



TUGAS AKHIR - TF181801

***HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP)  
DAN SAFETY INTEGRATED LEVEL (SIL)  
DENGAN METODE FAULT TREE ANALYSIS  
(FTA) PADA METHANATOR UNIT AMONIAK  
PT. PETROKIMIA GRESIK***

SITI MUSLIHATI  
NRP 0231154000092

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

Program Studi S-1 Teknik Fisika  
Departemen Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2019





*FINAL PROJECT - TF181801*

***HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP)  
AND SAFETY INTEGRATED LEVEL (SIL)  
USING FAULT TREE ANALYSIS (FTA) METHOD  
IN METHANATOR UNIT AMMONIA  
PT. PETROKIMIA GRESIK***

*SITI MUSLIHATI  
NRP 0231154000092*

*Supervisor  
Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati M. Kes*

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



## PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Siti Muslihati  
NRP : 0231154000092  
Departemen/Prodi : Teknik Fisika/S1 Teknik Fisika  
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri  
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir yang berjudul “*Hazard And Operability Study (HAZOP) dan Safety Integrated Level (SIL) dengan Metode Fault Tree Analysis (FTA) pada Methanator Unit Amoniak PT. Petrokimia Gresik*” adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima *sanksi* sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-sebenarnya.

Surabaya, 29 Juli 2019

Yang membuat pernyataan,

  
Siti Muslihati  
NRP. 0231154000092



## LEMBAR PENGESAHAN

### **HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN SAFETY INTEGRATED LEVEL (SIL) DENGAN METODE FAULT TREE ANALYSIS (FTA) PADA METHANATOR UNIT AMONIAK PT. PETROKIMIA GRESIK**

**TUGAS AKHIR**

**Oleh:**

**SITI MUSLIHATI  
NRP. 0231154000092**

**Surabaya, 24 Juli 2019  
Mengetahui/Menyetujui**

**Pembimbing**



**Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati M. Kes  
NIPN. 19571126 198403 2 002**



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





## LEMBAR PENGESAHAN II

### **HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN SAFETY INTEGRATED LEVEL (SIL) DENGAN METODE FAULT TREE ANALYSIS (FTA) PADA METHANATOR UNIT AMONIAK PT. PETROKIMIA GRESIK**

#### **TUGAS AKHIR**

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

Oleh:

**SITI MUSLIHATI**  
**NRP. 0231154000092**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati M. Kes ..... (Pembimbing)
2. Dr. Imam Abadi, ST, MT. .... (Ketua Penguji)
3. Dr. Ir. Ali Musyafa', MSc. .... (Penguji I)
4. Erna Septyaningrum, ST, MT ..... (Penguji II)

**SURABAYA**  
**JULI, 2019**



**HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) DAN  
SAFETY INTEGRATED LEVEL (SIL) DENGAN  
METODE FAULT TREE ANALYSIS (FTA) PADA  
METHANATOR UNIT AMONIAK  
PT. PETROKIMIA GRESIK**

**Nama Mahasiswa** : Siti Muslihati  
**NRP** : 0231154000092  
**Departemen** : Teknik Fisika  
**Dosen Pembimbing** : Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati M. Kes

**ABSTRAK**

Amoniak merupakan bahan utama dalam proses pembuatan pupuk Urea, ZA dan NPK di PT. Petrokimia Gresik. Salah satu proses penting dalam tahapan pembuatan amoniak adalah *Methanator* sebagai akhir dari proses purifikasi gas sintesa dengan reaksi yang terjadi bersifat sangat *eksotermis*, sehingga menurunkan umur katalis karena aktivitas yang bertambah. Untuk mencegah hal tersebut dan potensi bahaya yang lainnya terjadi perlu dilakukan analisis bahaya dengan metode HAZOP, perhitungan SIL dengan metode FTA dan peningkatan nilai SIL guna menurunkan risiko bahaya. *Methanator* memiliki 2 *node*, yaitu 114-C dan 106-D dengan masing-masing 4 *instrument*. Dari hasil HAZOP diketahui *methanator* memiliki tingkat risiko menengah, dimana 22,22% berada pada *low risk*; 66,67% berada pada *moderate risk* dan 11,11% berada pada *high risk*. SIS *Methanator* memiliki SIL 1 dengan PFD sebesar 0,03077 berdasarkan hasil perhitungan menggunakan metode FTA yang selanjutnya ditingkatkan nilai SIL tersebut dengan cara meningkatkan *test interval*, sehingga nilai SIL pada SIS *methanator* menjadi 2 dengan nilai PFD sebesar 0,007790 dapat diperoleh dengan peningkatan *test interval* pada *node* 114-C yang awalnya 1 tahun menjadi 6 bulan.

**Kata Kunci:** HAZOP, FTA, *Methanator*, SIL

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

# **HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOP) AND SAFETY INTEGRATED LEVEL (SIL) USING FAULT TREE ANALYSIS (FTA) METHOD IN METHANATOR UNIT AMMONIA PT. PETROKIMIA GRESIK**

**Name of Student** : Siti Muslihati  
**Registration Number** : 0231154000092  
**Department** : Engineering Physics  
**Supervisor** : Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati M.Kes

## **ABSTRACT**

*Ammonia is the main ingredient in the process of making Urea, ZA and NPK fertilizer at PT. Petrokimia Gresik. One important process in the stages of making ammonia is Methanator as the end of the purification process of gas synthesis with the reaction that occurs is very exothermic, thereby reducing the life of the catalyst due to increased activity. To prevent this and other potential hazards from occurring it is necessary to do a hazard analysis with the HAZOP method, calculation of SIL by the FTA method and increase the value of SIL to reduce the risk of danger. Methanator has 2 nodes, namely 114-C and 106-D with each of the 4 instruments. From the HAZOP results it is known that methanator has a medium risk level, where 22.22% are at low risk; 66.67% is at moderate risk and 11.11% is at high risk. SIS Methanator has SIL 1 with PFD of 0.03077 based on the results of calculations using the FTA method which further increases the SIL value by increasing the interval test, so that the SIL value in SIS methanator becomes 2 with a PFD value of 0.007790 can be obtained by increasing the interval test on node 114-C which initially a year to 6 months.*

**Keywords:** HAZOP, FTA, Methanator, SIL

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## KATA PENGANTAR

Alhamdulillahirabbil'alamin, segala puji bagi Allah S.W.T atas berkat, rahmat dan hidayah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan pengambilan data di PT. Petrokimia Gresik dengan baik. Selain itu, penulis juga dapat menyelesaikan laporan tugas akhir ini dengan judul "***Hazard and Operability Study (HAZOP) dan Safety Integrated Level (SIL) dengan Metode Fault Tree Analysis (FTA) Pada Methanator Unit Amoniak PT. Petrokimia Gresik***".

Dalam pelaksanaan dan penyelesaian laporan Tugas Akhir ini tidak lepas dari bantuan, bimbingan dan saran dari berbagai pihak. Dalam kesempatan yang baik ini penulis ingin menyampaikan banyak terima kasih kepada:

1. Bapak Agus Muhamad Hatta ST, Msi, P.hD, selaku Kepala Departemen Teknik Fisika FTI-ITS.
2. Ibu Dr. Ir. Ronny Dwi Noriyati M. Kes, selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir penulis.
3. Bapak Dr. Imam Abadi, ST, MT, Bapak Dr. Ir. Ali Musyafa', MSc dan Ibu Erna Septyaningrum, ST, MT selaku tim penguji Tugas Akhir penulis.
4. Bapak Lugas selaku pembimbing lapangan di PT. Petrokimia Gresik.
5. Seluruh dosen dan civitas akademika Teknik Fisika ITS.
6. Keluarga besar tercinta, khususnya Emmak Satima dan Alm. Bapak Ayub yang telah memberikan do'a, restu dan selalu mendukung penulis baik secara moril maupun materil hingga pelaksanaan Tugas Akhir dan penyelesaian laporan ini dapat terselesaikan dengan lancar.
7. Kakak-kakak penulis, Kak Solihin, Kak Rosi, Mbak Muyes, KakCo dan KakCe yang selalu mendukung penulis
8. Keluarga *Transcendent Frontier* yang telah menemani penulis selama masa perkuliahan, khususnya teman-teman "geboks": Nabila, Dhany, Tenti, Retno, Ismi, Dina dan Asma'ul.
9. Keluarga Laboratorium Pengukuran Fisis yang selalu ceria

10. Teman seperjuangan Tugas Akhir di PT. Petrokimia Gresik: Mbak Nawang, mbak Aida, Mas Syahril, mas Uut dan seluruh TA-wan Laboratorium Pengukuran Fisis.
11. Seluruh staff dan karyawan PT. Petrokimia Gresik.
12. Serta semua pihak yang terlibat dalam program tugas akhir ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu oleh penulis.

Surabaya, 4 Juli 2019  
Penulis,

Siti Muslihati



## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	i
<b>COVER PAGE</b> .....	iii
<b>PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME</b> .....	v
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	vii
<b>LEMBAR PENGESAHAN II</b> .....	ix
<b>ABSTRAK</b> .....	xi
<b>ABSTRACT</b> .....	xiii
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	xv
<b>DAFTAR ISI</b> .....	xvii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	xix
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	xxi
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	xxiii
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	2
1.3 Tujuan.....	2
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.5 Sistematika Laporan .....	3
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b> .....	5
2.1 Alur Proses Methanasi.....	5
2.2 <i>Hazard and Operability Study</i> (HAZOP).....	7
2.3 Diagram Kendali .....	13
2.4 <i>Fault Tree Analysis</i> (FTA) .....	16
2.5 Safety Instrumented System (SIS).....	20
2.6 <i>Safety Integrity Level</i> (SIL) .....	22
<b>BAB III METODOLOGI PENELITIAN</b> .....	27
3.1 <i>Flowchart</i> Penelitian .....	27
3.2 Identifikasi dan Perumusan Masalah.....	28
3.3 Studi Literatur.....	28
3.4 Pengumpulan Data .....	29
3.5 Pengolahan Data.....	29
3.7.1 Identifikasi Bahaya.....	29
3.7.2 Perhitungan SIL dengan Metode FTA .....	30
3.7.3 Penentuan Target SIL.....	30

3.7.4	Perancangan SIS.....	31
3.7.5	Evaluasi SIL Perancangan SIS .....	31
<b>BAB IV</b>	<b>ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN</b> .....	<b>33</b>
4.1	Analisis Potensi Bahaya .....	33
4.1.1	Potensi Bahaya pada <i>Node</i> 114-C .....	34
4.1.2	Potensi Bahaya pada <i>Node</i> 106-D .....	38
4.2	Analisis Risiko .....	40
4.2.1	<i>Cause</i> dan Estimasi <i>Consequence</i> .....	40
4.2.2	Penentuan <i>Likelihood</i> .....	41
4.2.3	Penentuan <i>Consequence</i> .....	43
4.2.4	<i>Risk Ranking</i> .....	45
4.2.5	Analisis HAZOP.....	47
4.3	Analisis Perhitungan SIL dengan metode FTA.....	47
4.4	Peningkatan SIL .....	50
4.4.1	MooN <i>channel</i> konfigurasi SIS .....	50
4.4.2	Meningkatkan frekuensi <i>test interval</i> .....	56
<b>BAB V</b>	<b>PENUTUP</b> .....	<b>59</b>
5.1	Kesimpulan.....	59
5.2	Saran.....	59
	<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	<b>61</b>
	<b>LAMPIRAN - LAMPIRAN</b> .....	<b>63</b>
	<b>LAMPIRAN A</b> <i>Worksheet</i> HAZOP	
	<b>LAMPIRAN B</b> Data Proses	
	<b>LAMPIRAN C</b> Data <i>Maintenance</i>	
	<b>LAMPIRAN D</b> Perhitungan <i>likelihood</i> , PFD dan kombinasi	

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.1</b>	<i>Plant Methanator 106-D (Petrokimia, 2018)</i> .....	5
<b>Gambar 2.2</b>	<i>Process Flow Diagram Methanator</i> .....	6
<b>Gambar 2.3</b>	Contoh Diagram Kendali (Montgomery, 2009).....	14
<b>Gambar 2.4</b>	<i>Fault Tree Analysis</i> (Smith,2016).....	18
<b>Gambar 2.5</b>	(a) Simbol <i>AND gate</i> (b) Tabel kebenaran <i>AND gate</i> .....	19
<b>Gambar 2.6</b>	(a) Simbol <i>OR gate</i> (b) Tabel kebenaran <i>OR gate</i> .	19
<b>Gambar 2.7</b>	(a) Simbol <i>NOT gate</i> (b) Tabel Kebenaran <i>NOT gate</i> .....	20
<b>Gambar 2.8</b>	<i>Safety Instrumentation System (SIS)</i> (Yokogawa, 2010).....	20
<b>Gambar 2.9</b>	FCE 1003 (Goble, M William, & Cheddie, 2005).....	24
<b>Gambar 2.10</b>	FCE 2002 (Goble, M William, & Cheddie, 2005) .....	24
<b>Gambar 3.1</b>	<i>Flowchart Penelitian</i> .....	28
<b>Gambar 4.1</b>	<i>DCS Methanator Unit</i> .....	33
<b>Gambar 4.2</b>	<i>P&amp;ID Methanator</i> .....	34
<b>Gambar 4.3</b>	<i>Node 114-C</i> .....	35
<b>Gambar 4.4</b>	<i>Xbar chart PT-1005</i> .....	35
<b>Gambar 4.5</b>	<i>S chart PT-1005</i> .....	36
<b>Gambar 4.6</b>	<i>Xbar chart TT-1012</i> .....	37
<b>Gambar 4.7</b>	<i>S chart TT-1012</i> .....	37
<b>Gambar 4.8</b>	<i>Node 106-D</i> .....	39
<b>Gambar 4.9</b>	<i>FTA dari Methanator</i> .....	48
<b>Gambar 4.10</b>	<i>FTA Methanator setelah peningkatan SIL</i> .....	55

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2.1</b>	Contoh <i>Standard guideword</i> (sesuai <i>The Standard Australia/ New Zealand AS/NZS 4360:2004</i> ).....	8
<b>Tabel 2.2</b>	Hubungan antara parameter dan <i>guideword</i> (sesuai <i>The Standard Australia/ New Zealand AS/NZS 4360:2004</i> ) .....	9
<b>Tabel 2.3</b>	Kriteria <i>likelihood</i> PT. Petrokimia Gresik .....	10
<b>Tabel 2.4</b>	Kriteria <i>Consequence</i> di PT. Petrokimia Gresik.....	11
<b>Tabel 2.5</b>	Matrik <i>Risk ranking</i> PT. Petrokimia Gresik .....	12
<b>Tabel 2.6</b>	<i>Worksheet</i> HAZOP (Nolan, 2000).....	12
<b>Tabel 2.7</b>	Simbol-simbol FTA (Ebeling, 2003).....	17
<b>Tabel 2.8</b>	PFD <i>Safety Integrity Level</i> .....	22
<b>Tabel 4.1</b>	<i>Guideword</i> dan deviasi PT-1005 .....	36
<b>Tabel 4.2</b>	<i>Guideword</i> dan deviasi TT-1012 .....	38
<b>Tabel 4.3</b>	<i>Guideword</i> , deviasi dari PV-1005 dan TV-1012 .....	38
<b>Tabel 4.4</b>	<i>Guideword</i> , deviasi dari TT-1200, TT-1201, TT-1202 dan TT-1203. ....	39
<b>Tabel 4.5</b>	<i>Cause</i> dan estimasi <i>consequence</i> pada <i>node</i> 114-C... ..	40
<b>Tabel 4.6</b>	<i>Cause</i> dan estimasi <i>consequence</i> pada <i>node</i> 106-D... ..	41
<b>Tabel 4.7</b>	<i>Likelihood</i> pada <i>Node</i> 114-C .....	42
<b>Tabel 4.8</b>	<i>Likelihood</i> pada <i>node</i> 106-D.....	43
<b>Tabel 4.9</b>	<i>Consequences</i> pada <i>node</i> 114-C .....	43
<b>Tabel 4.10</b>	<i>Consequences</i> pada <i>node</i> 106-D.....	44
<b>Tabel 4.11</b>	Hasil <i>plot risk ranking</i> pada <i>node</i> 114-C.....	45
<b>Tabel 4.12</b>	<i>Risk Ranking</i> masing-masing <i>instrument</i> pada <i>node</i> 114-C .....	45
<b>Tabel 4.13</b>	Hasil <i>plot risk ranking</i> <i>node</i> 106-D .....	46
<b>Tabel 4.14</b>	<i>Risk Ranking</i> masing-masing <i>instrument</i> pada <i>node</i> 106-D.....	46
<b>Tabel 4.15</b>	Nilai PFD masing-masing <i>instrument</i> .....	49

<b>Tabel 4.16</b>	Perhitungan Ulang PFD <i>Sensing Element node</i> 114-C .....	50
<b>Tabel 4.17</b>	Perhitungan ulang PFD <i>final element node</i> 114-C ..	51
<b>Tabel 4.18</b>	Nilai SIL Kombinasi <i>node</i> 114-C dengan parameter <i>pressure</i> .....	51
<b>Tabel 4.19</b>	Nilai SIL kombinasi <i>node</i> 114-C parameter <i>temperature</i> .....	52
<b>Tabel 4.20</b>	Nilai PFD <i>sensing element node</i> 106-D.....	53
<b>Tabel 4.21</b>	Nilai PFD <i>final element node</i> 106-D .....	53
<b>Tabel 4.22</b>	Nilai SIL kombinasi <i>node</i> 1106-D.....	54
<b>Tabel 4.23</b>	Peningkatan frekuensi TI pada <i>node</i> 114-C.....	57

## DAFTAR NOTASI

$\bar{x}$	= Rata-rata dari <i>mean</i> ( $\bar{x}$ )
$\bar{s}$	= Rata-rata dari standar deviasi ( $s$ )
$A_3, B_3, B_4$	= Konstanta
$\lambda$	= <i>failure rate</i>
TI	= <i>Test Interval</i> (jam)

*Halaman ini sengaja dikosongkan*



# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

PT. Petrokimia Gresik merupakan perusahaan milik negara dan produsen pupuk terlengkap di Indonesia yang memproduksi berbagai macam pupuk, seperti: Urea, ZA, SP-36, NPK Phonska, DAP, NPK Kebomas, ZK dan pupuk organik yaitu Petroganik. PT. Petrokimia Gresik juga telah memproduksi produk non pupuk seperti Asam Sulfat, Asam fosfat, Amoniak, *Dry Ice*, *Aluminum Fluoride*, *Cement Retarder*, dan lainnya. Amoniak merupakan bahan utama dalam proses pembuatan pupuk Urea, ZA dan NPK. Proses sintesa amoniak juga menghasilkan produk samping CO<sub>2</sub> yang dibutuhkan pada pembuatan pupuk urea, CO<sub>2</sub> cair dan *dry ice* (Yenni, 2013).

