat tinggi bila kegagalan mempengaruhi sistem yang aman, melanggar peraturan Keselamatan Kerja.

Likelihood menunjukkan peluang terjadinya resiko bahaya pada komponen. Berdasarkan *The Standard Australia / New Zealand* (AS/NZS 4360:2004), tingkat *likelihood* dapat ditentukan dengan kriteria seperti pada Tabel 2.2.

Tabel 2.4 Tabel *Likelihood* (*The Standard Australia / New Zealand AS/NZS 4360:2004*)

<i>Level</i>	<i>Descriptor</i>	<i>Description</i>
A	<i>Almost Certain</i>	Resiko yang terjadi lebih dari 5 kali dalam 5 tahun.
B	<i>Likely</i>	Resiko yang terjadi 4-5 kali dalam 5 tahun
C	<i>Moderate</i>	Resiko yang terjadi kurang 3 atau 4 dalam 5 tahun
D	<i>Unlikely</i>	Resiko terjadi 2-3 kali dalam 5 tahun
E	<i>Rare</i>	Resiko jarang sekali muncul/terjadi kurang dari 2 kali dalam 5 tahun

Berdasarkan persamaan (2.1), nilai resiko merupakan hasil perkalian dari *likelihood* dan *consequence*, sehingga akan didapatkan matriks kriteria resiko seperti Tabel 2.3 dibawah ini.

Tabel 2.5 Tabel *Risk Matrix (The Standard Australia / New Zealand AS/NZS 4360:2004)*

<i>Likelihood</i>	<i>Consequence</i>				
	<i>Insignificant</i> 1	<i>Minor</i> 2	<i>Moderate</i> 3	<i>Major</i> 4	<i>Catastrophic</i> 5
A (<i>Almost Certain</i>)	H	H	E	E	E
B (<i>Likely</i>)	M	H	H	E	E
C (<i>Moderate</i>)	L	M	H	E	E
D (<i>Unlikely</i>)	L	L	M	H	E
E (<i>Rare</i>)	L	L	M	H	H

Keterangan :

E = *Extreme Risk*

H = *High Risk*

M = *Moderate Risk*

L = *Low Risk*

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

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

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

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

$$UCL_{\bar{x}} = \bar{\bar{X}} + A_3 \bar{s} \quad (2.3)$$

$$LCL_{\bar{x}} = A_3 \bar{s} \quad (2.4)$$

Keterangan :

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

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

A_3 = *control limit factor*

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

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

$$UCL_s = B_4 \bar{s} \quad (2.6)$$

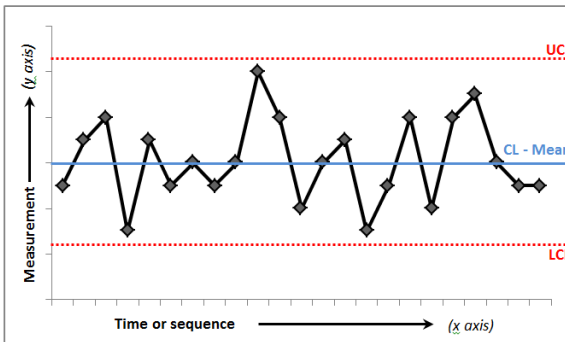
$$LCL_s = B_3 \bar{s} \quad (2.7)$$

Keterangan :

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

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

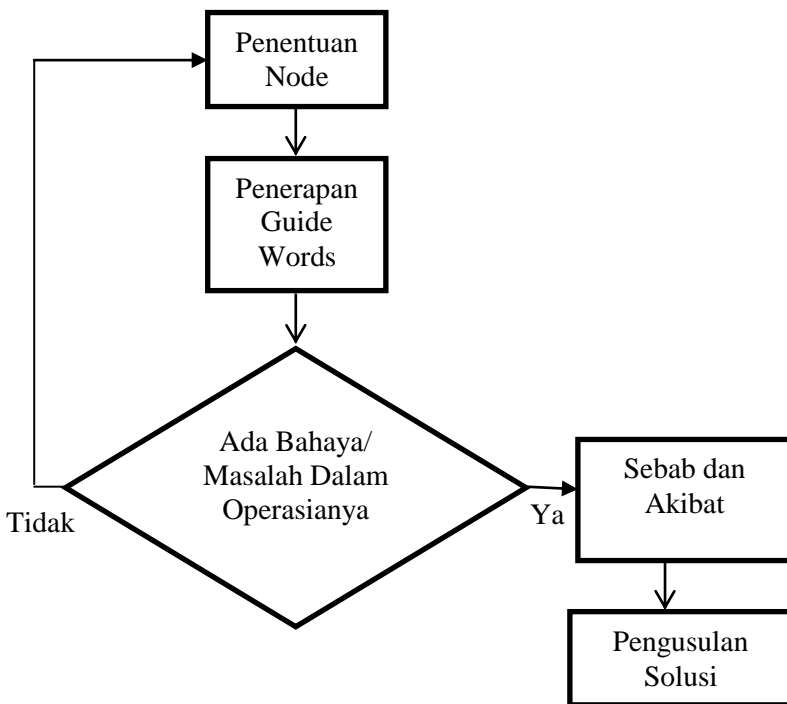
B_4 = *control limit factor* (1,445)



Gambar 2.4 Bentuk Dasar *Control Chart*

Metode HAZOP memiliki tahapan dalam menyelesaikan yang telah dimulai dengan analisis alur proses yang terdapat pada *plan* melalui *Process Flow Diagram* (PFD) maupun *Piping & Instrument Diagram* (P&ID). Setelah diketahui alur dari prosesnya maka dapat ditentukan *node* (titik studi) pada sistem atau *plan* yang digambarkan

melalui P&ID, yang nantinya berfungsi untuk mengetahui *guide word* dari instrument dari masing-masing *node* tersebut. Jika terjadi permasalahan, kemudian ditentukan sebab-akibatnya dari penyimpangan yang dapat timbul dan menentukan solusinya berupa sebuah tindakan yang dapat direkomendasikan. Berikut ini adalah sebuah diagram alir dari HAZOP yang sering digunakan yang ditunjukkan pada gambar 2.4. Penentuan *guide word* dapat dilakukan dengan melakukan wawancara pada operator yang ada dengan melihat skema sensor yang terdapat pada P&ID, sehingga didapatkan *guide words* berupa penyimpangan yang akan terjadi pada sistem atau kegiatan proses serta parameter proses yang berjalan pada sistem.



Gambar 2.5 Diagram Alir Studi HAZOP

2.4 Safety Integrity Level (SIL)

Pada dasarnya setiap industri memiliki standar sistem proteksi yang berbeda – beda. Standar ini merupakan hal yang sangat penting karena menyangkut kehandalan dari suatu sistem instrumentasi. Standar sistem proteksi tidak hanya meliputi teknologi yang digunakan, tingkat redundansi, kalibrasi ataupun logika sistem. Ketika *risk level* yang dihadapi semakin besar maka diperlukan sistem proteksi yang lebih baik untuk mengendalikannya. *Risk* yang telah dihitung selanjutnya akan dibandingkan dengan performansi pada suatu sistem proteksi. Salah satu metode yang digunakan untuk menentukan performansi sistem tersebut adalah *safety integrity level (SIL)*^[7].

Safety Integrity Level (SIL) adalah suatu ukuran yang dapat menyatakan besarnya nilai PFD dari sebuah sistem. Sedangkan PFD atau *probability failure on demand* merupakan kemungkinan terjadinya kegagalan instrumen atau sistem ketika berjalannya sebuah proses. Dengan mengetahui nilai SIL yang bekerja pada sebuah sistem maka dapat diketahui seberapa *safety* atau aman sistem tersebut.^[16]

Dalam praktiknya ada dua metode penentuan nilai SIL, yaitu SIL *determination* dan SIL *verification*. SIL *determination* adalah proses dimana tingkat resiko akan ditinjau terkait peristiwa bahaya tertentu dan menilai kontribusi untuk mengurangi resiko yang diperlukan SIF agar kurangnya reduksi resiko yang diperlukan dapat tercapai. SIL *determination* yang didalamnya termasuk *Layer of Protection Analysis*, yang bertujuan untuk menentukan rekomendasi nilai tingkatan SIL yang sesuai untuk sebuah *system integrity function (SIF)* agar dapat mengurangi kemungkinan terjadinya bahaya atau resiko. Berikut ini adalah pengklasifikasian kategori nilai SIL disajikan pada Tabel 2.4.

Tabel 2.6 Kategori Nilai Safety Integrity Level^[7]

SIL (IEC 61508)	f_{TMEL}/f_{IEL}	Keterangan
NR	$f_{TMEL}/f_{IEL} > 1$	Dilakukan evaluasi terhadap SIF untuk dihilangkan atau tidak

Tabel 2.6 Kategori Nilai *Safety Integrity Level*^[7] (Lanjutan)

SIL 0	1-0,1	Tidak dilakukan evaluasi lebih lanjut, dibutuhkan beberapa reduksi resiko
SIL 1	0,1-0,01	Tidak dilakukan evaluasi lebih lanjut, diperlukan SIL 1
SIL 2	0,01-0,001	Tidak dilakukan evaluasi lebih lanjut, diperlukan SIL 2
SIL 3	0,001-0,0001	Dibutuhkan evaluasi lebih lanjut melalui metode <i>Qualitative Risk Analysis</i> (QRA)

SIL 4 merupakan tingkatan nilai SIL dengan kategori bahaya yang paling tinggi dan dampak yang timbul paling besar, maka dari itu reduksi resiko pada kegagalan 1 kejadian per 10000 jam harus diterapkan nilai SIL 4. Berikut ini adalah persamaan untuk menentukan *probability of failure on demand* (PFD) yang sesuai untuk sebuah *safety integrity function* (SIF)^[7].

$$\text{SIL} = \text{Kebutuhan reduksi resiko} = \text{TMEL} / \text{IEL} \quad (2.3)$$

Dimana :

TMEL = *Target Mitigated Event Likelihood*

IEL = *Intermediete Event Likelihood*

ICL = *Initiating Cause Likelihood*

$$\text{IEL} = \text{ICL} \times \text{PFD}_1 \times \text{PFD}_2 \times \dots \times \text{PFD}_n \quad (2.4)$$

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^[22]. Kategori tingkatan dari nilai SIL dapat dilihat pada tabel 2.4. Penentuan TMEL disesuaikan dengan tingkat keparahan bahaya dan keamanan yang diharapkan oleh perusahaan. Terdapat standar yang mewakili tingkat keparahan yang telah diterjemahkan

ke dalam angka TMEL. Penjelasan tingkat keparahan tersebut dapat dilihat pada Tabel 2.7.

Tabel 2.7 *Target Mitigated Event Likelihood for Safety Hazard Adapted from Nordhagen*^[19]

<i>Severity Level</i>	<i>Safety Consequence</i>	<i>Target Mitigated Event Likelihood</i>
C_A	<i>Single first aid injury</i>	3.10^{-2} / year
C_B	<i>Multiple first and injuries</i>	3.10^{-3} / year
C_C	<i>Single disabling injury or multiple serious injuries</i>	3.10^{-4} / year
C_D	<i>Single on-site fatality</i>	3.10^{-5} / year
C_E	<i>More than one and up to three on-site fatalities</i>	1.10^{-5} / year

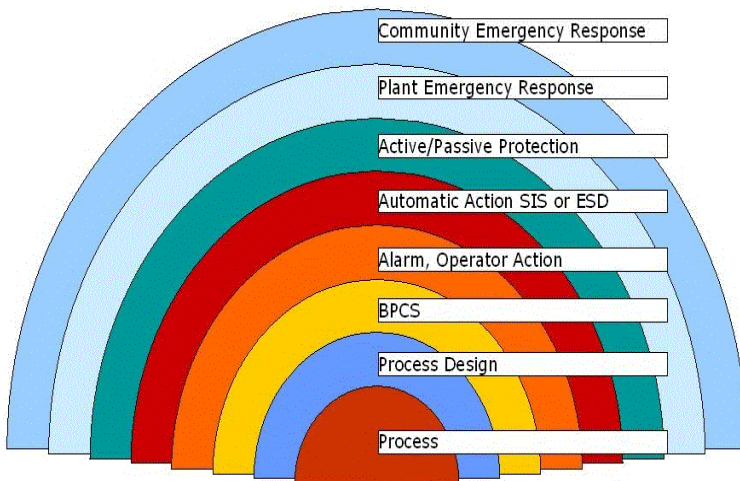
2.5 Layer of Protection Analysis (LOPA)

Layer of Protection Analysis (LOPA) merupakan metode semi-kuantitatif yang menggunakan tingkatan kategori sebagai pendekatan parameter untuk menganalisis dan menilai risiko. Pendekatan dilakukan dengan mengevaluasi skenario yang diperoleh dan diidentifikasi potensi bahayanya. Frekuensi dari konsekuensi yang tidak diinginkan dapat diketahui dengan mengalikan *Probability of Failure on Demand* (PFD) lapisan pelindung dengan frekuensi kejadian awal. Lapisan pelindung pada LOPA berupa *general process design, basic process control system (BPCS), alarm and human intervention, emergency shutdown system (ESD), dan active and passive protection*. Dengan membandingkan frekuensi dari konsekuensi yang tidak diinginkan dengan frekuensi risiko yang dapat ditoleransi maka pengurangan risiko dan nilai SIL dapat ditentukan.^[12]

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

- *Process Design*
- *Basic Process Control System*
- *Critical Alarms and Operator Intervention*

- *Automatic Actions (SIS)*
- *Physical Protection (Relief Valves, Rupture Discs, etc.)*
- *Postrelease Protection (Dikes, Blast Walls, etc.)*
- *Plant Emergency Response*
- *Community Emergency Response*



Gambar 2.6 *Layer of Protection*

Independent Protection Layer (IPL) adalah Perangkat, sistem atau sebuah usaha yang mampu mencegah penyimpangan suatu proses dari kegagalan yang dampak akhirnya lebih parah^[21]. Perbedaan antara IPL dan *safeguard* adalah penting. *Safeguard* adalah alat, sistem atau tindakan yang akan menghentikan rantai kejadian setelah *initiating events*. Efektivitas IPL dihitung dengan istilah *probability failure on demand (PFD)* yang merupakan kemungkinan suatu sistem akan gagal melaksanakan fungsinya yang spesifik. PFD adalah angka tanpa dimensi antara 0 dan 1^[12]. Karakteristik lapisan perlindungan dan bagaimana seharusnya dikelompokkan sebagai IPL dalam metode LOPA dibahas pada penjelasan di bawah ini :

a. *Process Design*

Process Design merupakan *layer protection* pertama pada sebuah sistem atau instrumen di industri. *Proces design* juga turut memperkecil bahaya pada proses dengan mengurangi kemungkinan adanya penyimpangan yang terjadi pada sebuah proses. Contoh dari *process design* adalah ketebalan pipa yang digunakan, pemilihan instrumen yang digunakan pada sistem.

b. *Basic Process Control System (BPCS)*

Tahap pengamanan kedua setelah desain untuk proses adalah BPCS. BPCS berperan untuk menjaga agar kondisi proses tetap berada didaerah aman, yaitu didaerah kondisi yang diinginkan. BPCS biasanya terdiri dari *transmitter*, *logic solver (indicated control)*, dan *final element* atau *actuator*. BPCS dapat berupa loop pengendalian *full-automatic* maupun berupa *semi-automatic*.

c. *Alarm and Operator Actions*

Sistem *alarm* merupakan level perlindungan ketiga pada *layer* LOPA. Sistem *alarm* ada yang tergabung dengan BPCS dan ada pula yang independen terhadap BPCS. Ketika BPCS tak mampu mengatasi permasalahan ini (kondisi bahaya proses terus meningkat), maka sistem pengaman selanjutnya akan aktif. *Alarm* akan menyala apabila terjadi suatu penyimpangan proses dari keadaan yang diinginkan. Ketika kondisi ini terlampaui, maka sistem *alarm* akan aktif. Kondisi ini biasa dinamakan *high or low condition*. *Alarm* akan membutuhkan tindakan *operator* sesuai SOP sebagai suatu bentuk tindak lanjut indikasi kegagalan.

d. *Automatic Actions (SIS)*

SIS adalah kombinasi sensor, *logic solver*, dan *final element* dengan tingkat integritas tingkat tinggi Sistem ini bisa berupa ESD (*Emergency ShutDown Valve*), yakni *valve* yang bekerja untuk mematikan *plant* secara mendadak dengan cara memutus aliran fluida proses. SIS merupakan *layer* terakhir yang berfungsi dalam penanganan sebelum kejadian (*prevention*).

e. *Physical Protection (Relief Valve, Repture Disc, etc)*

Perlindungan fisik merupakan *layer* yang bertindak apabila dampak (*fire*) sudah terlanjur terjadi. *Layer* ini berfungsi untuk melindungi komponen dan instrumen mayor pada sebuah industri.

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

PL ini adalah alat pasif yang akan bekerja yang kegagalan dan kerusakan sudah terjadi, dan dibutuhkan tindakan penanggulangan untuk mencegah risiko kecelakaan meluas, seperti mencederaikan manusia, dan lingkungan sekitar. *Passive protections* biasa berupa *Dike* (galian) dan *Blast Wall* (tembok tahan api, biasanya dipasang di *offshore*).

g. *Plant Emergency Response*

Fitur ini mencakup pasukan pemadam kebakaran, sistem pemadaman manual, fasilitas evakuasi, dll.

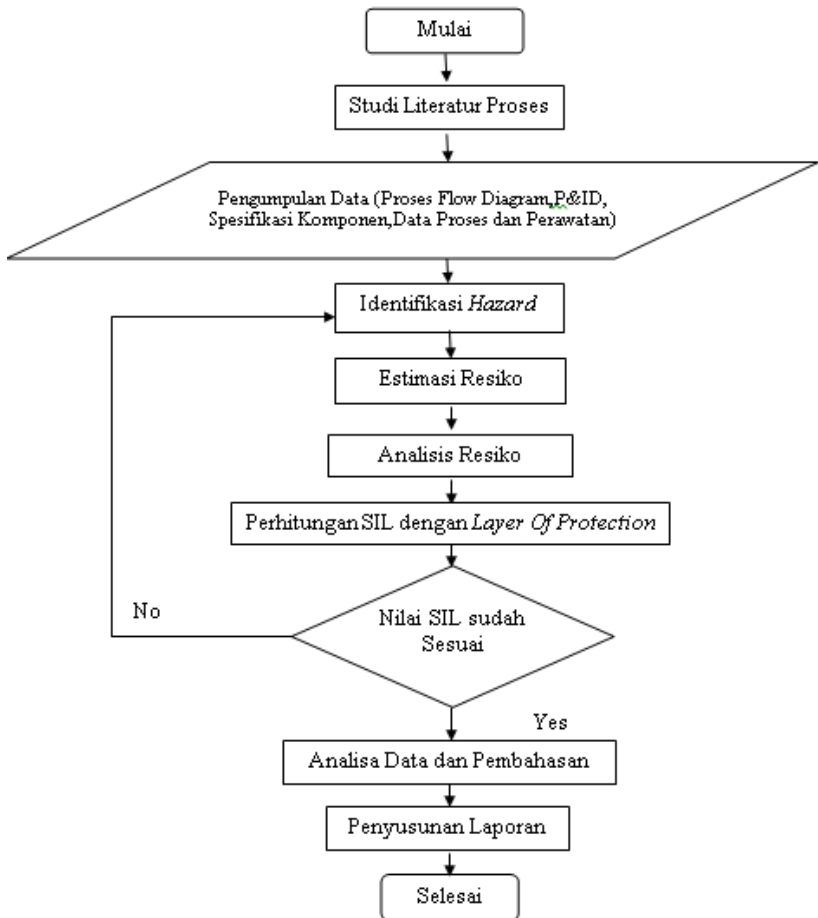
h. *Community Emergency Response*

Berbagai aset penting, properti bahkan SDM bisa saja menjadi terancam. Oleh karena itu tanggap darurat (*Emergency Response*) adalah hal yang wajib dikembangkan di perusahaan untuk mengantisipasi kerugian akibat bencana yang karena suatu hal dapat tidak terkendali. Untuk mengatasi kejadian-kejadian seperti meledaknya sebuah *plant* dan bencana alam diperlukan adanya sistem manajemen ERP yang tepat. ERP (*Emergency Response Plant* Tanggap Darurat Bencana) adalah sistem yang menggabungkan beberapa departemen mencakup HRD, keamanan (*security*), kesehatan, termasuk K3 (keselamatan dan kesehatan kerja) itu sendiri untuk menanggulangi kejadian bencana tersebut.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Adapun metodologi pada penelitian ini dibagi menjadi 2 bagian, pada bagian awal akan dijelaskan alur penelitian analisis HAZOP, kemudian pada bagian kedua akan dijelaskan metodologi perhitungan SIL sesuai dengan diagram alir berikut ini:



Gambar 3.1 Diagram Alir Penelitian

Berdasarkan diagram alir penelitian, dapat diuraikan langkah-langkah penelitian sebagai berikut:

3.1 Studi Literatur

Studi literatur dilakukan dengan referensi mengenai HAZOP, serta perhitungan SIL dengan metode LOPA. Literatur yang digunakan pada tugas akhir ini berasal dari jurnal, buku serta laporan tugas akhir yang sudah dilakukan sebelumnya.

