Halaman Judul

TUGAS AKHIR TF 141851

ANALISIS *HAZARD AND OPERABILITY STUDY* (HAZOPS) DAN PENENTUAN NILAI *SAFETY INTEGRITY LEVEL* (SIL) PADA SULFUR *FURNACE* UNIT ASAM SULFAT PABRIK III PT.PETROKIMIA GRESIK

Wisnu Rozaaq
NRP 2410100103

Dosen Pembimbing
Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes.
Hendra Cordova, S.T., M.T.

JURUSAN TEKNIK FISIKA
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015

Halaman Judul

FINAL PROJECT TF 141851

ANALYSIS OF *HAZARD AND OPERABILITY STUDY* (HAZOPS) AND DETERMINING *SAFETY INTEGRITY LEVEL* (SIL) IN SULFUR *FURNACE* SULFURIC ACID UNIT FABRIQUE III PT.PETROKIMIA GRESIK

Wisnu Rozaaq
NRP 2410100103

Supervisors
Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes.
Hendra Cordova, S.T., M.T.

DEPARTEMENT OF ENGINEERING PHYSICS
Faculty of Industrial Technology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2015

LEMBAR PENGESAHAN
ANALISIS *HAZARD AND OPERABILITY STUDY* (HAZOPS) DAN PENENTUAN NILAI *SAFETY INTEGRITY LEVEL* (SIL) PADA SULFUR *FURNACE* UNIT ASAM SULFAT PABRIK III PT.PETROKIMIA GRESIK

TUGAS AKHIR

Oleh:

WISNU ROZAAQ
NRP. 2410100103

Surabaya, 27 Januari 2015
Mengetahui/Menyetujui

Pembimbing I,	Pembimbing II,
Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes.	**Hendra Cordova, S.T., M.T.**
NIP. 19571126 198403 2 002	**NIP. 19690530 199412 1 001**

Ketua Jurusan
Teknik Fisika, FTI – ITS

Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA
NIPN. 196503091990021001

LEMBAR PENGESAHAN
ANALISIS *HAZARD AND OPERABILITY STUDY* (HAZOPS) DAN PENENTUAN NILAI *SAFETY INTEGRITY LEVEL* (SIL) PADA SULFUR *FURNACE* UNIT ASAM SULFAT PABRIK III PT.PETROKIMIA GRESIK

TUGAS AKHIR

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

Oleh:
WISNU ROZAAQ
NRP. 2410100103

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes. (Pembimbing I)
2. Hendra Cordova, S.T., M.T. (Pembimbing II)
3. Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA (Penguji I)
4. Dr. Ir. Purwadi Agus Darwito, M.Sc. (Penguji II)
5. Bagus Tri Atmaja S.T., M.Sc. (Penguji III)

SURABAYA, 27 JANUARI 2015

ANALISIS *HAZARD AND OPERABILITY STUDY* (HAZOPS) DAN PENENTUAN NILAI *SAFETY INTEGRITY LEVEL* (SIL) PADA SULFUR *FURNACE* UNIT ASAM SULFAT PABRIK III PT.PETROKIMIA GRESIK

Nama Mahasiswa : Wisnu Rozaaq
NRP : 24 10 100 103
Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : - Ir. Ronny Dwi Noryati, M.Kes
- Hendra Cordova, S.T., M.T.

Abstrak

Dalam proses produksi terdapat berbagai macam risiko yang berpeluang menyebabkan tidak tercapainya tujuan target produksi, atau bahkan dapat berpotensi terjadinya bahaya. Salah satu studi untuk mengidentifikasi potensi bahaya adalah studi Hazard and Operability (HAZOP). Pada penelitian ini dilakukan analisis HAZOPS pada sulfur furnace unit asam sulfat pabrik III PT. Petrokima Gresik. Digunakan tiga Node yang terdiri dari sulfur furnace, waste heat boiler, dan steam superheater. Berdasarkan hasil analisis didapatkan 11 instrumen yang terpasang pada ketiga Node dengan potensi bahaya tertinggi mencapai level extreme berdasarkan standar AS/NZS 4360:2004 atau level high berdasarkan standar pabrik terdapat pada deviasi low temperature sulfur furnace dan high temperature sulfur fur furnace. Untuk level SIL didapatkan level SIL 1 pada SIS yang terpasang pada Node sulfur furnace dengan PFD total 0,021 dan RRF sebesar 48,3 dan SIL 1 pada waste heat boiler dengan nilai nilai PFD total 0,0184 dan RRF sebesar 54,32, sedangkan pada steam superheater tidak terdapat SIS yang terpasang

Kata Kunci : risiko, HAZOPS, sulfur furnace, SIL

Halaman ini memang dikosongkan

ANALYSIS OF *HAZARD AND OPERABILITY STUDY* (HAZOPS) AND DETERMINING *SAFETY INTEGRITY LEVEL* (SIL) IN SULFUR *FURNACE* SULFURIC ACID UNIT FABRIQUE III PT.PETROKIMIA GRESIK

Student Name	**: Wisnu Rozaaq**
NRP	**: 24 10 100 103**
Department	**: Teknik Fisika FTI-ITS**
Supervisor	**: - Ir. Ronny Dwi Noryati, M.Kes**
	- Hendra Cordova, S.T., M.T.