Proses pembuatan Amoniak terbagi menjadi beberapa bagian yaitu:

- Penyiapan Gas Sintesa
- Purifikasi (Pemurnian) Gas Sintesa
- Kompresi Gas Sintesa Murni dan Sintesis Amoniak
- Sistem Pendinginan Amoniak
- *Ammonia Recovery* dan Gas Buang
- *Steam Neraca* yang seimbang

Salah satu proses penting dalam tahapan pembuatan amoniak adalah *Methanator* yang berperan sebagai akhir dari proses purifikasi gas sintesa. *Methanator* berupa *reaktor packed* dengan katalis *Nikel*. Katalis ini memiliki volume 28,7 m<sup>3</sup> dan pada umumnya memiliki *lifetime* 6-10 tahun. Reaksi berlangsung pada *pressure* 32 kg/cm<sup>2</sup>g dengan *temperature* operasi 316°C. Reaksi yang terjadi sangat bersifat *eksotermis*, sehingga menyebabkan kenaikan *temperature* yaitu 74°C untuk setiap % mol CO dan 60°C untuk setiap % mol CO<sub>2</sub> dengan adanya gas mengandung 0.37% mol CO + 0.06% mol CO<sub>2</sub> kenaikan *temperature* minimal melewati *bed* katalis adalah 31°C, menyebabkan *temperature* keluaran *vessel* menjadi 347°C. Aktivitas katalis merupakan satu-satunya *parameter* penting yang menunjukkan efisiensi methanasi.

Aktivitas katalis akan meningkat dengan naiknya *temperature*, namun umur katalis (*life time*) akan menurun (Petrokimia, 2018).

Untuk mencegah hal tersebut dan potensi bahaya yang lainnya terjadi, perlu dilakukan sebuah pendekatan analisis bahaya. HAZOP merupakan studi keamanan yang sistematis berdasarkan pada sistem pendekatan ke arah sebuah penilaian keamanan dan operabilitas dari peralatan proses yang kompleks atau proses jalannya produksi (Crawles & Bryan, 2015). Analisis bahaya dengan metode *Hazard and Operability Study* (HAZOP) dapat mengidentifikasi tingkat bahaya, menentukan penyimpangan, serta konsekuensi yang ditimbulkan pada *methanator* sehingga dapat menentukan tindakan pencegahannya, kemudian dilakukan perhitungan nilai SIL dengan metode *Fault Tree Analysis* (FTA) dan meningkatkan nilai SIL tersebut untuk meningkatkan keselamatan kerja di unit amoniak PT. Petrokimia Gresik.

## 1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah diuraikan di atas didapat beberapa perumusan masalah, sebagai berikut:

- a. Bagaimana hasil analisis bahaya pada *Methanator* Unit Amoniak PT. Petrokimia Gresik dengan metode HAZOP?
- b. Bagaimana hasil perhitungan nilai SIL pada *Methanator* Unit Amoniak PT. Petrokimia Gresik dengan metode FTA?
- c. Apa saja rekomendasi yang dapat diberikan untuk meningkatkan tingkat keselamatan kerja dari hasil analisis HAZOP dan FTA pada *Methanator* Unit Amoniak PT. Petrokimia Gresik?

## 1.3 Tujuan

Berdasarkan latar belakang dan perumusan masalah yang telah dijelaskan di atas, tujuan dari tugas akhir ini, antara lain:

- a. Mengetahui hasil analisis bahaya pada *Methanator* Unit Amoniak PT. Petrokimia Gresik dengan metode HAZOP.
- b. Mengetahui hasil perhitungan nilai SIL pada *Methanator* Unit Amoniak PT. Petrokimia Gresik dengan metode FTA.

- c. Memperoleh rekomendasi yang dapat diberikan untuk meningkatkan tingkat keselamatan kerja dari hasil analisis HAZOP dan FTA pada *Methanator* Unit Amoniak PT. Petrokimia Gresik

#### 1.4 Batasan Masalah

Adapun beberapa batasan masalah untuk memfokuskan penelitian ini dalam menyelesaikan permasalahan, diantaranya:

- a. Analisis risiko dengan metode HAZOP dilakukan pada *plant* “*Methanator* Unit Amoniak PT. Petrokimia Gresik” ketika *plant* sedang beroperasi.
- b. Data yang akan diolah merupakan *maintenance report* pada *Methanator* Unit Amoniak dan hasil wawancara pada karyawan di PT. Petrokimia Gresik.
- c. Perhitungan SIL dilakukan pada SIS *Methanator* dengan metode FTA.

#### 1.5 Sistematika Laporan

Adapun sistematika laporan Tugas Akhir ini terdiri dari 5 bab, antara lain:

- a. Bab I Pendahuluan  
Dalam bab ini membahas tentang latar belakang, rumusan masalah, tujuan, batasan masalah, dan sistematika laporan.
- b. Bab II Tinjauan Pustaka  
Hal yang dibahas dalam bab ini meliputi teori-teori penunjang Tugas Akhir, yaitu teori proses konversi pada *Methanator*, analisis HAZOP dan metode FTA.
- c. Bab III Metodologi Penelitian  
Membahas tentang alur proses pengerjaan penelitian ini dan pengolahan data.
- d. Bab IV Analisis Data dan Pembahasan  
Membahas mengenai pengolahan data dalam menentukan *guideword*, *likelihood*, *consequence* dan *risk ranking* pada analisis risiko dengan metode HAZOP. Menghitung nilai SIL dan mendesain ulang SIS *Methanator* dengan metode FTA guna meningkatkan SIL.

e. Bab V Penutup

Bab V merupakan bab terakhir dari laporan Tugas Akhir ini yang membahas tentang kesimpulan dan saran untuk keberlanjutan pengembangan penelitian yang lebih baik.

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

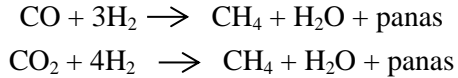
### 2.1 Alur Proses Methanasi

*Methanator* berupa *reaktor packed* seperti pada Gambar 2.1 mengandung katalis *nikel* berukuran  $26.7 \text{ m}^3$  dalam bentuk *spherical* (bola),  $3/16 \times 5/16$  inch dan pada umumnya memiliki *lifetime* 6-10 tahun.

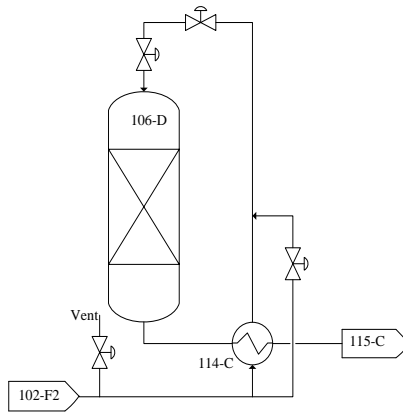


**Gambar 2.1** *Plant Methanator 106-D* (Petrokimia, 2018)

Gas proses yang meninggalkan sistem *Benfield* mengalir ke *Methanator*. Gas mengandung kira-kira 0.06% mol  $\text{CO}_2$  dan 0.37% mol CO. Gas dipanaskan menjadi  $316^\circ\text{C}$  dengan melewati pada *Methanator Feed/Effluent Exchanger 114-C*. Masukan *temperature* pada *methanator* diatur oleh TIC-1012 dengan menggerakkan komponen *control valve*-nya untuk *bypass* aliran yang melewati 114-C. Tujuan reaksi methanasi ini adalah untuk menyempurnakan penghilangan golongan karbon oksida dari gas sintesis. Karbon oksida ini dapat merusak atau meracuni katalis sintesis amoniak. Penghilangan karbon oksida dilakukan berdasarkan konversi ke methana yang berperan sebagai gas *inert* dalam *reaktor* amoniak. Reaksi methanasi adalah sebagai berikut:



Kedua reaksi di atas bersifat *eksotermis*, menyebabkan kenaikan *temperature* yaitu 74°C untuk setiap % mol CO dan 60°C untuk setiap % mol CO<sub>2</sub>. Maka, dengan adanya gas mengandung 0.37% mol CO + 0.06% mol CO<sub>2</sub> kenaikan *temperature* minimal melewati *bed* katalis adalah 31°C, menyebabkan *temperature* keluaran *vessel* menjadi 347°C.



**Gambar 2.2** *Process Flow Diagram Methanator*

*Eksotermis* yang sangat tinggi dari reaksi, *methanator* dilindungi oleh *automatic high temperature actuated, feed shut-off valving* (*valve* penutup *feed* aktuator *temperature* tinggi otomatis). *Temperature trend*-nya dalam DCS diperlihatkan oleh TI-1357-1358-1359-1360-1361 dan TI-1362 yang mengukur *temperature bed* dalam 106-D. *Temperature alarm* tinggi dihubungkan dengan tiap *recording points*. Apabila *temperature bed* melebihi *temperature* awal dari *temperature alarm* tinggi ini, komponen *solenoid* pada *methanator inlet valve XV-1211* (*emergency valve-1211*) akan diaktuasi, menyebabkan *valve* menutup dengan cepat, menghentikan semua aliran ke *methanator*. Pada waktu yang sama, MOV-1011 (*Motor Operated Valve-1011*) akan menutup

lebih lambat, namun lebih sempurna. Hasilnya, PIC-1005 dalam *methanator inlet line* atau membuka *venting* (pengeluaran) *feed gas* ke atmosfer. *Methanator temperature alarms* diatur pada *temperature* 399°C. Desain *Temperature* untuk *vessel* 106-D adalah 454°C pada *pressure* kerja 31 kg/cm<sup>2</sup>g. Jika *inlet valve* XV-1211 dan MOV-1011 tertutup karena *temperature* tinggi, *outlet vessel* sebaiknya diisolasi manual pada 104-F dan kemudian diturunkan *pressure* menjadi atmosferis jika *vessel temperature* mendekati 454°C. *Vessel* selanjutnya didinginkan dengan mengalirkan nitrogen ke atas melewati *bed-bed* katalis menuju atmosfer. Penyebab munculnya *temperature* tinggi harus ditentukan dan diperbaiki sebelum *methanator* diberi *pressure* lagi oleh gas proses (Petrokimia, 2018).

## 2.2 Hazard and Operability Study (HAZOP)

HAZOP adalah teknik terstruktur yang formal, sistematis dan logis untuk memeriksa potensi penyimpangan operasi dari kondisi desain yang dapat menciptakan masalah dan bahaya proses operasi (Vincoli, 2006). Pada dasarnya terdapat 4 tujuan utama dari studi HAZOP (Nolan, 2000).

- a. Untuk mengidentifikasi penyebab semua penyimpangan perubahan dari fungsi desain yang dimaksud.
- b. Untuk menentukan semua bahaya utama dan masalah pengoperasian yang terkait dengan penyimpangan yang diidentifikasi.
- c. Untuk memutuskan apakah diperlukan tindakan untuk mengendalikan bahaya atau masalah pengoperasian.
- d. Untuk memastikan bahwa tindakan yang diputuskan diterapkan dan didokumentasikan.

Secara garis besar HAZOP dijalankan dengan mengikuti prosedur berikut ini (Crawles & Bryan, 2015) :

- a. Pengumpulan gambaran selengkap-lengkapinya setiap proses yang ada dalam sebuah pabrik. Analisis dilakukan dengan menganalisis *Piping and Instrumentation Diagram* untuk mengetahui alur dari sebuah sistem proses yang mencakup jalur pipa, *instrument*, *transmitter*, *valve*, dan lain sebagainya.

b. Penentuan *node*

*Node* ditentukan untuk memperjelas pemisahan sub-proses dengan sub-proses yang lain berdasarkan bagian-bagian yang memiliki peluang bahaya yang sama. Terdapat tiga kriteria dasar dalam mengidentifikasi *node-node* yang akan direview (Vincoli, 2006) yaitu:

- Membagi fasilitas ke dalam sistem proses dan subsistem.
- Mengikuti aliran proses dari sistem.
- Mengisolasi subsistem ke dalam komponen mayor yang mencapai sebuah objek tunggal seperti peningkatan *pressure*, pemisahan gas-gas dan lainnya.

c. Penentuan *loop* pengendalian

Masing-masing *node* ditentukan jenis *loop* pengendaliannya. Contohnya adalah pengendalian *temperature*, pengendalian *pressure*, pengendalian *flow* dan lain sebagainya.

d. Pengumpulan data *maintenance* dan data proses

Data *maintenance* yang digunakan untuk menentukan kriteria nilai *likelihood*. Kriteria *likelihood* ini berdasarkan seberapa sering komponen mengalami kegagalan operasi selama kurung waktu sepuluh tahun seperti pada Tabel 2.3. Kriteria ini kemudian divalidasi oleh operator.

**Tabel 2.1** Contoh *Standard guideword* (sesuai *The Standard Australia/ New Zealand AS/NZS 4360:2004*)

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



Data proses digunakan untuk mengetahui penyimpangan agar dapat menentukan *guideword* dan deviasi terhadap parameter. Contoh *Standard guideword* (sesuai *The Standard Australia/ New Zealand AS/NZS 4360:2004*) dapat dilihat pada Tabel 2.1. Sedangkan hubungan antara parameter dan *guideword* terdapat pada Tabel 2.2.

**Tabel 2.2** Hubungan antara parameter dan *guideword* (sesuai *The Standard Australia/ New Zealand AS/NZS 4360:2004*)

Parameter	<i>Guidewords</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; none</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>

e. Penentuan nilai *likelihood* dan *consequence*

Dalam menganalisis bahaya dengan metode HAZOP terdapat beberapa parameter yang menjadi standar dalam menentukan nilai dan tingkatan bahaya setiap komponen. Parameter yang digunakan diantaranya *likelihood*, *consequence*, dan *risk matrix*. *Likelihood* merupakan peluang risiko terjadinya bahaya pada komponen. Parameter *likelihood* yang digunakan mengikuti standar kriteria *likelihood* dari Departemen Produksi I PT. Petrokimia Gresik yang dapat dilihat pada Tabel 2.3.

*Likelihood* dievaluasi dari jumlah terjadinya bahaya. Frekuensi *likelihood* ini dapat juga dievaluasi dari data-data historis dari komponen yang sama atau dari kegagalan yang

pernah terjadi pada komponen tersebut berdasarkan data *failure rate*. Secara matematis *likelihood* dapat dinyatakan dalam persamaan berikut (AS/NZS 4300:2004):

$$Likelihood = \frac{43800}{MTTF} \quad (2.1)$$

Dimana 43800 jam merupakan jam operasi sesuai kalender selama 5 tahun. Kriteria *likelihood* di PT. Petrokimia Gresik memiliki stadarnya sendiri seperti pada Tabel 2.3 dengan jam operasi selama 10 tahun atau sama dengan 87600 jam. Sehingga persamaan 2.1 menjadi:

$$Likelihood = \frac{87600}{MTTF} \quad (2.2)$$

**Tabel 2.3** Kriteria *likelihood* PT. Petrokimia Gresik

Ranking		Deskripsi
1	<i>Brand Excellent</i>	Risiko jarang sekali muncul frekuensi kejadian kurang dari empat kali dalam 10 tahun
2	<i>Very Good/Good Serviceable</i>	Risiko terjadi 4-6 kali dalam 10 tahun
3	<i>Acceptable</i>	Risiko terjadi antara 6-8 kali dalam 10 tahun
4	<i>Below Standart/Poor</i>	Risiko terjadi 8-10 kali dalam 10 tahun
5	<i>Bad/Unacceptable</i>	Risiko terjadi di atas 10 kali dalam 10 tahun

Untuk parameter *consequence* menunjukkan tingkat bahaya dampak yang diakibatkan karena adanya risiko penyimpangan dari keadaan yang diinginkan atau operasi yang diluar kendali. Tinjauan yang dilakukan berdasarkan dampak serta pengaruhnya terhadap aktivitas pabrik dan produksi. Standar dalam menentukan *consequence* mengikuti standar konsekuensi pabrik I PT. Petrokimia Gresik pada Tabel 2.4.

**Tabel 2.4** Kriteria *Consequence* di PT. Petrokimia Gresik

<b>Ranking</b>		<b>Deskripsi</b>
1	<i>Insignificant</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktivitas) tidak berdampak sama sekali, akibatnya tidak signifikan terhadap kelangsungan aktivitas, sehingga aktivitas tetap terlaksana
2	<i>Minor</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktivitas) berdampak kecil, akibatnya kecil terhadap kelangsungan aktivitas, sehingga aktivitas tetap masih terlaksana
3	<i>Moderate</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktivitas) berdampak sedang, akibatnya sedang terhadap kelangsungan aktivitas, sehingga aktivitas tetap masih terlaksana
4	<i>Major</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktivitas) berdampak besar, akibatnya cukup signifikan terhadap kelangsungan aktivitas, namun aktivitas masih dapat terlaksana walaupun tidak optimal
5	<i>Catastrophic</i>	Sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktivitas) berdampak sangat besar, akibatnya sangat signifikan terhadap kelangsungan aktivitas, sehingga aktivitas tidak dapat terlaksana

f. Penyusunan *risk matrix*

Parameter *risk ranking* merupakan hasil kali *likelihood* dan *consequence* seperti pada persamaan 2.3. Kriteria bahaya ditampilkan pada matrik berdasarkan standar yang terdapat pada departemen pemeliharaan dan produksi I PT. Petrokimia Gresik yang ditampilkan pada Tabel 2.5

$$\text{Risk Ranking} = \text{likelihood} \times \text{consequence} \quad (2.3)$$



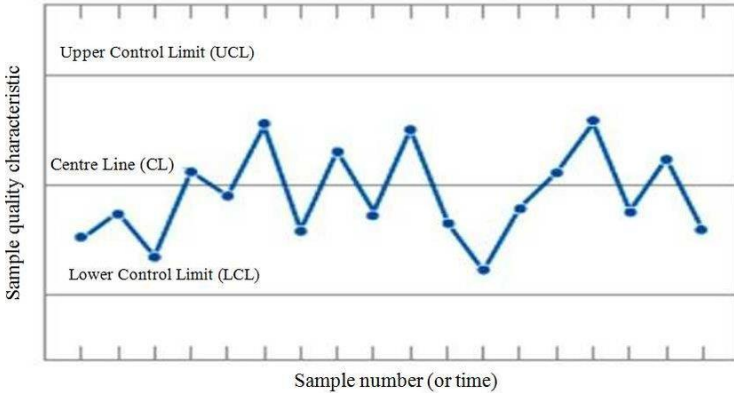
Beberapa istilah atau terminologi (*key words*) yang banyak dipakai dalam melaksanakan analisis HAZOP antara lain sebagai berikut (Hyatt, 2003):

- *Deviation* (Penyimpangan). Adalah kata kunci kombinasi yang sedang diterapkan, merupakan gabungan dari *guidewords* dan parameter
- *Cause* (Penyebab). Adalah penyebab yang kemungkinan besar akan mengakibatkan terjadinya penyimpangan.
- *Consequence* (Akibat/konsekuensi). Dalam menentukan *consequence* tidak boleh melakukan batasan, karena hal tersebut bisa merugikan pelaksanaan penelitian.
- *Safeguards* (Usaha Perlindungan). Perlengkapan pencegahan yang mencegah penyebab atau usaha perlindungan terhadap konsekuensi kerugian. *Safeguards* juga memberikan informasi pada operator tentang penyimpangan yang terjadi dan juga untuk memperkecil akibat.
- *Action* (Tindakan)/*Recommend*. Apabila suatu penyebab dipercaya akan mengakibatkan konsekuensi negatif, harus diputuskan tindakan apa yang harus dilakukan. Tindakan dibagi menjadi dua kelompok, yaitu tindakan yang mengurangi atau menghilangkan penyebab dan tindakan yang menghilangkan akibat (konsekuensi). Sedangkan apa yang terlebih dahulu diputuskan, hal ini tidak selalu memungkinkan, terutama ketika berhadapan dengan kerusakan peralatan. Namun, hal pertama yang selalu diusahakan untuk menyingkirkan penyebabnya, dan hanya dibagian mana perlu mengurangi konsekuensi.