3.2 Pengumpulan Data

Data yang dibutuhkan pada penelitian tugas akhir ini adalah berupa data histori instrumen yang berkaitan dengan proses *heat exchanger* 102-C. Data tersebut berupa PFD, P&ID, data pemeliharaan alat dari setiap komponen yang berkaitan dengan proses *heat exchanger* 102-C berupa data perbaikan, penggantian serta kalibrasi komponen yang diambil selama ± 5 tahun terakhir yang tersedia pada Departement Pemeliharaan 1, serta wawancara dengan *operator*, pembimbing maupun pelaksana SOP terkait bila dibutuhkan.

3.3 Identifikasi Hazard

Metode yang digunakan untuk identifikasi bahaya adalah HAZOP. Metode ini terdiri dari beberapa langkah sebagai berikut:

- a. Menentukan *node* (titik studi) berdasarkan P&ID dari *heat exchanger* 102-C. *Node* ditentukan berdasarkan komponen utama dan pendukung dari *heat exchanger* 102-C. banyaknya *node* bergantung pada rumitnya sebuah proses unit yang diamati.
- b. Menentukan komponen penyusun pada tiap *node* yang terdiri dari sistem kontrol dan sistem keamanan.
- c. Menentukan deviasi dari tiap komponen *node* yang dibantu dengan menggunakan *guide words* untuk menentukan jenis deviasi yang timbul pada masing-masing komponen. Deviasi didapatkan dari wawancara operator serta pembimbing perusahaan.

3.4 Estimasi Resiko

Estimasi resiko ini terdiri dari analisis-analisis terhadap dua bagian, yaitu:

a. Likelihood

Likelihood yaitu kemungkinan sebuah resiko yang dapat terjadi pada sebuah komponen pada periode waktu tertentu. Dalam melakukan estimasi *likelihood* ini digunakan data perbaikan yang terdokumentasi pada *work order* pada bagian *Instrumentation* PT. Petrokimia Gresik. Dari data kegagalan pada masing-masing komponen pada periode waktu tertentu, maka dicari nilai MTTF (*Mean Time To Failure*) dimana MTTF yaitu waktu rata-rata komponen tersebut mengalami sebuah kegagalan. Nilai *likelihood* diperoleh dari perbandingan antara jumlah hari operasional instrumen pertahun terhadap nilai MTTF. Sedangkan untuk komponen yang tidak memiliki data pemeliharaan maka dapat menggunakan data dari *generic realibility data* untuk komponen sejenis. PT. Petrokimia Gresik beroperasi 24 jam penuh sehari, sehingga waktu operasi sama dengan jumlah hari dan tanggal yang ada dikalender, dan dalam penelitian ini data operasi yang diambil selama 5 tahun.

b. Consequences

Consequences ditentukan secara kualitatif berdasarkan seberapa besar dampak kerugian yang diakibatkan apabila potensi bahaya yang telah diidentifikasi terjadi. *Consequences* dapat ditinjau dari segi kerusakan pada instrumen/komponen hingga tidak dapat beroperasi kembali atau rusak, dari segi pengaruhnya pada manusia, dari segi pencemaran terhadap lingkungan disekitar atau dari segi biaya yang dikeluarkan akibat adanya bahaya tersebut. penentuan nilai *consequences* untuk masing-masing resiko berdasarkan kriteria PT. Petrokimia Gresik yang sudah ditentukan.

c. Penentuan Risk Ranking

Parameter *consequence* menunjukkan tingkat dampak bahaya yang diakibatkan karena adanya penyimpangan pada operasi yang diluar kendali. Tinjauan yang dilakukan

berdasarkan dampak serta pengaruhnya terhadap aktivitas pabrik dan produksi. Standar dalam menentukan *consequence* dan *likelihood* disajikan pada Tabel 3.1 dan Tabel 3.2.

Tabel 3.1 Tabel *Consequences* (*The Standard Australia / New Zealand AS/NZS 4360:2004*)

<i>Level</i>	<i>Descriptor</i>	<i>Description</i>
1	<i>Insignificant</i>	Sistem beroperasi & aman, terjadi sedikit gangguan tidak berarti.
2	<i>Minor</i>	Sistem tetap beroperasi & aman, gangguan akan mengakibatkan sedikit penurunan performansi atau kinerja sistem terganggu.
3	<i>Moderate</i>	Sistem dapat beroperasi, kegagalan akan mengakibatkan mesin kehilangan fungsi utamanya atau akan menimbulkan kegagalan produk.
4	<i>Major</i>	Sistem tidak dapat beroperasi, kegagalan dapat menyebabkan terjadinya banyak kerusakan fisik & sistem, dapat menimbulkan kegagalan produk, dan tidak memenuhi persyaratan peraturan Keselamatan Kerja.
5	<i>Catastrophic</i>	Sistem tidak layak beroperasi, keparahan yang sangat tinggi bila kegagalan mempengaruhi sistem yang aman, melanggar peraturan Keselamatan Kerja.

Tabel 3.2 Tabel *Likelihood* (*The Standard Australia / New Zealand AS/NZS 4360:2004*)

<i>Level</i>	<i>Descriptor</i>	<i>Description</i>
A	<i>Almost Certain</i>	Resiko yang terjadi lebih dari 5 kali dalam 5 tahun.
B	<i>Likely</i>	Resiko yang terjadi 4-5 kali dalam 5 tahun
C	<i>Moderate</i>	Resiko yang terjadi kurang 3 atau 4 dalam 5 tahun
D	<i>Unlikely</i>	Resiko terjadi 2-3 kali dalam 5 tahun
E	<i>Rare</i>	Resiko jarang sekali muncul/terjadi kurang dari 2 kali dalam 5 tahun

Perkalian antara *likelihood* dengan *consequences* akan menghasilkan *risk ranking*. Nilai *risk ranking* berdasarkan *risk matrix* yang mengacu pada *The Standard Australia / New Zealand AS/NZS 4360:2004* disajikan pada Tabel 3.3 berikut ini.

Tabel 3.3 Tabel *Risk Matrix* (*The Standard Australia / New Zealand AS/NZS 4360:2004*)

<i>Likelihood</i>	<i>Consequence</i>				
	<i>Insignificant</i> 1	<i>Minor</i> 2	<i>Moderate</i> 3	<i>Major</i> 4	<i>Catastrophic</i> 5
A (<i>Almost Certain</i>)	H	H	E	E	E
B (<i>Likely</i>)	M	H	H	E	E
C (<i>Moderate</i>)	L	M	H	E	E
D (<i>Unlikely</i>)	L	L	M	H	E
E (<i>Rare</i>)	L	L	M	H	H

Keterangan :

- E = *Extreme Risk*
- H = *High Risk*
- M = *Moderate Risk*
- L = *Low Risk*

d. Penyusunan Dokumen HAZOP

Setelah semua parameter ditentukan, maka dilakukan penyusunan dokumen HAZOP

e. Analisis Resiko

Analisis resiko dilakukan dengan cara menggabungkan hasil yang didapatkan dari *likelihood* dan *consequences* yang telah didapat pada tahap estimasi.

3.5 Analisis Resiko

Setelah identifikasi resiko dan bahaya sudah dikategorikan terhadap *risk ranking*, kemudian dilakukan analisis terhadap resiko bahaya yang masuk dalam kategori *ranking* tinggi. Pengelompokan yang dilakukan bertujuan untuk mengetahui bagian proses mana saja yang memerlukan analisis lebih lanjut terkait tingkat keamanannya menggunakan metode *layer of protection analysis*.

3.6 Perhitungan Initiation Cause Likelihood

Initiation cause likelihood merupakan kemungkinan penyebab awal itu terjadi dalam rentang waktu satu tahun. Pada tahap ini diidentifikasi penyebab awal dari skenario dan menentukan berapa frekuensi kejadian per tahun yang dialami oleh suatu komponen tersebut. Dengan menggunakan persamaan pada buku *Chemical Process Safety*, Daniel A, Crowl dan Josep F.Louvar, 2002. Langkah pertama adalah menentukan MTTF dari suatu komponen tersebut. MTTF adalah nilai rata-rata dari jumlah waktu kejadian kegagalan dibagi dengan jumlah kegagalan itu sendiri. MTTF dapat dirumuskan sebagai berikut:

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

Selanjutnya menghitung *failure rate* tiap jam dan *failure rate* tiap tahun melalui persamaan berikut:

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

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

Langkah ketiga, dihitung nilai *reliability* menggunakan distribusi eksponensial dan serta penentuan nilai *Initiation Cause Likelihood* (ICL) melalui persamaan berikut :

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

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

3.7 Identifikasi Independent Protection Layer (IPL) dan Penentuan PFD

Pada tahap ini melakukan identifikasi terhadap tiap-tiap lapisan pelindung dari *heat exchanger* 102-C dan menghitung PFD dari tiap lapisan pelindung. Lapisan pelindung yang digunakan dalam 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.

Nilai PFD akan bernilai 1 apabila tidak terdapat lapisan pelindung tersebut. Apabila terdapat lapisan pelindung tersebut, maka dapat dicari PFD lapisan tersebut menggunakan referensi yang ada. Jika kriteria IPL sudah tercapai maka PFD dikalikan dalam tabel *Layer of Protection Analysis* (LOPA). Perkiraan PFD dapat ditemukan dalam tabel di CCPS (2001) dan OREDA. Tetapi data yang terdapat pada pabrik tertentu juga dapat digunakan. Nilai PFD dari masing-masing IPL ditunjukkan pada Tabel 3.4 berikut ini.

Tabel 3.4 Nilai PFD untuk IPL pada proses secara umum^[22]

NO	IPL	PFD
1	Sistem pengendalian proses dasar, jika tidak terkait dengan penyebab awal yang dipertimbangkan	0,1

Tabel 3.4 Nilai PFD untuk IPL pada proses secara umum (Lanjutan)

2	<i>Alarm operator dengan waktu yang cukup untuk merespon</i>	0,1
3	<i>Relief valve</i>	0,01
4	<i>Repture disk</i>	0,01
5	<i>Flame / Detonation arrestors</i>	0,01
6	<i>Tanggul (bund/dike)</i>	0,01
7	Sistem drainase bawah tanah	0,01
8	Saluran udara terbuka (<i>open vent</i>)	0,01
9	Anti api (<i>fireproofing</i>)	0,01
10	Dinding penahan ledakan/lubang	0,001
11	Alat cadangan yang identik (<i>redundant</i>)	0,1 (<i>maximum credit</i>)
12	Alat cadangan yang berbeda	0,1 s/d 0,01
13	Kejadian lain	Berdasarkan pengalaman personil
14	SIS dengan SIL 1	0,1 s/d 0,01
15	SIS dengan SIL 2	0,1 s/d 0,001
16	SIS dengan SIL 3	0,1 s/d 0,0001
17	Trip pengaman mekanikal yang independen terhadap SIS	0,1 s/d 0,01
18	Katup satu arah (NRV) atau <i>check valve</i>	0,1
19	<i>Inherently Safe Design</i>	0,01

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* (P_{tr}), *probability of personal in affected area* (P_p), dan *probability of ignition* (P_i). Nilai *probability of fatal injury* (P_{tr}) dari proses operasi kontinu adalah 1 sedangkan sistem yang tidak selalu dioperasikan (bongkar muat, batch proses dan lain-lain) disesuaikan dengan waktu saat proses dalam mode operasi bahaya dengan waktu total sehingga dapat dirumuskan seperti berikut :

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

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

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

Nilai *probability of ignition* (P_i) merujuk pada HSL/2005/50 kemungkinan adanya bahaya yang dapat menyebabkan timbulnya ledakan.

Tabel 3.5 Nilai *Probability of Ignitation*^[22]

Penyebab	PFD untuk P_i
Pelepasan cairan atau minyak mentah	0,01
Pelepasan gas atau kondensat yang berjumlah kecil	0,1
Pelepasan kondensat yang berjumlah besar	0,5
Terjadi pecah atau ledakan	1

3.8 Perhitungan *Intermediete Event Likelihood* (IEL)

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

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

3.9 Penentuan *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL)

Untuk menentukan PFD dengan metode LOPA, yaitu dengan cara membagi nilai *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL). Target pengurangan kemungkinan kejadian merupakan nilai yang ditentukan oleh manajemen perusahaan mengenai target pencegahan kemungkinan bahaya yang terjadi dari suatu konsekuensi. Apabila

nilai dari IEL = TMEL tidak diperlukan pengurangan risiko. Nilai TMEL ditampilkan pada Tabel 3.6 berikut ini.

Tabel 3.6 *Target Mitigated Event Likelihood*

Severity Level	Safety Consequences	TMEL / year
C _A	Satu orang mengalami cedera	0,03
C _B	Banyak orang mengalami cedera	0,003
C _C	Satu orang mengalami cacat fisik atau banyak orang mengalami cedera serius	0,0003
C _D	Kematian tunggal dilokasi kejadian	0,00003
C _E	Kematian lebih dari satu sampai tiga dilokasi kejadian	0,00001

3.10 Perhitungan *Safety Integrity Level* (SIL)

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

$$\text{SIL} = \text{kebutuhan reduksi resiko} = f_{\text{TMEL}} / f_{\text{IEL}} \quad (3.9)$$

Setelah mendapatkan nilai perbandingan 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)

SIL (IEC 61508)	$f_{\text{TMEL}}/f_{\text{IEL}}$	Keterangan
NR	$f_{\text{TMEL}}/f_{\text{IEL}} > 1$	Dilakukan evaluasi terhadap SIF untuk dihilangkan atau tidak

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

SIL 0	1-0,1	Tidak dilakukan evaluasi lebih lanjut, dibutuhkan beberapa reduksi resiko
SIL 1	0,1-0,01	Tidak dilakukan evaluasi lebih lanjut, diperlukan SIL 1
SIL 2	0,01-0,001	Tidak dilakukan evaluasi lebih lanjut, diperlukan SIL 2
SIL 3	0,001-0,0001	Dibutuhkan evaluasi lebih lanjut melalui metode <i>Qualitative Risk Analysis</i> (QRA)

3.11 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 plan dengan cara mengevaluasi *Safety Instrumented System* (SIS) dari *plant* 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.

3.12 Pembuatan Laporan

Penulisan laporan disertai hasil dan analisis serta kesimpulan yang terdapat rekomendasi untuk meningkatkan tingkat *safety* pada bahaya yang mungkin dapat terjadi pada perusahaan.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB IV

ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Hasil Pengumpulan Data

Data yang didapatkan berupa data P&ID, PFD, data proses dan data *maintenance*. Selain itu, untuk menunjang analisis pada tugas akhir ini dilakukan wawancara pada *operator* yang sedang bertugas. Data P&ID di sajikan dalam lampiran A. Pada bab ini data proses akan ditampilkan sebagian, karena banyaknya data maka keseluruhan data proses akan disajikan dalam lampiran B. Pada bab ini data hasil analisa *causes*, *consuquences* dan *risk ranking* akan ditampilkan sebagian, karena banyaknya data maka keseluruhan data akan disajikan dalam lampiran C

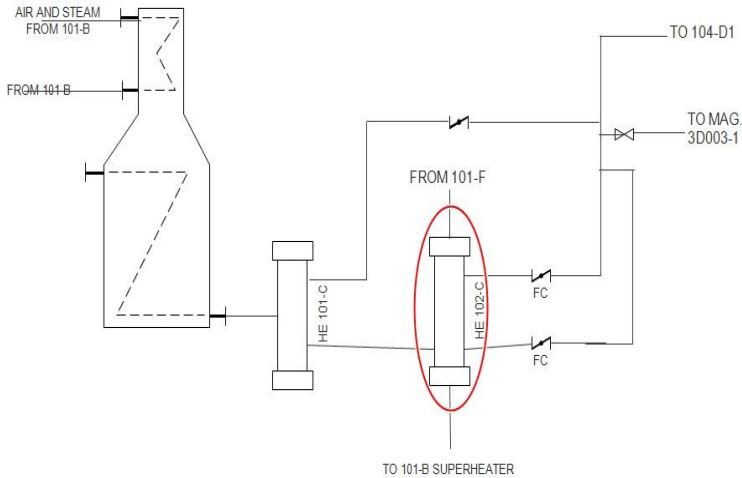
4.2 Hasil Pemilihan Titik Studi (Node)

Titik studi yang diambil untuk dilakukan anailis bahaya pada tugas akhir ini terdapat pada unit 102-C (*heat exchanger steam superheater*). Unit 102-C (*heat exchanger steam superheater*) untuk memanaskan temperatur *steam* yang masuk dari unit 101-F (*steam drum*) berupa *saturated high pressure steam* berubah menjadi *superheated high pressure steam* untuk membantu proses pada unit 101-B dan 101-BCS. Di dalam proses unit *heat exchanger* 102-C, terdapat sistem yang mempengaruhi kinerja prosesnya yaitu *output* pada unit 101-C yang didapatkan dari proses *steam gas*, kemudian *output* dari *heat exchanger* 102-C akan menjadi *input* pada unit 101-F dan unit 104-D1.

4.3 Heat Exchanger 102-C

101-C *Secondary Reformer Waste Heat Boiler* merupakan sistem *heat excahnger* untuk menurunkan *high temperature steam gas* yang berasal dari *output* pada proses unit 103-D dengan menukarkan panas menggunakan *boiler fet water* (BFW). Selanjutnya aliran *high temperature steam gas* yang keluar dari *heat echanger* 101-C diteruskan ke *heat exchanger* 102-C untuk

memanaskan fluida yang masuk dari 101-F dari *saturated high pressure steam* menjadi *superheated high pressure steam* untuk membantu proses pada unit 101-B. Sedangkan *output* dari *heat exchanger* 102-C diteruskan pada unit proses selanjutnya yaitu 104-D1 untuk membantu proses pemanasan agar tidak *overwork*. Diagram alir proses sistem ditunjukkan pada gambar 4.1. Gambar lebih jelas dapat dilihat pada lampiran A.

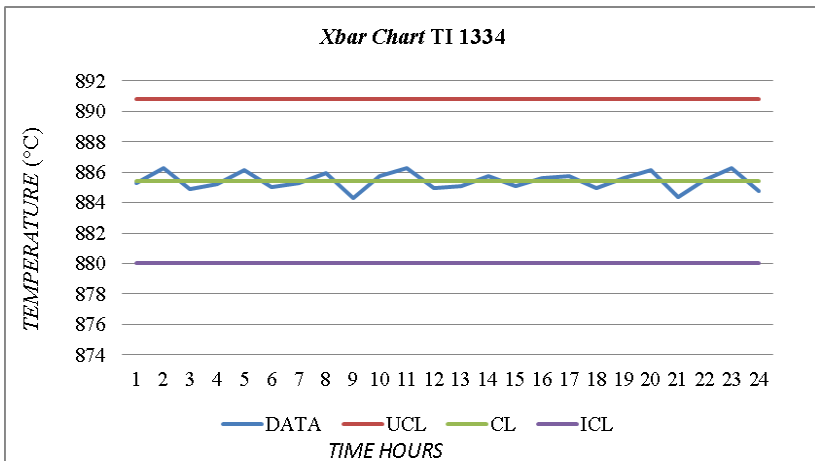


Gambar 4.1 PFD Sistem *Heat Exchanger* 102-C

Berdasarkan data *log sheet heat exchanger* 102-C diperoleh grafik *control chart* terhadap rata-rata operasi pada setiap komponen. dari grafik yang didapatkan apakah terdapat penyimpangan proses terjadi. Suatu proses dikatakan mengalami penyimpangan ketika pada grafik *Xbar Chart* titik-titik pembacaan yang melewati batas atas (UCL) atau batas bawah (LCL). Dimana simpangan pada UCL maupun LCL senilai dengan tiga kali standar deviasi.

- *Temperatur Indicator* 1334 (TI 1334)
Temperature indicator 1334 (TI 1334) merupakan komponen *monitoring* berupa sensor temperatur untuk mengukur temperatur *steam gas* dari proses 103-D menuju pada *heat exchanger* 102-C.

Elemen TI 1334 dapat disebut sebagai komponen penyusun loop pengendalian *semi-automatic* dikarenakan *temperatur indicator* akan mengirimkan sinyal yang akan muncul pada *control room* sehingga temperatur aktual dapat dipantau secara *realtime* oleh *operator* di ruang DCS. Sehingga fungsi *actuator* atau *final element* diperankan langsung oleh operator sebagai pengambil keputusan apabila ada indikasi kegagalan pada sistem *heat exchanger* 102-C. Diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.2. dimana $UCL = 890,8201$ °C, $CL = 885,4282$ °C dan $LCL = 880,0363$ °C.



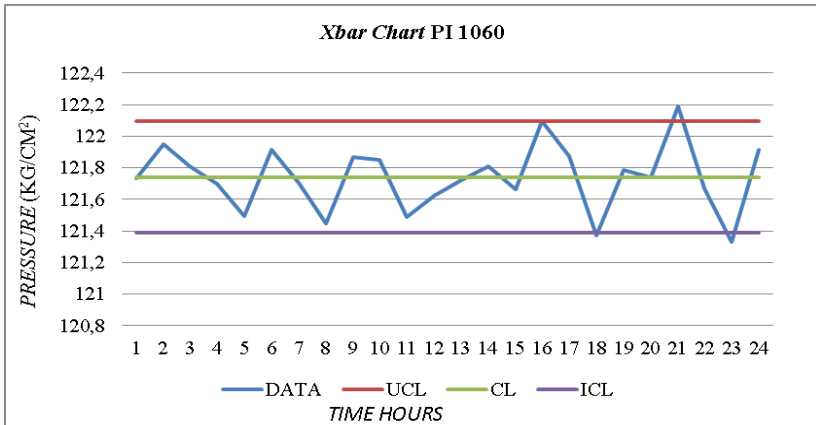
Gambar 4.2 Grafik *Logsheet* TI 1334

Dari grafik pada Gambar 4.2 dapat diketahui bahwa sistem yang sedang beroperasi cukup stabil setiap harinya, dimana nilai simpangannya tidak mendekati batas nilai yang diizinkan dari kendali operasi. Sehingga rata-rata dari nilai pembacaan pada TI 1334 adalah $885,4282$ °C setiap harinya.