Abstract

In the production process, there are various risks that may cause the achievement of production target is not met, or even could potentially hazard. One of study to identify potential hazards is Hazard and Operability Study (HAZOPS). In this research, The HAZOPS analysis of the sulfur furnace unit sulfuric acid fabrique III PT. Petrokima Gresik. Used three nodes consisting of sulfur furnace, waste heat boiler, and the steam superheater. Based on the analysis results obtained 11 instruments mounted on all of nodes with the highest hazard potential reach extreme levels based on the standard AS / NZS 4360: 2004 or a high level based on the standard deviation of the factory are on the low temperatur sulfur furnace and high temperatur sulfur furnace. At the SIL determination, obtain level SIL 1 on SIS installed on Node sulfur furnace with a total of PFD 0,021 and RRF 48.3 and SIL 1 in waste heat boiler with values total of PFD 0.0184 and RRF 54.32, while the steam superheater SIS are not installed

Keywords : risks, HAZOPS, sulfur furnace, SIL

Halaman ini memang dikosongkan

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji dan syukur kepada Allah SWT Yang Maha Agung dan Maha Bijaksana. Atas berkah, petunjuk, dan karunia-Nya penulis mampu untuk melaksanakan dan menyelesaikan tugas akhir yang berjudul "**ANALISIS *HAZARD AND OPERABILITY STUDY* (HAZOPS) DAN PENENTUAN NILAI *SAFETY INTEGRITY LEVEL* (SIL) PADA SULFUR *FURNACE* UNIT ASAM SULFAT PABRIK III PT.PETROKIMIA GRESIK**"

Tugas akhir ini disusun guna memenuhi persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Selama menyelesaikan tugas akhir ini penulis telah banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA selaku selaku ketua Jurusan Teknik Fisika, FTI – ITS dan Ketua Tim Penguji Tugas Akhir, terima kasih atas bimbingan Bapak selama revisi penulisan laporan Tugas Akhir.
2. Ibu Ir. Ronny Dwi Noriyati, M.Kes. selaku pembimbing 1, terimakasih atas bimbingan, saran, dan motivasi yang telah Ibu berikan.
3. Bapak Hendra Cordova, S.T., M.T. selaku pembimbing 2, terimakasih atas bimbingan, saran, dan materi yang telah Bapak berikan.
4. Bapak Ir. Wiratno Argo Asmoro, M.Sc. selaku dosen wali yang selalu memberikan perhatian dan bimbingan selama penulis menjadi mahasiswa di Jurusan Teknik Fisika.
5. Bapak Ir. Yaumar, M.T. selaku kepala laboratorium Rekayasa Instrumentasi dan Kontrol.
6. Bapak Abdurrohman dan Bapak Budiono, selaku pembimbing penulis selama melakukan pengambilan dan pengolahan data di PT. Petrokimia Gresik, terimakasih atas waktu dan arahan yang telah Bapak berikan.

7. Seluruh karyawan PT Petrokimia Gresik terutama kepada Ibu Nanik Departemen Diklat yang telah memberikan saya kesempatan untuk melakukan tugas akhir di PT. Petrokimia Gresik serta yang tidak bisa penulis sebutkan namanya satu persatu, terimakasih atas bantuan yang diberikan kepada penulis selama tugas akhir.
8. PT. Pupuk Kaltim yang telah memberikan beasiswa kepada penulis sehingga dapat menempuh pendidikan di Institut Teknologi Sepuluh Nopember, terutama Bapak M. Syafei yang selalu memberi nasihat dan motivasi, serta seluruh karyawan khususnya karyawan Departemen PKBL selaku penyalur beasiswa PKT Peduli Pendidikan.
9. Ahdan, Elmi, Yoga, Iqbal dan teman-teman angkatan 2010 lainnya terutama yang ber-NRP ganjil, terimakasih atas persahabatan yang hangat selama kita bersama menempuh pendidikan di kampus perjuangan ini.

Penulis juga ingin secara spesial mengucapkan rasa terimakasih yang tidak terhingga kepada Ibu penulis, Ibu Hasiah, dan ayah penulis, Bapak Isa Rusli, Kekasih penulis Melda Sari, S.Pd., Kakak penulis Nulandari dan Melani, serta Adik penulis M. Restu Arrangga S. yang telah memberikan dukungan secara moral dan materi. Selalu ada saat penulis membutuhkan dukungan dan senantiasa memberikan penulis kasih sayang yang melimpah melebihi apapun.

Penulis menyadari bahwa terdapat banyak kekurangan dalam tugas akhir ini, tetapi penulis berharap hasil penelitian tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang berarti bagi dunia *engineering* dan dapat menambah wawasan bagi pembaca dan mahasiswa Teknik Fisika yang nantinya dapat digunakan sebagai referensi pengerjaan tugas akhir selanjutnya.

Semoga hasil penelitian tugas akhir ini banyak memberikan manfaat untuk kemajuan bidang *Health*, *Safety and Environmet* khususnya dan bidang Instrumentasi dan Kontrol umumnya.