### 2.3 Diagram Kendali

Diagram kendali (*control charts*) juga disebut diagram kendali proses (*process control charts*). Penggunaan diagram kendali sangat luas yaitu untuk mendeteksi variasi yang terkendali dan variasi yang tidak terkendali. Sehingga sekaligus dapat memonitor suatu proses (Montgomery, 2009).

Berikut merupakan contoh dari diagram kendali dalam suatu proses produksi pada Gambar 2.2.



**Gambar 2.3** Contoh Diagram Kendali (Montgomery, 2009)

Unsur-unsur yang dimiliki dalam diagram kendali adalah sebagai berikut:

- a. Batas Kendali Atas (*Upper Control Limit/UCL*)
- b. Garis Tengah (*Center Line/CL*)
- c. Batas Kendali Bawah (*Lower Control Limit/LCL*)

Garis tengah (*Center Line/CL*) bersesuaian dengan mean populasi yang diperkirakan dari nilai yang diamati dalam proses. Daerah antara batas kendali atas (UCL) dan batas kendali bawah (LCL) menunjukkan variasi yang terkontrol. Namun jika pengamatan berada di luar daerah tersebut (di atas UCL atau di bawah LCL) hal ini menunjukkan terdapatnya suatu variasi yang tak terkontrol atau variasi karena sebab khusus (Montgomery, 2009)

### **Control Charts Rata-rata dan Standar Deviasi ( $\bar{\bar{X}} - \bar{S}$ )**

Diagram  $\bar{\bar{X}}$  adalah diagram yang mana data yang dianalisis adalah nilai rata-rata sub kelompok data. Diagram  $\bar{\bar{X}}$  digunakan untuk memonitor, mengendalikan dan menganalisis nilai rata-rata (*mean*) dari kuantitas yang diamati dalam sebuah proses yang menggunakan nilai kontinu seperti panjang, berat, dan diameter. Simbol  $\bar{\bar{X}}$  adalah simbol atas suatu besaran yang dapat diukur.

Sedangkan diagram kendali standar deviasi digunakan untuk mengukur tingkat keakurasian suatu proses. Dalam kegiatan pengendalian proses, diagram  $\bar{X}$  dan  $\bar{S}$  sering digunakan untuk tujuan (Dhillon, 2005).

- Melihat sejauh mana suatu proses sudah sesuai dengan
- Standar proses atau belum.
- Mengetahui sejauh masih perlu diadakan penyesuaian (*adjustment*) pada mesin- mesin, alat atau metode kerja yang dipakai dalam suatu proses produksi.
- Mengetahui penyimpangan suatu proses produksi.

Penentuan batas kendali untuk diagram  $\bar{X}$  dapat digunakan persamaan berikut ini (Montgomery, 2009):

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

$$CL = \bar{\bar{x}} \quad (2.5)$$

$$LCL = \bar{\bar{x}} - A_3\bar{s} \quad (2.6)$$

Dimana:

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

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

$A_3$  = Konstanta

Sedangkan persamaan yang digunakan dalam menentukan batas kendali diagram kendali  $\bar{S}$  digunakan persamaan sebagai berikut (Montgomery, 2009):

$$UCL = B_4\bar{c} \quad (2.7)$$

$$CL = \bar{s} \quad (2.8)$$

$$LCL = B_3\bar{s} \quad (2.9)$$

Dengan  $\bar{S}$  merupakan standar deviasi rata-rata sedangkan B3 dan B4 merupakan konstanta. Salah satu metodologi dalam studi HAZOP yaitu metode pengecualian, dimana hanya *cause* yang masuk akal yang dianalisis.

Meskipun kurang direkomendasikan namun metode ini dapat mempersingkat waktu analisis (Hyatt, 2003). Dalam kaitannya dengan HAZOP, diagram kendali (*control chart*) digunakan untuk menentukan deviasi yang sesuai dan terjadi pada suatu *plant* yang sedang beroperasi (Dhillon, 2005). Diagram kendali ini yang digunakan dalam metode pengecualian sehingga hanya deviasi yang dianggap masuk akal yang akan dianalisis.





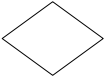
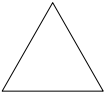


#### **2.4 Fault Tree Analysis (FTA)**

FTA adalah metode analisis kegagalan deduktif dengan menjabarkan keadaan suatu sistem yang dianalisa menggunakan logika *Boolean* untuk mengkombinasikan dengan deretan keadaan lain. Dari masalah utama berupa *top event* berada di ujung sebagai keadaan utama serta didukung oleh keadaan yang lain yang mendukung keadaan utama. Keadaan yang lain dinyatakan dalam bentuk logika dan susunan layaknya pohon sehingga menjadi kesatuan sistem.

Analisis dengan metode FTA banyak digunakan dalam bidang *safety engineering* dan *reliability engineering* untuk mengetahui bagaimana sistem bisa mengalami kegagalan, dalam mengidentifikasi cara terbaik untuk menentukan kejadian-kejadian dari kecelakaan keamanan atau tingkat kegagalan sistem, Simbol-simbol dasar yang digunakan dalam FTA dikelompokkan dalam jenis kejadian, gerbang logika, serta *transfer* simbol seperti Tabel 2.7. Metode ini dilakukan dengan pendekatan yang bersifat *top down*, yang diawali dengan asumsi kegagalan atau kerugian dari kejadian puncak (*Top Event*) kemudian merinci sebab-sebab suatu *Top Event* sampai pada suatu kegagalan dasar (*root cause*). Selain itu metode FTA dapat digunakan untuk mempresentasikan seberapa andal suatu komponen didalam sebuah sistem.

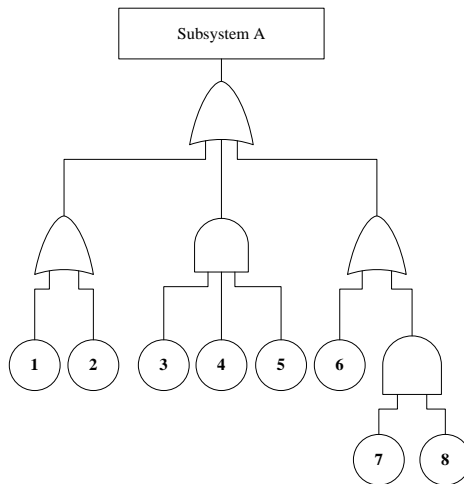


**Tabel 2.7** Simbol-simbol FTA (Ebeling, 2003)

Simbol	Nama	Keterangan
	<i>AND Gate</i>	Gerbang logika di mana peristiwa <i>output</i> hanya terjadi ketika semua peristiwa <i>input</i> telah terjadi. Dalam aljabar <i>boolean</i> , <i>output</i> adalah persimpangan dari peristiwa input
	<i>OR Gate</i>	Gerbang logika di mana peristiwa output terjadi jika setidaknya salah satu peristiwa input telah terjadi. Dalam aljabar <i>boolean</i> , <i>output</i> adalah gabungan dari peristiwa input
	<i>Resultant Event</i>	Peristiwa gangguan yang dihasilkan dari kombinasi logis dari peristiwa gangguan lainnya dan biasanya merupakan keluaran ke gerbang logika
	<i>Basic Event</i>	Peristiwa dasar independen mewakili kesalahan dasar atau komponen. analisis berakhir dengan peristiwa dasar (tidak ada peristiwa di bawah peristiwa dasar)
	<i>Incomplete event</i>	Suatu peristiwa yang belum sepenuhnya berkembang karena kurangnya pengetahuan tentang penyebabnya atau karena tidak penting dalam analisis
	<i>Transfer-in &amp; transfer-out</i>	Digunakan untuk menghubungkan bagian-bagian dari pohon kesalahan yang tidak berdekatan atau muncul di halaman terpisah
	<i>Conditional event</i>	Suatu kondisi atau batasan yang terikat pada gerbang logika
	<i>Normal Event</i>	Peristiwa yang biasanya terjadi bukan kesalahan

Identifikasi dengan menggunakan FTA digunakan untuk mengetahui kombinasi sebab terjadinya kegagalan dari fungsi suatu komponen yang mempunyai dampak terhadap keselamatan kerja, produksi industri, dan lingkungan kerja sekitar (Smith, David J, & Kenneth GL, 2016). Alur proses dari analisis FTA sendiri adalah sebagai berikut (Ali,2015):

- Mendefinisikan *Top Event* yang tidak diinginkan dalam sistem yang akan diamati. Contoh : *Burner Failure* beserta *basic event* yang menyebabkannya.
- Mengilustrasikan sebuah diagram logika dan *detail* yang memperlihatkan kombinasi dari *event* yang mempengaruhi *top event*. Sebuah sistem FTA menggambarkan keadaan dan kegagalan komponen sistem (*basic event*) dan hubungannya dengan *top event* menggunakan gerbang logika yang terkait.

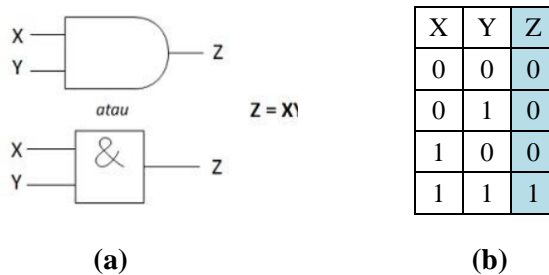


**Gambar 2.4** *Fault Tree Analysis* (Smith,2016)

Berikut ini adalah gerbang logika yang yang digunakan pada FTA (ISA,2002):

- Fungsi *AND*  
Fungsi *AND* akan menghasilkan output (1) atau *TRUE* hanya

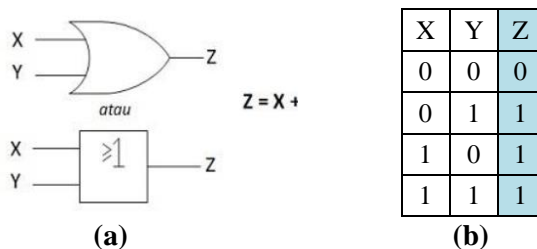
jika semua *input* (1) atau *TRUE*. Fungsi *AND* bisa mempunyai *input* tidak terbatas, namun hanya mempunyai satu *output*. Dalam analisis FTA ini nilai 1 yaitu gagal (komponen atau sistem gagal), dan nilai 0 yaitu baik (komponen atau sistem dalam kondisi baik). Gambar 2.5 merupakan *logic* fungsi *AND* dengan dua *input* beserta dengan tabel kebenarannya.



**Gambar 2.5** (a) Simbol *AND* gate (b) Tabel kebenaran *AND* gate

- Fungsi *OR*

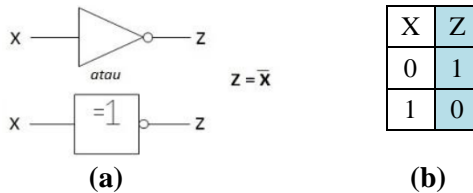
Fungsi *OR* akan menghasilkan *output* (1) atau *TRUE* jika satu atau lebih *input* adalah (1) atau *TRUE*. Sebagaimana fungsi *AND*, fungsi *OR* bisa mempunyai *input* tidak terbatas, namun hanya mempunyai satu *output*. Dalam analisa FTA ini nilai 1 yaitu gagal (komponen atau sistem gagal), dan nilai 0 yaitu baik (komponen atau sistem dalam kondisi baik) Gambar 2.6 adalah fungsi *OR* dengan dua *input* beserta tabel kebenarannya.



**Gambar 2.6** (a) Simbol *OR* gate (b) Tabel kebenaran *OR* gate

- Fungsi *NOT*

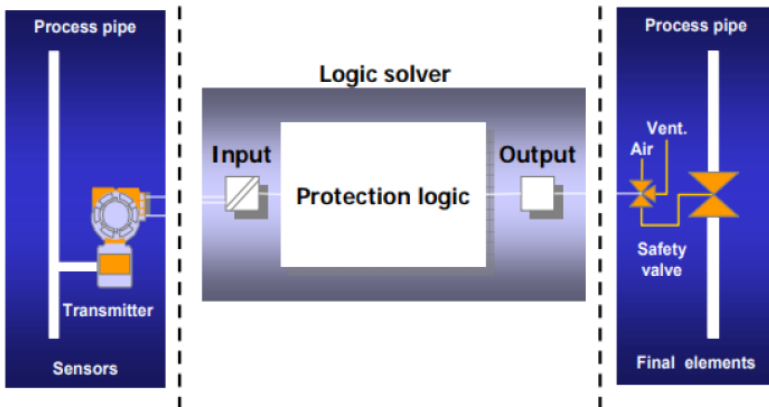
Fungsi *NOT* akan menghasilkan *output* (1) atau gagal jika *input*-nya 0 atau baik. *Output* dari fungsi *NOT* selalu kebalikan dari keadaan *input*-nya, tidak seperti fungsi *AND* dan fungsi *OR*, fungsi *NOT* hanya mempunyai satu *input* dan satu *output*. Gambar 2.7 merupakan fungsi *NOT* dengan *input* dan *output* beserta tabel kebenarannya:



**Gambar 2.7** (a) Simbol *NOT gate* (b) Tabel Kebenaran *NOT gate*

## 2.5 Safety Instrumented System (SIS)

*Safety Instrumented System* adalah sekumpulan dari *SIF* (*Safety Instrumented Function*) yang didesain untuk memberikan fungsi keamanan pada proses industri dari *event* bahaya yang dideteksi. Contoh SIS seperti pada Gambar 2.8.



**Gambar 2.8** *Safety Instrumentation System (SIS)* (Yokogawa, 2010)

Contoh aplikasi SIS adalah *Emergency Shutdown System (ESD)*, *Protective Instrument Systems (PIS)*, *Safety Shutdown System (SSD)*, dan *Safety Interlock System*. (R. Kuphaldt, 2015).

Secara umum, SIS terdiri dari 3 komponen penyusun utama yaitu *SIS sensor*, *SIS Controller (Logic Solver)*, dan *SIS final control element*.

- *SIS Sensor*

*Sensor* berfungsi sebagai komponen yang mempunyai fungsi untuk mengukur suatu besaran seperti *pressure*, *temperature*, *flow*, dan *level*. Bentuk paling sederhana dari *sensor* adalah sebuah *process switch*. *SIS sensor* harus dikalibrasi dan dikonfigurasi secara benar untuk mengindikasikan adanya suatu bahaya. *SIS sensor* harus terpisah dan berbeda dari *sensor* pada proses utama, untuk proteksi di atas proteksi dari BPCS. Dalam *SIS sensor* difungsikan sebagai *sensing element* yang akan memberikan sinyal kepada *logic solver* ketika dikenai oleh fluida. Contoh dari *SIS sensor* adalah *pressure transmitter*, *level transmitter*, *flow transmitter*, dan *temperature transmitter*.

- *SIS Controller/Logic solver*

*SIS Controller* merupakan sebuah *digital controller* yang didesain secara khusus untuk keperluan SIS. *SIS Controller* berfungsi untuk memproses sinyal bahaya yang terdeteksi pada *SIS sensor* yang didalamnya terdapat logika-logika yang digunakan dalam prosesnya. Logika ini digunakan dalam pemrosesan data sehingga proses yang berjalan sesuai dengan logika yang telah dibuat. *Control safety* pada dasarnya diskrit tergantung pada *output* sinyalnya. *Logic solver* menerima sinyal dari *sensor*, kemudian diproses sesuai dengan logika yang sudah dibuat dan *logic solver* mengirimkan sinyal ke *final element* untuk dieksekusi. Contoh *SIS Controller* adalah *Safety PLC*.

- *SIS Final Control Element*

*SIS Final control element* adalah komponen yang dibutuhkan untuk respon eksekusi dari bahaya yang dideteksi oleh *sensor* dan diproses oleh *logic solver*. Jenis *valve* yang digunakan biasanya menggunakan *globe valve* maupun *rotary valve* dengan sistem *on/off* sehingga jika terjadi gangguan, maka *valve* akan secara

cepat dan akurat melakukan tindakan pencegahan secara langsung dan memberikan pengamanan pada proses. Contoh dari SIS *Final Control Element* adalah *Safety Valve*, *Pressure – relief Valve*, dan lain-lain (R. Kuphaldt, 2015)

## 2.6 Safety Integrity Level (SIL)

*Safety Integrity Level* adalah kategori tingkat keamanan dari suatu konfigurasi sistem instrumen yang disebut dengan *Safety Instrumented System* (SIS). Konfigurasi dari SIS terdiri atas sensor, *logic solver*, dan *final element* (aktuator). SIS tidak bekerja bersamaan dengan jalannya proses, namun SIS akan menunjukkan aksinya ketika terdapat indikasi bahaya dari jalannya proses seperti *over temperature*, *over pressure*, dan bahaya-bahaya lainnya. Analisis dari nilai SIL dibutuhkan agar perusahaan dapat mengerti kondisi *plant* yang berjalan dan dapat memberikan rekomendasi atas keputusan yang harus diambil untuk menanggulangi bencana yang tidak diharapkan.

**Tabel 2.8** PFD *Safety Integrity Level*

Kategori SIL	PFD SIF	RFD = (1/PFD)
NR	$1 \leq \text{PFD}$	$\text{RFD} \leq 1$
SIL 0	$10^{-1} \leq \text{PFD} < 1$	$1 < \text{RFD} \leq 10$
SIL 1	$10^{-2} \leq \text{PFD} < 10^{-1}$	$10 < \text{RFD} \leq 100$
SIL 2	$10^{-3} \leq \text{PFD} < 10^{-2}$	$100 < \text{RFD} \leq 1.000$
SIL 3	$10^{-4} \leq \text{PFD} < 10^{-3}$	$1.000 < \text{RFD} \leq 10.000$
SIL 4	$10^{-5} \leq \text{PFD} < 10^{-4}$	$10.000 < \text{RFD} \leq 100.000$

Untuk mengetahui nilai SIL kita harus mengetahui nilai *Probability of Failure on Demand* (PFD) dari konfigurasi yang menyusun SIS.  $\lambda$  merupakan nilai laju kegagalan yang nantinya akan menentukan nilai PFD, sedangkan nilai TI merupakan *test interval* yang digunakan. Nilai PFD yang telah didapatkan dapat digunakan untuk mencari tingkatan nilai SIL pada Tabel 2.8. Nilai SIL yang lebih rendah menyatakan bahwa komponen tersebut

memiliki laju kegagalan yang lebih tinggi dan begitu juga sebaliknya.