- *Pressure Indicator* 1060 (PI 1060)

Pressure Indicator 1060 (PI 1060) merupakan komponen *monitoring* berupa sensor tekanan untuk mengukur tekanan *steam*

gas dari proses 103-D menuju pada *heat exchanger* 102-C. Elemen PI 1060 dapat disebut sebagai komponen penyusun loop pengendalian *semi-automatic* dikarenakan *pressure indicator* akan mengirimkan sinyal yang akan muncul pada *control room* sehingga tekanan aktual dapat dipantau secara *realtime* oleh operator diruang DCS. Sehingga fungsi *actuator* atau *final element* diperankan langsung oleh operator sebagai pengambil keputusan apabila ada indikasi kegagalan pada sistem *heat exchanger* 102-C. Diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.3 dimana $UCL = 122,0924 \text{ Kg/cm}^2$, $CL = 121,739 \text{ Kg/cm}^2$ dan $LCL = 121,3857 \text{ Kg/cm}^2$.

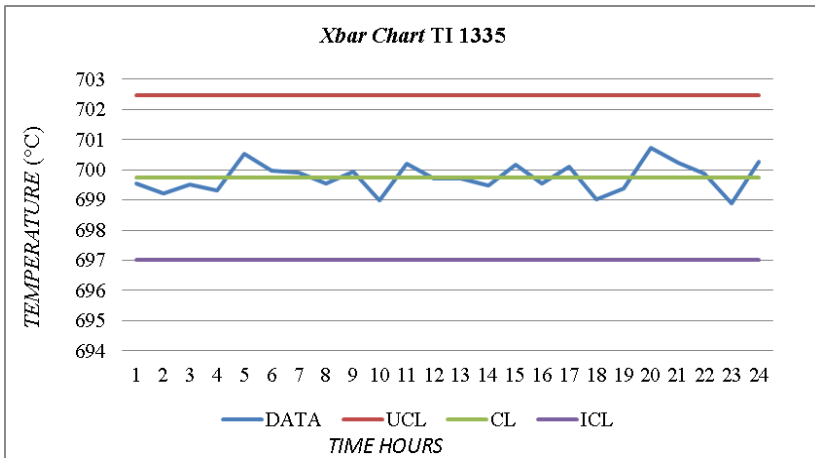


Gambar 4.3 Grafik *logsheet* PI1060

Dari grafik pada Gambar 4.3 diketahui pembacaan PI 1060 tidak menunjukkan perbedaan signifikan. Hanya saja ada peningkatan pada hari ke 21 yaitu berkisar pada 122 hingga 122,2 Kg/cm^2 . Jika dirata-rata pembacaannya yaitu 121,739 Kg/cm^2 .

- *Temperature Indicator* 1335 (TI 1335)
Temperature indicator 1335 (TI 1335) merupakan komponen *monitoring* berupa sensor temperatur untuk mengukur temperatur *steam gas* dari proses 101-C menuju pada *heat exchanger* 102-C.

Elemen TI 1335 dapat disebut sebagai komponen penyusun loop pengendalian *semi-automatic* dikarenakan *temperatur indicator* akan mengirimkan sinyal yang akan muncul pada *control room* sehingga temperatur aktual dapat dipantau secara *realtime* oleh operator diruang DCS. Sehingga fungsi *actuator* atau *final element* diperankan langsung oleh operator sebagai pengambil keputusan apabila ada indikasi kegagalan pada sistem *heat exchanger* 102-C. Diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.4. dimana $UCL = 702,4553\text{ }^{\circ}\text{C}$, $CL = 699,7391\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $LCL = 697,0229\text{ }^{\circ}\text{C}$.

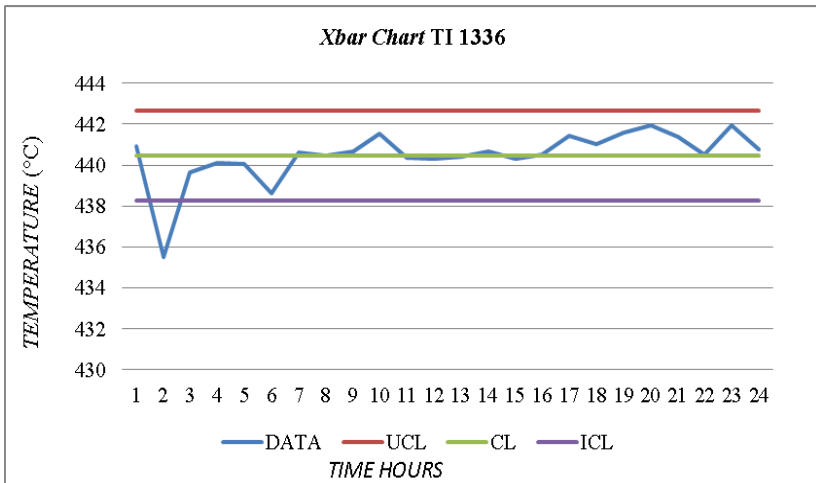


Gambar 4.4 Grafik *logsheet* TI 1335

Dari grafik pada Gambar 4.4 dapat diketahui bahwa sistem yang sedang beroperasi cukup stabil setiap harinya, dimana nilai simpangannya tidak mendekati batas nilai yang diizinkan dari kendali operasi. Sehingga rata-rata dari nilai pembacaan pada TI 1334 adalah $699,7391\text{ }^{\circ}\text{C}$ setiap harinya.

- *Temperatur Indicator* 1336 (TI 1336)
Temperature indicator 1336 (TI 1336) merupakan komponen *monitoring* berupa sensor temperatur untuk mengukur temperatur *saturated high pressure steam* dari proses *heat exchanger* 102-C

menuju *super heater* 101-B. Elemen TI 1336 dapat disebut sebagai komponen penyusun loop pengendalian *semi-automatic* dikarenakan *temperatur indicator* akan mengirimkan sinyal yang akan muncul pada *control room* sehingga temperatur aktual dapat dipantau secara *realtime* oleh operator diruang DCS. Sehingga fungsi *actuator* atau *final element* diperankan langsung oleh operator sebagai pengambil keputusan apabila ada indikasi kegagalan pada sistem *heat exchanger* 102-C. Diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.5. dimana UCL = 442,6717 °C, CL = 440,4733 °C dan LCL = 438,275 °C.

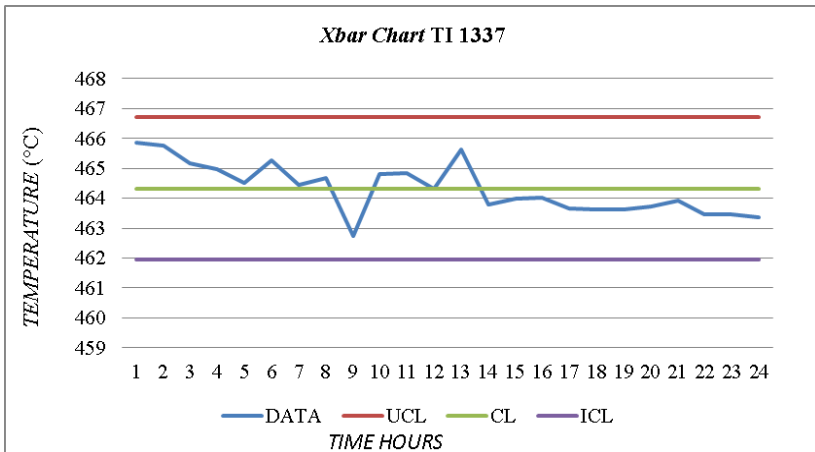


Gambar 4.5 Grafik *logsheet* TI 1336

Dari grafik pada Gambar 4.5 diketahui pembacaan PI 1060 tidak menunjukkan perbedaan signifikan. Hanya saja ada penurunan pada hari ke 2 yaitu berkisar pada 435 °C. Jika dirata-rata pembacaannya yaitu 440,4733 °C.

- *Temperature Indicator* 1337 (TI 1337)
Temperature indicator 1337 (TI 1337) merupakan komponen *monitoring* berupa sensor temperatur untuk mengukur temperatur

steam dari proses *heat exchanger* 102-C menuju 104-B1. Elemen TI 1337 dapat disebut sebagai komponen penyusun loop pengendalian *semi-automatic* dikarenakan *temperatur indicator* akan mengirimkan sinyal yang akan muncul pada *control room* sehingga temperatur aktual dapat dipantau secara *realtime* oleh operator diruang DCS. Sehingga fungsi *actuator* atau *final element* diperankan langsung oleh operator sebagai pengambil keputusan apabila ada indikasi kegagalan pada sistem *heat exchanger* 102-C. Diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.6. dimana $UCL = 466,697\text{ }^{\circ}\text{C}$, $CL = 464,3184\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $LCL = 461,9398\text{ }^{\circ}\text{C}$.

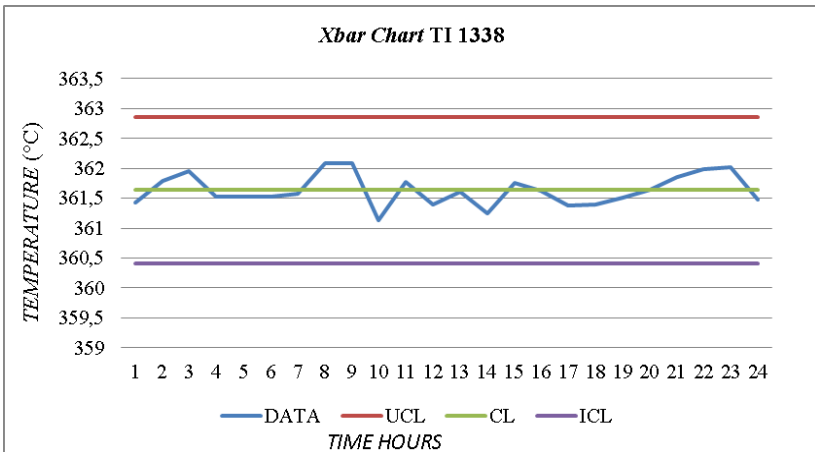


Gambar 4.6 Grafik *logsheet* TI 1337

Dari grafik pada Gambar 4.6 dapat diketahui bahwa sistem yang sedang beroperasi cukup stabil setiap harinya, dimana nilai simpangannya tidak mendekati batas nilai yang diizinkan dari kendali operasi. Sehingga rata-rata dari nilai pembacaan pada TI 1337 adalah $464,3184\text{ }^{\circ}\text{C}$ setiap harinya.

- *Temperatur Indicator* 1338 (TI 1338)
Temperature indicator 1338 (TI 1338) merupakan komponen *monitoring* berupa sensor temperatur untuk mengukur temperatur

steam dari proses *heat exchanger* 102-C menuju 104-B1. Elemen TI 1338 dapat disebut sebagai komponen penyusun loop pengendalian *semi-automatic* dikarenakan *temperatur indicator* akan mengirimkan sinyal yang akan muncul pada *control room* sehingga temperatur aktual dapat dipantau secara *realtime* oleh operator diruang DCS. Sehingga fungsi *actuator* atau *final element* diperankan langsung oleh operator sebagai pengambil keputusan apabila ada indikasi kegagalan pada sistem *heat exchanger* 102-C. Diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.7. dimana UCL = 362,8608 °C, CL = 361,6378 °C dan LCL = 360,4147 °C.

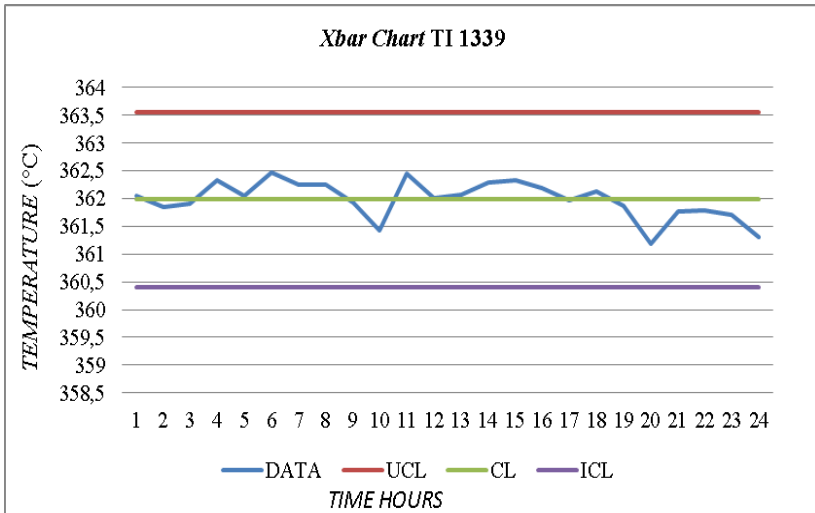


Gambar 4.7 Grafik *logshet* TI 1338

Dari grafik pada Gambar 4.7 dapat diketahui bahwa sistem yang sedang beroperasi cukup stabil setiap harinya, dimana nilai simpangannya tidak mendekati batas nilai yang diizinkan dari kendali operasi. Sehingga rata-rata dari nilai pembacaan pada TI 1338 adalah 361,6378 °C setiap harinya.

- *Temperature Indicator* 1339 (TI 1339)
Temperature indicator 1339 (TI 1339) pada *loop* pengendalian temperatur berfungsi untuk menjaga temperatur *steam* yang keluar

dari *heat exchanger* 102-C agar temperatur yang menuju 104-B1 tetap pada *set point* agar tidak terjadi kegagalan pada produk. Dari data proses diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.8. dimana $UCL = 363,5508 \text{ } ^\circ\text{C}$, $CL = 361,9816 \text{ } ^\circ\text{C}$ dan $LCL = 360,4142 \text{ } ^\circ\text{C}$.



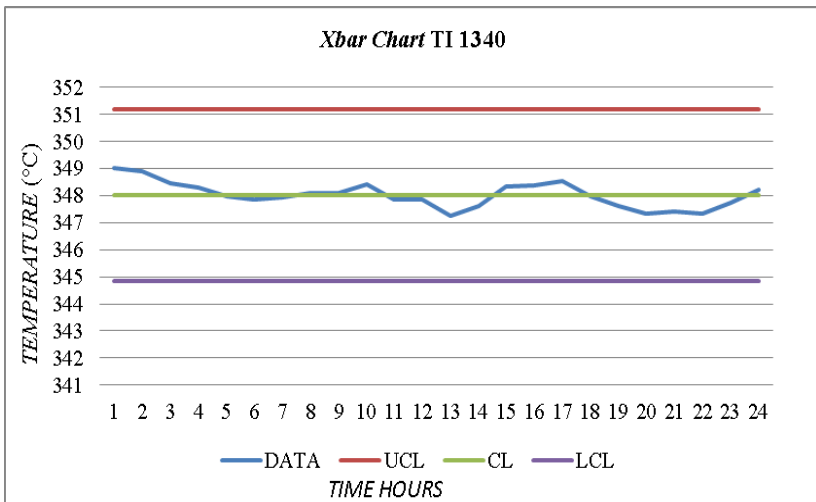
Gambar 4.8 Grafik *logsheet* TI 1339

Dari grafik pada Gambar 4.8 dapat diketahui bahwa sistem yang sedang beroperasi cukup stabil setiap harinya, dimana nilai simpangannya tidak mendekati batas nilai yang diizinkan dari kendali operasi. Sehingga rata-rata dari nilai pembacaan pada TI 1339 adalah $361,9816 \text{ } ^\circ\text{C}$ setiap harinya.

- *Temperature Indicator* 1340 (TI 1340)

Temperature indicator 1340 (TI 1340) merupakan komponen *monitoring* berupa sensor temperatur untuk mengukur temperatur *steam* dari proses *heat exchanger* 102-C menuju 104-B1. Elemen TI 1340 dapat disebut sebagai komponen penyusun loop pengendalian *semi-automatic* dikarenakan *temperatur indicator*

akan mengirimkan sinyal yang akan muncul pada *control room* sehingga temperatur aktual dapat dipantau secara *realtime* oleh operator diruang DCS. Sehingga fungsi *actuator* atau *final element* diperankan langsung oleh operator sebagai pengambil keputusan apabila ada indikasi kegagalan pada sistem *heat exchanger* 102-C. Diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.9. dimana $UCL = 351,1838$ °C, $CL = 348,0205$ °C dan $LCL = 344,8571$ °C.



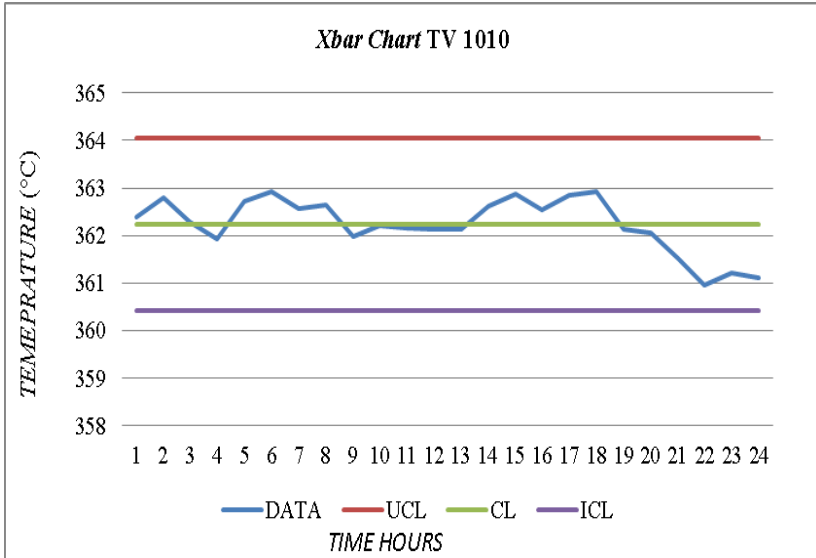
Gambar 4.9 Grafik *logsheet* TI 1340

Dari grafik pada Gambar 4.9 dapat diketahui bahwa sistem yang sedang beroperasi cukup stabil setiap harinya, dimana nilai simpangannya tidak mendekati batas nilai yang diizinkan dari kendali operasi. Sehingga rata-rata dari nilai pembacaan pada TI 1340 adalah $348,0205$ °C setiap harinya.

- *Temperature Valve* 1010 (TV 1010)

Temperature valve 1010 (TV 1010) pada *loop* pengendalian temperatur berfungsi untuk menjaga temperatur *steam* yang keluar dari *heat exchanger* 102-C agar temperatur yang menuju 104-B1 tetap pada *set point* agar tidak terjadi kegagalan pada produk. Dari

data proses diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.10. dimana $UCL = 362,2368\text{ }^{\circ}\text{C}$, $CL = 360,2368\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $LCL = 360,4282\text{ }^{\circ}\text{C}$.



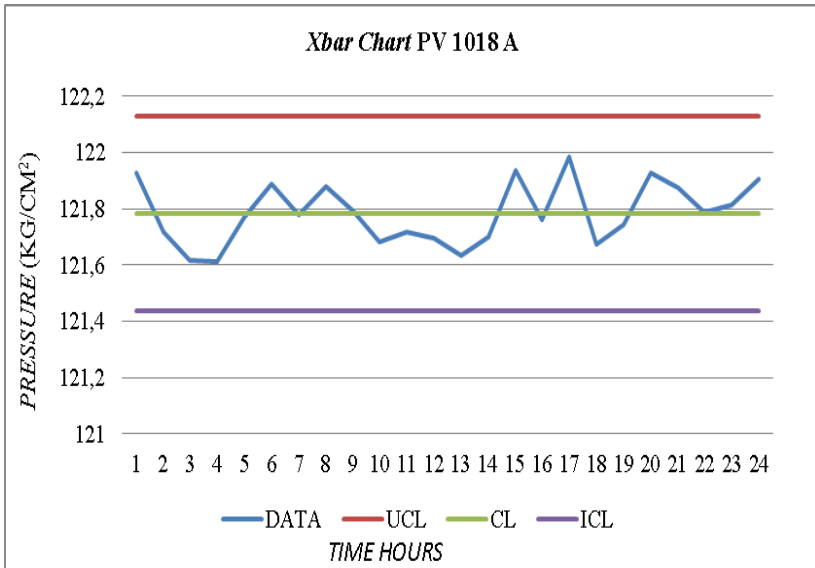
Gambar 4.10 Grafik *logsheet* TV 1010

Dari grafik pada Gambar 4.10 dapat diketahui bahwa sistem yang sedang beroperasi cukup stabil setiap harinya, dimana nilai simpangannya tidak mendekati batas nilai yang diizinkan dari kendali operasi. Sehingga rata-rata dari nilai pembacaan pada TV 1010 adalah $362,2368\text{ }^{\circ}\text{C}$ setiap harinya.

- *Pressure Valve* 1018A (PV 1018A)

Pressure Valve 1018A (pV 1018A) pada *loop* pengendalian tekanan berfungsi untuk menjaga tekanan *steam* yang keluar dari *heat exchanger* 102-C agar tekanan yang menuju 104-B1 tetap pada *set point* agar tidak terjadi kegagalan pada produk. Dari data proses diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.11. dimana

UCL = 122,1288 Kg/cm², CL = 121,784 Kg/cm² dan LCL = 121,4391 Kg/cm².