Surabaya, Januari 2015

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL **i**
LEMBAR PENGESAHAN **iii**
ABSTRAK **v**
ABSTRACT **vii**
KATA PENGANTAR **ix**
DAFTAR ISI **xi**
DAFTAR GAMBAR **xiii**
DAFTAR TABEL **xv**

BAB I PENDAHULUAN **1**
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Permasalahan 2
1.3 Tujuan 2
1.4 Batasan Masalah 2
BAB II DASAR TEORI **5**
2.1 Sulfur *Furnace* 5
2.2 Definisi dan Tujuan HAZOP 5
2.3 Diagram Kendali (*Control Charts*) 8
2.3.1 *Control Charts* Rata-rata dan Standar Deviasi ($\bar{\bar{X}}$-$\bar{S}$) 9
2.4 Risiko 10
2.5 *Safety Instrumented System* (SIS) 13
2.6 *Safety Integrity Level* (SIL) 14
BAB III METODOLOGI PENELITIAN **19**
3.1 Langkah Studi HAZOP 19
3.2 Langkah Perhitungan SIL 22
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN **27**
4.1 Alur Proses SO_2 *Generation* 27
4.2 Analisa Potensi Bahaya 28
4.2.1 Potensi Bahaya pada Sulfur *Furnace* (B-1101) 28
4.2.2 Potensi Bahaya pada *Waste Heat Boiler* (B-1104) 31
4.2.3 Potensi Bahaya pada *Steam Superheater* (E-1102) 34
4.3 Analisis Risiko 36
4.3.1 Risiko pada Sulfur *Furnace* 37
4.3.2 Risiko pada *Waste Heat Boiler* 40

4.3.3 Risiko pada *Steam Superheater* 42
4.4 Perhitungan SIL 44
4.4.1 SIL pada Sulfur *Furnace* 45
4.4.2 SIL pada *Waste Heat Boiler* 46
4.5 Pembahasan 47
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN **51**
5.1 Kesimpulan 51
5.2 Saran 51
DAFTAR PUSTAKA
LAMPIRAN A
LAMPIRAN B

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Tabel *Consequences* (*The Standard Australia/ New Zealand* (AS/NZS 4360:2004)	11
Tabel 2.2	Tabel *Likelihood* (*The Standard Australia/ New Zealand* (AS/NZS 4360:2004)	12
Tabel 2.3	Tabel *Risk Matrix* (The Standard Australia/New Zaeland (AS/NZS 4300:2004))	12
Tabel 2.4	Tabel *Consequences* Standar PT.Petrokimia Gresik	13
Tabel 2.5	SIL *and required safety system performance for low demand mode syste*m	17
Tabel 3.1	Klasifikasi *Likelihood*	23
Tabel 3.2	Klasifikasi *Consequences*	24
Tabel 3.3	*Risk Matrix* hasil HAZOPS	25
Tabel 4.1	*Guideword* dan Deviasi *Node* Sulfur *Furnace*	31
Tabel 4.2	*Guideword* dan Deviasi *Node Waste Heat Boiler*	34
Tabel 4.3	*Guideword* dan Deviasi *Node Steam Superheater*	36
Tabel 4.4	Estimasi Kriteria *Likelihood* pada *Node Furnace*	37
Tabel 4.5	Estimasi Kriteria *Consequences* pada *Furnace*	38
Tabel 4.6	Estimasi Risiko pada *Node Furnace* Standar Pabrik	39
Tabel 4.7	Estimasi Risiko pada *Node Furnace* Standar AS/NZS	39
Tabel 4.8	Estimasi Kriteria *Likelihood* pada *Node Waste Heat Boiler*	40
Tabel 4.9	Estimasi Kriteria *Consequences* pada *Waste Heat Boiler*	41
Tabel 4.10	Estimasi Risiko pada *Node Waste Heat Boiler* Standar Pabrik	41
Tabel 4.11	Estimasi Risiko pada *Node Waste Heat Boiler* Standar AS/NZS	42
Tabel 4.12	Estimasi Kriteria *Likelihood* pada *Node Steam Superheater*	43
Tabel 4.13	Estimasi Kriteria *Consequences* pada *Steam*	43

Superheater
Tabel 4.14 Estimasi Risiko pada *Node Steam Superheater* Standar Pabrik 44
Tabel 4.15 Estimasi Risiko pada *Node Steam Superheater* Standar AS/NZS 44
Tabel 4.16 Penentuan SIL *Fuel System Furnace* 46
Tabel 4.17 Penentuan SIL *Waste Heat Boiler* 47
Tabel 4.18 Hasil Risiko Standar Pabrik 47
Tabel 4.19 Hasil Risiko Standar AS/NZS 48

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Diagram Kendali 8
Gambar 2.2 Perbedaan SIS dan BPCS 14
Gambar 2.3 FCE 1oo3 16
Gambar 2.4 FCE 2oo2 16
Gambar 3.1 *Flowchart* Metodologi Penelitian HAZOP 20
Gambar 3.2 *Node* Sulfur *Furnace* 22
Gambar 3.3 *Flowchart* Metodologi Perhitungan SIL 25
Gambar 4.1 Unit SO_2 *Generation* 28
Gambar 4.2 *Node* Sulfur *Furnace* 29
Gambar 4.3 Grafik *control chart xbar* pembacaan PI-1001.9 29
Gambar 4.4 Grafik *control chart xbar-sbar* PI-1001.9 30
Gambar 4.5 *Node Waste Heat Boiler* 32
Gambar 4.6 Grafik *control chart xbar* pembacaan LR-1102 32
Gambar 4.7 Grafik *control chart xbar-sbar* LR-1102 33
Gambar 4.8 *Node Steam Super Heater* 34
Gambar 4.9 Grafik *control chart xbar* pembacaan TR-1103 35
Gambar 4.10 Grafik *control chart xbar-sbar* TR-1103 35
Gambar 4.11 SIS Sulfur *Furnace* 45
Gambar 4.12 SIS *Waste Heat Boiler* 46

Halaman ini memang dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

Australian Standard/New Zealand Standard 4360:2004.2004. **Risk Management**. Australian Standard.

Catelani, M., Ciani, L., and Luongo, V. 2011. "A simplified procedure for the analysis of Safety Instrumented Systems in the process industry application". **Microelectrics Reliability**. Elsevier.