Langkah awal perhitungan nilai SIL dapat diperoleh dari data *maintenance* dan sangat penting untuk *life cycle*. Metode yang digunakan adalah metode kuantitatif yaitu menghitung *failure rate* dari MTTF (*mean time to failure*) setiap *equipment* dan *instrument* yang akan diteliti dengan menggunakan persamaan 2.10 berikut ini (ISA,2002) :

$$\lambda = \frac{1}{MTTF} \quad (2.10)$$

Dimana :

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

Berikut ini adalah rumus yang dapat digunakan untuk menentukan PFD:

$$PFD_{avg\ element} = \frac{\lambda_{element} \times T_{Ielement}}{2} \quad (2.11)$$

dengan :

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

$T_i$  = *Test interval*

Untuk mendapat nilai PFD dari satu *loop* maka dilakukan kalkulasi nilai PFD dari seluruh komponen yang menyusun *loop* tersebut

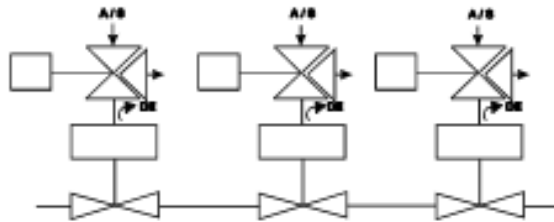
$$PFD_{avg\ SIF} = PFD_{avg\ S} + PFD_{avg\ LS} \times PFD_{avg\ FE} \quad (2.12)$$

Standar ISA-TR84.00.02-2002 menjelaskan tentang persamaan yang digunakan dalam perhitungan PFD dengan berbagai arsitektur. Arsitektur dari SIS dapat digambar dengan beberapa konfigurasi seperti antara lain :

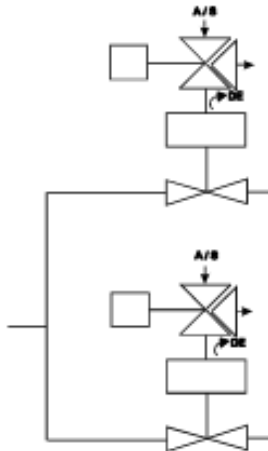
- 1oo1 artinya *one out of one*, terdapat 1 keluaran dari 1 SIF.

- 1oo2 artinya *one out of two*, terdapat 1 keluaran dari 2 SIF.
- 1oo3 artinya *one out of three*, terdapat 1 keluaran dari 3 SIF.
- 2oo2 artinya *two out of two*, terdapat 2 keluaran dari 2 SIF.
- 2oo3 artinya *two out of three*, terdapat 2 keluaran dari 3 SIF.
- 2oo4 artinya *two out of four*, terdapat 2 keluaran dari 4 SIF.

Untuk mendapatkan nilai PFD dapat menggunakan persamaan sederhana sebagai berikut (Summer, 2000)



**Gambar 2.9** FCE 1oo3 (Goble, M William, & Cheddie, 2005)



**Gambar 2.10** FCE 2oo2 (Goble, M William, & Cheddie, 2005)

Adapun perhitungan untuk arsitektur *sensing element* adalah sebagai berikut :



- 1001

$$PFD_{avg} = \frac{\lambda x TI}{2} \quad (2.13)$$

- 1002

$$PFD_{avg} = \frac{\lambda^2 x TI^2}{4} \quad (2.14)$$

- 1003

$$PFD_{avg} = \frac{\lambda^3 x TI^3}{8} \quad (2.15)$$

- 2002

$$PFD_{avg} = \lambda x TI \quad (2.16)$$

- 2003

$$PFD_{avg} = \frac{3 x \lambda^2 x TI^2}{4} \quad (2.17)$$

- 2004

$$PFD_{avg} = \frac{\lambda^3 x TI^3}{2} \quad (2.18)$$

Sedangkan perhitungan untuk *final element* dapat dituliskan sebagai berikut :

- 1001

$$PFD_{avg} = \frac{\lambda x TI}{2} \quad (2.19)$$

- 1002

$$PFD_{avg} = \frac{\lambda^2 x TI^2}{3} \quad (2.20)$$

- 1003

$$PFD_{avg} = \frac{\lambda^3 x TI^3}{4} \quad (2.21)$$

- 2002  
$$PFD_{avg} = \lambda \times TI \quad (2.22)$$

- 2003  
$$PFD_{avg} = \lambda^2 \times TI^2 \quad (2.23)$$

- 2004  
$$PFD_{avg} = \lambda^3 \times TI^3 \quad (2.24)$$

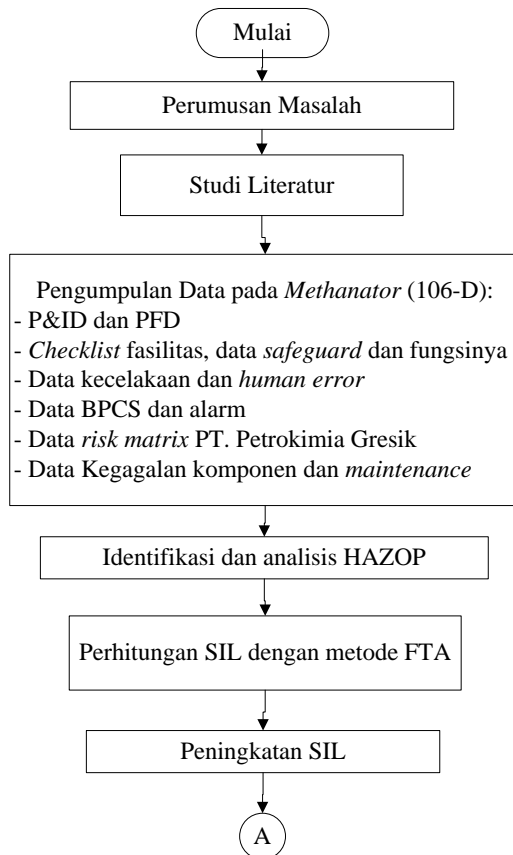
Contoh arsitektur SIS adalah FCE dengan arsitektur 1003 seperti pada Gambar 2.8 terlihat bahwa terdapat 3 *valve* dalam satu aliran. Hal ini berarti bahwa 1 aliran atau pipa yang ditentukan oleh 3 *valve* (3 *valve* yang menentukan aliran dalam 1 pipa). Contoh lain pada Gambar 2.9 FCE dengan arsitektur 2002 yang berarti 2 *valve* menentukan 2 aliran. Dengan demikian, jumlah *valve* dapat diidentifikasi pada angka terakhir pada penomoran arsitektur, sedangkan angka pertama menunjukkan jumlah alirannya.

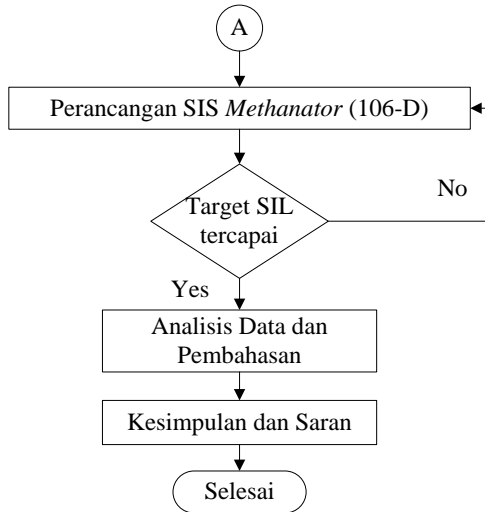
## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Metodologi Penelitian membahas tentang tahapan dalam pengerjaan penelitian ini dan penjelasan tahapan.

### 3.1 *Flowchart* Penelitian

Tahapan dalam pengerjaan Tugas Akhir ini dapat dilihat pada Gambar 3.1 *flowchart* di bawah ini:





**Gambar 3.1** *Flowchart* Penelitian

### 3.2 Identifikasi dan Perumusan Masalah

Tahap identifikasi dan perumusan masalah merupakan langkah awal agar permasalahan dapat dipecahkan melalui penelitian yang akan dilakukan. Hasil identifikasi awal akan dituangkan dalam rumusan permasalahan yang jelas.

### 3.3 Studi Literatur

Studi literatur dalam penelitian ini meliputi studi pustaka dan studi lapangan. Studi pustaka dilakukan guna menunjang pencapaian tujuan dan pemecahan masalah dengan pendekatan teori yang sesuai. Studi pustaka berisi teori-teori terkait yang mendukung pengolahan data dan analisa dalam penelitian, meliputi konsep HAZOP, konsep FTA

Studi lapangan dilaksanakan untuk mengamati objek yang akan diteliti. Objek yang diamati dalam tugas akhir ini, yaitu *Methanator* 106-D. Dari hasil pengamatan dilapangan akan diketahui kondisi sebenarnya dari sistem. Dari studi lapangan diharapkan dapat diperoleh gambaran tentang pendekatan yang sesuai untuk pelaksanaan penelitian.

### 3.4 Pengumpulan Data

Pada tahap ini dilakukan dengan pengumpulan berbagai macam data yang terkait dengan topik tugas akhir yang diambil. Data tersebut berupa P&ID dan PFD (*Process Flow Diagram*) *Methanator* 106-D, *checklist* fasilitas, data *safeguard* dan fungsinya, data kecelakaan dan *human error*, data BPCS dan alarm, data *risk matrix* PT. Petrokimia Gresik, data kegagalan komponen dan *maintenance*.

### 3.5 Pengolahan Data

Pada tahap ini data-data akan yang didapatkan akan dianalisis secara kualitatif ataupun kuantitatif.

#### 3.7.1 Identifikasi Bahaya

Identifikasi *hazard* dilakukan dengan metode HAZOP (*Hazard And Operability Study*). Identifikasi meliputi risiko, peluang bahaya, serta deviasi yang terjadi pada *Methanator* 106-D, sehingga diketahui nilai risiko berdasarkan keseringan dan konsekuensi yang bisa terjadi. Tahapan dalam melakukan HAZOP diantaranya.

- a. Menentukan *node*/titik penijauan berdasarkan data P&ID. Dalam tugas akhir ini *node* pada sistem adalah *Methanator Feed/Effluent Exchanger* (114-C) dan *Methanator* (106-D).
- b. Menentukan komponen dan instrumen yang digunakan dalam *node* yang mengukur parameter dari proses pada *Methanator* 106-D seperti *temperature*, dan *pressure*.
- c. Menentukan *guideword* yang didapat dari data proses pembacaan *transmitter* selama bulan Maret 2019 dan dilakukan *plot* pada *control chart* untuk mendapatkan deviasi dari pengendalian proses *Methanator* 106-D.
- d. Analisis terhadap *node* untuk penyimpangan yang mungkin terjadi serta sistem pengamanan yang telah ada sudah optimal atau membutuhkan tambahan rekomendasi.

- e. Estimasi risiko dilakukan dengan mengidentifikasi banyaknya kejadian suatu risiko dari bahaya pada rentang waktu tertentu. Berdasarkan data *maintenance*, *likelihood* didapatkan dari lama operasi komponen terhadap banyaknya kegagalan dari komponen waktu rata-rata komponen gagal kembali (MTTF) menggunakan persamaan 2.2.
- f. Sedangkan untuk MTTF didapat dari perhitungan data kegagalan yang menunjukkan laju kegagalan yang dihitung dengan persamaan berikut:

$$\text{MTTF} = \frac{1}{(\text{failure rate})} \quad (3.1)$$

- g. Menganalisis konsekuensi yang timbul dari dampak yang diakibatkan karena penyimpangan pengendalian. Standar penentuan konsekuensi mengacu pada standar kriteria Konsekuensi PT. Petrokimia Gresik terdapat pada Tabel 2.4.

### 3.7.2 Perhitungan SIL dengan Metode FTA

Perhitungan SIL dengan metode FTA melalui perhitungan dari tiap PFD komponen yang mewakili setiap *event*. Nilai SIL sistem *Methanator* 106-D diperoleh dari keseluruhan PFD dari komponen SIS yang menyusun *node* 114-C dan 106-D. Sehingga tingkat keamanan dapat diketahui.

### 3.7.3 Penentuan Target SIL

Sebagai tindak lanjut dari analisis risiko dengan HAZOP serta perhitungan SIL *existing plant* muncul rekomendasi untuk meminimalisir bahaya melalui peningkatan nilai SIL yang disepakati dengan cara memberi tambahan komponen pengaman dan kegiatan pengaman sebagai upaya penurunan faktor risiko. SIL ditingkatkan satu tingkat lebih tinggi dari SIL sistem *Methanator* 106-D keseluruhan.

### **3.7.4 Perancangan SIS**

Salah satu upaya dalam meningkatkan kemanan dengan cara menambah dan merubah konfigurasi dari sitem pengaman (SIS) *superheater burner*. Melalui pendekatan sistem *voting MooN* akan memberikan pengaruh signifikan pada tingkat keamanan serta risiko yang terjadi pada *node Methanator 106-D*.

### **3.7.5 Evaluasi SIL Perancangan SIS**

Untuk menguji hasil rancangan SIS dalam meningkatkan SIL dilakukan perhitungan tingkat keamanan sistem pada *Methanator 106-D*. Evaluasi menentukan apakah sistem SIS yang dirancang mampu memenuhi nilai SIL target yang ditentukan sebelumnya. Jika tidak tercapai maka perlu adanya perancangan ulang hingga target SIL tercapai.

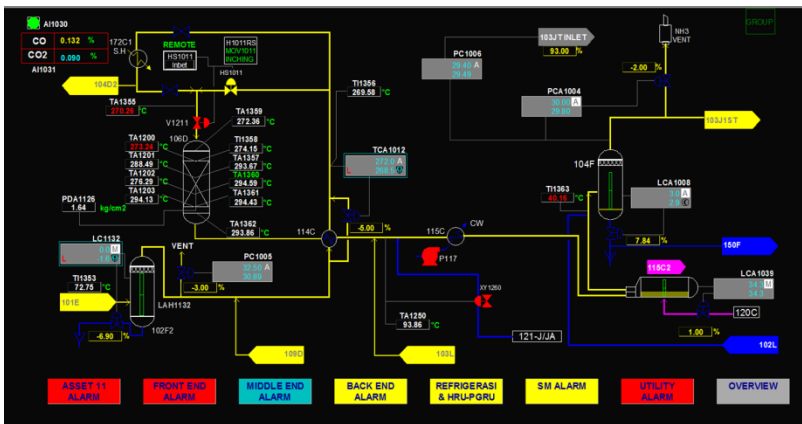
*Halaman ini sengaja dikosongkan*



## BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

Analisis Data dan Pembahasan membahas tentang hasil identifikasi dan analisis bahaya dengan HAZOP, perhitungan SIL dengan metode FTA, serta peningkatan nilai SIL pada *methanator*.

### 4.1 Analisis Potensi Bahaya

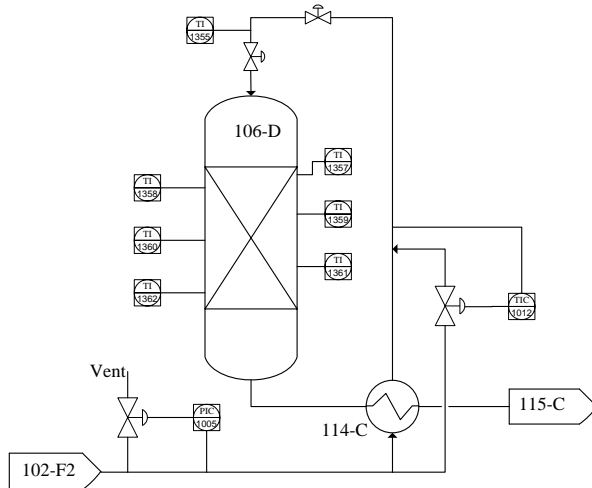


Gambar 4.1 DCS *Methanator Unit*

Dalam tugas akhir ini yang menjadi pokok bahasan, yaitu menganalisis potensi bahaya pada plant “*Methanator 106-D*” dengan P&ID pada Gambar 4.2.

Alur proses dari *Methanator* telah dijelaskan pada sub bab 2.1. Dari penjelasan tersebut dapat dilakukan penentuan *node* guna mempermudah menganalisa potensi bahaya dari *plant methanator*. *Node* berupa 106-D yang merupakan *Methanator* dan 114-C yang merupakan *Methanator Feed/Effluent Exchanger*. Dalam melakukan analisis pada *Methanator* dilakukan pengolahan data *logsheet* yang diperoleh dari *Process Historical Database* pada DCS di PT. Petrokimia Gresik selama bulan Maret 2019 yang mana dapat dilihat pada lampiran B. *Trend* yang diperoleh dari

pengolahan data proses berupa penyimpangan rata-rata operasi yang ditentukan dengan *guideword* yang dinyatakan dalam *deviation* dapat digunakan untuk mengetahui potensi bahaya yang ditimbulkan.



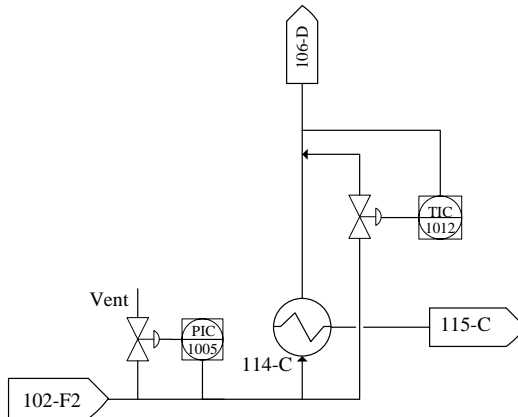
**Gambar 4.2 P&ID Methanator**

#### 4.1.1 Potensi Bahaya pada Node 114-C

Pada *node* 114-C atau *Methanator Feed/Effluent Exchanger* terjadi proses pemanasan, Fluida yang akan diolah pada *methanator* harus dipanaskan terlebih dahulu hingga *temperature*-nya mencapai 316°C. Oleh karena itu terdapat 2 parameter yang diamati dalam ruang kendali (*control room*), yaitu parameter *temperature* dan *pressure*. *Pressure* dikendalikan sebelum masuk ke 114-C dengan *instrument* berupa *Pressure Indicator Controller* (PIC-1005) dan pengendalian *temperature* pada keluaran 11-4 C atau sebelum memasuki *methanator* dengan *instrument* berupa *Temperature Indicator Controller* (TIC-1012).