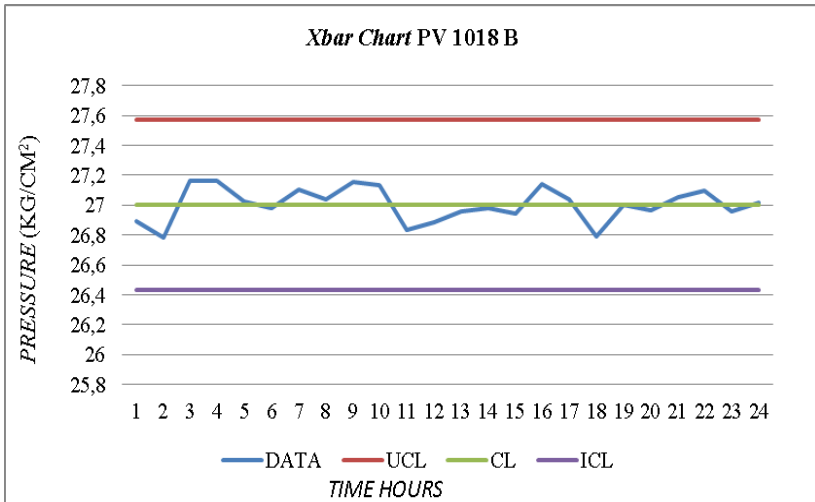


Gambar 4.11 Grafik *logsheet* PV 1018A

Dari grafik pada Gambar 4.11 dapat diketahui bahwa sistem yang sedang beroperasi cukup stabil setiap harinya, dimana nilai simpangannya tidak mendekati batas nilai yang diizinkan dari kendali operasi. Sehingga rata-rata dari nilai pembacaan pada PV 1018A adalah 121,784 Kg/cm² setiap harinya.

- *Pressure Valve* 1018B (PV 1018B)

Pressure Valve 1018A (pV 1018A) pada *loop* pengendalian tekanan berfungsi untuk menjaga tekanan *steam* yang keluar dari *heat exchanger* 102-C agar tekanan yang menuju 104-B1 tetap pada *set point* agar tidak terjadi kegagalan pada produk. Dari data proses diperoleh deviasi dari grafik *control chart* pada pembacaan tekanan rata-rata/jam yang disajikan pada Gambar 4.11. dimana UCL = 27,5733 Kg/cm², CL = 27,0043 Kg/cm² dan LCL = 26,4354 Kg/cm².



Gambar 4.12 Grafik *logsheet* PV 1018B

Dari grafik pada Gambar 4.11 dapat diketahui bahwa sistem yang sedang beroperasi cukup stabil setiap harinya, dimana nilai simpangannya tidak mendekati batas nilai yang diizinkan dari kendali operasi. Sehingga rata-rata dari nilai pembacaan pada PV 1018B adalah $27,0043 \text{ Kg/cm}^2$ setiap harinya.

4.3.1 Komponen Instrumen, Guide Word, dan Deviasi pada Sistem *Heat Exchanger 102-C*

Untuk mendapatkan *guide word* dan deviasi dilakukan wawancara kepada *operator* dan pembimbing. Setelah dilakukannya wawancara didapatkan komponen instrumen pada sistem *heat exchanger 102-C* yang terdiri dari 12 komponen instrumen yaitu *temperature indicator* (TI 1334, TI 1335, TI 1336, TI 1337, TI 1338, TI 1339, TI 1340), *pressure indicator* (PI 1060), *pressure valve* (PV 1018A dan PV 1018B), *temperature valve* (TV 1010) dan *analyzed indicator* (AI 1005). Untuk TI 1334, TI 1336, PI 1060, PV 1018A, dan PV1018B menggunakan satu *guide word* yaitu *high* saja. Hal ini dikarenakan temperatur dan tekanan pada titik tersebut tidak dimungkinkan berada pada kondisi rendah (*low*). Untuk TI 1335, TI 1337, TI 1338 dan TI 1340 terdapat dua *guide word* yaitu *high* dan

low. Sedangkan TV 1010 menggunakan satu *guide word* yaitu *less* dan AI 1005 menggunakan satu *guide word* yaitu *more*. Komponen instrumen, *guide word*, dan deviasi pada unit 102-C yang didapatkan akan disajikan dalam Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Komponen Instrumen, *Guide Word*, dan Deviasi pada Sistem *Heat Exchanger* 102-C

<i>Instrument Component</i>	<i>Guide word</i>	<i>Deviation</i>
TI 1334	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
PI 1610	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>
TI 1335	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
	<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>
TI 1340	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
	<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>
TI 1336	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
TI 1337	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
	<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>
TI 1338	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
	<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>
PV 1018A	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>
PV 1018B	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>
TV 1010	<i>Low</i>	<i>Low Flow</i>
TI 1339	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
	<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>
AI 1005	<i>More</i>	<i>More Flow</i>

4.3.2 Penentuan *Cause* dan *Consequences* pada Sistem *Heat Exchanger* 102-C

Pada sistem 102-C, *cause* ditentukan berdasarkan deviasi yang sudah ditentukan pada tahap sebelumnya. Penyebab (*cause*) dari deviasi pada sistem 102-C dikarenakan kegagalan yang terjadi pada instrumen TI 1334., TI 1335, TI 1336, TI 1337 dan TI 1338.

Consequences ditentukan berdasarkan konsekuensi yang diakibatkan oleh adanya deviasi yang telah ditentukan. Hasil analisis HAZOP terhadap penyebab (*cause*) dan konsekuensi (*consequences*) dari sistem 102-C disajikan pada Tabel 4.2 berikut.

Tabel 4.2 Analisis *Cause and Consequences* pada Sistem *Heat Exchanger* 102-C

<i>Component</i>	<i>Guide Word</i>	<i>Deviation</i>	<i>Cause</i>	<i>Consequences</i>
TI 1334	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>	<i>Supply</i> dari 101-B, udara dan <i>steam</i> terlalu tinggi menyebabkan suhu meningkat	<i>Output</i> yang dihasilkan 103-D akan mengakibatkan 101-C <i>overheat</i> , <i>alarm fail</i>
PI 1610	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>	<u><i>Supply</i></u> dari 103-D terlalu tinggi menyebabkan tekanan meningkat	<i>Monitoring Output</i> 103-D yang masuk 101-C yang dapat mengakibatkan 101-C <i>overpressure</i>
TI 1335	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>	<i>Output</i> yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu tinggi	<i>Monitoring</i> suhu <i>output</i> 101-C yang menjadi input 102-C pada DCS
	<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>	<i>Output</i> yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu rendah	<i>Monitoring</i> suhu <i>output</i> 101-C yang menjadi input 102-C pada DCS

Tabel 4.2 Analisis *Cause and Consequences* pada Sistem *Heat Exchanger 102-C* (Lanjutan)

TI 1340	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>	<i>Output</i> yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu tinggi	<i>Monitoring input</i> yang diterima oleh PV1018A
	<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>	<i>Output</i> yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu rendah	<i>Monitoring input</i> yang diterima oleh PV1018A

Dikarenakan data analisis *cause and consequences* sangat banyak maka pada bab ini hanya disajikan sebagian dan keseluruhan data dapat dilihat pada Lampiran C.

4.3.3 *Likelihood, Consequence, dan Risk Ranking* pada Sistem *Heat Exchanger 102-C*

Penilaian terjadinya kerusakan / *likelihood* dapat ditentukan menggunakan data *maintenance*, penggantian instrumen dan komponen mekanikal yang didapatkan dari Dept. Pemeliharaan I Pabrik Amonia. Nilai *likelihood* dihitung dengan membagi waktu operasi instrumen terhadap *mean time to failure* (MTTF)^[21] dengan persamaan berikut.

$$Likelihood = \lambda \times total\ time\ operation \quad (4.1)$$

$$likelihood = 43800/MTTF_{(hour)} \quad (4.2)$$

dimana waktu operasi diambil berdasarkan kurun waktu pengambilan data *maintenance* selama 5 tahun (43800 jam). Berikut ini adalah hasil dari perhitungan MTTF dari instrumen pada *heat exchanger 102-C* yang dihitung dari data *maintenance* yang didapat dari perusahaan.

Tabel 4.3 Hasil Perhitungan MTTF dan *Likelihood* pada Sistem *Heat Exchanger 102-C*

Component	MTTF (day)	MTTF (hour)	Likelihood (per 5 tahun)
PI 1610	398,8	9567	5
TI 1334	342,8	8221,3	4
TI 1335	514,7	12346,6	3
TI 1340	404,7	9705,7	3
TI 1336	413	9905,3	3
TI 1337	525,7	12609,7	3
TI 1338	391,7	9393	3
TI 1339	373,8	11472,5	4
TV 1010	185,8	4454,5	4
PV 1018A	614	14731	3
PV 1018B	177,5	4256	4
AI 1005	377,2	9049,2	5

Dari Tabel 4.3 di atas, instrumen yang memiliki tingkat kegagalan yang sering terjadi adalah instrumen yang ada pada AI 1005. Pada instrumen ini sering dilakukan *maintenance* pada komponen *filter* ataupun *cubing* pada Analisis Indikator (AI 1005) yang kemungkinan terjadinya mencapai 8 kali dalam kurun waktu 5 tahun beroperasi. Dimana hasil *likelihood* yang didapatkan akan dikategorikan sesuai standar *likelihood* perusahaan sebagai *poor component/ below standard* seperti pada Tabel 4.4.

Tabel 4.4 Tabel *Likelihood*^[16]

No	<i>Ranking</i>	Deskripsi
A	<i>Almost Certain</i>	Resiko terjadi lebih dari 5 kali dalam 5 tahun
B	<i>Likely</i>	Resiko terjadi 4-5 kali dalam 5 tahun
C	<i>Moderate</i>	Resiko terjadi lebih dari 3 atau kurang dari 4 kali dalam 5 tahun
D	<i>Unlikely</i>	Resiko terjadi 2-3 kali dalam 5 tahun
E	<i>Rare</i>	Resiko jarang sekali terjadi kurang dari 2 kali dalam 5 tahun.

Consequence adalah segala bentuk kemungkinan dari dampak resiko yang akan timbul akibat adanya sebuah penyimpangan atau kegagalan pada sebuah proses atau operasi yang melewati batas kendali yang diizinkan. Skala dari nilai *consequence* ditentukan dari standar kriteria profil konsekuensi yang digunakan oleh PT. Petrokimia Gresik Unit Amonia. Berdasarkan data proses yang ada serta wawancara dengan *operator* serta pelaksana standar operasional (SOP) dapat dilakukan penentuan tingkat keparahan sesuai kategori *consequence* yang ditampilkan pada Tabel 4.6 berikut^[12].

Tabel 4.6 Kategori Konsekuensi^[12]

No	Ranking	Deskripsi
1	<i>Insignificant</i>	Sumber resiko (unsur/ komponen/ obyek dalam beraktifitas) tidak berdampak sama sekali, akibatnya tidak signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap terlaksana.
2	<i>Minor</i>	Sumber resiko (unsur/ komponen/ obyek dalam beraktifitas) berdampak kecil, akibatnya kecil terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap terlaksana.
3	<i>Moderate</i>	Sumber resiko (unsur/ komponen/ obyek dalam beraktifitas) berdampak sedang, akibatnya sedang terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tetap terlaksana.
4	<i>Major</i>	Sumber resiko (unsur/ komponen/ obyek dalam beraktifitas) berdampak besar, akibatnya cukup signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, namun aktifitas masih dapat terlaksana walaupun tidak optimal.
5	<i>Catastrophic</i>	Sumber resiko (unsur/ komponen/ obyek dalam beraktifitas) berdampak sangat besar, akibatnya sangat signifikan terhadap kelangsungan aktifitas, sehingga aktifitas tidak dapat terlaksana

Menurut kriteria *consequence* yang dibuat oleh PT. Petrokimia Gresik pada Tabel 4.6 di atas, bahwa skala 5 menunjukkan tingkatan

catastrophic dimana resiko yang timbul berdampak sangat besar sehingga aktifitas produksi harus dihentikan (*shutdown*).

Tahapan terakhir dalam analisis bahaya adalah dengan menentukan nilai skala *risk ranking*. *Risk ranking* didapatkan dengan mengalikan antara skala *likelihood* dengan skala *consequences* seperti yang ditampilkan pada persamaan 2.1. Standar yang digunakan pada tugas akhir ini untuk menentukan *risk matrix* adalah dengan menggunakan standar AS/NZS 4360:2004 yang disajikan pada Tabel 4.7 berikut.

Tabel 4.7 *Risk Ranking*

COMPONENT	CONSEQUENCES	L	C	R
TI 1334	<i>Output yang dihasilkan 103-D akan mengakibatkan 101-C overheat, alarm fail</i>	B	3	H
PI 1610	<i>Monitoring output yang dihasilkan 103-D yang masuk 101-C yang dapat mengakibatkan 101-C overpressure</i>	B	1	M
TI 1335	<i>Monitoring suhu output 101-C yang menjadi input 102-C pada DCS</i>	D	1	L
	<i>Monitoring suhu output 101-C yang menjadi input 102-C pada DCS</i>		1	L
TI 1340	<i>Monitoring input yang diterima oleh PV1018A</i>	C	1	L
	<i>Monitoring input yang diterima oleh PV1018A</i>		1	L
TI 1336	<i>Memberi dampak pada proses 101-B, overheat pada 102-C dan plant 101-BPCS trip/shutdown</i>	C	5	E

Tabel 4.7 Risk Ranking (Lanjutan)

TI 1337	<i>Monitoring input</i> yang diterima oleh TV 1010	C	2	M
	<i>Monitoring input</i> yang diterima oleh PV1018B		1	L
TI 1338	<i>Monitoring input</i> yang diterima oleh PRV102-CA, PRV102-CB dan PV1018B	C	3	H
	<i>Monitoring input</i> yang diterima oleh PRV102-CA, PRV102-CB dan PV1018B		1	L
PV 1018B	Akan memberi dampak pada proses 104-B1 <i>trip/shutdown</i> dan mengaktifkan PRV102CA dan PRV102CB	B	5	E
PV 1018A	Akan memberi dampak pada proses 104-B1 ketika <i>output</i> dari 102C <i>overheat</i>	D	2	L
TV 1010	Akan berdampak pada <i>output</i> 101-C dan 102-C tidak terkontrol dan berdampak pada proses 104-B1 <i>trip/shutdown</i>	B	3	H
TI 1339	Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis)	B	3	H
	Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis)		3	H
AI 1005	Berdampak pada rusaknya katalis pada proses selanjutnya, <i>plant shutdown/trip</i>	B	3	H

Berdasarkan hasil *risk ranking* pada tabel di atas, angka yang terdapat pada kolom C merupakan nilai skala *consequence* dari resiko yang akan terjadi akibat kegagalan instrumen yang ada. Angka ini didapatkan dengan menganalisa akibat atau dampak yang terjadi

akibat kegagalan terhadap proses produksi serta keutuhan instrumen pada sistem sebagaimana ditampilkan pada Tabel 4.5.

Dengan mengklasifikasikan nilai *likelihood* pada Tabel 4.3 dengan kategori yang terdapat pada Tabel 4.4 maka akan didapatkan hasil pada kolom L (*likelihood*) seperti Tabel 4.6 diatas.

4.4 Analisis HAZOP

Penentuan nilai presentase untuk setiap resiko dilakukan dengan cara menjumlahkan resiko untuk masing-masing kategori (*low risk, medium risk, high risk, extreme risk*) dan dibandingkan dengan jumlah resiko dari seluruh kategori. Dari hasil analisis HAZOP yang telah dilakukan, menunjukkan bahwa resiko yang terjadi pada unit 102-C *high pressure steam superheater* terbagi menjadi 4 kategori dengan presentase sebagai berikut:

<i>Low Risk</i> (Hijau)	= 41,18 %
<i>Medium Risk</i> (Kuning)	= 11,76 %
<i>High Risk</i> (Coklat)	= 35,29 %
<i>Extreme Risk</i> (Merah)	= 11,76 %

Dimana kegagalan yang tergolong dalam kategori *extreme risk* dan *high risk* pada sistem *heat exchanger* 102-C berdasarkan anilisa diatas disebabkan oleh kegagalan pada *Temperature Indicator, Pressure Valve, Temperature Valve* dan *Analyzed Indicator*. Kegagalan yang terjadi akan dianalisa menggunakan metode LOPA untuk menentukan tingkatan SIL yang digunakan serta untuk memberikan rekomendasi tindakan yang dapat mereduksi resiko dan dampak kegagalan melalui peningkatan nilai SIL^[21].

4.5 Layer of Protection Analysis (LOPA)

Protection layer terdiri dari *general proses design* (GPD), *Basic Process Control System* (BPCS), *alarm*, dan *additional mitigation layer*. *General proses design* adalah salah satu *protection layer* dengan probabilitas kegagalan yang kecil. BPCS merupakan salah satu *protection layer* yang bertujuan untuk memonitoring serta mengendalikan jalannya sebuah proses. Berjalannya sebuah proses

senantiasa dievaluasi melalui *set point* yang sudah ditentukan setiap industri. BPCS merupakan *layer* yang signifikan dalam meminimalisir kegagalan pada sistem. Apabila pada sebuah sistem terdapat *element sensor*, *logic solver*, dan *final element* maka dapat dinyatakan bahwa pada sistem ini terpasang BPCS. *Alarm* merupakan *protection layer* tahap kedua setelah BPCS. *Alarm* dapat terhubung maupun terpisah dengan BPCS. *Alarm* akan aktif jika sistem mengindikasikan adanya penyimpangan diluar batas toleransi yang diizinkan, *alarm* tersebut dapat berupa HH (*high-high*) dan LL (*low-low*). Untuk kedua *independent protection layer* (IPL) ini akan memiliki nilai PFD sebesar 10^{-1} apabila aktif atau bekerja dan PFD akan bernilai 1 jika pada kedua IPL tersebut tidak tersedia atau tidak terpasang^[21]. Sedangkan *additional mitigation layer* merupakan salah satu *protection layer* yang bersifat mekanikal, struktural atau sesuai prosedur yang bertujuan mencegah atau menjaga terjadinya bahaya awal yang akan terjadi. Adapun *additional mitigation* pertama berupa *human performance on restricted area* yang memiliki nilai PFD sebesar 0,5 untuk *under stress performance*. Yang kedua adalah *high integrity additional mitigation*, disini berupa PRV atau *pressure relief valve* yang berfungsi untuk perlindungan akhir dari kemungkinan terjadinya *overpressure* yang menyebabkan bahaya yang berdampak lebih besar pada *plant*. PRV memiliki nilai PFD sebesar 10^{-2} ^[21].

Langkah awal sebelum menentukan *Probability Failure On Demand* (PFD) yaitu menentukan *Initiating Caused Likelihood* (ICL) yang akan ditampilkan pada Tabel 4.7 berikut merupakan perhitungan ICL untuk setiap kerusakan. Dengan menggunakan persamaan 3.5, dimana ICL merupakan *events per year* .