Dept Manajemen Risiko. 2014. **Kriteria Profil Risiko Pabrik III 2014**. Gresik: Dept Produksi III dan Dept Pemeliharaan III PT. Petrokimia Gresik

Dhillon B.S. 2005. **Reliability, Quality and Safety for Engineers**. CRC Press. Boca Aton, London, New York, Washington D.C.

Dieltjens, Luc. 2010. "SIL classification in Urea Plants*"*. **23rd AFA Int.'l Technical**. Tunisia

Goble, M William. , and Cheddie, Harry. 2005. **Safety Instrumented Systems Verification : Practical Probabilistic Calculations**. ISA : North Carolina.

Hyatt, Nigel.2003. **Guidelines for Process Hazards Analysis, Hazards Identification & Risk Analysis**.CRC Press. Boca Aton, London, New York, Washington D.C

Kristianingsih, Luluk."Analisis Safety System Dan Manajemen Risiko Pada Steam Boiler Pltu Di Unit 5 Pembangkitan Paiton, PT. YTL". Surabaya: **Tugas Akhir Program Sarjana Teknik Fisika Institut Teknologi Sepuluh Nopember**. 2013

Montgomery, Douglas C., 2009. **Introduction to Statistical Quality Control 6th Edition**. United States of America

Musyafa', Ali dan Adiyagsa, H., September 2012. "Hazard and Operability in Boiler System of the Steam Power Plant". **IEESE International Journal of Science and Technology (IJSTE), Vol. 1 No. 3.** 1-10 ISSN: 2252-5297

Summers, Angela E. 2000, “Simplified Methods and Fault Tree Analysis”.**Viewpoint on ISA TR 84.0.02 ISA Transaction 39**. p125 - 131.

BIODATA PENULIS

Penulis dilahirkan di Bontang tanggal 31 Maret 1993. Penulis merupakan anak ketiga dari empat bersaudara dari pasangan Isa Rusli dan Hasiah. Tahun 1998 penulis masuk SD Darul-Ulum Guntung Bontang dan berhasil lulus tahun 2004. Penulis kemudian melanjutkan studinya ke SMPN 5 Bontang dan berhasil lulus pada tahun 2007, kemudian di tahun yang sama penulis melanjutkan pendidikannya ke SMA Yayasan Pupuk Kaltim Bontang dan berhail lulus pada tahun 2010. Pada tahun 2010 penulis mengikuti ujian tulis Seleksi Nasional Masuk Perguruan Tinggi Negeri (SNMPTN) dan diterima sebagai mahasiswa di Jurusan Teknik Fisika Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS). Selama kuliah di ITS penulis sempat aktif mengikuti beberapa seminar-seminar yang diadakan jurusan maupun institut. Penulis juga sempat aktif dalam Lembaga Dakwah Jurusan Teknik Fisika ITS FUSI-UA sebagai staff Departemen Pengembangan Sumber Daya Umat 2011-2012.

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

PT. Petrokimia Gresik merupakan perusahaan berstatus BUMN (Badan Usaha Milik Negara) yang bergerak dibidang pembuatan pupuk, bahan-bahan kimia serta produk sampingan lain berupa *cement retarder*. PT. Petrokimia Gresik mempunyai 3 (tiga) lokasi pabrik, yaitu Pabrik I, Pabrik II, dan Pabrik III. Salah satu unit pada Pabrik III adalah Unit Asam Sulfat dan *Service Unit* (SA-SU III). SA-SU III telah beroperasi sejak tahun 1984 atau selama kurang lebih 31 tahun. Unit SA-SU III beroperasi dalam menghasilkan produk asam sulfat (*sulphuric acid*) dan sebagai utilitas Pabrik (*service unit*).

Dalam proses produksi terdapat berbagai macam risiko. Risiko berpeluang menyebabkan tidak tercapainya tujuan target produksi, atau bahkan dapat berpotensi terjadinya bahaya. Oleh karena itu perlu dilakukan studi untuk mengetahui potensi bahaya yang terdapat pada *plant* kemudian dilakukan suatu mitigasi risiko yang mencakup pada penanganan sistem proteksi (*Safety Instrumented System*) agar potensi bahaya pada proses sistem produksi di *plant* dapat dicegah. Konsep nilai pengukuran kinerja SIS dapat berfungsi sebagai sistem keamanan diperkenalkan pada standar fungsional proteksi IEC 61508 tentang sistem proteksi elektrikal, serta IEC 610511 tentang sistem instrumen proteksi (Catelani, 2011). Pada standar tersebut diberikan tingkat keamanan sistem proteksi berdasarkan nilai faktor pengurangan risiko yang mampu dicapai sistem proteksi yang disebut *Safety Integrity Level* (SIL). Sedangkan untuk identifikasi potensi bahaya dan masalah operabilitas yang disebabkan oleh deviasi proses *plant* dapat dilakukan dengan studi *hazard and operability* (HAZOP). Analisis HAZOPS dan SIL sendiri adalah dua langkah analisis terpisah yang

menghasilkan database unik bila dilakukan secara terintegrasi (Dieltjens, 2010). Dimana HAZOPS merupakan analisis kualitatif untuk identifikasi bahaya pada saat *plant* sedang beroperasi, sedangkan analisis SIL merupakan analisis kuantitatif untuk menentukan tingkat keamaan suatu *safety instrumented system* (SIS) (Hyatt, 2003).