Dari kedua *instrument* yang terdapat pada *Methanator Feed/Effluent Exchanger* (114-C) diambil data *log sheet* selama bulan Maret 2019 untuk dapat menganalisis deviasi yang terjadi

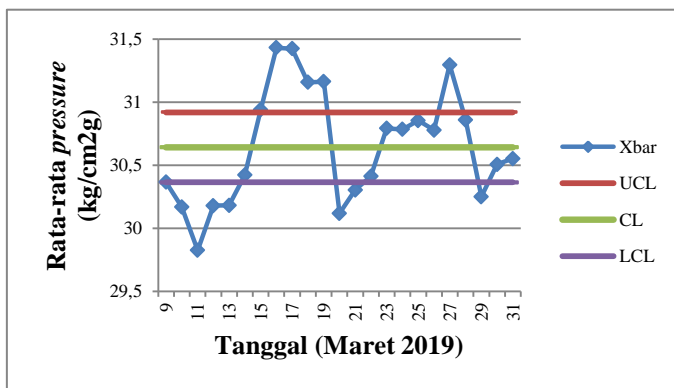
dengan menjadikan data *log sheet* yang terdapat pada lampiran B dalam bentuk *control chart* seperti Gambar 4.4 dan Gambar 4.5.



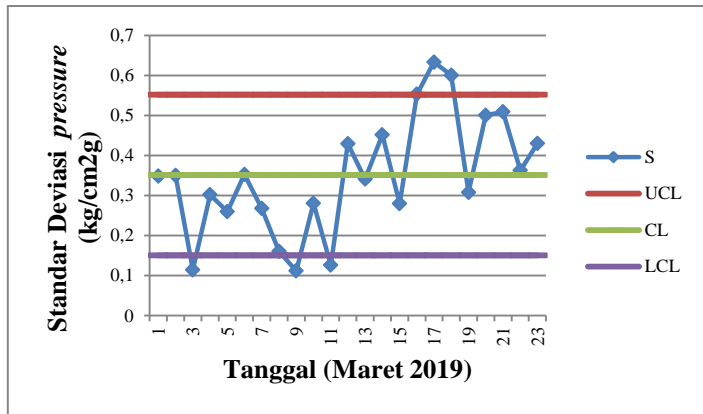
**Gambar 4.3** Node 114-C

a. *Pressure Transmitter 1005 (PT-1005)*

*Pressure Transmitter 1005 (PT-1005)* merupakan *loop* pengendalian dari gas proses keluaran 102-F2 yang mengendalikan *pressure* gas proses sebelum memasuki 114-C untuk dinaikkan *temperature*-nya.



**Gambar 4.4** Xbar chart PT-1005



**Gambar 4.5 S chart PT-1005**

Dari grafik Xbar-S untuk PT-1005 seperti Gambar 4.4 dan 4.5 dapat diketahui bahwa pembacaan PT-1005 ketika beroperasi tiap jamnya masih berada dalam kendali operasi, yang mana pembacaan *pressure* dari gas proses tidak melebihi batas kendali operasi. Meskipun hasil grafik menunjukkan pembacaan *pressure* mengalami kenaikan dan penurunan.

Kondisi *pressure* yang mengalami pembacaan kenaikan dan penurunan tersebut menjadikan PT-1005 memiliki *guideword* yaitu *high* dan *low* karena penyimpangan terbesar terjadi pada saat kedua kondisi tersebut. Untuk deviasi dari PT-1005 dapat dilihat pada Tabel 4.1.

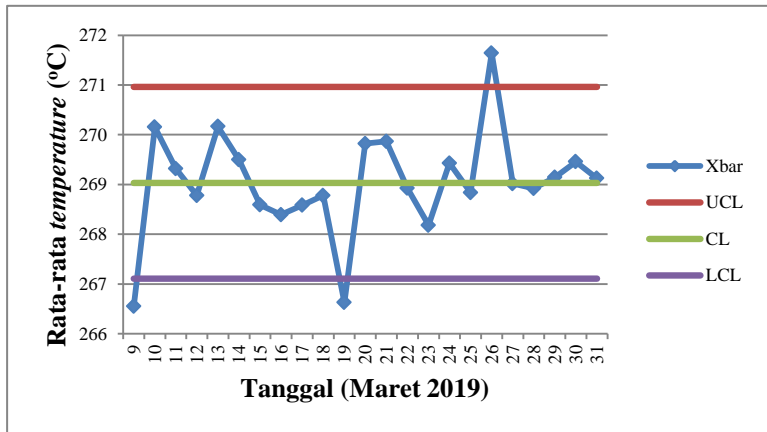
**Tabel 4.1 Guideword dan deviasi PT-1005**

No	Instrument	Description	Guideword	Deviation
1	PT-1005	Pressure Transmitter	High	High Pressure
			Low	Low Pressure

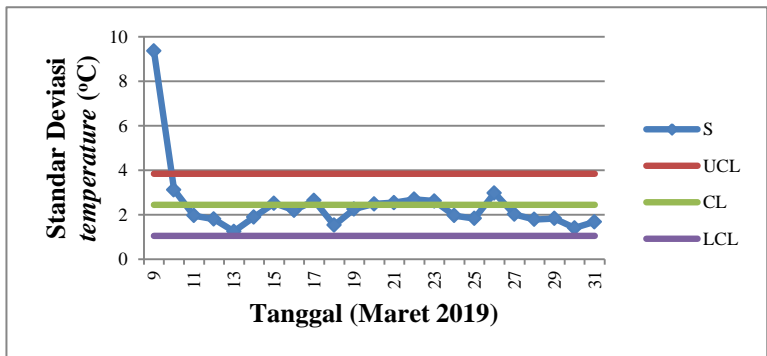
b. *Temperature Transmitter* 1012 (TT-1012)

*Temperature Transmitter* 1012 (TT-1012) merupakan *loop* pengendalian *temperature* pada gas proses keluaran 114-C. *Temperature inlet methanator* diatur oleh TIC-1012 dengan

menggerakkan komponen *control valve*-nya untuk *bypass* aliran yang melewati 114-C.



**Gambar 4.6** Xbar chart TT-1012



**Gambar 4.7** S chart TT-1012

Grafik Xbar-S untuk TT-1012 seperti terlihat pada Gambar 4.6 dan 4.7 menunjukkan bahwa rata-rata pembacaan *temperature* gas proses keluaran dari 114-C pada saat beroperasi selama bulan Maret pernah mengalami kenaikan (melebihi batas atas) pada tanggal 26 Maret 2019 dan

mengalami penurunan (melebihi batas bawah) pada tanggal 9 dan 19 Maret 2019. Namun, grafik tersebut menunjukkan bahwa pembacaan *sensor* sebagian besar berada mendekati rata-rata.

Sehingga untuk *guideword* yang digunakan adalah *high* dan *low* karena penyimpangan terbesar terjadi pada saat kedua kondisi tersebut. Untuk deviasi dari PT-1005 dapat dilihat pada Tabel 4.2

**Tabel 4.2** *Guideword* dan deviasi TT-1012

No	<i>Instrument</i>	<i>Description</i>	<i>Guideword</i>	<i>Deviation</i>
1	TT-1012	<i>Temperature Transmitter</i>	<i>High</i>	<i>High Temperature</i>
			<i>Low</i>	<i>Low Temperature</i>

Aktuator pada PT-1005 berupa PV-1005 dan aktuator untuk TT-1012 berupa TV-1012 dengan *guideword* dan deviasi dapat dilihat pada Tabel 4.3

**Tabel 4.3** *Guideword*, deviasi dari PV-1005 dan TV-1012

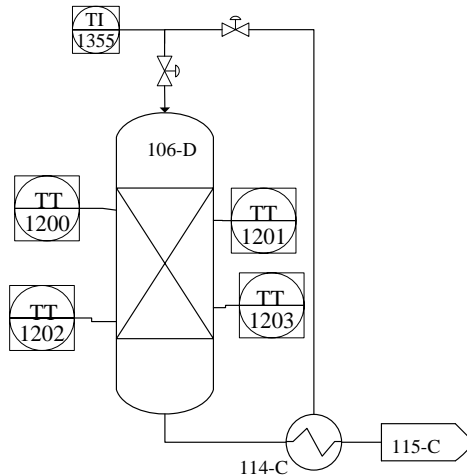
No	<i>Instrument</i>	<i>Description</i>	<i>Guideword</i>	<i>Deviation</i>
1	PV-1004	<i>Pressure Valve</i>	<i>Close</i>	<i>Fail to Close</i>
2	TV-1012	<i>Temperature Valve</i>	<i>Open</i>	<i>Fail to Open</i>

#### 4.1.2 Potensi Bahaya pada Node 106-D

Gambar 4.9 merupakan *node* 106-D atau *Methanator*, dimana terjadi proses konversi dari gas proses dalam bentuk CO atau CO<sub>2</sub> menjadi senyawa *Methana* dengan menggunakan katalis Nikel didalamnya, fluida yang akan diolah pada *methanator* sebelumnya dinaikkan *temperature*-nya terlebih dahulu hingga mencapai 316°C pada 114-C.

Reaksi pada *methanator* bersifat *eksotermis*, menyebabkan kenaikan *temperature* yaitu 74°C untuk setiap % mol CO dan 60°C untuk setiap % mol CO<sub>2</sub>. Sehingga yang menjadi parameter pada *methanator* yaitu *temperature*. *Instrument* yang digunakan

berupa TT-1200, TT-1201, TT-1202 dan TT-1203. Adapun *guideword* dan deviasi dari *instrument-instrument* yang berada pada *node* 106-D dapat diamati pada Tabel 4.4.



**Gambar 4.8** Node 106-D

**Tabel 4.4** *Guideword*, deviasi dari TT-1200, TT-1201, TT-1202 dan TT-1203.

No	Instrument	Description	Guideword	Deviation
1	TT-1200	Temperature Transmitter	High	High Temperature
			Low	Low Temperature
2	TT-1201	Temperature Transmitter	High	High Temperature
			Low	Low Temperature
3	TT-1202	Temperature Transmitter	High	High Temperature
			Low	Low Temperature
4	TT-1203	Temperature Transmitter	High	High Temperature
			Low	Low Temperature

## 4.2 Analisis Risiko

Analisis risiko dalam Tugas Akhir ini dilakukan dengan metode HAZOP dengan melengkapi *worksheet* pada Tabel 2.6, dimana tingkat risiko atau biasa disebut *risk ranking* dapat diketahui dari matrik pada Tabel 2.3 dengan meninjau nilai *likelihood* dan *consequence* masing-masing *instrument*.

### 4.2.1 Cause dan Estimasi Consequence

Penyimpangan (*cause*) dan estimasi *consequence* pada masing-masing *node* 114-C dan 106-D dapat diketahui dengan cara melakukan wawancara pada operator dan *engineer*. Sehingga, diperoleh hasil sebagai berikut:

**Tabel 4.5** Cause dan estimasi *consequence* pada *node* 114-C

No	Instrument	Deviation	Cause	Consequences
1	PT-1005	High Pressure	temperature of process gas inlet 102-F2 too high, PV-1005 fail to Open	Overpressure causes leaking or mechanical damaged
		Low Pressure	temperature of process gas inlet 102-F2 too low	Poor process gas quality
2	TT-1012	High Temperature	Flow of Process gas on 114-C too high	Temperature of process gas inlet Methanator too high
		Low Temperature	Flow of Process gas in 114-C too low	Bad process gas quality
3	PV-1005	Fail to Open	System Control fails, no signal control	Flow process gas too high, overpressure inlet 114-C
4	TV-1012	Fail to Close	System Control fails, no signal control	Damage the catalyst on Methanator



**Tabel 4.6** Cause dan estimasi *consequence* pada node 106-D

No	Instrument	Deviation	Cause	Consequences
1	TT-1200	High Temperature	% mol of CO or CO <sub>2</sub> too high	Damage the catalyst on Methanator, trip of methanator unit
		Low Temperature	% mol of CO or CO <sub>2</sub> too low	Output temperature of process gas 114-C too low, take longer to methanator process
2	TT-1201	High Temperature	% mol of CO or CO <sub>2</sub> too high	Damage the catalyst on Methanator, trip of methanator unit
		Low Temperature	% mol of CO or CO <sub>2</sub> too low	Output temperature of process gas 114-C too low, take longer to methanator process
3	TT-1202	High Temperature	% mol of CO or CO <sub>2</sub> too high	Damage the catalyst on Methanator, trip of methanator unit
		Low Temperature	% mol of CO or CO <sub>2</sub> too low	Output temperature of process gas 114-C too low, take longer to methanator process
4	TT-1203	High Temperature	% mol of CO or CO <sub>2</sub> too high	Damage the catalyst on Methanator, trip of methanator unit
		Low Temperature	% mol of CO or CO <sub>2</sub> too low	Output temperature of process gas 114-C too low, take longer to methanator process

#### 4.2.2 Penentuan *Likelihood*

Nilai *likelihood* dapat ditentukan dengan membagi waktu operasi *instrument* terhadap *Mean Time To Failure* (MTTF) seperti pada persamaan 3.1, dimana MTTF diperoleh dari perhitungan data *maintenance* dari Departemen Pemeliharaan I Pabrik I PT. Petrokimia Gresik. Hasil perhitungan tersebut

kemudian dicocokkan dengan standar kriteria *likelihood* PT. Petrokimia Gresik pada Tabel 2.3 dengan waktu operasi *instrument* 10 tahun atau sama dengan 87600 jam.

**Tabel 4.7** *Likelihood* pada *Node* 114-C

<i>Instrument</i>	MTTF ( <i>hours</i> )	<i>Likelihood</i>	Kriteria <i>Likelihood</i>
PT-1005	72768	1,20	1 ( <i>Brand New Excellent</i> )
TT-1012	20472	4,28	2 ( <i>Good Serviceable</i> )
PV-1005	13692	6,40	3 ( <i>Acceptable</i> )
TV-1012	68448	1,28	1 ( <i>Brand New Excellent</i> )

Nilai *likelihood* dan kriteria untuk dua parameter pada *node* 114-C masing-masing disebutkan pada Tabel 4.7. Nilai MTTF dari masing-masing *instrument* diperoleh dari data *maintenance* pada lampiran C.

$$Likelihood_{PT-1005} = \frac{Operating\ Time}{MTTF} = \frac{87600}{81840} = 1,20$$

Dari hasil perhitungan di atas menunjukkan bahwa PT-1005 memiliki risiko yang jarang sekali muncul dengan frekuensi kejadian kurang dari empat kali dalam 10 tahun atau berada dalam kriteria *likelihood* 1 (*Brand New Excellent*). Keseluruhan perhitungan *likelihood* menggunakan persamaan 2.2 diuraikan masing-masing *instrument* pada lampiran D.

TT-1012 memiliki nilai *likelihood* 4 yang berada dalam kriteria *likelihood* 2 (*Very Good/Good Serviceable*) dengan risiko terjadi sebanyak 4 kali dalam 10 tahun. Sedangkan PV-1005 memiliki nilai yang paling besar dalam *node* tersebut, yaitu 6. Hal tersebut menunjukkan PV-1005 memiliki risiko kejadian 6 kali dalam 10 tahun dengan kriteria *likelihood* 3 (*Acceptable*). TV-1012 memiliki nilai *likelihood* sama dengan PT-1005, yaitu 2 yang berarti berada dalam kriteria *likelihood* 1 (*Brand New Excellent*) memiliki risiko yang jarang sekali muncul dengan frekuensi kejadian kurang dari empat kali dalam 10 tahun.

**Tabel 4.8** *Likelihood* pada *node* 106-D

<i>Instrument</i>	MTTF ( <i>hours</i> )	<i>Likelihood</i>	Kriteria <i>Likelihood</i>
TT-1200	14264	6,14	3 ( <i>Acceptable</i> )
TT-1201	55728	1,57	1 ( <i>Brand New Excellent</i> )
TT-1202	71592	1,22	1 ( <i>Brand New Excellent</i> )
TT-1203	47496	1,84	1 ( <i>Brand New Excellent</i> )

Data *maintenance* dan perhitungan *likelihood* untuk *node* 106-D selengkapnya terdapat pada lampiran C dan D. Dari Tabel 4.8 di atas menunjukkan TT-1200 memiliki nilai *likelihood* yang sama dengan PV-1005 sebesar 6 kali kejadian dalam 10 tahun atau berada dalam kriteria *likelihood* 3 (*Acceptable*). Nilai *likelihood* dari TT-1201, TT-1202 dan TT-1203 secara berurutan 3, 2 dan 3. Ketiganya memiliki risiko kejadian kurang dari 4 kali dalam 10 tahun atau berada dalam kriteria *likelihood* 1 (*Brand New Excellent*).

#### 4.2.3 Penentuan *Consequence*

Tingkat keparahan (*severity*) dari suatu dampak yang terjadi akibat adanya risiko operasi diluar kendali atau penyimpangan dari keadaan yang diinginkan dapat diketahui dengan menentukan nilai *consequence* dari masing-masing *equipment* pada *node* 114-C dan 106-D. Dalam penentuan nilai *consequence* dilakukan wawancara dengan pihak terkait mengenai dampak yang terjadi jika *equipment* mengalami kegagalan, kemudian dicocokkan dengan standar kriteria *consequence* dari PT. Petrokimia Gresik pada Tabel 2.4.

**Tabel 4.9** *Consequences* pada *node* 114-C

No	<i>Instrument</i>	<i>Consequence</i>
1	PT-1005	3 ( <i>Moderate</i> )
2	TT-1012	3 ( <i>Moderate</i> )
3	PV-1005	3 ( <i>Moderate</i> )
4	TV-1012	3 ( <i>Moderate</i> )

*Instrument-instrument* pada *node* 114-C memiliki nilai *consequence* yang sama, yaitu 3 (*moderate*) pada Tabel 4.9. Berdasarkan standar *consequences* pada PT. Petrokimia Gresik nilai 3 (*moderate*) merupakan sumber risiko (unsur/ komponen/ obyek dalam beraktivitas) yang berdampak sedang, akibatnya sedang terhadap kelangsungan aktivitas, sehingga aktivitas tetap masih terlaksana. Parameter *pressure* (PT-1005) dalam *node* ini memiliki nilai *consequence* 3 karena *pressure* yang diatur untuk mengatur bukaan *venting process gas*. Untuk parameter *temperature* (TT-1012) memiliki nilai *consequence* 3 karena berperan untuk menjaga *temperature* keluaran 114-C tidak terlalu tinggi sebelum masuk ke *methanator*.

**Tabel 4.10** *Consequences* pada *node* 106-D

No	<i>Instrument</i>	<i>Consequence</i>
1	TT-1200	5 ( <i>Catastrophic</i> )
2	TT-1201	5 ( <i>Catastrophic</i> )
3	TT-1202	5 ( <i>Catastrophic</i> )
4	TT-1203	5 ( <i>Catastrophic</i> )

Empat *instrument* pada *node* 106-D memiliki nilai *consequence* serupa yaitu 5 seperti pada Tabel 4.10. Berdasarkan standar *consequences* pada PT. Petrokimia Gresik nilai 5 memiliki arti *catastrophic*, dimana sumber risiko (unsur/komponen/obyek dalam beraktivitas) berdampak sangat besar, akibatnya sangat signifikan terhadap kelangsungan aktivitas, sehingga aktivitas tidak dapat terlaksana. TT-1200, TT-1201, TT-1202 dan TT-1203 memiliki nilai *consequence* 5 karena jika terjadi kegagalan disalah satu dari keempat *instrument* tersebut akan mengaktifkan *interlock system* untuk menghentikan proses pada *methanator* (*methanator* berhenti beroperasi/ *shutdown*) yang mengakibatkan terhentinya proses produksi amoniak. Tentu saja hal tersebut akan sangat merugikan karena target produksi tidak terpenuhi dan diperlukan biaya *start-up* jika kegagalan tidak segera ditangani.