➤ Perhitungan ICL pada instrumen TI 1336

$$\text{MTTF} = 9905,3$$

$$\lambda_{\text{jam}} = 1/9905,3 = 0,0001$$

$$\lambda_{\text{tahun}} = 0,0001 \times 24 (\text{jam}) \times 365 (\text{hari}) = 0,88$$

$$R(t) = e^{-0,88} = 0,41$$

$$\text{ICL} = 0,59 \text{ (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)}$$

- Perhitungan ICL pada instrumen PV 1018B
 - MTTF = 4256 jam
 - λ_{jam} = $1/4256 = 0,00023$
 - λ_{tahun} = $0,00023 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 2,058$
 - $R(t)$ = $e^{-2,058} = 0,128$
 - ICL = 0,872 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

- Perhitungan ICL pada instrumen TV 1010
 - MTTF = 4454,5 jam
 - λ_{jam} = $1/4454,5 = 0,000224$
 - λ_{tahun} = $0,000224 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 1,966$
 - $R(t)$ = $e^{-1,966} = 0,14$
 - ICL = 0,86 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

- Perhitungan ICL pada instrumen TI 1339 (*high*)
 - MTTF = 11472,5 jam
 - λ_{jam} = $1/9567 = 0,000087$
 - λ_{tahun} = $0,000087 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 0,763$
 - $R(t)$ = $e^{-0,915647538} = 0,466$
 - ICL = 0,534 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

- Perhitungan ICL pada instrumen TI 1339 (*low*)
 - MTTF = 11472,5 jam
 - λ_{jam} = $1/9567 = 0,000087$
 - λ_{tahun} = $0,000087 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 0,763$
 - $R(t)$ = $e^{-0,915647538} = 0,466$
 - ICL = 0,534 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

- Perhitungan ICL pada instrumen AI 1005
 - MTTF = 9049,2 jam
 - λ_{jam} = $1/9049,2 = 0,00011$
 - λ_{tahun} = $0,00011 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 0,968$

$$R(t) = e^{-0,915647538} = 0,38$$

$$ICL = 0,62 \text{ (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)}$$

- Perhitungan ICL pada instrumen TI 1334
 - MTTF = 6577 jam
 - $\lambda_{jam} = 1/6577 = 0,000152045$
 - $\lambda_{tahun} = 0,000152045 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 1,33191424$
 - $R(t) = e^{-0,915647538} = 0,263971471$
 - ICL = 0,736028529 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

- Perhitungan ICL pada instrumen TI 1338
 - MTTF = 3168,75 jam
 - $\lambda_{jam} = 1/3168,75 = 0,0003$
 - $\lambda_{tahun} = 0,0003 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 2,764$
 - $R(t) = e^{-0,915647538} = 0,063$
 - ICL = 0,937 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Setelah didapatkan nilai ICL selanjutnya, dilakukan perhitungan IEL dan penentuan nilai SIL. Perhitungan IEL berdasarkan persamaan 3.8 dan perhitungan nilai SIL berdasarkan persamaan 3.10. nilai IEL dan nilai SIL disajikan dalam Tabel 4.8 berikut:

- Perhitungan LOPA pada instrumen TI 1336
 - IED^[1] = Akan berdampak pada *output* 101-C dan 102-C tidak terkontrol dan berdampak pada proses 104-B1 *trip/shutdown*
 - IC^[2] = *High Temperature*
 - ICL = 0,59 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)
 - Protection Layer* :
 - *Process Design* = 0,1

- BPCS = 1
- Alarm = 0,1
- Additional mitigation, Restricted access = 0,5 (human performance, under stress)
- Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV = 0,1
 $IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$
 $IEL = 0,59 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 1$
 $= 0,0000147$
 (Intermediate Event Likelihood = frekuensi per tahun dari terjadinya impact event)
 $PFD_{avg} = 0,068$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 1**

➤ Perhitungan ICL pada instrumen PV 1018B

IED^[1] = Akan memberi dampak pada proses 104-B1 trip/shutdown

IC^[2] = PV 1018B failed to open

ICL = 0,872 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Protection Layer :

- Process Design = 0,1
- BPCS = 0,1
- Alarm = 1
- Additional mitigation, Restricted access = 0,5 (human performance, under stress)
- Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV = 0,01
 $IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$
 $IEL = 0,872 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 0,1$
 $= 0,0000022$
 (Intermediate Event Likelihood = frekuensi per tahun dari terjadinya impact event)
 $PFD_{avg} = 4,587$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL NR**

- Perhitungan ICL pada instrumen TV 1010
- IED^[1] = Akan memberi dampak pada proses 104-B1
trip/shutdown
- IC^[2] = *Less flow*
- ICL = 0,86 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)
- Protection Layer :*
- *Process Design* = 0,1
 - *BPCS* = 0,1
 - *Alarm* = 0,1
 - *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
 - *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1
- $$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$
- $$IEL = 0,86 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 0,1$$
- $$= 0,000011$$
- (*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari keterjadian *impact event*)
- $$PFD_{avg} = 0,93$$
- Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 0**

- Perhitungan ICL pada instrumen TI 1339 (*high*)
- IED^[1] = Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis) *trip*
- IC^[2] = *TI 1339 failed to work*
- ICL = 0,534 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)
- Protection Layer :*
- *Process Design* = 0,1
 - *BPCS* = 0,1
 - *Alarm* = 0,1
 - *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
 - *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1
- $$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$\begin{aligned} IEL &= 0,534 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 0,5 \\ &= 0,000007 \end{aligned}$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari kejadian *impact event*)

$$PFD_{avg} = 1,498$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL NR**

➤ Perhitungan ICL pada instrumen TI 1339 (*low*)

IED^[1] = Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis) *trip*

IC^[2] = TV 1010 *failed to closed*

ICL = 0,534 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Protection Layer :

- *Process Design* = 0,1
- *BPCS* = 0,1
- *Alarm* = 0,1
- *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human perfomance, under stress*)
- *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$\begin{aligned} IEL &= 0,534 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 0,5 \\ &= 0,000007 \end{aligned}$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari kejadian *impact event*)

$$PFD_{avg} = 1,498$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL NR**

➤ Perhitungan ICL pada instrumen AI 1005

IED^[1] = Berdampak pada rusaknya katalis pada proses selanjutnya, *plant shutdown/trip*

IC^[2] = *Over Consentration CH₄ 104-D1 failed to work*

ICL = 0,62 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Protection Layer :

- *Process Design* = 0,1
 - *BPCS* = 1
 - *Alarm* = 0,1
 - *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
 - *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1
- $$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$
- $$IEL = 0,62 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 1$$
- $$= 0,0000187$$
- (*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari terjadinya *impact event*)
- $$PFD_{avg} = 0,535$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 0**

- Perhitungan ICL pada instrumen TI 1334
- IED^[1] = *Output* yang dihasilkan 103-D akan mengakibatkan 101-C *overheat*
- IC^[2] = *Over heat failed to alarm* TI 1334
- ICL = 0,736028529 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Protection Layer :

- *Process Design* = 0,1
 - *BPCS* = 1
 - *Alarm* = 0,1
 - *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
 - *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1
- $$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$
- $$IEL = 0,736 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,01 \times 1 \times 0,5 \times 0,1$$
- $$= 4,58716$$
- (*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari terjadinya *impact event*)
- $$PFD_{avg} = 4,587$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 0**

- Perhitungan ICL pada instrumen TI 1338
- IED^[1] = Memonitor *input* yang diterima oleh PRV102-CA, PRV102-CB dan PV1018B yang berdampak pada produk
- IC^[2] = PRV *failed to work* dan PV 1018B *failed to open*
- ICL = 0,937 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)
- Protection Layer :*
- *Process Design* = 0,1
 - BPCS = 1
 - *Alarm* = 0,1
 - *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
 - *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1
- IEL = ICL x PFD₁ x PFD₂ x.....x PFD_n x P_p x P_i x P_{tr}
- IEL = 0,937 x 0,1 x 1 x 0,1 x 0,5 x 0,1 x 1 x 0,5 x 0,1
- = 0,00002
- (*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari keterjadian *impact event*)
- PFD_{avg} = 0,426

Berdasarkan hasil rasio LOPA di atas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 0**.

General Proces Design (GPD) merupakan salah satu *protection layer* dimana desain P&ID perusahaan mempunyai nilai 0,01. Nilai 0,01 menyatakan bahwa *protection layers* ini dirancang memiliki kegagalan satu kali dalam seratus tahun. *Basic Process Control System* (BPCS) merupakan *protection layer* yang pada umumnya terbuat dari kontrol P&ID yang berfungsi menjaga kondisi proses sesuai dengan *setpoint*. Nilai BPCS dan *alarm* dapat dilihat dari P&ID atau PFD, apabila dalam P&ID atau PFD terdapat BPCS dan *alarm*, maka BPCS dan *alarm* akan memiliki nilai 0,1. Namun apabila tidak terdapat BPCS ataupun *alarm* maka akan memiliki nilai

1. *Additional restricted acces* dapat berupa tanda larangan masuk terbatas, untuk menghitung nilai *additional restricted acces* digunakan persamaan 3.6 dan persamaan 3.7. Nilai *additional restricted acces* dipengaruhi oleh tiga nilai yang terdiri dari nilai *probability of fatal injury* (P_{tr}) yang bernilai 1 dikarenakan proses beroperasi secara kontinyu. Kemudian dipengaruhi oleh nilai *probability of personal in affected area* (P_p) dimana dihitung berdasarkan persamaan 3.7 dengan nilai *time present to hazard* sebesar 60 menit dan nilai *total time* sebesar 120 menit maka dari itu didapatkan nilai PFD sebesar 0,5 serta nilai *probability of ignition* (P_i) yang merujuk pada pendekatan dari perusahaan pada beberapa kondisi. Nilai *probability of ignition* (P_i) disajikan pada tabel 3.3. *Additional restricted dikes/bunds* dapat berupa *relief valve*. *Relief valve* adalah katup yang bekerja untuk membatasi tekanan dan mengatur tekanan berlebih pada saat proses sedang beroperasi dengan membuka katup dimana fluida tersebut dapat dibuang melalui *venting* ataupun dikembalikan ke *reservoir*. Terdapat dua buah *relief valve* pada *heat exchanger* 102-C yang bekerja pada tekanan 39 kg/cm^2 untuk PRV 102-CA dan 41 kg/cm^2 untuk PSV 102-CB. Maka dari itu nilai PFD ini menjadi 0,01.

Hasil dari analisis LOPA pada Tabel 4.8 diatas didapatkan nilai SIL untuk empat *impact event* bernilai NR (*Not Relevant*), sedangkan SIL 0 berjumlah tiga *impact event* dan SIL 1 berjumlah satu *impact event*.

4.6 Rekomendasi Penurunan Resiko

Ketika terdapat *impact event* yang memiliki nilai SIL 1 maka perlu adanya pengembangan SIL, karena pada *impact event* tersebut belum memiliki kontrol atau *logic solver*. *Impact event* tersebut terdapat pada instrumen TI 1336 yang terletak pada *output heat exchanger* 102-C. Pada instrumen *temperature indicator* TI 1336, penambahan *temperature control* pada *heat exchanger* 102-C, dimana nilai PFD dari *temperature control* adalah 0,1 sehingga nilai SIL yang didapatkan menurun menjadi SIL 0. Dengan SIL 0 ini maka tiap *protection layer* ini mampu mereduksi setiap bahaya yang timbul akibat kegagalan proses yang terjadi pada proses *heat*

exchanger 102-C secara baik. Penambahan instrumen yang akan dipasang adalah *temperature transmitter* dengan terhubung pada *logic solver* (PLC). Fungsi utama dari *temperature transmitter* adalah *check and balance* pada suatu proses industri. Dengan adanya *temperature transmitter* ini, tentu saja kita dapat memeriksa seberapa besar temperatur yang sedang berlangsung dalam sebuah proses, apakah temperatur yang ada sudah sesuai *setpoint* atau menyimpang lebih dari yang diizinkan sehingga dapat membahayakan suatu proses dalam industri. Berikut perhitungan dengan menambahkan IPL berupa BPCS akan menghasilkan nilai SIL 0 seperti yang akan disajikan pada Tabel 4.9 berikut ini.

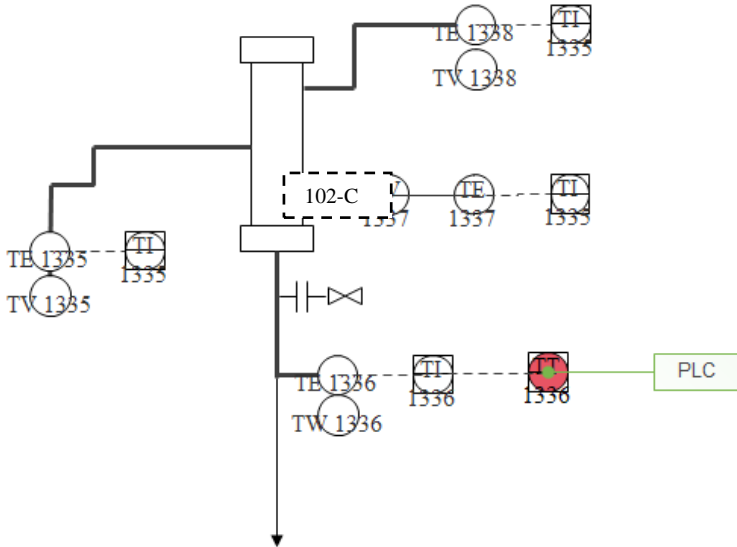
Keterangan pada Tabel 4.8 dan Tabel 4.9 :

IED ^[1]	= <i>Impact Event Description</i>
SL ^[2]	= <i>Severity Level</i>
IC ^[3]	= <i>Initiating Cause</i>
ICL ^[4]	= <i>Initiating Cause Likelihood</i>
GPD ^[5]	= <i>General Process Design</i>
BPCS ^[6]	= <i>Basic Process Control System</i>
AL ^[7]	= <i>Alarm</i>
AMR ^[8]	= <i>Additional Mitigation Restricted Access</i>
AMD ^[9]	= <i>Additional Dikes, Pressure Relief</i>
IEL ^[10]	= <i>Intermediate Event Likelihood</i>
TMEL ^[11]	= <i>Target Mitigated Event Likelihood</i>
PFD ^[12]	= <i>Probability Failure on Demand</i>

Tabel 4.5 *Worksheet Layer Protection Analysis* dengan Penambahan BPCS

IED ¹	SL ²	IC ³	ICL ⁴	<i>Protection Layers (PLs)</i>					IEL ¹⁰	TMEL ¹¹	PFD ¹²	NOTE
				GPD ⁵	BPCS	AL ⁷	AMR ⁸	AMD ⁹				
Memberi dampak pada proses 101-B, <i>overheat</i> pada 102-C dan <i>plant</i> 101-BPCS <i>trip/shutdown</i>	CE	<i>High Temperature</i>	0,587	0,01	0,1	0,1	0,5	1	$1,5 \cdot 10^{-5}$	10^{-5}	0,681	SIL 0

Penambahan BPCS pada P&ID *heat exchanger* 102-C disajikan pada Gambar 4.13 berikut.



Gambar 4.13 P&ID rekomendasi dengan penambahan BPCS (*Temperture Transmitter*)

Pada gambar di atas, penambahan BPCS (*Temperature Transmitter*) ditampilkan dengan warna merah. BPCS terhubung dengan PLC (*logic solver*). Penambahan BPCS ini dapat diatur untuk *high* maupun untuk *low*, namun pada kasus ini lebih diutamakan untuk skenario *high temperature* pada *heat exchanger* 102-C. Pada *protection layer* BPCS, penambahan BPCS ini berguna untuk melakukan *action shutdown* pada pompa yang bekerja pada proses unit 101-F ketika terjadi kenaikan temperatur yang akan mengakibatkan kerusakan ataupun kejadian yang tidak diharapkan pada proses.

Kelebihan BPCS adalah dapat melakukan *action* ketika ada indikasi penurunan temperatur atau kenaikan temperatur sehingga dapat mengantisipasi dan mereduksi kerusakan ataupun kerugian yang akan terjadi.

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

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

- a. Hasil analisi HAZOP pada sistem *heat exchanger* 102-C Unit Ammonia PT. Petrokimia Gresik didapatkan resiko bahaya dengan empat kategori *risk ranking* yaitu 41,18% untuk kategori *low risk*, 11,76% untuk kategori *medium risk*, 35,29% untuk *high risk*, dan 11,76% untuk *extreme risk* dan setelah dilakukan peningkatan didapatkan nilai resiko bahaya pada kategori *low risk* 76,47% dan *medium risk* 23,53%.
- b. Nilai *Safety Integrity Level* pada sistem *heat exchanger* 102-C Unit Ammonia PT. Petrokimia Gresik menunjukkan nilai SIL untuk empat *impact event* bernilai NR (*Not Relevant*), tiga *impact event* yang bernilai SIL 0, dan satu *impact event* bernilai SIL 1 pada instrument TI 1336 yang terdapat pada *heat exchanger* 102-C.
- c. Rekomendasi yang diberikan kepada perusahaan terkait dengan kondisi sistem *safety* yang telah dianalisis adalah menambahkan *protection layer* berupa BPCS (*Temperature Transmitter*) untuk instrumen TI 1336 sehingga dapat mengurangi resiko yang akan terjadi.

5.2 Saran

Saran yang dapat diberikan berkaitan dengan keamanan sistem pada *heat exchanger* 102-C yaitu:

- a. Penerapan *preventive maintenance* yang merata pada setiap komponen yang terpasang untuk mendeteksi lebih awal dari penyimpangan pada proses yang disebabkan oleh kegagalan/kerusakan alat instrumentasi sehingga dapat mereduksi angka *failure rate* dari seluruh komponen instrumentasi yang terpasang.
- b. Pencatatan data *logsheet* dapat dilakukan pada setiap komponen agar didapatkan *record* data proses yang jauh lebih akurat

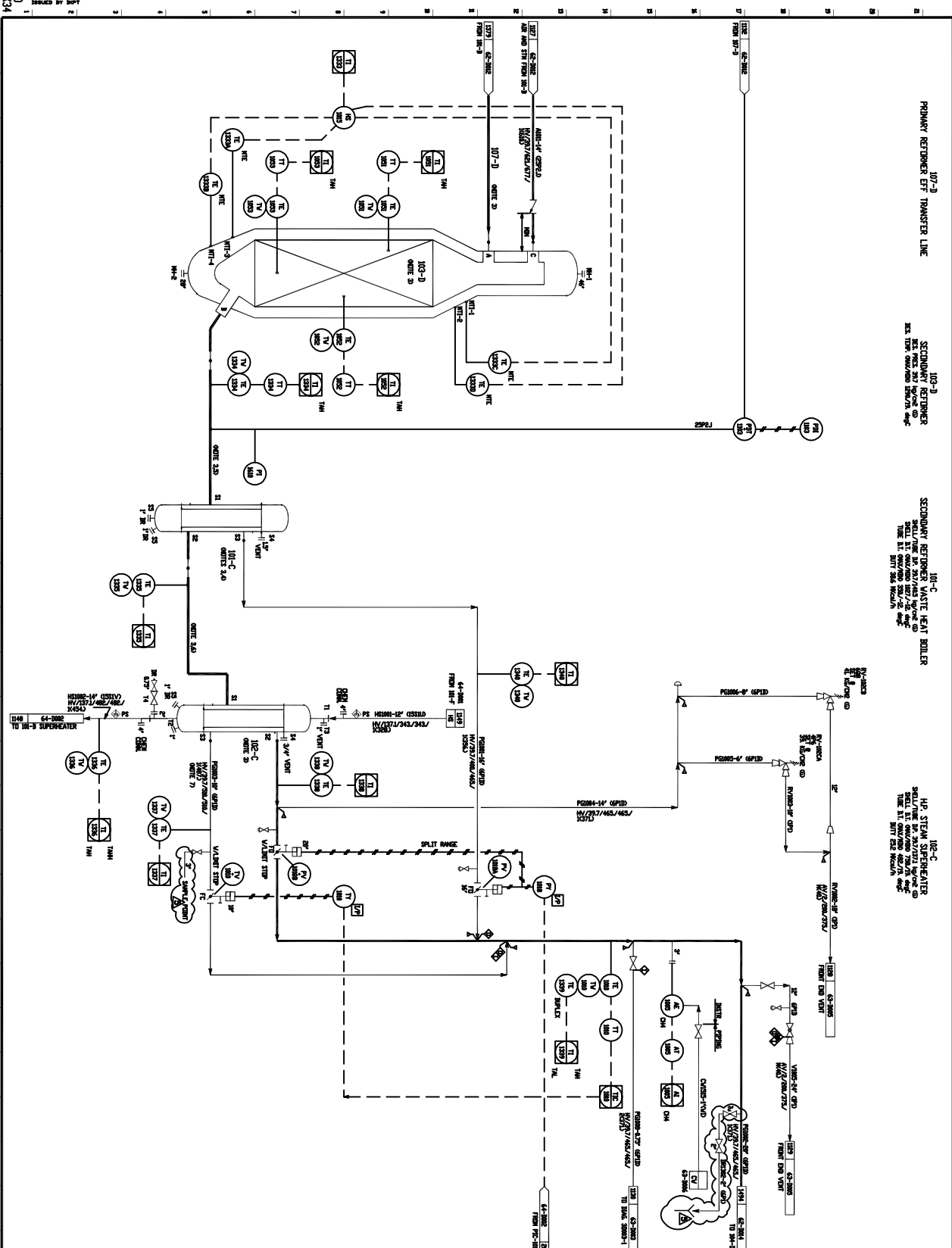
sehingga dapat mendeteksi lebih awal jika terjadi penyimpangan.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Design, P., Shell, O. F., Exchanger, T., Single, F. O. R., Transfer, P. H., Design, P., ... Transfer, P. H. (n.d.). Lecture 1 : Heat Exchangers Classifications, 1–41.
- [2] Raditya, S. (2014). *Heat Exchanger (Penukar Panas)*. Medan.
- [3] Faisyal. (2017). Analisa penyebab kerusakan komponen heat exchanger pada sistem pendingin engine marine 3306 caterpillar. *ISSN 2085-4218*, E24-. 1.
- [4] Anam, K. (February 2016). Hazard and Operability Study and Risk Management Case Study : Phosphoric Acid Concentration Process in Petrochemical Plant - Indonesia. *IJET-IJENS Vol:16 No:1*, 37.
- [5] Catelani. (2011). A simplified procedure for the analysis of Safety Instrumented Systems in the process industry application. *Elsevier*.
- [6] Rozaq, W. (2015). *Analisis Hazard and Operability Study (HAZOPS) Dan Penentuan Nilai Safety Integrity Level (SIL) Pada Sulfur Furnace Unit asam Sulfat Pabrik III PT. Petrokimia Gresik*. Surabaya: ITS.
- [7] Hennell, M. A., Woodcock, J. C. P., & Woodward, M. R. (n.d.). THE SAFETY INTEGRITY LEVELS OF IEC 61508 AND A REVISED PROPOSAL, 5–8.
- [8] Hyatt, N. (2003). *Guidelines for Process Hazard Analysis, Hazard Identification & Risk Analysis*. London, New York, Washington D.C: CRC Press.
- [9] Rifnaldi Veriyawan, T. R. (2014). optimasi desain Heat Exchanger Shell and Tube menggunakan metode Particle Swarm Optimization. *ISSN*, 1.
- [10] Sudrajat, J. (2017). Analisa Kinerja Heat Exchanger Shell and Tube pada sistem COG Booster di Integrated Steel Mill Krakatau. *ISSN 2549-2888*, 175-176.
- [11] Dzulqonain, F. (2015). *Prinsip kerja Heat Exchanger*. Surabaya.
- [12] Pratyaksa, A. P. (2017). *Analisis Safety Intergrity Level (SIL) Dengan Metode Layer Of Protection Analysis (LOPA) Pada*

Unit Boiler (B-6203) di Pabrik III PT. Petrokimia Gresik.
Surabaya: ITSDOC.