Pada SA-SU III terdapat sulfur *furnace*. Sulfur *furnace* sendiri merupakan unit yang berfungsi untuk membakar sulfur cair sehingga terbentuk SO_2. Dalam pengoperasiannya *furnace* memiliki potensi bahaya dalam lingkup keamanan pekerja, lingkungan, maupun aset. Sehingga diperlukan analisis studi HAZOP untuk mengetahui potensi bahaya, kemudian dilakukan penghitungan nilai SIL untuk mengetahui tingkat keamanan dari SIS yang telah terpasang.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah dijelaskan sebelumnya maka masalah yang akan saya angkat adalah bagaimana mengidentifikasi potensi bahaya pada sulfur *furnace*, bagaimana tingkat risiko pada sulfur *furnace* dan bagaimana tingkat keamanan dari sistem proteksi sulfur *furnace* unit asam sulfat PT. Petrokima Gresik

1.3 Tujuan

Adapun tujuan dari tugas akhir ini adalah untuk mengetahui potensi *hazard* apa saja yang ada pada sulfur *furnace* dengan melakukan studi HAZOP pada saat *plant* sedang beroperasi kemudian menentukan tingkat risiko dari sulfur *furnace* kemudian menghitung nilai SIL untuk mengetahui tingkat keamanan sistem proteksi yang telah terpasang.

1.4 Batasan Masalah

Agar tidak menyimpang dari tujuan, maka diberikan beberapa batasan masalah dalam penelitian sebagai berikut:

a. Data-data yang dipakai adalah data *report maintenance* selama 5 tahun pada unit sulfur *furnace* PT.Petrokimia Gresik
b. Analisis yang dilakukan adalah analisis risiko dengan HAZOP (*Hazard and Operability*) pada saat *plant* sedang beroperasi
c. Perhitungan nilai SIL dilakukan pada SIS sulfur *furnace*.

Halaman ini memang dikosongkan

BAB II
DASAR TEORI

2.1 Sulfur *Furnace*

Sulfur *furnace* adalah perangkat yang fungsi utamanya adalah untuk membakar sulfur cair dengan udara kering sehingga terbentuk SO_2. *Furnace* biasanya berupa tabung baja silinder besar yang bagian dalamnya dilapisi bata tahan api. Dalam prosesnya aliran udara dimasukkan ke dalam salah satu ujung *furnace* dan sulfur cair diumpankan pada ujung yang sama melalui piston sulfur. Atomisasi sulfur biasanya dicapai dengan semprotan *nozzle* sederhana.

Desain sulfur *furnace* harus mencapai pencampuran gas yang baik dan pembakaran penuh sulfur sebelum meninggalkan tungku dan masuk ke bagian boiler. Tetesan sulfur yang masuk ke dalam *furnace* akan menguap seketika dan terbakar menjadi sulfur dioksida. Bagian dalam sulfur *furnace* sangat penting untuk memastikan pembakaran sulfur secara sempurna menjadi sulfur dioksida. Sulfur yang tidak terbakar dan menempel pada permukaan saluran baja karbon akan mengakibatkan korosi. Korosi akan tampak jelas selama inspeksi atau pemeriksaan peralatan.

Persamaan reaksi proses pembentukan gas SO_2 adalah sebagai berikut (Dept. Produksi III PT.Petrokimia Gresik) :

$$S + O_2 \rightarrow SO_2 \qquad (2.1)$$

Gas SO_2 panas yang dihasilkan 10,5% volume dengan temperatur 1042^0C. Panas yang dihasilkan dimanfaatkan untuk pemanasan *waste heat boiler* dan *steam superheater*. Gas keluaran *steam superheater* memiliki temperatur 430^0C.

2.2 Definisi dan Tujuan HAZOP

The Hazard and Operability Study, atau biasa disingkat HAZOPS adalah standar teknik analisis bahaya yang digunakan dalam persiapan penetapan keamanan dalam suatu sistem baru atau modifikasi untuk mengidentifikasi potensi

bahaya atau masalah operabilitas sistem tersebut yang dapat terjadi saat pabrik dalam kondisi *start-up*, normal, maupun *shut-down* (Musyafa, 2012). Tujuan Penggunaan HAZOPS adalah untuk meninjau suatu proses atau operasi suatu sistem secara sistematis, untuk menentukan apakah penyimpangan proses dapat mendorong ke arah terjadinya kejadian atau kecelakaan yang tidak diinginkan (Kristianingsih, 2013).

Sebagai suatu teknik yang digunakan untuk mempelajari suatu kemungkinan penyimpangan dari operasi normal, HAZOPS memiliki karakteristik sebagai berikut:

- Sistematik, menggunakan struktur dengan mengandalkan pada *guide words* dan gagasan tim untuk melanjutkan dan memastikan *safeguards* sesuai atau tidak dengan tempat dan objek yang sedang diuji.
- Spesialisasi oleh berbagai macam disiplin ilmu yang dimiliki oleh anggota tim.
- Dapat digunakan untuk berbagai macam sistem atau prosedur.
- Penggunaanya lebih sebagai sistem pada teknik penafsiran bahaya.
- Perkiraan awal, sehingga mampu menghasilkan kualitas yang baik meskipun kuantitas juga mempengaruhi.

HAZOPS dapat digunakan secara bersamaan dalam proses identifikasi *safety, hazard,* dan juga pada sistem operasi secara kontinu, khususnya pada sistem fluida dan juga dapat digunakan secara bersamaan untuk *review* prosedur serta rangkaian operasi (Kristianingsih, 2013).