#### 4.2.4 Risk Ranking

Langkah akhir dalam proses analisis dengan metode HAZOP, yaitu *risk ranking*. *Risk ranking* diperoleh dari hasil perkalian nilai *likelihood* dan nilai *consequence* pada masing-masing *instrument* dengan melihat standar dari PT. Petrokimia Gresik seperti pada Tabel 2.5. Adapun hasil *plot risk ranking* pada *node* 114-C dengan 4 *instrument* seperti Tabel 4.11.

**Tabel 4.11** Hasil *plot risk ranking* pada *node* 114-C

<i>Likelihood</i>	<i>Consequence</i>				
	1 <i>Insignificant</i>	2 <i>Minor</i>	3 <i>Moderate</i>	4 <i>Major</i>	5 <i>Catastrophic</i>
1 <i>Brand New Excellent</i>	L1	L2	L3	L4	M5
2 <i>Very Good/Good Serviceable</i>	L2	L4	M6	M8	M10
3 <i>Acceptable</i>	L3	M6	M9	M12	H15
4 <i>Below Standart/Poor</i>	L4	M8	M12	H16	H20
5 <i>Bad/Unacceptable</i>	M5	M10	H15	H20	H25

Dari Tabel 4.11 di atas, *risk ranking* pada masing-masing *instrument node* 114-C diuraikan seperti Tabel 4.12 di bawah ini:

**Tabel 4.12** *Risk Ranking* masing-masing *instrument* pada *node* 114-C

<i>Instrument</i>	Kriteria <i>Likelihood</i>	<i>Consequence</i>	<i>Risk Ranking</i>
PT-1005	1	3	L3
TT-1012	2	3	M6
PV-1005	3	3	M9
TV-1012	1	3	L3

Terdapat 2 *instrument* yang memiliki *risk ranking* L3 (Low) dengan *likelihood* 1 dan *consequence* sebesar 3, yaitu PT-1005 dan TV-1012, yang berarti keduanya memiliki risiko yang rendah. Sedangkan TT-1012 memiliki *likelihood* 2 dan *consequence* 3 berada pada matrik M6 dengan indikasi bahwa *instrument* tersebut memiliki tingkat risiko yang sedang. Untuk *instrument* PV-1005 memiliki *likelihood* 3 dan *consequence* 3 berada pada matrik M9 memiliki tingkat risiko yang sedang.

**Tabel 4.13** Hasil *plot risk ranking node* 106-D

<i>Likelihood</i>	<i>Consequence</i>				
	1	2	3	4	5
	<i>Insignificant</i>	<i>Minor</i>	<i>Moderate</i>	<i>Major</i>	<i>Catastrophic</i>
1 <i>Brand New Excellent</i>	L1	L2	L3	L4	M5
2 <i>Very Good/Good Serviceable</i>	L2	L4	M6	M8	M10
3 <i>Acceptable</i>	L3	M6	M9	M12	H15
4 <i>Below Standar/Poor</i>	L4	M8	M12	H16	H20

**Tabel 4.14** *Risk Ranking* masing-masing *instrument* pada *node* 106-D

<i>Node</i> 106-D			
<i>Instrument</i>	<i>Kriteria Likelihood</i>	<i>Consequence</i>	<i>Risk Ranking</i>
TT-1200	3	5	H15
TT-1201	1	5	M9
TT-1202	1	5	M9
TT-1203	1	5	M9

Terdapat 3 *instrument* yang memiliki *risk ranking* M9 (*Moderate*) dengan *likelihood* 1 dan *consequence* sebesar 5, yaitu TT-1201, TT-1202 dan TT-1203, yang berarti ketiganya memiliki risiko sedang. Sedangkan TT-1200 memiliki *likelihood* 3 dan *consequence* 5 berada pada matrik H15 dengan indikasi bahwa *instrument* tersebut memiliki tingkat risiko yang tinggi.

#### 4.2.5 Analisis HAZOP

Berdasarkan penyelesaian analisis risiko bahaya dengan metode HAZOP yang telah dibahas sebelumnya, diperoleh HAZOP *worksheet* pada *node* 114-C dan 106-D yang terdapat pada lampiran A. Secara keseluruhan, *methanator* unit memiliki 3 kategori tingkatan risiko dengan presentase sebagai berikut:

*Low* = 22,22%

*Moderate* = 66,67%

*High* = 11,11%

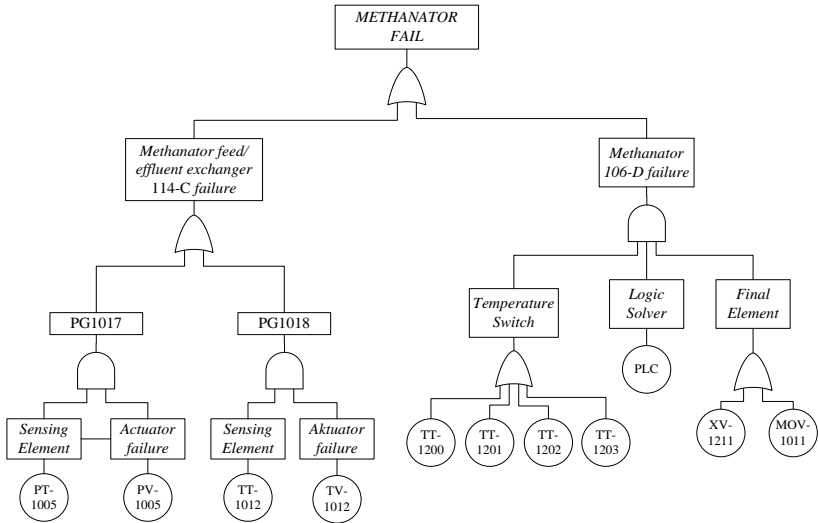
Presentase di atas menunjukkan bahwa tingkat bahaya pada *methanator* berada pada tingkat bahaya menengah (*moderate*) dengan presentase paling besar, yaitu 66,67% dibandingkan presentase tingkat bahaya lainnya. Meskipun *Methanator* memiliki tingkat bahaya *high*, hal tersebut masih bisa diatasi karena memiliki presentase yang kecil.

#### 4.3 Analisis Perhitungan SIL dengan metode FTA

Penentuan nilai SIL dari suatu *instrument* dapat dilakukan perhitungan dengan membagi hasil kali laju kegagalan (*failure rate*) dan TI (*Test Interval*) terhadap 2 seperti pada persamaan 2.1 dengan memperhatikan arsitektur SIF dari *Methanator*. Untuk nilai laju kegagalan (*failure rate*) diperoleh dari data *maintenance* yang telah diketahui nilai MTTF menggunakan persamaan 3.1, dimana perhitungan untuk mencari nilai laju kegagalan (*failure rate*) terdapat pada lampiran C.

Penggunaan metode FTA akan didasari pada logika konfigurasi sistem SIS *Methanator* dengan memperhatikan nilai masing-masing *instrument*. FTA *Methanator* pada Gambar 4.10 merupakan SIS yang diterapkan pada *plant Methanator*.

Terdapat pengamanan pada *node* 114-C berupa pengendalian *pressure* untuk *process gas* masukan dan *temperature* untuk keluaran 114-C sebelum masuk ke *methanator* untuk diubah menjadi Methana. Selanjutnya *node* 106-D memiliki pengamanan berupa *interlock system* sebanyak 4 *temperature switch*.



**Gambar 4.9** FTA dari *Methanator*

FTA *methanator* yang telah diperoleh seperti pada Gambar 4.10 yang menunjukkan *top event* (permasalahan utama) berupa *methanator fail* memiliki *basic event* (dasar kegagalan) berupa *instrument-instrument* pada *node* 114-C dan 106-D. Perhitungan SIL diperoleh dengan merubah FTA dalam bentuk aljabar *boolean* sebagai berikut:

$$PFD_{MU} = PFD_{114-C} \cup PFD_{106-D} \quad (4.1)$$

$$\begin{aligned} PFD_{114-C} &= (PFD_{PG1017} \cup PFD_{PG1018}) \\ &= (PFD_{PT-1005} \cap PFD_{PV-1005}) \cup (PFD_{TT-1012} \cap \\ &\quad PFD_{TV-1012}) \end{aligned} \quad (4.2)$$



$$\begin{aligned}
PFD_{106-D} &= (PFD_{TS} \cup PFD_{LS} \cup PFD_{FE}) \\
&= (PFD_{TT-1200} \cup PFD_{TT-1201} \cup PFD_{TT-1202} \cup \\
&\quad PFD_{TT-1203}) \cup PFD_{PLC} \cup (PFD_{XV-1211} \cup \\
&\quad PFD_{MOV-1011})] \tag{4.3}
\end{aligned}$$

Berikut perhitungan SIL menggunakan persamaan 4.1 dengan nilai PFD masing-masing *instrument* terdapat pada Tabel 4.15:

$$PFD_{MU} = PFD_{114-C} \cup PFD_{106-D}$$

$$\begin{aligned}
PFD_{MU} &= [((0,0602)(0,3199)) + ((0,2149)(0,0640))] + \\
&\quad [(0,305014 + 0,06118 + 0,078978 + 0,092365) \times (0,000143) \times \\
&\quad (0,0118 + 0,0120)]
\end{aligned}$$

$$PFD_{MU} = 0,03077 \text{ (SIL 1)}$$

**Tabel 4.15** Nilai PFD masing-masing *instrument*

No	Instrument	failure rate	PFD	SIL
1	<i>Temperature Transmitter</i>			
	- TT-1200	0,000069	0,305014	0
	- TT-1201	0,000018	0,06118	1
	- TT-1202	0,0000139	0,078978	1
	- TT-1203	0,000021	0,092365	1
2	PLC Safety Manager		0,000143	3
3	<i>Final Element</i>			
	MOV-1011	0,00000275	0,0120	1
	XV-1211	0,0000027	0,0118	1
4	PT-1005	0,0000137	0,0602	1
	TT-1012	0,000049	0,2149	0
	PV-1005	0,000073	0,3199	0
	TV-1012	0,0000146	0,0640	1

Hasil perhitungan PFD pada *plant methanator*, diperoleh sebesar 0,03077. Berdasarkan Tabel 2.8 hasil ini menunjukkan bahwa *Safeguard* dari *plant methanator* memiliki SIL 1.

#### 4.4 Peningkatan SIL

Nilai SIL 1 merupakan tingkat keamanan terendah dari tingkatan SIL 1-4, Oleh karena itu perlu adanya peningkatan SIL untuk mengurangi risiko bahaya dari *plant Methanator*. Hal tersebut dapat dilakukan dengan cara mengkonfigurasi *voting architecture* sistem.

##### 4.4.1 MooN channel konfigurasi SIS

Untuk meningkatkan nilai SIL lebih dari 1, MooN channel konfigurasi SIS dapat dilakukan dengan mengkombinasikan antara *sensing element* dan *final element* dengan PFD yang dihitung kembali dan disusun menggunakan *voting architecture*.

**Tabel 4.16** Perhitungan Ulang PFD *Sensing Element* node 114-C

Konfigurasi	PFD <i>Sensing Element</i>	
	PFD PT-1005 $\lambda = 0,0000122$	PFD TT-1012 $\lambda = 0,0000488$
1001	0,053519062 (SIL 1)	0,213950762 (SIL 0)
1002	0,00286429 (SIL 2)	0,045774929 (SIL 1)
1003	0,000153294 (SIL 3)	0,009793581 (SIL 2)

Hasil perhitungan ulang PFD *sensing element* seperti pada Tabel 4.16 diperoleh menggunakan persamaan 2.13, 2.14 dan 2.15 secara berturut-turut untuk konfigurasi 1001, 1002 dan 1003. Perhitungan ulang PFD *final element* untuk konfigurasi 1001, 1002, 1003, 2002, 2003 dan 2004 secara berturut-turut menggunakan persamaan 2.19, 2.20, 2.21, 2.22, 2.23 dan 2.24.

Selanjutnya, dilakukan kombinasi antara *sensing element* dan *final control element* untuk *node* 114-C dan 106-D seperti pada Tabel 4.17 dan 4.18.

**Tabel 4.17** Perhitungan ulang PFD *final element node* 114-C

Konfigurasi	PFD <i>Final Element</i>	
	PFD PV-1005 $\lambda = 0,000073$	PFD TV-1012 $\lambda = 0,0000145$
1001	0,319894829 (SIL 0)	0,063811189 (SIL 1)
1002	0,136443602 (SIL 0)	0,005429157 (SIL 2)
1003	0,065471404 (SIL 1)	0,000519661 (SIL 3)
2002	0,639789658 (SIL 0)	0,127622378 (SIL 0)
2003	0,409330807 (SIL 0)	0,016287471 (SIL 1)
2004	0,261885617 (SIL 0)	0,002078646 (SIL 2)

**Tabel 4.18** Nilai SIL Kombinasi *node* 114-C dengan parameter *pressure*

No	<i>Sensing Element</i> PT-1005		<i>Final Element</i>		SIL SIS
	Konfigurasi	SIL	PV-1005		
			Konfigurasi	SIL	
1	1001	1	1001	0	1
2	1001	2	1002	0	2
3	1001	3	1003	1	2
4	1002	1	1001	0	3
5	1002	2	1002	0	3
6	1002	3	1003	1	3
7	1003	1	1001	0	4
8	1003	2	1002	0	4
9	1003	3	1003	1	4

**Tabel 4.19** Nilai SIL kombinasi *node* 114-C parameter *temperature*

No	Sensing Element TT-1012		Final Element TV-1012		SIL SIS
	Konfigurasi	SIL	Konfigurasi	SIL	
2	1001	1	1002	2	2
3	1001	2	1003	3	3
4	1002	0	1001	1	2
5	1002	1	1002	2	3
6	1002	2	1003	3	4
7	1003	0	1001	1	3
8	1003	1	1002	2	4
9	1003	2	1003	3	4

Untuk menghitung PFD SIS kombinasi *node* 114-C pada *Methanator* dapat menggunakan persamaan 4.1 (aljabar *boolean*) dengan melihat bagian *node* 114-C pada FTA. Pada parameter *pressure* dipilih kombinasi no 2, 3 dan 4. Namun setelah dilakukan perhitungan SIL pada SIS *Methanator* kombinasi 2 dan 3 untuk parameter *pressure* tidak mengalami kenaikan SIL dalam sistem tersebut dan kombinasi 4 menaikkan SIL dari SIS tersebut, untuk itu pada parameter 114-C dipilih kombinasi 4. Pada parameter *temperature* dipilih kombinasi 2 karena penambahan *instrument* sedikit dan sudah dapat menaikkan nilai SIL dari SIS *Methanator*. Berikut perhitungan PFD pada *node* 114-C:

$$\begin{aligned}
 PFD_{114-C} &= (PFD_{PT-1005} \cap PFD_{PV-1005}) \cup (PFD_{TT-1012} \cap PFD_{TV-1012}) \\
 &= (0,00286 \times 0,31989) + (0,21395 \times 0,00542) \\
 &= 0,0020778 \text{ (SIL 2)}
 \end{aligned}$$

Nilai SIL pada *node* 114-C meningkat menjadi SIL 2 dengan PFD sebesar 0,0020778. Perhitungan ulang nilai PFD juga

dilakukan pada *node* 106-D dengan macam-macam konfigurasi, yaitu menggunakan persamaan seperti pada *node* 114-C diperoleh hasil sebagai berikut:

**Tabel 4.20** Nilai PFD *sensing element node* 106-D

Konfigurasi	PFD <i>Sensing Element</i>			
	PFD TT-1200 $\lambda = 0,0000696$	PFD TT-1201 $\lambda = 0,000018$	PFD TT-1202 $\lambda = 0,0000139$	PFD TT-1203 $\lambda = 0,000021$
1001	0,305013928 (SIL 0)	0,078867761 (SIL 1)	0,06118002 (SIL 1)	0,092264914 (SIL 1)
1002	0,093033496 (SIL 1)	0,006220124 (SIL 2)	0,003742995 (SIL 2)	0,008512814 (SIL 2)
1003	0,028376512 (SIL 1)	0,000490567 (SIL 3)	0,000228997 (SIL 3)	0,000785434 (SIL 3)

**Tabel 4.21** Nilai PFD *final element node* 106-D

Konfigurasi	PFD <i>Final Element</i>	
	PFD MOV-1011 $\lambda = 0,00000275$	PFD XV-1211 $\lambda = 0,0000027$
1001	0,012045 (SIL 1)	0,011826 (SIL 1)
1002	0,000193443 (SIL 3)	0,000186472 (SIL 3)
1003	3,49503E-06 (SIL 4)	3,30783E-06 (SIL 4)
2002	0,02409 (SIL 1)	0,023652 (SIL 1)
2003	0,000580328 (SIL 3)	0,000559417 (SIL 3)
2004	1,39801E-05 (SIL 4)	1,32313E-05 (SIL 4)

**Tabel 4.22** Nilai SIL kombinasi *node* 1106-D

No	<i>Sensing Element</i>				<i>Final Element</i>		SIL SIS
	TT-1200		TT-1201, 1202, 1203		Konfigurasi	SIL	
	Konfigurasi	SIL	Konfigurasi	SIL			
1	1001	0	1001	1	1001	1	4
2	1001	0	1001	1	1002	3	4
3	1001	0	1001	1	1003	4	4
4	1001	0	1001	1	2002	1	4
5	1002	1	1002	2	1001	1	4
6	1002	1	1002	2	1002	3	4
7	1002	1	1002	2	1003	4	4
8	1002	1	1002	2	2002	1	4
9	1003	1	1003	3	1001	1	4
10	1003	1	1003	3	1002	3	4
11	1003	1	1003	3	1003	4	4
12	1003	1	1003	3	2002	1	4

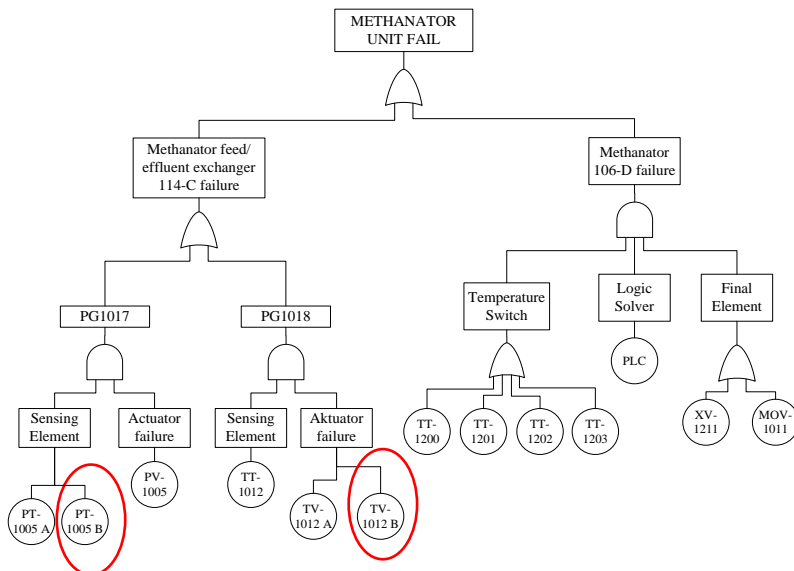
Dari nilai PFD dengan macam-macam konfigurasi pada *sensing element* dan *final element* dilakukan kombinasi seperti pada Tabel 4.21, dimana dipilih kombinasi 1 atau dengan kata lain pada *node* 106-D tidak diperlukan desain ulang SIS karena SIS 106-D sesuai keadaan aktual sudah memiliki nilai SIL yang tinggi. Berikut perhitungan PFD pada SIS 106-D:

$$\begin{aligned}
 PFD_{106-D} &= PFD_{sensing\ element} \cap PFD_{PLC} \cap PFD_{final\ element} \\
 &= (0,305013928 + 0,078867761 + 0,06118002 + 0,092264914) \times \\
 &\quad (0,00043) \times (0,012045 + 0,011826) \\
 &= 5,51 \times 10^{-5} \text{ (SIL 4)}
 \end{aligned}$$

Peningkatan SIL menggunakan sistem *voting* MoonN dengan target SIL pada SIS *Methanator* menjadi 2 dapat dicapai dengan kombinasi antara *sensing element* dan *final element* pada Tabel

4.18 dan 4.19 untuk *node* 114-C serta Tabel 4.22 untuk *node* 106-D. Hasil akhir FTA setelah peningkatan SIL terlihat pada Gambar 4.10 dengan penambahan *instrument* baru dalam lingkaran merah.