- [13] Anda Iviana Junaini, L. H. (2013). Implementasi Metode HAZOP Dalam Proses Identifikasi Bahaya dan Analisa Resiko pada Feedwater System di Unit Pembangkitan Paiton PT. PJB. *ITS*, 2-5.
- [14] Bayu Nugroho Pujiono, I. P. (2013). Analisis Potensi Bahaya Serta Rekomendasi Perbaikan Dengan Metode HAZOP Melalui Perangkingan OHS Risk Assesment and Control . 253-258.
- [15] Munawir, A. (2010). *HAZOP, HAZID, VS JSA*. wordpress.
- [16] Vimalasari, T. (2016). HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN PENENTUAN SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) PADA BOILER SB-02 PT. SMART Tbk SURABAYA. *ITSDOC*, 75
- [17] Daud, M. (2011, Agustus 20). Definisi Resiko dan Manajemen Resiko. *ANEUX AGAM*, pp. 1-5.
- [18] Aditya, E. (2012). *Safety Integrity Level (SIL)*. miraclesphysics.
- [19] Asty, R. D. (2016). *Studi HAZOP Berbasis Layer Of Protection Analysis Pada Regeneration Tower 32-R-104 Continous Catalytic Regeneration Naptha Process Unit PT. Pertamina*. Surabaya: ITSDOC.
- [20] Kurniawan Pradana, N. E. (2016). *Evaluasi Keselamatan Pada Boiler Fuel Dengan Metode Layer Of Protection Analysis (LOPA) Studi Kasus : PT. IPMOMI*. Surabaya: ITSDOC.
- [21] Setiawanto, A. (2017). *Hazard and Operability Study berbasis Later Of Protection Analysis pada Turbin UAP 105-JT di Pabrik I (Amonia) PT. Petrokimia Gresik*. Surabaya: ITSDOC.
- [22] Asy'ari, M. K. (2016). Studi HAZOP berbasis Layer of Protection Analysis pada Main Fractionator Crude Distillation Unit PT. Pertamina RU VI Balongan. *ITSDOC*.
- [23] P. I. Frank and S. Adrienne, *Fundamental of Heat and Mass Transfer*, United States of America, 2002



107-D
PRIMARY REFORMER EFF TRANSFER LINE

105-B
SECONDARY REFORMER
DES. PRESS. 200 PSIG
DES. TEMP. 600/600 DEG F
DUTY 250 M3/DAY

101-C
SECONDARY REFORMER WASTE HEAT BOILER
SHELL/TUBE DE 300/1200
DES. PRESS. 200 PSIG
DES. TEMP. 600/600 DEG F
DUTY 250 M3/DAY

102-C
HP STEAM SUPERHEATER
SHELL/TUBE DE 300/1200
DES. PRESS. 200 PSIG
DES. TEMP. 600/600 DEG F
DUTY 250 M3/DAY

- NOTES:
1. FOR GENERAL NOTES AND SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011 & 202
 2. SEE LAYOUT
 3. FOR COOLING WATER TO 80°F, 80-200 GPM
 4. FOR STEAM TO 200 PSIG, 200 GPM
 5. WHEN ASSEMBLING SEE DRAWING GC-3011
 6. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 7. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 8. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 9. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 10. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 11. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 12. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 13. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 14. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 15. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 16. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 17. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 18. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 19. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 20. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 21. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 22. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 23. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 24. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 25. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 26. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 27. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 28. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 29. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 30. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 31. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 32. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 33. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 34. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 35. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 36. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 37. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 38. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 39. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 40. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 41. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 42. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 43. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 44. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 45. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 46. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 47. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 48. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 49. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 50. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 51. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 52. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 53. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 54. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 55. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 56. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 57. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 58. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 59. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 60. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 61. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 62. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 63. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 64. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 65. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 66. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 67. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 68. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 69. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 70. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 71. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 72. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 73. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 74. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 75. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 76. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 77. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 78. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 79. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 80. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 81. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 82. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 83. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 84. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 85. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 86. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 87. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 88. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 89. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 90. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 91. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 92. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 93. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 94. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 95. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 96. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 97. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 98. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 99. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011
 100. WELDING SYMBOLS SEE DRAWING GC-3011

<p>PT. PETROKIMIA GRESIK (PERSERO) 1520 WEDD ARSUNDA LAINI GRESIK EAST JAVA, INDONESIA</p> <p>SECONDARY REFORMER</p> <p>PIPING & INSTRUMENTATION FLOW DIAGRAM</p> <p>CLASS: MECA JOB NUMBER: 65-0013</p>	<p>PT. DWI KARYA PERSADA TEKNIK The M.W.Kellogg Company</p>	<p>REVISIONS</p> <table border="1"> <tr> <th>NO.</th> <th>DATE</th> <th>DESCRIPTION</th> </tr> <tr> <td>1</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>2</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>3</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>4</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>5</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>6</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>7</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>8</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>9</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>10</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> </table>	NO.	DATE	DESCRIPTION	1	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	2	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	3	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	4	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	5	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	6	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	7	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	8	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	9	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	10	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	<p>PT. PETROKIMIA GRESIK (PERSERO) 1520 WEDD ARSUNDA LAINI GRESIK EAST JAVA, INDONESIA</p> <p>REVISIONS</p> <table border="1"> <tr> <th>NO.</th> <th>DATE</th> <th>DESCRIPTION</th> </tr> <tr> <td>1</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>2</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>3</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>4</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>5</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>6</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>7</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>8</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>9</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> <tr> <td>10</td> <td>11-11-85</td> <td>ISSUED FOR CONSTRUCTION</td> </tr> </table>	NO.	DATE	DESCRIPTION	1	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	2	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	3	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	4	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	5	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	6	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	7	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	8	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	9	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION	10	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION
NO.	DATE	DESCRIPTION																																																																			
1	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
2	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
3	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
4	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
5	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
6	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
7	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
8	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
9	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
10	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
NO.	DATE	DESCRIPTION																																																																			
1	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
2	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
3	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
4	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
5	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
6	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
7	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
8	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
9	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			
10	11-11-85	ISSUED FOR CONSTRUCTION																																																																			

CLASS	MECA	JOB NUMBER	65-0013
DATE	11-11-85	PROJECT	PT. PETROKIMIA GRESIK (PERSERO)
DESIGNER		CHECKED	
DRAWN		APPROVED	
SCALE			
SHEET	1	TOTAL SHEETS	1

LAMPIRAN B

A. Data Maintenance Sistem *Heat Exchanger* 102-C

➤ PII610

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	06/07/2013	06/07/2013	1	3	9567
2	06/04/2014	06/04/2014	274	6576	
3	28/12/2015	28/12/2015	631	15144	
4	27/05/2016	27/05/2016	151	3624	
5	20/12/2018	20/12/2018	937	22488	

➤ TI 1334

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	31/05/2015	31/05/2015	1	5	6577
2	06/01/2016	06/01/2016	220	5280	
3	07/08/2017	07/08/2017	579	13896	
4	21/10/2018	21/10/2018	440	10560	
5	01/03/2019	01/03/2019	131	3144	

➤ TI 1335

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	10/10/2014	10/10/2014	1	8	12346,7
2	24/03/2017	24/03/2017	896	21504	
3	31/12/2018	31/12/2018	647	15528	

➤ TI 1340

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	10/10/2014	10/10/2014	1	5	5823,4
2	24/03/2015	24/03/2015	165	3960	
3	04/12/2016	04/12/2016	621	14904	
4	08/05/2017	08/05/2017	155	3720	
5	04/02/2018	04/02/2018	272	6528	

➤ TI 1336

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	11/09/2015	11/09/2015	1	4	12345,3
2	08/03/2017	08/03/2017	896	21504	
3	31/01/2019	31/01/2019	647	15528	

➤ TI 1337

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	10/10/2014	10/10/2014	1	5	12609,7
2	04/11/2018	04/11/2018	1486	35664	
3	02/02/2019	02/02/2019	90	2160	

➤ TI 1338

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	10/10/2014	10/10/2014	1	3	3168,8
2	24/03/2015	24/03/2015	165	3960	
3	27/11/2015	27/11/2015	248	5952	
4	21/03/2016	21/03/2016	115	2760	

➤ TI 1339

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	31/05/2015	31/05/2015	1	2	11472,5
2	06/01/2016	06/01/2016	546	13104	
3	07/08/2017	07/08/2017	208	4992	
4	21/10/2018	21/10/2018	1158	27792	

➤ TV 1010

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	31/05/2015	31/05/2015	1	5	4454,5
2	06/01/2016	06/01/2016	220	5280	
3	07/08/2017	07/08/2017	579	13896	
4	21/10/2018	21/10/2018	440	10560	

➤ PV 1018A

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	15/03/2017	16/03/2017	1	8	4472
2	19/11/2018	19/11/2018	614	14736	
3	04/01/2019	04/01/2019	46	1104	
4	30/03/2019	30/03/2019	85	2040	

➤ PV 1018B

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	15/03/2017	15/03/2017	1	8	4256
2	29/08/2017	29/08/2017	167	4008	
3	07/09/2018	07/09/2018	374	8976	
4	22/02/2019	22/02/2019	168	4032	

➤ AI 1005

NO	START	FINISH	TTF(DAY)	TTF(JAM)	MTTF
1	08/03/2013	08/03/2013	1	6	9049,2
2	08/10/2014	08/10/2014	579	13896	
3	17/07/2015	17/07/2015	282	6768	
4	17/10/2017	17/10/2017	823	19752	
5	06/05/2018	06/05/2018	201	4824	

B. Data Proses Sistem *Heat Exchanger* 102-C

Date	Time	TC1010	TI1338
14/05/2019	3:59:00 PM	95,92	82,11
14/05/2019	7:59:00 AM	100,08	75,23
13/05/2019	11:59:00 PM	99,61	75,7
13/05/2019	3:59:00 PM	99,72	79,91
13/05/2019	7:59:00 AM	100,13	77,51
12/05/2019	11:59:00 PM	99,57	76,93
12/05/2019	3:59:00 PM	95,59	82,06

12/05/2019	7:59:00 AM	102,81	82,21
11/05/2019	11:59:00 PM	131,01	78,62
11/05/2019	3:59:00 PM	173,2	85,43
11/05/2019	7:59:00 AM	260,54	154,13
10/05/2019	11:59:00 PM	343,6	307,06
10/05/2019	3:59:00 PM	363,73	365,24
10/05/2019	7:59:00 AM	362,65	363,58
09/05/2019	11:59:00 PM	362,16	362,94
09/05/2019	3:59:00 PM	360,86	361,16
09/05/2019	7:59:00 AM	361,79	362,53
08/05/2019	11:59:00 PM	362,55	363,46
08/05/2019	3:59:00 PM	361,21	362
08/05/2019	7:59:00 AM	363,55	365,02
07/05/2019	11:59:00 PM	362,47	363,44
07/05/2019	3:59:00 PM	361,38	362,07
07/05/2019	7:59:00 AM	362,22	363,25
06/05/2019	11:59:00 PM	361,08	361,73
06/05/2019	3:59:00 PM	361,15	362,29
06/05/2019	7:59:00 AM	361,49	362,4
05/05/2019	11:59:00 PM	360,49	361,46
05/05/2019	3:59:00 PM	361,26	362,35
05/05/2019	7:59:00 AM	360,18	360,58
04/05/2019	11:59:00	359,45	360,01

	PM		
04/05/2019	3:59:00 PM	359,45	359,84
04/05/2019	7:59:00 AM	360,41	360,96
03/05/2019	11:59:00 PM	359,9	360,81
03/05/2019	3:59:00 PM	358,15	358,57
03/05/2019	7:59:00 AM	360,44	361,31
02/05/2019	11:59:00 PM	360,45	361,67
02/05/2019	3:59:00 PM	360,34	361,7
02/05/2019	7:59:00 AM	360,37	361,33
01/05/2019	11:59:00 PM	360,05	360,95
01/05/2019	3:59:00 PM	359,93	361,07
01/05/2019	7:59:00 AM	360,9	362,04
30/04/2019	11:59:00 PM	359,89	360,86
30/04/2019	3:59:00 PM	359,43	360,44
30/04/2019	7:59:00 AM	359,12	359,54
29/04/2019	11:59:00 PM	359,4	360,17
29/04/2019	3:59:00 PM	360,22	361,07
29/04/2019	7:59:00 AM	360,95	361,9
28/04/2019	11:59:00 PM	361,82	363,18
28/04/2019	3:59:00 PM	358,78	359,18
28/04/2019	7:59:00 AM	358,96	359,43
27/04/2019	11:59:00 PM	359,07	359,4
27/04/2019	3:59:00 PM	358,68	359,13

27/04/2019	7:59:00 AM	358,94	359,25
26/04/2019	11:59:00 PM	358,26	358,82
26/04/2019	3:59:00 PM	361,24	362,85
26/04/2019	7:59:00 AM	361,5	362,21
25/04/2019	11:59:00 PM	361,14	362,26
25/04/2019	3:59:00 PM	360,83	362,05
25/04/2019	7:59:00 AM	360,9	361,61
24/04/2019	11:59:00 PM	362,81	364,25
24/04/2019	3:59:00 PM	361,18	362,52
24/04/2019	7:59:00 AM	362,73	364,48
23/04/2019	11:59:00 PM	362,35	364,05
23/04/2019	3:59:00 PM	361,22	362,73
23/04/2019	7:59:00 AM	362,64	364,31
22/04/2019	11:59:00 PM	361,34	362,38
22/04/2019	3:59:00 PM	361,03	362,63
22/04/2019	7:59:00 AM	360,31	361,2
21/04/2019	11:59:00 PM	360,85	361,75
21/04/2019	3:59:00 PM	361,25	362,4
21/04/2019	7:59:00 AM	361,19	362,19
20/04/2019	11:59:00 PM	361,84	363,38
20/04/2019	3:59:00 PM	360,43	360,94
20/04/2019	7:59:00 AM	360,48	361,9
19/04/2019	11:59:00	360,55	361,54

	PM		
19/04/2019	3:59:00 PM	358,83	359,3
19/04/2019	7:59:00 AM	359,6	360,49
18/04/2019	11:59:00 PM	359,9	360,9
18/04/2019	3:59:00 PM	359,7	360,45
18/04/2019	7:59:00 AM	360,67	361,85
17/04/2019	11:59:00 PM	360,45	361,62
17/04/2019	3:59:00 PM	360,73	361,63
17/04/2019	7:59:00 AM	360,21	361
16/04/2019	11:59:00 PM	361,15	362,7
16/04/2019	3:59:00 PM	361,3	362,66
16/04/2019	7:59:00 AM	360,95	362,21
15/04/2019	11:59:00 PM	361,33	362,93
15/04/2019	3:59:00 PM	359,94	360,96
15/04/2019	7:59:00 AM	360,81	361,89
14/04/2019	11:59:00 PM	360,91	361,97
14/04/2019	3:59:00 PM	361,59	363,27
14/04/2019	7:59:00 AM	360,98	362
13/04/2019	11:59:00 PM	360,46	361,41
13/04/2019	3:59:00 PM	361,11	362,52
13/04/2019	7:59:00 AM	360,31	361,59
12/04/2019	11:59:00 PM	360,94	362,39
12/04/2019	3:59:00 PM	359,43	359,51

12/04/2019	7:59:00 AM	360,41	361,2
11/04/2019	11:59:00 PM	360,91	361,81
11/04/2019	3:59:00 PM	361,91	363,65
11/04/2019	7:59:00 AM	362,52	364,08
10/04/2019	11:59:00 PM	360,41	361,07
10/04/2019	3:59:00 PM	361,03	362
10/04/2019	7:59:00 AM	362,43	363,83
09/04/2019	11:59:00 PM	361,47	362,55
09/04/2019	3:59:00 PM	361,94	363,19
09/04/2019	7:59:00 AM	362,82	364,21
08/04/2019	11:59:00 PM	362,11	363,52
08/04/2019	3:59:00 PM	361,09	362,04
08/04/2019	7:59:00 AM	361,63	361,93
07/04/2019	11:59:00 PM	361,73	362,33
07/04/2019	3:59:00 PM	360,13	360,66
07/04/2019	7:59:00 AM	361,83	362,15
06/04/2019	11:59:00 PM	360,84	360,75
06/04/2019	3:59:00 PM	360,85	361,23
06/04/2019	7:59:00 AM	361,91	361,99
05/04/2019	11:59:00 PM	361,8	362,27
05/04/2019	3:59:00 PM	362,27	363,09
05/04/2019	7:59:00 AM	360,67	360,59
04/04/2019	11:59:00	361,8	361,91

	PM		
04/04/2019	3:59:00 PM	360,38	359,87
04/04/2019	7:59:00 AM	359,87	358,86
03/04/2019	11:59:00 PM	361,22	360,29
03/04/2019	3:59:00 PM	362,4	362,65
03/04/2019	7:59:00 AM	362,38	361,78
02/04/2019	11:59:00 PM	361,77	361,12
02/04/2019	3:59:00 PM	362,62	362,97
02/04/2019	7:59:00 AM	362,63	362,45
01/04/2019	11:59:00 PM	362,33	361,88
01/04/2019	3:59:00 PM	363,24	363,48
01/04/2019	7:59:00 AM	363,12	362,9
31/03/2019	11:59:00 PM	362,59	361,76
31/03/2019	3:59:00 PM	361,58	360,15
31/03/2019	7:59:00 AM	364,01	363,74
30/03/2019	11:59:00 PM	363,36	362,51
30/03/2019	3:59:00 PM	363,19	362,5
30/03/2019	7:59:00 AM	363,18	362,32
29/03/2019	11:59:00 PM	362,89	361,08
29/03/2019	3:59:00 PM	362,86	360,98
29/03/2019	7:59:00 AM	360,31	358,03
28/03/2019	11:59:00 PM	363,7	361,74
28/03/2019	3:59:00 PM	363,25	360,94

28/03/2019	7:59:00 AM	362,73	360,77
27/03/2019	11:59:00 PM	363,06	361,15
27/03/2019	3:59:00 PM	365,18	363,76
27/03/2019	7:59:00 AM	365,88	363,63
26/03/2019	11:59:00 PM	366,02	363,8
26/03/2019	3:59:00 PM	366,26	364,18
26/03/2019	7:59:00 AM	365,94	363,47
25/03/2019	11:59:00 PM	364,86	361,76
25/03/2019	3:59:00 PM	364,65	360,94
25/03/2019	7:59:00 AM	366,26	362,89
24/03/2019	11:59:00 PM	366,84	364,01
24/03/2019	3:59:00 PM	365,48	360,63
24/03/2019	7:59:00 AM	366,23	362
23/03/2019	11:59:00 PM	366,71	362,24
23/03/2019	3:59:00 PM	367	363,03
23/03/2019	7:59:00 AM	367,87	363,74
22/03/2019	11:59:00 PM	367	362,91
22/03/2019	3:59:00 PM	367	362,12
22/03/2019	7:59:00 AM	368,01	364,22
21/03/2019	11:59:00 PM	369,19	365,67
21/03/2019	3:59:00 PM	368,43	364,76
21/03/2019	7:59:00 AM	368,55	365,3
20/03/2019	11:59:00	368,18	365,37

	PM		
20/03/2019	3:59:00 PM	367,91	366,35
20/03/2019	7:59:00 AM	367,26	365,95
19/03/2019	11:59:00 PM	366,47	364,44
19/03/2019	3:59:00 PM	366,66	364,87
19/03/2019	7:59:00 AM	367,05	365,96
18/03/2019	11:59:00 PM	366,34	364,97
18/03/2019	3:59:00 PM	366,07	365,55
18/03/2019	7:59:00 AM	365,93	366,02
17/03/2019	11:59:00 PM	365,09	364,94
17/03/2019	3:59:00 PM	363,24	363,07
17/03/2019	7:59:00 AM	362,44	362,04
16/03/2019	11:59:00 PM	360,69	359,64
16/03/2019	3:59:00 PM	359,01	358,1
16/03/2019	7:59:00 AM	358,29	357,08
15/03/2019	11:59:00 PM	357,97	336,63
15/03/2019	3:59:00 PM	363,09	362,18
15/03/2019	7:59:00 AM	362,09	360,65
14/03/2019	11:59:00 PM	360,62	358,33
14/03/2019	3:59:00 PM	361,86	361,08
14/03/2019	7:59:00 AM	361,15	359,66
13/03/2019	11:59:00 PM	360,35	358,49
13/03/2019	3:59:00 PM	358,97	357,65

13/03/2019	7:59:00 AM	357,6	354,46
12/03/2019	11:59:00 PM	356,65	353,6
12/03/2019	3:59:00 PM	356,23	353,6
12/03/2019	7:59:00 AM	357,18	355,38
11/03/2019	11:59:00 PM	356,6	354,91
11/03/2019	3:59:00 PM	356,06	354,19
11/03/2019	7:59:00 AM	355,1	352,66
10/03/2019	11:59:00 PM	354,89	352,18
10/03/2019	3:59:00 PM	353,06	350,71
10/03/2019	7:59:00 AM	353,75	351,97
09/03/2019	11:59:00 PM	353,01	351,35
09/03/2019	3:59:00 PM	352,91	335
09/03/2019	7:59:00 AM	357,84	323,52
08/03/2019	11:59:00 PM	345,01	316,52
08/03/2019	3:59:00 PM	286,55	243,66
08/03/2019	7:59:00 AM	279,46	152,37
07/03/2019	11:59:00 PM	124,3	133,81
07/03/2019	3:59:00 PM	204,35	153,98
07/03/2019	7:59:00 AM	309,25	253,69
06/03/2019	11:59:00 PM	333,75	304,16
06/03/2019	3:59:00 PM	283,72	261,36
06/03/2019	7:59:00 AM	126,63	97,59
05/03/2019	11:59:00	94,96	68,25