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 *guide words* 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). Adanya perlengkapan pencegahan yang mencegah penyebab atau usaha perlindungan terhadap konsekuensi kerugian. *Safeguards* juga memberikan informasi pada operator tentang pemyimpangan yang terjadi dan juga untuk memperkecil akibat.
- *Action* (Tindakan). Apabila suatu penyebab dipercaya akan mengakibatkan konsekuensi negatif, harus diputuskan tindakan 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.
- *Node* (Titik Studi). Merupakan item *equipment* (jumlah *equipment*). Penentuan *node* yang tepat adalah dengan berdasarkan fungsi sistem yang dianalisis.
- *Severity*. Merupakan tingkat keparahan yang diperkirakan dapat terjadi.
- *Likelihood*. Adalah ukuran frekuensi kemungkinan terjadinya suatu peristiwa atau insiden. Dapat dinyatakan dalam probabilitas kejadian dalam interval waktu tertentu.

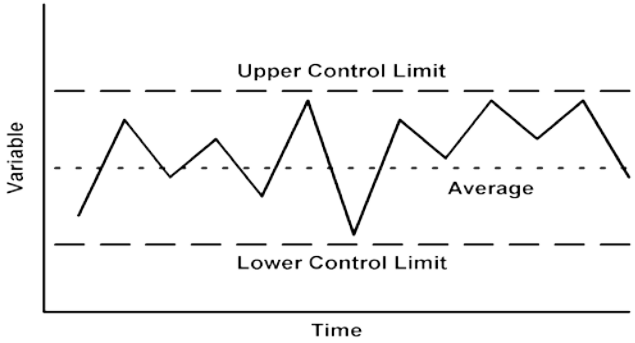
- *Risk* atau risiko merupakan ukuran *consequence* dari potensi bahaya dan *likelihood* kemungkinan terjadinya potensi bahaya. Secara matematis *risk* merupakan perkalian *likelihood* dan *severity* (*consequences*).

2.3 Diagram Kendali (*Control Charts*)

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).

Diagram kendali adalah suatu tampilan grafik (*graphic display*) yang membandingkan data yang dihasilkan oleh proses yang sedang berlangsung saat ini terhadap suatu batas-batas kendali yang stabil yang telah ditentukan dari data data unjuk kerja (*performance data*) sebelumnya. Diagram kendali berfungsi sebagai suatu alat untuk mengkomunikasikan informasi mengenai unjuk kerja sebuah proses antara kelompok produksi, antara supplier atau antara operator mesin.

Berikut ini adalah contoh sebuah diagram kendali dalam suatu proses produksi pada **Gambar 2.1**.



Gambar 2.1 Diagram Kendali (Montgomery, 2009)

Unsur-unsur yang dimiliki dalam diagram Diagram Kendali adalah sebagai berikut:

1. Batas Kendali Atas (*Upper Control Limit*/UCL)
2. Garis Tengah (*Center Line*/CL)
3. 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 lersebut (di atas UCL atau di bawah LCL) hal ini menunjukkan terdapatnya suatu variasi yang tak terkontrol atau variasi karena sebab khusus (Montgomery, 2009).

2.3.1 *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 $\bar{\bar{X}}$ dan $\bar{S}$ sering digunakan untuk tujuan (Dhillon, 2005):

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

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

$$UCL = \bar{\bar{x}} + A_3\bar{s} \quad (2.2)$$
$$CL = \bar{\bar{x}} \quad (2.3)$$
$$LCL = \bar{\bar{x}} - A_3\bar{s} \quad (2.4)$$

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):

$$UCL = B_4\bar{s} \quad (2.5)$$
$$CL = \bar{s} \quad (2.6)$$
$$LCL = B_3\bar{s} \quad (2.7)$$

Dengan $\bar{S}$ merupakan standar deviasi rata-rata sedangkan B_3 dan B_4 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 HAZOPS, 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 Risiko

The Standards Australia/New Zealand (AS/NZS 4360:2004) memaparkan bahwa risiko adalah suatu kemungkinan dari suatu kejadian yang tidak diinginkan yang akan mempengaruhi suatu aktivitas atau obyek. Risiko

tersebut akan diukur dalam terminologi *consequences* (konsekuensi) dan *likelihood* (kemungkinan/probabilitas). Risiko merupakan kombinasi dari *Likelihood* dan *Consequences*. *Consequences* biasanya diekspresikan dengan biaya kerugian yang dialami dalam suatu periode waktu dari suatu kejadian atau suatu risiko seperti pada **Tabel 2.1**.

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

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

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):

$$Likelihood = \frac{43800}{\text{MTTF}} \tag{2.8}$$

Dimana 43800 jam merupakan jam operasi sesuai kalender selama 5 tahun. Berdasarkan *The Standard Australia/ New Zealand* (AS/NZS 4360:2004), tingkat *likelihood* dapat ditentukan berdasarkan kriteria seperti pada **Tabel 2.2**

Tabel 2.2 Tabel *Likelihood* (*The Standard Australia/ New Zealand* (AS/NZS 4360:2004)

Level	*Description*	*Description*
A	*Almost certain*	Risiko terjadi lebih dari 5 kali dalam 5 tahun
B	*Likely*	Risiko terjadi 4-5 kali dalam 5 tahun
C	*Moderate*	Risiko terjadi lebih dari 3 atau kurang dari 4 dalam 5 tahun
D	*Unlikely*	Risiko terjadi 2-3 kali dalam 5 tahun
E	*Rare*	Risiko jarang sekali muncul /terjadi kurang dari 2 kali dalam 5 tahun