Dari perbandingan perhitungan beberapa kombinasi SIS yang mencapai target SIL 2 yaitu kombinasi nomor 4 dan 2 pada *node* 114-C serta kombinasi nomor 1 untuk *node* 106-D. Kombinasi pada *node* 106-D tidak merubah atau tidak perlu menambah *instrument* lagi, karena SIL sudah mencapai 4. Kombinasi pada *node* 114-C tersusun atas *pressure sensing element* (1002), *final element pressure* (1001), *temperature sensing element* (1001) dan *temperature final element* (1002). Sehingga implementasi peningkatan SIL diperlukan penambahan sebuah *pressure sensing element* dan *temperature final element* dengan total pada *node* 114-C memiliki 2 *pressure sensing element* dan 2 *temperature final element*. Konfigurasi tersebut diaplikasikan pada SIS *Methanator Unit* menggunakan metode FTA sebagai berikut:



**Gambar 4.10** FTA *Methanator* setelah peningkatan SIL

Berikut merupakan perhitungan SIL menggunakan aljabar *boolean* pada metode FTA dengan kombinasi konfigurasi SIS 4 dan 2:

$$\begin{aligned}
 \text{PFD}_{\text{MU}} &= \text{PFD}_{114\text{-C}} \cup \text{PFD}_{106\text{-D}} \\
 &= (\text{PFD}_{\text{PG1017}} \cup \text{PFD}_{\text{PG1018}}) \cup (\text{PFD}_{\text{TS}} \cup \text{PFD}_{\text{LS}} \cup \text{PFD}_{\text{FE}}) \\
 \text{PFD}_{\text{MU}} &= [(\text{PFD}_{\text{PT-1005}} \cap \text{PFD}_{\text{PV-1005}}) \cup (\text{PFD}_{\text{TT-1012}} \cap \text{PFD}_{\text{TV-1012}})] \cup \\
 &\quad [(\text{PFD}_{\text{TT-1200}} \cup \text{PFD}_{\text{TT-1201}} \cup \text{PFD}_{\text{TT-1202}} \cup \text{PFD}_{\text{TT-1203}}) \cup \\
 &\quad \text{PFD}_{\text{PLC}} \cup (\text{PFD}_{\text{XV-1211}} \cup \text{PFD}_{\text{MOV-1011}})] \\
 &= [(0,00286 \times 0,31989) + (0,21395 \times 0,00542)] + [(0,305 + \\
 &\quad 0,0789 + 0,0612 + 0,0923) \times (0,00043) \times (0,012045 + \\
 &\quad 0,011826)] \\
 &= 0,0020778 + 0,0000551 \\
 &= 0,0020833 \text{ (SIL 2)}
 \end{aligned}$$

Hasil peningkatan SIL dengan penambahan *pressure transmitter* dan *temperature valve* pada *node* 114-C diperlukan rincian biaya untuk dapat mempertimbangkan *cost*, sehingga nantinya dapat diterapkan pada *plant methanator*. Namun, dikarenakan kurangnya rekap data *cost* pada PT. Petrokimia Gresik maka digunakan cara lain agar lebih menghemat biaya tanpa harus melakukan instalasi *instrument* baru, yaitu dengan meningkatkan *test interval* pada *node* 114-C.

#### 4.4.2 Meningkatkan frekuensi *test interval*

Peningkatan *test interval* hanya dilakukan pada *node* 114-C dikarenakan nilai SIL pada *node* 106-D sudah sangat baik. *Test Interval* (TI) awal yang digunakan dalam perhitungan sebelumnya adalah setiap 1 tahun. Hal tersebut sesuai dengan kondisi pada *plant* yang secara periodik melakukan pemeliharaan dan perbaikan alat setiap 1 tahun sekali/saat *Turn Around* (TA). Untuk melakukan reduksi risiko, maka TI yang digunakan akan ditingkatkan dengan perhitungan menggunakan TI sebesar 6 bulan.



**Tabel 4.23** Peningkatan frekuensi TI pada *node* 114-C

No	<i>Instrument</i>	PFD (TI = 1 tahun)	PFD (TI = 6 Bulan)
1	PT-1005	0,0535	0,0268
2	TT-1012	0,2140	0,1073
3	PV-1005	0,3199	0,1604
4	TV-1012	0,0638	0,0320

Nilai SIL pada *methanator* dengan TI sama dengan satu tahun diketahui memiliki PFD sebesar 0,03077 atau sama dengan SIL 1, dimana perhitungan tersebut telah dijabarkan pada sub bab 4.3.

Perhitungan PFD pada *methanator* dengan peningkatan frekuensi TI menjadi setengah tahun sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{PFD}_{\text{MU}} &= \text{PFD}_{114\text{-C}} \cup \text{PFD}_{106\text{-D}} \\
 &= (\text{PFD}_{\text{PG1017}} \cup \text{PFD}_{\text{PG1018}}) \cup (\text{PFD}_{\text{TS}} \cup \text{PFD}_{\text{LS}} \cup \text{PFD}_{\text{FE}}) \\
 \text{PFD}_{\text{MU}} &= [(\text{PFD}_{\text{PT-1005}} \cap \text{PFD}_{\text{PV-1005}}) \cup (\text{PFD}_{\text{TT-1012}} \cap \text{PFD}_{\text{TV-1012}})] \cup \\
 &\quad [(\text{PFD}_{\text{TT-1200}} \cup \text{PFD}_{\text{TT-1201}} \cup \text{PFD}_{\text{TT-1202}} \cup \text{PFD}_{\text{TT-1203}}) \cup \\
 &\quad \text{PFD}_{\text{PLC}} \cup (\text{PFD}_{\text{XV-1211}} \cup \text{PFD}_{\text{MOV-1011}})] \\
 &= [(0,0268 \times 0,1604) + (0,1073 \times 0,0320)] + [(0,305 + 0,0789 + \\
 &\quad 0,0612 + 0,0923) \times (0,00043) \times (0,012045 + 0,011826)] \\
 &= 0,00773 + 0,0000551 \\
 &= 0,007790 \text{ (SIL 2)}
 \end{aligned}$$

Hasil perhitungan PFD di atas yaitu 0,00790 atau sama dengan SIL 2. Hal tersebut menunjukkan bahwa peningkatan TI yang awalnya 1 tahun menjadi 6 bulan dapat meningkatkan SIL *methanator* dari SIL 1 menjadi SIL 2. Setelah dilakukan peningkatan SIL diperoleh tingkat risiko *methanator* memiliki 11,11% *high risk*, 44,44% *moderate risk* dan 44,44% *low risk*.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB V PENUTUP**

### **5.1 Kesimpulan**

Berdasarkan tugas akhir yang telah dilakukan dengan pembahasan yang telah dipaparkan dalam bab 4 dapat ditarik kesimpulan sebagai berikut:

- a. Hasil analisis risiko bahaya pada *Methanator* PT. Petrokimia Gresik dengan menggunakan metode HAZOP menunjukkan bahwa *methanator* tergolong pada tingkat risiko menengah, dimana 11,11% berada pada *high risk*, 66,67% berada pada *moderate risk* dan 22,22% berada pada *low risk*. Setelah dilakukan peningkatan SIL diperoleh tingkat risiko *methanator* memiliki 11,11% *high risk*, 44,44% *moderate risk* dan 44,44% *low risk*.
- b. Hasil perhitungan PFD pada SIS *Methanator* dengan metode *Fault Tree Analysis* (FTA) menunjukkan bahwa *safeguard* dari *Methanator* memiliki SIL 1 dengan nilai PFD sebesar 0,03077 dan memerlukan peningkatan SIL guna menurunkan tingkat risiko *plant Methanator*.
- c. Rekomendasi peningkatan SIL pada *plant Methanator* dari SIL 1 menjadi SIL 2 diperoleh nilai PFD sebesar 0,007790 dapat dilakukan dengan meningkatkan *test interval* pada *node* 114-C yang awalnya 1 tahun menjadi 6 bulan.

### **5.2 Saran**

Berikut beberapa saran yang dapat penulis sampaikan dalam tugas akhir ini, antara lain:

- a. Hasil peningkatan SIL dengan menambahkan *instrument* baru pada *plant Methanator* perlu dilakukan penelitian lebih lanjut dengan mempertimbangkan *cost*.
- b. Untuk mempermudah penelitian selanjutnya, diperlukan *historical maintenance* pabrik yang lebih baik, tertata, detail dan disertakan dengan *breakdown* biaya yang rinci akan menjadikan hasil penelitian lebih akurat.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## DAFTAR PUSTAKA

- AS/NZS 4360.2004. (2004). *The Australian and New Zealand Standard Risk Management 3rd Edition*. NSA Scotland.
- Center Chemical Process Safety. (1992). *Hazard Evaluation Procedure. Second Edition*. New York: American Institut of Chemical Engineering.
- Crawles, F., & Bryan, T. (2015). *HAZOP: Guide to Best Practice Guidelines to Best Practice for the Process and Chemical Industries (3rd Edition)*. United State: Elseiver.
- Dhillon, B. (2005). *Reliability, Quaity and Safety for Engineers*. CRC Press. Boca Aton, London, New York, Washington D.C.
- Ebeling, C. E. (2003). *An Introduction to Reliability and Maintainability Engineering*. United Kingdom: McGraw-Hill.
- Goble, M William, & Cheddie, H. (2005). *Safety Instrumented System Verification: Practical Probabilistic Calculation*. ISA: North Carolina.
- Hyatt, N. (2003). *Guidelines for Process Hazards Analysis, Hazard Identification & Risk Analysis*. New York, Washington D.C.: CRC Press. Boca Aton, London.
- IEC-1997, I. E. (1997). *Functional Safety of electrical/electronic/programmable electronic safety-related systems*.
- ISA - TR84.00.02:2002, I. (2002). *SIF-Safety Integrity Level (SIL) Evaluation Techniques*.
- Montgomery, D. C. (2009). *Intoduction to Statistical Quality Control 6th Edition*. United States of America.
- Nolan, D. P. (2000). *Application of HAZOP and What-If safety Review to The Petroleum, Petrochemical and Chemical Industries*. New Jersey: Noyes Publications.
- Petrokimia, P. (2018). *Prinsip proses dan operasi produksi ammonia*. Gresik.
- R. Kuphaldt, T. (2015). *Lessons In Industrial Instrumentation*. United States: Independent .

- Smith, D., David J, & Kenneth GL. (2016). *The Safety Critical Systems Handbook A Straightforward Guide To Functional Safety: IEC 61508 (2010 Edition), IEC 61511 (2016 Edition) & Related Guidance*. United States: Elsevier.
- Summer, A. (2000). Simplified Methods and Fault Tree Analysis. *Viewpoint on ISA TR 84.0.02 ISA Transaction*, 125 - 131.
- Vincoli, J. W. (2006). *Basic Guide to System Safety Second Edition*. Florida: Wiley-Interscience.
- Yenni, Y. (2013). *Sejarah dan Perkembangan PT. Petrokimia*. Gresik: PT. Petrokimia Gresik.



## LAMPIRAN A Worksheet HAZOP

Tabel A.1 Worksheet HAZOP methanator

No	Instrument	Description	Guide word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	L	C	RR	Recommendation
1	PT-1005	Pressure Transmitter	High	High Pressure	temperature of process gas inlet 102-F2 too high, PV-1005 fail to Open	Over pressure causes leaking or mechanical damaged	PVN 1005, PI 1622, PV-1005	1	3	L3	Calibrate for time period
			Low	Low Pressure	Temperature of process gas inlet 102-F2 too low	Poor process gas quality	PVN 1005, PI 1622, PV-1006	1	3	L3	Calibrate for time period



No	Instrument	Description	Guide word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	L	C	RR	Recommendation
2	TT-1012	Temperature Transmitter	High	High Temperature	Flow of Process gas on 114-C too high	Temperature of process gas inlet Methanat or too high	TAH alarm high	2	3	M6	Calibrate for time period
			Low	Low Temperature	Flow of Process gas in 114-C too low	Bad process gas quality	TAL alarm low	2	3	M6	Calibrate for time period
3	PV-1005	Pressure Valve	Open	Fail to Open	System Control fails, no signal control	Flow process gas too high, over pressure inlet 114-C	Line by pass hand valve manually operated	3	3	M9	Check and scheduling service

No	Instrument	Description	Guide word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	L	C	R R	Recommendation
4	TV-1012	Temperature Valve	Close	Fail to Close	System Control fails, no signal control	Damage the catalyst on methanator	Line by pass hand valve manually operated	1	3	L3	Check and scheduling service
5	TI-1355	Temperature Indicator	High	High Temperature	More flow of process gas on 114-C	Temperature of process gas inlet Methanator too high	TAH high alarm	1	4	L4	Calibrate for time period
			Low	Low Temperature	Less flow of process gas on 114-C	Bad process gas quality	TAL low alarm	1	4	L4	Calibrate for time period

No	Instrument	Description	Guide word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	L	C	R R	Recommendation
6	TT-1200	Temperature Transmitter	High	High Temperature	% mol of CO or CO2 too high	Damage the catalyst on Methanator, trip of methanator unit	TAH high alarm, TSHH-1200, Interlock system I-106D, XV-1211 FC, interlock system 1011, TAHH-1200	3	5	H 15	Calibrate for time period and preventive maintenance
			Low	Low Temperature	% mol of CO or CO2 too low	Output temperature of process gas 114-C too low, take longer to methanator process	TSL-1200, TAL -1200	3	5	H 15	Calibrate for time period and preventive maintenance

No	Instrument	Description	Guide word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	L	C	RR	Recommendation
7	TT-1201	Temperature Transmitter	High	High Temperature	% mol of CO or CO2 too high	Damage the catalyst on Methanator trip of methanator	TAH high alarm, TSHH-1201, Interlock system I-106D, XV-1211 FC, interlock system 1011, TAHH-1201	1	5	M9	Calibrate for time period and preventive maintenance
			Low	Low Temperature	% mol of CO or CO2 too low	Output temperature of process gas 114-C too low, take longer to methanator process	TSL-1201, TAL -1201	1	5	M9	Calibrate for time period and preventive maintenance

No	Instrument	Description	Guide word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	L	C	RR	Recommendation
8	TT-1202	Temperature Transmitter	High	High Temperature	% mol of CO or CO2 too high	Damage the catalyst on Methanator, trip of methanator unit	TAH high alarm, TSHH-1202, Interlock system I-106D, XV-1211 FC, interlock system 1011, TAHH-1202	1	5	M9	Calibrate for time period and preventive maintenance
			Low	Low Temperature	% mol of CO or CO2 too low	Output temperature of process gas I14-C too low, take longer to methanator process	TSL-1202, TAL -1202	1	5	M9	Calibrate for time period and preventive maintenance

No	Instrument	Description	Guide word	Deviation	Cause	Consequences	Safeguard	L	C	RR	Recommendation
9	TT-1203	Temperature Transmitter	High	High Temperature	% mol of CO or CO2 too high	Damage the catalyst on Methanator, trip of methanator	TAH high alarm, TSHH-1203, Interlock system I-106D, XV-1211 FC, interlock system 1011, TAHH-1203	1	5	M9	Calibrate for time period and preventive maintenance
			Low	Low Temperature	% mol of CO or CO2 too low	Output temperature of process gas 114-C too low, take longer to methanator process	TSL-1203, TAL -1203	1	5	M9	Calibrate for time period and preventive maintenance