	PM		
05/03/2019	3:59:00 PM	94,96	76,06
05/03/2019	7:59:00 AM	94,97	80,27
04/03/2019	11:59:00 PM	94,95	78,55
04/03/2019	3:59:00 PM	94,96	75,08
04/03/2019	7:59:00 AM	94,96	71,03
03/03/2019	11:59:00 PM	94,96	58,99
03/03/2019	3:59:00 PM	94,96	61,08
03/03/2019	7:59:00 AM	94,97	77,8
02/03/2019	11:59:00 PM	94,96	79,31
02/03/2019	3:59:00 PM	94,96	79,94
02/03/2019	7:59:00 AM	94,96	79,7
01/03/2019	11:59:00 PM	94,96	79,57
01/03/2019	3:59:00 PM	94,96	80,02
01/03/2019	7:59:00 AM	94,96	78,85
28/02/2019	11:59:00 PM	94,96	77,8
28/02/2019	3:59:00 PM	94,95	71,41
28/02/2019	7:59:00 AM	94,96	69,62
27/02/2019	11:59:00 PM	94,96	39,34
27/02/2019	3:59:00 PM	94,95	41,92
27/02/2019	7:59:00 AM	94,96	49,21
26/02/2019	11:59:00 PM	94,96	63,4
26/02/2019	3:59:00 PM	94,95	74,64

26/02/2019	7:59:00 AM	94,96	76,31
25/02/2019	11:59:00 PM	94,96	76,51
25/02/2019	3:59:00 PM	94,95	76,65
25/02/2019	7:59:00 AM	94,96	76,16
24/02/2019	11:59:00 PM	94,96	76,85
24/02/2019	3:59:00 PM	94,96	77,93
24/02/2019	7:59:00 AM	94,96	77,35
23/02/2019	11:59:00 PM	94,96	76,3
23/02/2019	3:59:00 PM	94,96	76,8
23/02/2019	7:59:00 AM	94,97	76,27
22/02/2019	11:59:00 PM	94,97	76,02
22/02/2019	3:59:00 PM	94,96	76,14
22/02/2019	7:59:00 AM	94,96	75,59
21/02/2019	11:59:00 PM	94,96	74
21/02/2019	3:59:00 PM	94,96	77,13
21/02/2019	7:59:00 AM	94,97	76,25
20/02/2019	11:59:00 PM	94,96	73,44
20/02/2019	3:59:00 PM	94,96	76,36
20/02/2019	7:59:00 AM	94,96	81,14
19/02/2019	11:59:00 PM	95,31	91,11
19/02/2019	3:59:00 PM	122,59	116,55
19/02/2019	7:59:00 AM	187,45	169,08
18/02/2019	11:59:00	315,97	299,41

	PM		
18/02/2019	3:59:00 PM	357,19	358,66
18/02/2019	7:59:00 AM	357,78	359,26
17/02/2019	11:59:00 PM	357,01	358,44
17/02/2019	3:59:00 PM	356,73	358,21
17/02/2019	7:59:00 AM	356,92	358,25
16/02/2019	11:59:00 PM	356,52	357,87
16/02/2019	3:59:00 PM	355,9	357,13
16/02/2019	7:59:00 AM	355,38	356,26
15/02/2019	11:59:00 PM	356,29	357,66
15/02/2019	3:59:00 PM	353,55	353,51
15/02/2019	7:59:00 AM	355,37	355,9
14/02/2019	11:59:00 PM	354,92	355,21
14/02/2019	3:59:00 PM	355,61	356,47
14/02/2019	7:59:00 AM	354,94	355,56
13/02/2019	11:59:00 PM	355,62	356,58
13/02/2019	3:59:00 PM	355,25	356,06
13/02/2019	7:59:00 AM	354,06	354,32
12/02/2019	11:59:00 PM	353,66	354,25

TI1337	TA1339	TA1336	ti1340	ti1335	ti1334
43,55	82,16	66,63	78,51	37,99	33,71
37,03	99,89	42,35	93,8	35,34	32,53
38,02	99,42	44,9	92,62	37,01	33,6

39,37	99,61	47,47	95,43	38,99	33,82
40,59	99,9	49,71	97,32	41,41	35,39
43,75	99,31	55,02	92,46	45,79	38,08
43,61	94,03	64,27	66,8	46,13	40,61
42,55	102,15	74,05	71,39	47,91	41,9
48,89	130,66	91,28	91,85	51,12	41,26
68,08	172,76	111,63	107,21	67,75	56,93
135,1	259,91	173,18	154,32	102,92	92,48
371,82	342,94	353,34	292,98	439,81	509,18
468,25	363,08	441,32	344,79	703,67	910,82
464,92	361,86	438,02	345,22	700,97	906,03
463,03	361,51	436,03	345,26	696,94	900,32
460,01	360,21	433,94	345,1	692,34	895,25
462,8	361	436,02	345,13	696,07	897,55
463,74	361,88	436,79	345,44	695,76	897,27
462	360,56	435,44	345,05	694,59	897,76
467,27	362,77	440,4	344,77	698,24	899,57
464,76	361,78	438,29	344,94	698,04	901,37
462,91	360,76	436,86	344,56	695,73	900,35
464,44	361,48	438,26	344,75	697,4	899,87
462,75	360,38	436,98	344,54	698,45	903,84
463,57	360,45	438,24	343,98	697,61	902,79
463,43	360,73	437,62	344,33	696,8	900,47
462,74	359,81	437,24	343,49	695,78	901,61
463,01	360,63	437,04	344,57	698,42	902,63
460,11	359,44	434,36	344,45	695,73	900,55
459,44	358,73	434,13	343,79	694,13	899,32
458,6	358,75	433,02	344,6	695,23	899,53

461,36	359,6	435,81	343,96	694,06	897,78
461,73	359,16	437,46	342,95	693,38	900,92
458,2	357,46	433,76	343,05	692,65	902,03
461,12	359,73	435,15	344,26	694,17	897,34
462,45	359,84	437,47	343,47	694,2	899,2
462,46	359,8	436,95	343,52	694,99	899,83
461,16	359,72	435,79	344,15	694,67	898,94
460,74	359,42	435,59	344,05	696,54	902,06
461,98	359,32	436,7	343,47	695,57	901,02
463,36	360,21	438,21	343,93	700,4	906,12
461,41	359,27	436,2	343,54	694,63	899,67
460,21	358,82	435,13	343,76	692,7	897,39
458,71	358,44	433,56	344,33	694,48	900,68
461	358,79	435,42	343,79	696,45	901,88
462,04	359,61	436,71	344,39	699,37	905,23
465	360,23	440,41	343,34	699,56	906,7
467,19	361,09	443,66	342,96	703,68	910,56
459,97	358,22	435,74	343,43	693,27	901,04
460,41	358,39	435,96	343,27	691	898,88
461,1	358,52	436,8	343,27	691,5	900,48
461,01	358,17	436,54	342,89	691,18	900,85
460,87	358,3	436,45	343,26	690,71	899,79
461,92	357,7	437,22	341,93	691,48	902,68
465,74	360,73	439,05	343,05	691,07	890,38
463,23	360,85	435,81	345,04	694,43	894,32
464,17	360,56	437,2	343,8	693,18	893,67
463,65	360,21	437	343,79	693	893,6
463,12	360,19	436	344,46	695,98	898,98

467,72	362,16	440,93	344,11	699,32	902,96
466,39	360,59	439,75	343,22	697,75	903,27
468,4	362,07	441,72	343,98	701,41	904,87
468,05	361,73	442,04	343,21	697,23	901,04
466,06	360,68	440,05	342,99	696,39	901,23
467,97	361,9	441,23	343,9	701,12	903,83
464,52	360,59	437,83	343,91	698,6	902,05
465,78	360,36	439,45	342,7	697,86	901,69
462,89	359,56	436,67	344,02	699,1	904,72
464,52	360,1	437,98	343,92	701,77	907,47
465,55	360,59	439,18	343,75	700,44	904,02
464,92	360,4	438,51	344	700,1	902,24
467,42	361,08	441,32	343,35	702,86	904,99
462,52	359,77	436,17	344,76	702,32	907,66
465,23	359,9	439,02	343,23	697,38	898,68
463,35	359,95	437,25	344,23	698,3	900,56
460,14	358,29	434,32	343,69	695,12	898,99
462,68	358,93	436,82	343,2	695,69	899,01
463,76	359,25	437,8	343,4	698,54	902,41
462,19	359,09	436,03	343,88	696,02	898,04
464,84	359,95	438,66	343,77	697,97	898,45
464,54	359,75	438,53	343,62	695,62	894,66
463,65	360,08	437,54	344,52	697,45	897,85
463,29	359,51	437,11	344,42	698,46	900,08
466,4	360,44	440,65	343,36	695,32	894,16
466,12	360,63	439,98	344,06	697,81	897,38
465,22	360,25	439	344,08	696,69	895,21
466,34	360,61	440,64	343,85	696,95	895,13

462,68	359,21	436,81	344,09	693,89	891,35
464,39	360,06	438,18	344,39	696,14	893,83
464,31	360,2	438,03	344,32	693,36	889,12
467,35	360,85	441,52	343,51	697,89	894,75
464,8	360,25	438,63	344,47	697,98	895,38
464,01	359,76	437,66	344,25	696,29	894,33
465,37	360,44	439,15	343,96	694,27	888,6
464,26	359,61	437,99	343,93	696,65	889,01
465,26	360,25	438,96	343,89	697,94	889,32
460,4	358,81	433,9	345,38	698,62	893,09
465,08	359,68	439,59	344,31	702,6	898,43
466,77	360,17	441,51	344,32	704,58	900,21
470,59	361,24	445,45	343,32	703,92	898,92
470,38	361,77	445,68	343,84	705,54	898,64
465,8	359,7	440,53	344,24	699,72	894,27
467,04	360,35	440,95	344,24	700,03	891,35
469,96	361,75	443,83	344,61	705,77	897,5
466,67	360,81	440,64	345,38	701,57	890,85
468,16	361,35	441,95	345,28	700,56	888,54
469,84	362,09	443,97	345,08	703,91	891,2
468,12	361,42	442,44	345,1	700,86	885,66
466,18	360,44	440,12	345,35	700,96	886,98
465,67	360,85	439,4	346,09	702,11	887,84
467,12	361,07	440,83	345,93	704,44	891,22
465,31	359,45	439,05	345,03	700,05	886,45
466,39	361,04	440,11	346,34	702,72	888,43
464,86	360,1	438,55	346,27	702,47	889,44
466,21	360,21	439,85	345,96	702,67	889,63

466,79	361,19	440,39	346,56	701,92	887,23
469,59	361,14	443,54	345,63	705,41	894,23
469,59	361,6	444,07	345,65	702,59	888,33
466,31	359,94	440,45	345,83	700,61	887,59
467,57	361,1	441,45	346,34	702,72	888,69
464,82	359,8	438,01	346,87	702,8	889,03
463,99	359,17	437,11	346,83	702,36	887,61
464,89	360,56	438,26	347,64	701,63	885,39
469,79	361,79	443,68	346,43	704,47	888,33
467,04	361,63	440,88	348,13	702,91	885,83
467,29	361,08	441,14	347,44	698,37	880,38
470,38	361,9	444,93	346,46	699,96	882,45
469,49	361,82	444,48	347,42	702,43	887,32
469,81	361,6	444,54	346,7	701,79	886,59
471,58	362,57	446,32	347,03	703,1	886,87
469,97	362,4	444,39	348,04	703,61	886,97
467,91	361,89	442,17	348,86	705,12	889,12
464,1	360,93	437,57	348,81	699,45	881,52
471,02	363,27	446,61	348,44	706,5	890,63
469,06	362,66	444,34	348,78	705,07	889,35
469,14	362,47	445,1	348,69	705,93	891,44
469,07	362,43	445,52	348,8	706,1	892,37
466,39	362,2	442,11	350,3	707,93	895,78
465,94	362,14	442,46	350,76	706,73	894,42
463,06	359,48	441,27	348,59	697,29	888,23
468,4	362,9	445,06	350,63	707,73	897
466,12	362,56	442,66	351,66	705,2	894,33
466,35	362,03	444,19	350,61	695,28	882,39

469,08	362,43	447,02	349,98	699,2	890,42
471,21	364,56	448,04	351,39	702,76	888,92
471,68	365,13	448,24	353,1	709,93	898,18
471,18	365,19	447,95	352,96	705,1	892,04
471,07	365,59	447,48	353,35	704,98	892,05
469,19	365,19	445,5	353,69	701,65	886,79
465,4	364,11	441,6	354,46	698,43	882,7
464,45	363,95	440,28	355,44	700,36	886,67
467,79	365,45	443,75	355,58	704,87	891,56
468,47	366,01	444,83	355,59	705,33	891,53
461,57	364,65	437,32	358,07	700,81	887,97
464,6	365,4	440,59	357,54	702,27	891,11
465,09	365,93	440,88	358,27	702,35	891,36
466,36	366,25	442,49	358,34	703,18	893,07
467,15	367,04	443,11	358,85	702,8	892,79
464,55	366,22	440,64	358,47	695,87	883,67
462,77	366,27	438,72	360,12	697	885,87
466,13	367,21	442,29	358,52	694,41	881,53
467,42	368,42	443,38	359,5	698,23	884,35
466,28	367,69	441,99	359,26	696,75	883,12
467,26	367,76	442,85	358,08	695,05	880,98
467,51	367,45	443,27	357,22	695,81	882,1
469,69	367,18	445,86	354,82	695,11	881,41
468,44	366,42	444,67	353,15	688,26	871,87
466,94	365,69	442,55	353,86	696,76	886,03
465,82	365,92	440,45	354,55	696,39	882,66
467,67	366,2	442,17	353,06	694,18	877,79
466,4	365,46	440,75	352,43	693,05	876,44

469,06	365,31	443,62	350,78	692,69	878,49
471,21	365,05	446,58	348,83	694,52	882,76
469,79	364,22	445,26	348,34	691,63	879,52
467,6	362,48	442,74	347,67	688,45	877,16
465,97	361,62	441,11	347,41	688,59	878,64
463,28	359,84	439,14	346,71	690,06	884,79
460,37	358,3	435,26	346,11	686,8	882,08
457,56	357,47	431,85	345,95	681,95	873,94
413,19	357,24	383,79	355,28	663,62	854,65
468,31	362,45	442,59	348,67	688,56	881,78
464,64	361,32	439,11	348,9	684,08	876,19
461,23	359,92	435,2	349,26	681,19	873,51
467,21	361,14	441,99	347,46	684,84	877,11
464,86	360,36	439,89	348,08	686,95	885,46
464,03	359,57	439,21	347,27	685,84	886,4
461,95	358,3	437,71	346,07	676,19	873,7
456,09	356,86	431,57	347,65	676,57	880,66
454,23	355,9	430,01	347,19	672,7	875,29
454,8	355,48	430,99	345,91	667,3	867,67
459,76	356,51	435,99	344,61	670,27	875,39
458,22	355,89	434,68	344,5	668,18	872,7
458,03	355,4	433,87	344,28	667,72	874,32
456,38	354,39	431,8	344,09	664,53	872,59
455,71	354,11	431,32	344,19	664,59	873,88
457,71	352,42	429,94	342,9	662	869,81
459,9	352,99	435,07	341,48	666,17	884,03
455,05	352,29	433,43	340,5	654,16	870,89
427,44	352,3	397,31	347,71	637,11	844,29

373,32	357,12	345,63	356,66	683,2	858,21
369,7	344,4	344,15	343,56	648,84	851,19
306,64	286,02	302,31	262,07	393,35	422,35
161,42	278,76	174,72	150,27	149,16	137,22
112,92	123,9	168,57	150,1	111,25	107,4
138,26	203,81	186,8	171,46	133,52	130,6
276,6	308,43	282,09	257,92	344,49	340,05
372,52	332,93	337,84	332,39	637,52	840,68
291,72	283,05	299,14	284,85	475,53	576,22
81,92	96,01	150,54	95,5	87,51	85,45
36,25	32,09	67,43	40,09	37,95	32,75
41,96	32,59	88,1	42,41	38,56	32,77
41,17	31,28	99,7	41,86	41,04	32,23
39,06	31,73	99,73	41,32	40,36	32,14
39,62	32,03	99,76	41,35	38,45	31,55
36,57	31,61	99,77	38,85	38,08	31,22
35,09	32,45	99,6	36,82	36,93	31,43
37,7	33,81	90,97	39,5	36,37	31,64
39,26	34,35	97,72	42,09	39,67	32,52
40,28	35,4	99,39	43,13	38,99	32,92
40,85	35,93	99,63	44,43	38,87	32,83
37,27	34,76	89,03	42,35	37,86	32,83
36,32	36,59	34,67	44,53	36,2	33,69
36,58	37,06	35,17	45,46	36,55	33,86
36,11	35,92	36,05	43,86	35,42	34,13
36,67	35,7	37,98	42,08	34,54	34,99
38,24	35,06	39,9	37,48	35,11	35,5
37,38	33,98	42,87	37,71	35,99	35,84

36,92	35,83	47,62	42,17	37,55	37,04
39,06	37,63	53,82	48,17	39,83	38,52
41,77	38,81	65,19	55,38	43,29	40,1
47,42	42,78	83,67	66,8	49,22	42,52
52,62	45,16	98,34	78,55	55,83	44,64
53,02	43,88	99,48	82,16	57,76	44,46
52,44	43,69	99,5	81,69	56,81	43,53
51,96	42,41	99,76	82,45	55,73	41,53
51,46	41,95	99,63	81,76	54,63	39,46
53,9	47,62	99,63	81,27	55,07	40,42
60,49	58,75	99,62	87,29	57,43	45,24
51,98	44,49	99,81	86,08	57,55	45,6
50,51	41,54	99,86	81,07	54,21	40,41
54,08	44,97	99,84	81,97	57,09	46,5
55	44,58	99,8	82,13	60,17	49,1
56,03	46,71	99,77	80,85	60,13	49,92
59,57	48,32	99,72	82,07	61,46	52,64
63,03	43,08	99,68	81,71	60,75	53,09
56,66	42,69	99,91	80,4	60,2	50,66
55,95	42,09	99,97	71,04	58,16	49,84
59,89	41,94	99,65	77,01	61,76	51,32
62,75	46,64	99,84	81,85	64,51	51,46
67,39	52,51	99,9	82,58	60,65	54,2
72,18	61,76	99,91	86,55	72,54	83,65
71,84	82,75	100,04	94,75	83,77	95,92
106,41	122,27	131,68	108,42	105,52	106,43
137,49	186,95	214,73	158,13	121,7	128,05
358,97	315,34	351,23	293,02	463,98	592,14

458,28	356,56	433,91	340,88	671,21	881,46
459,05	356,99	434,93	340,89	671,61	881,71
458,4	356,33	434,19	340,36	671,11	882,95
457,88	356,06	433,78	340,27	671,54	884,82
459,12	356,1	434,99	340,13	675,24	891,54
458,59	355,86	434,34	339,87	674,34	890,12
456,88	355,25	432,86	339,73	671,91	888,41
456,04	354,62	431,87	339,65	669,93	886,09
458,36	355,64	434,38	339,15	671,26	888,76
453,07	352,96	428,16	340,07	671,58	893,97
456,14	354,77	431,23	340,84	673,63	895,15
455,39	354,34	430,65	340,63	671,52	893,19
457,63	355,05	433,26	340,28	674,42	897,35
456,45	354,24	432,14	339,91	671,96	891,56
457,93	355,03	433,54	340,44	679,45	903,2
456,96	354,7	432,28	340,26	675,63	898,11
454,52	353,41	429,64	340,14	673,35	894,66
454,06	353	429,48	339,53	672,54	892,54

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

LAMPIRAN C

A. Tabel Cause and Consequences

Instrument Component	Guide Word	Deviation	Cause	Consequences
TI 1334	High	High Temperature	Supply dari 101-B, udara dan steam terlalu tinggi menyebabkan suhu meningkat	Output yang dihasilkan 103-D akan mengakibatkan 101-C <i>overheat</i> , <i>alarm fail</i>
PI 1610	High	High Pressure	Supply dari 103-D terlalu tinggi menyebabkan tekanan meningkat	Output yang dihasilkan 103-D akan mengakibatkan 101-C <i>overheat</i>
TI 1335	High	High Temperature	Output yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu tinggi	Memonitor suhu output 101-C yang menjadi input 102-C pada DCS
	Low	Low Temperature	Output yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu rendah	Memonitor suhu output 101-C yang menjadi input 102-C pada DCS
TI 1340	High	High Temperature	Output yang dihasilkan 101-C suhunya terlalu tinggi	Memonitor input yang diterima oleh PV1018A
TI 1340	Low	Low Temperature	Output yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu rendah	Memonitor input yang diterima oleh PV1018A
TI 1336	High	High Temperature	Suhu dari 101-C terlalu tinggi sehingga suhu yang diserap oleh 102-C menjadi tinggi	Memberi dampak pada proses 101-B, <i>overheat</i> pada 102-C dan plan 101-BPCS trip/shutdown
TI 1337	High	High Temperature	Output 102-C terlalu tinggi	Memonitor input yang diterima oleh PV1018B
TI 1337	Low	Low Temperature	Output 102-C terlalu rendah	Memonitor input yang diterima oleh PV1018B
TI 1338	High	High Temperature	Output 102-C suhu terlalu tinggi	Memonitor input yang diterima oleh PRV102-CA, PRV102-CB dan PV1018B
TI 1338	Low	Low Temperature	Steam Saturated dari 102-C	Memonitor input yang diterima oleh PRV102-CA, PRV102-CB dan PV1018B
PV 1018 B	High	High Pressure	Suhu output 102-C tidak tercapai, Kontrol sistem pada PV1018B (fail open)	Akan memberi dampak pada proses 104-B1 trip/shutdown dan mengaktifkan PRV102CA dan PRV102CB
PV 1018 A	High	High Pressure	Suhu output 102-C tidak tercapai, Kontrol sistem pada PV1018A (fail open)	Akan memberi dampak pada proses 104-B1 trip/shutdown
TV 1010	Less	Less Flow	Output 102-C tidak tercapai, Kontrol sistem pada TV1010 (fail closed)	Akan berdampak pada output 101-C dan 102-C tidak terkontrol dan berdampak pada proses 104-B1 trip/shutdown
TI 1339	High	High Temperature	Kontrol sistem TV1010 gagal	Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis) trip/shutdown