Perhitungan risiko dilakukan dengan mengalikan nilai *Likelihood* dengan *Consequence* (AS/NZS 4300/2004). Kemudian disesuaikan **Tabel 2.3**

$$Risk = Consequnce\ x\ Likelihood \qquad (2.9)$$

Tabel 2.3 Tabel *Risk Matrix* (The Standard Australia/New Zaeland (AS/NZS 4300:2004))

Likelihood	*Consequences*				
	Insignificant	Minor	Moderate	Major	Catastrophic
	1	2	3	4	5
A (Almost certain)	H	H	E	E	E
B (Likely)	M	H	H	E	E
C (Moderate)	L	M	H	E	E
D (Unlikely)	L	L	M	H	E
E (Rare)	L	L	M	H	H

Keterangan :

E = *Extreme risk; immediate action required*
H = *High risk; senior management attention needed*
M = *Moderate risk; management responsibility must be specified*
L = *Low risk; manage by routine procedures*

Untuk *consequences* berdasarkan standar PT. Petrokimia Gresik didapatkan berdasarkan dampak kerusakan yang terjadi pada peralatan seperti pada **Tabel 2.4**.

Tabel 2.4 Tabel *Consequences* Standar PT.Petrokimia Gresik

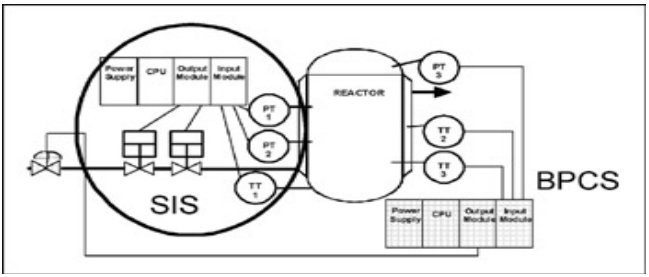
Level	Kategori	Deskripsi
1	Kategori Alat C	Apabila terjadi kerusakan **tidak berpengaruh** terhadap operasional unit pabrik
2	Kategori Alat B	Apabila terjadi kerusakan unit pabrik tidak sampai *shutdown*, tetapi **terjadi penurunan *rate* produksi**
3	Kategori Alat B	Apabila terjadi kerusakan unit pabrik tidak sampai *shutdown*, tetapi **terjadi penurunan *rate* produksi**
4	Kategori Alat A	Apabila terjadi kerusakan, unit **pabrik *shutdown* atau tidak bisa *start-up***
5	Kategori Alat A&L	Apabila terjadi kerusakan, unit **pabrik *shutdown* atau tidak bisa *start-up*** dan *Equipment* yang **terkait dengan Peraturan Pemerintah atau UU**

2.5 *Safety Instrumented System* (SIS)

Sistem proteksi merupakan sistem yang menjaga proses supaya tetap aman ketika keadaan yang berbahaya dan tidak diinginkan terdeteksi. Sistem kemanan terpisah dengan

sistem pengendalian dan tidak bergantung satu sama lainnya, namun komponen sistemnya memiliki kesamaan. Sistem proteksi biasanya disebut sebagai *safety instrumented system* (SIS) yang terdiri dari beberapa instrumen yang bekerja dalam satu sistem yang disebut sebagai *safety instrumented function* (SIF) (Goble, 2005).

Safety instrumented system sebagaimana *basic process control system* yang terdiri dari sensor, *controller*, dan *actuator*, juga terdiri dari *transmitter*, *logic solver*, dan *final element* seperti pada **Gambar 2.2**. Meskipun terlihat serupa dalam hal perangkat keras, *safety instrumented system* dan *basic process control system* memiliki perbedaan dalam hal fungsi. Fungsi utama dari *contol loop* secara umum adalah untuk menjaga variabel proses agar tetap berada pada batas yang ditentukan. Sedangkan *safety instrumented system* berfungsi memonitor variabel proses dan menginisiasi tindakan keamanan jika dibutuhkan (Goble, 2005).



Gambar 2.2 Perbedaan SIS dan BPCS (Goble, 2005)

2.6 *Safety Integrity Level* (SIL)

Berdasarkan IEC 61508, *Safety Integrated Level* (SIL) digolongkan ke dalam empat level yaitu SIL 1, SIL 2, SIL 3, SIL 4. Standar di atas menyediakan bingkai kerja untuk melakukan penentuan SIL secara umum, dimana secara kualitatif dan kuantitatif formulasi penilaian katergori SIL ditetapkan berdasarkan standar pengujian reliabilitas alat oleh

fabrikasi produk tersebut, misalnya *burn test*, uji kualitas material, *mechanical shock test*, *electronic function test*, dan *leakage test*. Pada penentuannya, SIS yang akan dihitung SIL nya terbagi dua, yaitu *low demand operation* dan *high demand operation*. *Low demand operation* adalah alat atau sistem beroperasi kurang atau sama dengan sekali dalam setahun, secara umum untuk sistem proteksi. *High demand operation* yaitu alat atau sistem beroperasi lebih dari sekali dalam setahun, secara umum biasanya yang termasuk ke dalam kategori *high demand operation* adalah sistem pengendalian. Menentukan SIL secara kuantitatif dapat dilakukan dengan melakukan perhitungan terhadap PFD untuk tiap – tiap SIF penyusun SIS kemudian menghitung PFD total SIF.

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

1) 1oo1

$$PFD_{avg} = \frac{\lambda \times TI}{2} \quad (2.10)$$

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

2) 1oo2

$$PFD_{avg} = \frac{\lambda^2 \times TI^2}{4} \quad (2.11)$$

1oo2 artinya *one out of two*, terdapat 1 keluaran dari 2 SIF.