## LAMPIRAN B Data Proses

Tabel B.2 Data Proses TT-1012

Tanggal	Jam																							
	24.59	1.59	2.59	3.59	4.59	5.59	6.59	7.59	8.59	9.59	10.59	11.59	12.59	13.59	14.59	15.59	16.59	17.59	18.59	19.59	20.59	21.59	22.59	23.59
9	29,94	29,88	29,98	30,3	30,35	30,33	30,31	30,3	30,31	30,32	30,3	30,6	30,7	30,78	30,75	30,77	30,79	30,74	30,8	30,81	30,2	29,83	29,83	29,85
10	29,77	29,73	29,8	29,86	29,87	29,75	29,25	29,7	30,24	30,47	30,36	30,36	30,39	30,38	30,42	30,41	30,4	30,49	30,5	30,54	30,4	30,32	30,32	30,35
11	29,91	29,86	29,92	30,13	30,11	29,91	29,83	29,9	29,88	29,79	29,81	29,79	29,81	29,78	29,8	29,82	29,72	29,7	29,7	29,7	29,7	29,74	29,76	29,74
12	29,77	29,77	29,81	29,86	29,87	29,88	29,86	29,9	29,94	30	30,29	30,29	30,08	30,13	30,27	30,5	30,47	30,48	30,5	30,49	30,5	30,55	30,56	30,58
13	30,62	30,56	30,61	30,62	30,58	30,46	30,37	30,3	30,11	30,03	29,93	29,92	29,94	29,89	30	29,97	29,99	30,02	30	29,99	30,2	30,25	30,11	29,97
14	29,98	29,98	30,03	30,04	30,03	30,02	29,99	30	30,04	30,19	30,65	30,81	30,68	30,54	30,53	30,58	30,64	30,71	30,8	30,83	30,8	30,78	30,76	30,77
15	30,77	30,8	30,85	30,87	30,83	30,82	30,77	30,8	30,64	30,8	30,72	30,68	30,7	30,73	30,74	30,99	31,02	30,98	31,1	31,29	31,4	31,56	31,52	31,26
16	31,21	31,48	31,21	31,18	31,19	31,27	31,17	31,3	31,51	31,53	31,45	31,43	31,45	31,47	31,47	31,45	31,44	31,44	31,5	31,53	31,6	31,77	31,59	31,63
17	31,49	31,46	31,41	31,39	31,32	31,23	31,29	31,5	31,51	31,52	31,54	31,56	31,62	31,56	31,51	31,48	31,5	31,35	31,4	31,36	31,4	31,33	31,26	31,24
18	31,4	31,31	31,32	31,3	31,28	31,23	31,17	31,3	31,34	31,31	30,89	30,95	31,14	30,72	30,68	30,65	30,91	31,06	32	31,04	31,1	31,14	31,29	31,3
19	31,05	31,13	31,14	31,09	31,1	31,08	31,14	31	31,03	31,2	31,18	31,14	31,04	31,01	31,28	31,23	31,17	31,26	31,3	31,31	30,9	31,36	31,36	31,33
20	29,87	29,88	29,86	29,88	29,94	29,8	29,82	29,7	29,7	29,69	29,7	29,72	29,74	30,62	30,56	30,61	30,62	30,58	30,5	30,37	30,3	30,11	30,03	31,31
21	30,58	30,46	30,37	30,25	30,11	30,27	30,5	30,5	30,48	30,45	30,49	30,53	30,55	29,98	29,98	30,03	30,04	30,03	30	29,99	30	30,04	30,19	31,51
22	30,03	30,02	29,99	29,96	30,04	30	29,97	30	30,02	30,01	29,99	30,15	30,25	30,77	30,8	30,85	30,87	30,83	30,8	30,77	30,8	30,64	30,8	31,53
23	30,83	30,82	30,77	30,79	30,64	30,53	30,58	30,6	30,71	30,77	30,83	30,81	30,78	31,21	30,48	31,21	31,18	31,19	31,3	31,17	30,3	30,51	30,53	30,45
24	31,19	31,27	31,17	31,31	31,51	30,74	30,99	31	30,98	31,08	31,29	31,35	31,56	30,04	30,19	30,65	30,81	30,68	30,5	30,53	29,9	30,02	30,56	29,43
25	31,32	31,23	31,29	31,5	31,51	31,47	31,45	31,4	31,44	31,53	31,53	30,64	30,77	30,64	29,8	30,72	30,68	30,7	30,7	30,74	29,8	29,8	29,7	30,05
26	30,87	30,83	30,82	30,77	30,79	30,51	31,48	31,5	31,35	31,37	31,36	31,36	31,33	30,51	30,53	31,45	31,43	29,75	30,5	30,47	29,7	29,77	29,8	30,47
27	31,18	31,19	31,27	31,17	31,31	30,68	30,65	30,9	31,06	31,98	31,04	31,09	31,14	31,51	31,52	31,54	31,56	31,62	31,6	31,51	31,4	31,21	31,48	31,47
28	31,03	31,2	31,18	31,14	31,04	31,01	31,28	31,2	31,17	31,26	31,34	30	30,29	30,29	30,08	30,13	30,27	30,5	30,5	30,48	31,6	31,49	31,46	30,68
29	29,7	29,69	29,7	29,72	29,74	30,62	30,56	30,6	30,62	30,58	30,46	30,03	29,93	29,92	29,94	29,89	30	29,97	30	30,02	31	31,4	31,31	30,65
30	30,48	30,45	30,49	30,53	30,55	29,98	29,98	30	30,04	30,03	30,02	30,19	30,65	30,81	30,68	30,54	30,53	30,58	30,6	30,71	31,1	31,05	31,13	30,91
31	30,02	30,01	29,99	30,15	30,25	30,77	30,8	30,9	30,87	30,83	30,82	30,8	30,72	30,68	30,7	30,73	30,74	30,99	31	30,98	29,7	29,87	29,88	31,06

Tabel B.2 Data Proses TT-1012

Tanggal	Jam																							
	24.59	1.59	2.59	3.59	4.59	5.59	6.59	7.59	8.59	9.59	10.59	11.59	12.59	13.59	14.59	15.59	16.59	17.59	18.59	19.59	20.59	21.59	22.59	23.59
9	226,09	266,09	272,40	273,86	274,13	273,89	270,77	269,33	267,87	267,38	266,82	267,29	267,92	268,48	268,28	268,98	268,28	263,59	262,33	260,90	261,80	267,54	271,23	271,96
10	275,77	274,50	274,88	274,25	273,94	273,61	269,62	265,20	272,25	269,54	265,50	267,72	268,16	266,69	267,58	268,81	268,67	268,23	267,50	269,46	272,28	271,71	269,82	268,00
11	268,49	268,76	269,72	270,27	267,82	267,87	267,72	269,00	271,78	269,56	268,30	271,80	272,58	271,80	273,30	271,26	267,48	266,39	266,69	267,51	267,10	268,38	269,74	270,25
12	271,35	270,26	268,46	267,77	270,25	271,73	271,76	271,23	269,04	267,65	267,48	267,83	269,03	268,24	267,54	269,04	269,68	269,47	267,92	266,13	265,00	265,85	268,36	269,65
13	269,93	270,86	270,73	270,81	270,83	269,80	269,04	270,87	270,13	271,00	270,02	270,71	271,47	270,00	269,28	268,09	268,20	266,72	268,99	271,60	270,88	271,57	271,47	270,97
14	273,80	271,63	269,14	266,53	267,66	269,11	269,84	270,85	269,88	268,19	266,66	264,97	267,39	269,51	270,30	270,58	269,63	269,25	270,05	270,03	271,32	270,42	270,10	271,10
15	272,03	270,32	269,90	270,49	271,39	271,70	271,60	267,90	266,67	267,92	269,63	269,47	269,29	270,08	271,47	270,12	265,70	266,00	266,74	267,31	266,96	265,90	262,87	264,64
16	266,17	266,16	267,61	270,89	268,27	266,92	264,01	262,99	269,10	271,57	271,79	270,93	269,87	269,39	268,91	268,32	268,14	268,24	268,01	269,78	266,25	268,40	269,59	270,09
17	267,62	266,33	265,21	264,72	265,48	264,74	264,00	264,95	268,82	270,84	271,55	271,95	272,50	272,00	268,32	268,23	270,89	270,61	270,02	270,11	269,20	269,57	269,16	269,15
18	269,04	268,12	267,39	267,96	268,54	268,72	266,21	266,69	270,09	271,29	271,20	268,12	265,39	267,36	269,33	269,49	270,66	269,54	269,87	267,83	268,33	269,32	269,66	270,53
19	267,96	266,67	263,24	267,79	268,82	265,11	268,65	267,11	267,35	265,87	265,56	264,55	264,11	263,01	270,25	268,73	271,76	263,23	267,62	266,33	265,21	264,72	267,82	267,56
20	273,86	274,13	273,89	270,77	269,33	273,80	271,63	269,14	266,53	267,66	269,11	269,84	270,85	267,87	267,38	266,82	267,29	267,92	268,48	268,28	273,61	269,62	270,25	267,65
21	274,25	273,94	273,61	269,62	265,20	272,03	270,32	269,90	270,49	271,39	271,70	271,60	267,90	272,25	269,54	265,50	267,72	268,16	266,69	267,58	267,87	267,72	270,83	271,00
22	270,27	267,82	267,87	267,72	269,00	266,17	266,16	267,61	270,89	268,27	266,92	264,01	262,99	271,78	269,56	268,30	271,80	272,58	271,80	273,30	271,73	271,76	267,66	268,19
23	267,77	270,25	271,73	271,76	271,23	267,62	266,33	265,21	264,72	265,48	264,74	264,00	264,95	269,04	267,65	267,48	267,83	269,03	268,24	267,54	271,80	272,58	271,39	267,92
24	269,56	268,30	271,80	272,58	271,80	273,30	269,88	268,19	266,66	264,97	267,39	269,51	270,30	270,58	269,63	269,25	270,05	270,27	267,82	267,87	267,72	269,00	268,27	271,57
25	267,65	267,48	267,83	269,03	268,24	267,54	266,67	267,92	269,63	269,47	269,29	270,08	271,47	270,12	265,70	266,00	266,74	267,77	270,25	271,73	271,76	271,23	267,62	270,84
26	271,00	270,02	270,71	271,47	270,00	269,28	279,10	271,57	271,79	270,93	279,87	269,39	273,91	268,32	268,14	275,24	273,01	269,56	268,30	271,80	272,58	271,80	270,30	271,29
27	268,19	266,66	264,97	267,39	269,51	270,30	268,82	270,84	271,55	271,95	272,50	272,00	268,32	268,23	270,89	270,61	270,02	267,65	267,48	267,83	269,03	268,24	267,54	265,87
28	270,27	267,82	267,87	267,72	269,00	271,78	270,08	271,47	270,12	265,70	266,00	266,74	267,31	266,96	267,83	269,03	268,24	271,00	270,02	270,71	271,47	270,00	269,28	267,66
29	267,77	270,25	271,73	271,76	271,23	269,04	269,39	268,91	268,32	268,14	268,24	268,01	269,78	266,25	270,71	271,47	270,00	268,19	266,66	264,97	267,39	269,51	270,30	271,39
30	270,81	270,83	269,80	269,04	270,87	270,13	272,00	268,32	268,23	270,89	270,61	270,02	270,11	269,20	269,14	266,53	267,66	269,11	269,84	270,85	269,88	268,19	266,66	268,27
31	266,53	267,66	269,11	269,84	270,85	269,88	267,36	269,33	269,49	270,66	269,54	269,87	267,83	268,33	269,90	270,49	271,39	271,70	271,60	267,90	266,67	267,92	269,63	265,48



## LAMPIRAN C

### Data Maintenance

**Tabel C.1** Data Maintenance PT-1005

PT-1005			
<i>Actual Start</i>	<i>Actual Complete</i>	TTF ( <i>days</i> )	TTF ( <i>hours</i> )
20-Jul-10	20-Jul-10	0	0
07-Nop-18	07-Nop-18	3032	72768
Total		3032	72768
MTTF		3032	72768
<i>failure rate</i>			1,3742E-05

**Tabel C.2** Data Maintenance TT-1012

TT-1012			
<i>Actual Start</i>	<i>Actual Complete</i>	TTF ( <i>days</i> )	TTF ( <i>hours</i> )
09-Mei-13	09-Mei-13	0	0
11-Jun-15	11-Jun-15	763	18312
01-Jan-18	01-Jan-18	935	22440
Total		1698	40752
MTTF		849	20376
<i>failure rate</i>			4,90773E-05

**Tabel C.3** Data Maintenance TV-1012

TV-1012			
<i>Actual Start</i>	<i>Actual Complete</i>	TTF ( <i>days</i> )	TTF ( <i>hours</i> )
09-Feb-09	09-Feb-09	0	0
01-Des-16	24-Des-16	2852	68448
Total		2852	68448
MTTF		2852	68448
<i>failure rate</i>			1,46096E-05

**Tabel C.4** Data Maintenance PV-1005

PV-1005			
<i>Actual Start</i>	<i>Actual Complete</i>	TTF (days)	TTF (hours)
29-Agust-12	29-Agust-12	0	0
07-Nop-14	07-Nop-14	800	19200
19-Nop-16	19-Nop-16	743	17832
03-Mar-18	03-Mar-18	469	11256
28-Nop-18	28-Nop-18	270	6480
Total		2282	54768
MTTF		570,50	13692
<i>failure rate</i>			7,3035E-05

**Tabel C.5** Data Maintenance TT-1200

TT-1200			
<i>Actual Start</i>	<i>Actual Complete</i>	TTF (days)	TTF (hours)
22-Nop-13	22-Nop-13	0	0
27-Sep-15	27-Sep-15	674	16176
03-Jun-17	03-Jun-17	615	14760
10-Okt-18	10-Okt-18	494	11856
Total		1783	42792
MTTF		594,3333333	14264
<i>failure rate</i>			7,0107E-05

**Tabel C.6** Data Maintenance TT-1201

TT-1201			
<i>Actual Start</i>	<i>Actual Complete</i>	TTF (days)	TTF (hours)
11-Mei-09	11-Mei-09	0	0
19-Sep-15	19-Sep-15	2322	55728
Total		2322	55728
MTTF		2322	55728
<i>failure rate</i>			1,79443E-05

**Tabel C.7 Data Maintenance TT-1202**

TT-1202			
<i>Actual Start</i>	<i>Actual Complete</i>	TTF ( <i>days</i> )	TTF ( <i>hours</i> )
09-Jun-10	09-Jun-10	0	0
21-Agust-18	21-Agust-18	2995	71880
Total		2983	71592
MTTF		2983	71592
<i>failure rate</i>			1,3968E-05

**Tabel C.8 Data Maintenance TT-1203**

TT-1203			
<i>Actual Start</i>	<i>Actual Complete</i>	TTF ( <i>days</i> )	TTF ( <i>hours</i> )
01-Feb-08	01-Feb-08	0	0
25-Jul-14	25-Jul-14	2366	56784
03-Des-18	03-Des-18	1592	38208
Total		3958	94992
MTTF		1979	47496
<i>failure rate</i>			2,10544E-05

## LAMPIRAN D

Perhitungan *likelihood*, PFD dan kombinasi

Perhitungan *likelihood* menggunakan persamaan 2.2 pada *node* 114-C (Hasil terdapat pada Tabel 4.7)

$$Likelihood_{PT-1005} = \frac{Operating\ Time}{MTTF} = \frac{87600}{72768} = 1,20$$

$$Likelihood_{TT-1012} = \frac{Operating\ Time}{MTTF} = \frac{87600}{20376} = 4,28$$

$$Likelihood_{PV-1005} = \frac{Operating\ Time}{MTTF} = \frac{87600}{13692} = 6,40$$

$$Likelihood_{TT-1012} = \frac{Operating\ Time}{MTTF} = \frac{87600}{68448} = 1,28$$

Perhitungan *likelihood* menggunakan persamaan 2.2 pada *node* 106-D (Hasil terdapat pada Tabel 4.8)

$$Likelihood_{TT-1200} = \frac{Operating\ Time}{MTTF} = \frac{87600}{14264} = 6,14$$

$$Likelihood_{TT-1201} = \frac{Operating\ Time}{MTTF} = \frac{87600}{55728} = 1,57$$

$$Likelihood_{TT-1202} = \frac{Operating\ Time}{MTTF} = \frac{87600}{71592} = 1,22$$

$$Likelihood_{PT-1203} = \frac{Operating\ Time}{MTTF} = \frac{87600}{47496} = 1,84$$

Perhitungan PFD masing-masing *instrument* pada *node* 114-C dan 106-D (Hasil terdapat pada Tabel 4.15)

$$\begin{aligned} \text{PFD}_{\text{TT-1200}} &= \frac{\lambda_{\text{TT-1200}} \times TI}{2} \\ &= \frac{0,0000696 \times 8760}{2} = 0,305 \text{ (SIL 0)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PFD}_{\text{TT-1201}} &= \frac{\lambda_{\text{TT-1201}} \times TI}{2} \\ &= \frac{0,000018 \times 8760}{2} = 0,0611 \text{ (SIL 1)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PFD}_{\text{TT-1202}} &= \frac{\lambda_{\text{TT-1202}} \times TI}{2} \\ &= \frac{0,00001397 \times 8760}{2} = 0,0789 \text{ (SIL 1)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PFD}_{\text{TT-1203}} &= \frac{\lambda_{\text{TT-1203}} \times TI}{2} \\ &= \frac{0,000021 \times 8760}{2} = 0,0923 \text{ (SIL 1)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PFD}_{\text{MOV-1011}} &= \frac{\lambda_{\text{MOV-1011}} \times TI}{2} \\ &= \frac{0,0000027 \times 8760}{2} = 0,0120 \text{ (SIL 1)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PFD}_{\text{XV-1211}} &= \frac{\lambda_{\text{XV-1211}} \times TI}{2} \\ &= \frac{0,0000027 \times 8760}{2} = 0,0118 \text{ (SIL 1)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PFD}_{\text{PT-1005}} &= \frac{\lambda_{\text{PT-1005}} \times TI}{2} \\ &= \frac{0,0000137 \times 8760}{2} = 0,0601 \text{ (SIL 1)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PFD}_{\text{TT-1012}} &= \frac{\lambda_{\text{TT-1012}} \times TI}{2} \\ &= \frac{0,000049 \times 8760}{2} = 0,2149 \text{ (SIL 0)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PFD}_{\text{PV-1005}} &= \frac{\lambda_{\text{PV-1005}} \times TI}{2} \\ &= \frac{0,000073 \times 8760}{2} = 0,3199 \text{ (SIL 0)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{PFD}_{\text{TV-1012}} &= \frac{\lambda_{\text{TV-1012}} \times TI}{2} \\ &= \frac{0,0000146 \times 8760}{2} = 0,0640 \text{ (SIL 1)} \end{aligned}$$

## BIODATA PENULIS



Penulis memiliki nama lengkap Siti Muslihati yang akrab dipanggil Siti/Atik. Penulis lahir di Bangkalan pada tanggal 20 April 1997. Sejak lahir penulis sudah menetap di Bangkalan, Madura dengan jenjang pendidikan Sekolah Dasar Negeri (SDN) Langkap 03 pada tahun 2003-2009 dan Sekolah Menengah Pertama (SMP) Kanzul Ulum pada tahun 2009 hingga 2012. Jenjang Sekolah Menengah Atas (SMA) penulis laksanakan pada tahun 2012 hingga 2015 di SMA Al-Hikam Bangkalan dan diterima menjadi mahasiswa di Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya pada program studi S-1 Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri (FTI). Selama masa perkuliahan penulis aktif dalam mengikuti berbagai organisasi. Pada tahun 2015-2017 penulis aktif di UKM Robotika ITS, tahun Komunitas Angklung Teknik Fisika (Kluntung) menjadi member hingga wakil ketua 2015-2018. Tahun 2016-2017 penulis aktif sebagai Event staff di INDOCOR (*Indonesian Corrosion Association*) *Student Chapter* ITS. Kemudian pada tahun 2017 hingga 2019 penulis aktif menjadi asisten Laboratorium Pengukuran Fisis sekaligus aktif di organisasi luar kampus, yaitu Indonesian Youth Dream. Penulis juga memiliki pengalaman *internship* dan kerja praktek di PT. Kaltim Parna Industri mengenai *maintenance task* dengan metode RCM II pada CO<sub>2</sub> *Removal*. Penulis dapat dihubungi melalui [sitimuslihati999@gmail.com](mailto:sitimuslihati999@gmail.com)