Tabel Cause and Consequences

TI 1339	Low	Low Temperature	Kontrol sistem TV1010 gagal	Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis) trip/shutdown
AI 1005	More	More Flow	Konsentrasi dari CH4 terlalu tinggi dari proses pembakaran 101-B kurang sempurna	Berdampak pada rusaknya katalis pada proses selanjutnya, plan shutdown/trip

B. Tabel Risk Ranking

COMPONENT	DESCRIPTION	GUIDE WORD	DEVIATION	CAUSES	CONSEQUANCES	SAFE GUARD	L	C	R
TI 1334	Temperature Indicator	High	High Temperature	Supply dari 101-B, udara dan steam terlalu tinggi menyebabkan suhu meningkat	Output yang dihasilkan 103-D akan mengakibatkan 101-C <i>overheat</i> , <i>alarm fail</i>	-Alarm suhu akan menyala -PM program pada alarm -Operator memonitor looksheet dan trending proses	5	5	H
PI 1610	Pressure Indicator	High	High Pressure	Supply dari 103-D terlalu tinggi menyebabkan tekanan meningkat	Memonitoring Output yang dihasilkan 103-D yang masuk 101-C yang dapat mengakibatkan 101-C <i>overpressure</i>	-PM program pada indikator tekanan -Operator memonitor looksheet dan trending proses	5	1	L
TI 1335	Temperature Indicator	High	High Temperature	Output yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu tinggi	Memonitor suhu output 101-C yang menjadi input 102-C pada DCS	-PM program pada indikator suhu -Operator memonitor looksheet dan trending proses	3	1	L
		Low	Low Temperature	Output yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu rendah	Memonitor suhu output 101-C yang menjadi input 102-C pada DCS			1	L
TI 1340	Temperature Indicator	High	High Temperature	Output yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu tinggi	Memonitor input yang diterima oleh PV1018A	-PM program pada indikator suhu -Operator memonitor looksheet dan trending proses	5	1	L
		Low	Low Temperature	Output yang dihasilkan 101-C menunjukkan suhu terlalu rendah	Memonitor input yang diterima oleh PV1018A			1	L
TI 1336	Temperature Indicator	High	High Temperature	Suhu dari 101-C terlalu tinggi sehingga suhu yang diserap oleh 102-C menjadi tinggi	Memberi dampak pada proses 101-B, <i>overheat</i> pada 102-C dan plan 101-BPCS trip/shutdown	-Alarm suhu akan menyala -PM program pada alarm -Operator memonitor looksheet dan trending proses -Rekomendasi penambahan valve	3	5	E
TI 1337	Temperature Indicator	High	High Temperature	Output 102-C terlalu tinggi	Memonitor input yang diterima oleh TV 1010	-PM program pada indikator suhu -Operator memonitor looksheet dan trending proses	3	3	H

Tabel Risk Ranking (Lanjutan)

		<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>	Output 102-C terlalu rendah	Memonitor input yang diterima oleh PV1018B			2	M
TI 1338	<i>Temperature Indicator</i>	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>	Output 102-C suhu terlalu tinggi	Memonitor input yang diterima oleh PRV102-CA, PRV102-CB dan PV1018B	-PM program pada indikator suhu -Operator memonitor looksheet dan trending proses	4	4	H
		<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>	Steam Saturated dari 102-C	Memonitor input yang diterima oleh PRV102-CA, PRV102-CB dan PV1018B			3	M
PV 1018B	<i>Pressure Valve</i>	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>	Suhu output 102-C tidak tercapai, Kontrol sistem pada PV1018B (fail open)	Akan memberi dampak pada proses 104-B1 trip/shutdown dan mengaktifkan PRV102CA dan PRV102CB	-PM program -Operator memonitor looksheet dan trending proses	4	5	E
PV 1018A	<i>Pressure Valve</i>	<i>High</i>	<i>High Pressure</i>	Suhu output 102-C tidak tercapai, Kontrol sistem pada PV1018A (fail open)	Akan memberi dampak pada proses 104-B1 trip/shutdown	-PM program -Operator memonitor looksheet dan trending proses	4	5	E
TV 1010	<i>Temperature Valve</i>	<i>Less</i>	<i>Less Flow</i>	Output 102-C tidak tercapai, Kontrol sistem pada TV1010 (fail closed)	Akan berdampak pada output 101-C dan 102-C tidak terkontrol dan berdampak pada proses 104-B1 trip/shutdown	-Alarm suhu akan menyala -PM program pada alarm -Operator memonitor looksheet dan trending proses	4	5	E
TI 1339	<i>Temperature Indicator</i>	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>	Kontrol sistem TV1010 gagal	Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis) trip/shutdown	-Alarm suhu akan menyala -PM program pada alarm -Operator memonitor looksheet dan trending proses	4	5	E
		<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>	Kontrol sistem TV1010 gagal	Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis) trip/shutdown			5	E
AI 1005	<i>Analyzed Indicator</i>	<i>More</i>	<i>More Flow</i>	Konsentrasi dari CH4 terlalu tinggi dari proses pembakaran 101-B kurang sempurna	Berdampak pada rusaknya katalis pada proses selanjutnya, plan shutdown/trip	-PM program pada AI1005 agar pembacaan akurat -Analisa lab dirutinkan	5	4	E

C. Worksheet Layer of Protection Analysis

INS	IED ¹	SL ²	IC ³	ICL ⁴	Protection Layers (PLs)					IEL ¹⁰	TMEL ₁ ¹	PFD ₂ ¹	NOTE
					GPD ⁵	BPCS	AL ⁷	AMR ₈	AMD ₉				
1336	Memberi dampak pada proses 101-B, overheat pada 102-C dan plan 101-BPCS trip/shutdown	CE	High Temperature	0,587	0,01	1	0,1	0,5	1	1,5.10 ⁻⁴	10 ⁻⁵	0,068	SIL 1
PV 1018B	Akan memberi dampak pada proses 104-B1 trip/shutdown	CE	PV 1018B failed to open	0,872	0,01	0,1	1	0,5	0,01	2,2.10 ⁻⁷	10 ⁻⁵	45,87	NR
TV 1010	Akan berdampak pada output 101-C dan 102-C tidak terkontrol dan berdampak pada proses 104-B1 trip/shutdown	CE	Less flow	0,86	0,01	0,1	0,1	0,5	1	1,1.10 ⁻⁵	10 ⁻⁵	0,93	SIL 0
TI 1339 (High)	Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis) trip/shutdown	CE	TI 1339 failed to work	0,534	0,01	0,1	0,1	0,5	1	6,7.10 ⁻⁶	10 ⁻⁵	1,498	NR
TI 1339 (Low)	Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis) trip/shutdown	CE	TV 1010 failed to closed	0,534	0,01	0,1	0,1	0,5	1	6,7.10 ⁻⁶	10 ⁻⁵	1,498	NR
AI 1005	Berdampak pada rusaknya katalis pada proses selanjutnya, plan shutdown/trip	CE	Over Concentration CH4 104-D1 failed to work	0,62	0,01	0,1	0,1	0,5	1	1,5.10 ⁻⁵	10 ⁻⁵	0,645	SIL 0
TI 1334	Output yang dihasilkan 103-D akan mengakibatkan 101-C overheat	CE	Over heat failed to alarm TI 1334	0,655	0,01	1	0,1	0,5	1	1,6.10 ⁻⁵	10 ⁻⁵	0,61	SIL 0
TI 1338	Memonitor input yang diterima oleh PRV102-CA, PRV102-CB dan PV1018B yang berdampak pada produk	CE	PRV failed to work dan PV 1018B failed to open	0,61	0,01	1	0,1	0,5	0,01	1,52.10 ⁻⁷	10 ⁻⁵	65,57 ₃	NR

LAMPIRAN D

A. Perhitungan

MTTF adalah nilai rata-rata dari jumlah waktu kejadian kegagalan dibagi dengan jumlah kegagalan itu sendiri. MTTF dapat dirumuskan sebagai berikut:

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

Selanjutnya menghitung failure rate tiap jam dan failure rate tiap tahun melalui persamaan berikut:

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

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

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

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

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

a) PI 1610

$$MTTF = 47835 / 5 = 9567 \text{ jam}$$

$$\lambda_{\text{jam}} = 1/9567 = 0,000104526$$

$$\lambda_{\text{tahun}} = 0,000104526 \times 24 (\text{jam}) \times 365 (\text{hari}) = 0,915647538$$

$$R(t) = e^{-0,915647538} = 0,40025736$$

$$ICL = 0,59974264 \text{ (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)}$$

b) TI 1334

$$MTTF = 6577 \text{ jam}$$

$$\lambda_{\text{jam}} = 1/6577 = 0,000152045$$

$$\lambda_{\text{tahun}} = 0,000152045 \times 24 (\text{jam}) \times 365 (\text{hari}) = 1,331914247$$

$$R(t) = e^{-0,915647538} = 0,263971471$$

ICL = 0,736028529 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Layer Proteksi :

- *Process Design* = 0,1
- BPCS = 1
- Alarm = 0,1
- *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
- *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$IEL = 0,736 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,01 \times 1 \times 0,5 \times 0,1 = 4,58716$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari keterjadian *impact event*)

$$PFD_{avg} = 4,587$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 0**

c) TI 1335

$$MTTF = 12346,7$$

$$\lambda_{jam} = 1/12346,7 = 0,00008$$

$$\lambda_{tahun} = 0,00008 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 0,71$$

$$R(t) = e^{-0,71} = 0,492$$

ICL = 0,508 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

d) TI 1340

$$MTTF = 5823,4$$

$$\lambda_{jam} = 1/5823,4 = 0,00017$$

$$\lambda_{tahun} = 0,00017 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 1,504$$

$$R(t) = e^{-0,915647538} = 0,222$$

ICL = 0,778 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

e) TI 1336

$$\text{MTTF} = 9905,3$$

$$\lambda_{\text{jam}} = 1/9905,3 = 0,0001$$

$$\lambda_{\text{tahun}} = 0,0001 \times 24 (\text{jam}) \times 365 (\text{hari}) = 0,88$$

$$R(t) = e^{-0,88} = 0,41$$

ICL = 0,59 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Layer Proteksi :

- *Process Design* = 0,1
- BPCS = 1
- Alarm = 0,1
- *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
- *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1

$$\text{IEL} = \text{ICL} \times \text{PFD}_1 \times \text{PFD}_2 \times \dots \times \text{PFD}_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$\begin{aligned} \text{IEL} &= 0,59 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 1 \\ &= 0,0000147 \end{aligned}$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari keterjadian *impact event*)

$$\text{PFD}_{\text{avg}} = 0,068$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 1**

f) TI 1337

$$\text{MTTF} = 12609,7$$

$$\lambda_{\text{jam}} = 1/12609,7 = 0,00008$$

$$\lambda_{\text{tahun}} = 0,00008 \times 24 (\text{jam}) \times 365 (\text{hari}) = 0,695$$

$$R(t) = e^{-0,695} = 0,501$$

ICL = 0,501 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Layer Proteksi :

- *Process Design* = 0,1
- BPCS = 1
- Alarm = 0,1
- *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)

- *Additional mitigation, Dike (Bunds)*, PRV = 0,1

$$\text{IEL} = \text{ICL} \times \text{PFD}_1 \times \text{PFD}_2 \times \dots \times \text{PFD}_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$\text{IEL} = 0,501 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 0,1$$

$$= 0,00001$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari keterjadian *impact event*)

$$\text{PFD}_{\text{avg}} = 0,798$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 0**

g) TI 1338

$$\text{MTTF} = 3168,75 \text{ jam}$$

$$\lambda_{\text{jam}} = 1/3168,75 = 0,0003$$

$$\lambda_{\text{tahun}} = 0,0003 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 2,764$$

$$R(t) = e^{-0,915647538} = 0,063$$

ICL = 0,937 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Layer Proteksi :

- *Process Design* = 0,1
- BPCS = 1
- Alarm = 0,1
- *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
- *Additional mitigation, Dike (Bunds)*, PRV = 0,1

$$\text{IEL} = \text{ICL} \times \text{PFD}_1 \times \text{PFD}_2 \times \dots \times \text{PFD}_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$\text{IEL} = 0,937 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 0,1$$

$$= 0,00002$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari keterjadian *impact event*)

$$\text{PFD}_{\text{avg}} = 0,426$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 0**

h) TI 1339

$$\text{MTTF} = 11472,5 \text{ jam}$$

$$\lambda_{\text{jam}} = 1/9567 = 0,000087$$

$$\lambda_{\text{tahun}} = 0,000087 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 0,763$$

$$R(t) = e^{-0,915647538} = 0,466$$

ICL = 0,534 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Layer Proteksi :

- *Process Design* = 0,1
- BPCS = 0,1
- Alarm = 0,1
- *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
- *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$IEL = 0,534 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 0,5 = 0,000007$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari keterjadian *impact event*)

$$PFD_{\text{avg}} = 1,498$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL NR**

i) TV 1010

$$MTTF = 4454,5 \text{ jam}$$

$$\lambda_{\text{jam}} = 1/4454,5 = 0,000224$$

$$\lambda_{\text{tahun}} = 0,000224 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 1,966$$

$$R(t) = e^{-1,966} = 0,14$$

ICL = 0,86 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Layer Proteksi :

- *Process Design* = 0,1
- BPCS = 0,1
- Alarm = 0,1
- *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
- *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$IEL = 0,86 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 0,1$$

$$= 0,000011$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari terjadinya *impact event*)

$$PFD_{avg} = 0,93$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 0**

j) PV 1018A

$$MTTF = 4472 \text{ jam}$$

$$\lambda_{jam} = 1/4472 = 0,000223$$

$$\lambda_{tahun} = 0,000223 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 1,959$$

$$R(t) = e^{-1,959} = 0,141$$

ICL = 0,859 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Layer Proteksi :

- *Process Design* = 0,1
- BPCS = 0,1
- Alarm = 1
- *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
- *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$IEL = 0,859 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 0,1 = 0,000021$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari terjadinya *impact event*)

$$PFD_{avg} = 0,466$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL 0**

k) PV 1018B

$$MTTF = 4256 \text{ jam}$$

$$\lambda_{jam} = 1/4256 = 0,00023$$

$$\lambda_{tahun} = 0,00023 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 2,058$$

$$R(t) = e^{-2,058} = 0,128$$

ICL = 0,872 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Layer Proteksi :

- *Process Design* = 0,1
- BPCS = 0,1
- Alarm = 1
- *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
- *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,01

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$IEL = 0,872 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 0,1 \\ = 0,0000022$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari keterjadian *impact event*)

$$PFD_{avg} = 4,587$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL didapatkan sebagai nilai **SIL NR**

1) AI 1005

$$MTTF = 9049,2 \text{ jam}$$

$$\lambda_{jam} = 1/9049,2 = 0,00011$$

$$\lambda_{tahun} = 0,00011 \times 24 \text{ (jam)} \times 365 \text{ (hari)} = 0,968$$

$$R(t) = e^{-0,915647538} = 0,38$$

ICL = 0,62 (Kejadian penyebab kegagalan dalam waktu 1 tahun)

Layer Proteksi :

- *Process Design* = 0,1
- BPCS = 1
- Alarm = 0,1
- *Additional mitigation, Restricted access* = 0,5 (*human performance, under stress*)
- *Additional mitigation, Dike (Bunds), PRV* = 0,1

$$IEL = ICL \times PFD_1 \times PFD_2 \times \dots \times PFD_n \times P_p \times P_i \times P_{tr}$$

$$IEL = 0,62 \times 0,1 \times 1 \times 0,1 \times 0,5 \times 0,1 \times 1 \times 0,5 \times 1 \\ = 0,0000187$$

(*Intermediate Event Likelihood* = frekuensi per tahun dari
keterjadian *impact event*)

$$PFD_{\text{avg}} = 0,535$$

Berdasarkan hasil rasio LOPA diatas, maka nilai SIL
didapatkan sebagai nilai **SIL 0**.

B. Hasil Perhitungan ICL

Component	Impact Event Description	Initiating Cause	λ /Jam	λ /Tahun	Realibility	ICL
TI 1336	Memberi dampak pada proses 101-B, overheat pada 102-C dan plan 101-BPCS trip/shutdown	High Temperature	1×10^{-4}	0,88	0,41	0,587
PV 1018B	Akan memberi dampak pada proses 104-B1 <i>trip/shutdown</i>	PV 1018B failed to open	$2,3 \times 10^{-4}$	2,06	0,13	0,872
TV 1010	Akan berdampak pada output 101-C dan 102-C tidak terkontrol dan berdampak pada proses 104-B1 <i>trip/shutdown</i>	Less flow	$2,2 \times 10^{-4}$	1,97	0,14	0,86
TI 1339 (High)	Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis) <i>trip</i>	TI 1339 failed to work	$8,7 \times 10^{-5}$	0,76	0,47	0,534
TI 1339 (Low)	Berdampak pada proses 104-B1 (gagal produk karena merusak katalis) <i>trip</i>	TV 1010 failed to closed	$8,7 \times 10^{-5}$	0,76	0,47	0,534
AI 1005	Berdampak pada rusaknya katalis pada proses selanjutnya, plan shutdown/trip	Over Consentration CH4 104-D1 failed to work	$1,1 \times 10^{-4}$	0,97	0,38	0,62
TI 1334	Output yang dihasilkan 103-D akan mengakibatkan 101-C overheat	Over heat failed to alarm TI 1334	$1,2 \times 10^{-4}$	1,07	0,34	0,655
TI 1338	Memonitor input yang diterima oleh PRV102-CA, PRV102-CB dan PV1018B yang berdampak pada produk	PRV failed to work dan PV 1018B failed to open	$2,6 \times 10^{-4}$	0,93	0,39	0,61

LAMPIRAN E VALIDASI DATA

Dengan ini menyatakan bahwa data yang diberikan dalam penelitian tugas akhir dibagian instrument di unit Ammonia PT.Petrokimia Gresik

Nama : Muh. Urfaa Falaq Purnomo
NRP : 02311745000020
Fakultas/Dept : Teknologi Industri/ S1-Teknik Fisika
Judul Tugas Akhir : Analisis *Hazard and Safety* Dengan Metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA) pada Sistem *Heat Exchanger Unit* Ammonia PT.Petrokimia Gresik.

Menyatakan data yang bersumber dari bagian *Instrument*. Data yang digunakan diperoleh dari data *maintenance* perusahaan sejak tahun 2003-2019.

Gresik, 17 Juni 2019
Mengetahui,
Pembimbing Lapangan,

Lugas Dwi Prayogi

VALIDASI DATA

Dengan ini menyatakan bahwa data yang diberikan dalam penelitian tugas akhir dibagian instrument di unit Ammonia PT.Petrokimia Gresik

Nama : Muh. Urfaa Falaq Purnomo
NRP : 02311745000020
Fakultas/Dept : Teknologi Industri/ S1-Teknik Fisika
Judul Tugas Akhir : Analisis *Hazard and Safety* Dengan Metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA) pada Sistem *Heat Exchanger* Unit Ammonia PT.Petrokimia Gresik.

Menyatakan data yang bersumber dari bagian *Instrument*. Data yang digunakan diperoleh dari wawancara pembimbing lapangan beserta operator perusahaan sejak tahun 2003-2019.

Gresik, 17 Juni 2019
Mengetahui,
Pembimbing Lapangan,

Lugas Dwi Prayogi

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Surabaya pada tanggal 17 Oktober 1992 dengan diberi nama Muhammad Urfaa Falaq Purnomo. Penulis telah menyelesaikan pendidikan sekolah dasar di SDN Mojo X Surabaya pada tahun 2004, kemudian melanjutkan pendidikan sekolah menengah pertama di SMP GIKI 2 Surabaya pada tahun 2007, kemudian melanjutkan pendidikan sekolah menengah akhir di SMA GIKI2 Surabaya pada tahun 2010.

Pada tahun 2013 penulis menyelesaikan pendidikan diploma tiga di D3 Teknik Instrumentasi di Jurusan Teknik Fisika ITS dan di tahun 2017 penulis berkesempatan melanjutkan pendidikan di S1 Teknik Fisika di Departemen Teknik Fisika Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Konsentrasi tugas akhir yang didalami adalah bidang rekayasa instrumentasi dan kontrol. Pada bulan Juli 2019 penulis telah menyelesaikan tugas akhir dengan judul “Analisis *Hazard and Safety* dengan Metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA) pada Sistem *Heat Exchanger* Unit Ammonia PT. Petrokimia Gresik”.

Bagi pembaca yang memiliki kritik, saran atau ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai tugas akhir ini, dapat menghubungi penulis melalui email urfaafalaq@gmail.com.