3) 1oo3

$$PFD_{avg} = \frac{\lambda^3 \times TI^3}{8} \quad (2.12)$$

1oo3 artinya *one out of three*, terdapat 1 keluaran dari 3 SIF.

4) 2oo2

$$PFD_{avg} = \lambda \times TI \quad (2.13)$$

2oo2 artinya *two out of two*, terdapat 2 keluaran dari 2 SIF.

5) 2oo3

$$PFD_{avg} = \lambda^2 \times TI^2 \quad (2.14)$$

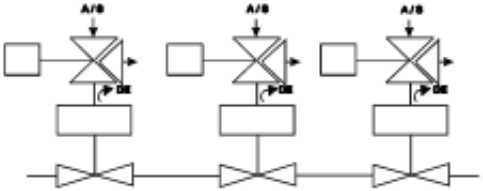
2oo3 artinya *two out of three*, terdapat 2 keluaran dari 3 SIF.

6) 2oo4

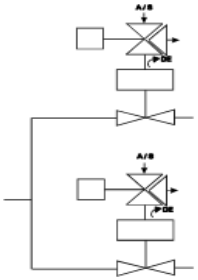
$$PFD_{avg} = \lambda^3 \times TI^3 \quad (2.15)$$

2oo4 artinya *two out of four*, terdapat 2 keluaran dari 4 SIF.

Sebagai contoh adalah FCE dengan arsitektur 1oo3 seperti pada **Gambar 2.3** 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 2.4** FCE dengan arsitektur 2oo2 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.



Gambar 2.3 FCE 1oo3 (Goble, 2005)



Gambar 2.4 FCE 2oo2 (Goble, 2005)

Untuk mengetahui PFDtotal digunakan persamaan berikut (Goble, 2005) kemudian didapatkan SIL disesuaikan **Tabel 2.5**,

$$PFD_{total} = PFD_{Sensor} + PFD_{Logic\ solver} + PFD_{FCE} \quad (2.16)$$

Dari PFD total dapat diketahui pula nilai *risk reduction factor*, RRF sebagai berikut (Goble, 2005);

$$RRF = \frac{1}{PFD} \quad (2.17)$$

Tabel 2.5 SIL *and required safety system performance for low demand mode System* (Goble, 2005)

Safety Integrated Level (SIL)	***Probability Failure on Demand (PFD)***	***Safety Availability (1-PFD)***	***Risk Reduction Factor (RRF)***
4	0.0001 - 0.00001	99.99 - 99.999%	10000 – 100000
3	0.001 - 0.0001	99.9 - 99.99%	1000 – 10000
2	0.01 - 0.001	99 - 99.9%	100 – 1000
1	0.1 - 0.01	90 - 99%	10 – 100

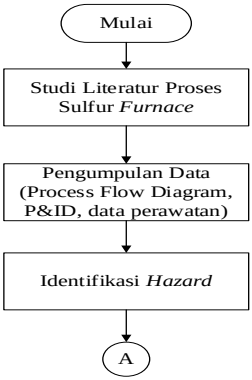
Halaman ini memang dikosongkan

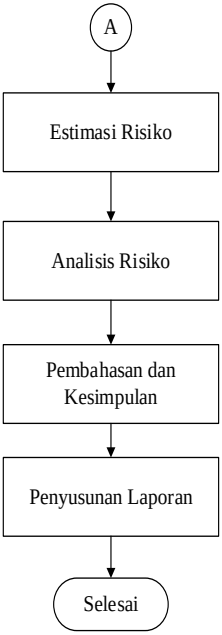
BAB III
METODOLOGI

Dalam bab ini dijelaskan metode dan alur penelitian yang dilakukan. Penelitian ini dibagi menjadi dua bagian, pada bagian awal akan dijelaskan alur penelitian analisis HAZOPS, kemudian pada bagian kedua akan dijelaskan metodologi perhitungan SIL.

3.1 Langkah Studi HAZOP

Dalam pengerjaan penelitian tugas akhir ini dilakukan analisis identifikasi potensi bahaya pada *plant* yang disebabkan deviasi dari tujuan proses *plant*. Analisis dilakukan dengan studi *hazard and operability* (HAZOP). Studi ini digunakan karena dapat menganalisis potensi bahaya dan masalah operabilitas serta mengetahui penyebab, konsekuensi, serta sistem proteksi yang terpasang. Setelah potensi bahaya dan sistem proteksi teridentifikasi selanjutnya dilakukan analisis tingkat keamanan sistem proteksi yang telah terpasang. Analisis dilakukan dengan menghitung nilai SIL dari SIS yang telah terpasang berdasarkan data perawatan komponen SIS. Sedangkan penyelesaian penelitian tugas akhir ini dilakukan melalui beberapa tahapan sesuai dengan diagram alir berikut:





Gambar 3.1 *Flowchart* Metodologi Penelitian HAZOP

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

a. Studi Proses

Studi proses dilakukan untuk mengetahui proses yang terjadi di sulfur *furnace*, termasuk material bahan yang digunakan dalam proses. Studi dilakukan dengan menggunakan referensi yang didapatkan dari data perencanaan, pengoperasian, pengendalian, dan pemeliharan unit sulfur *furnace* Pabrik III PT.Petrokimia Gresik.

b. Pengumpulan Data

Data yang dibutuhkan dalam penelitian tugas akhir ini berupa data historis yang berkaitan dengan proses sulfur *furnace*. Data tersebut berupa diagram alir proses, diagram

perpipaan dan instrumen, data pemeliharaan alat dari setiap komponen yang berkaitan dengan proses di sulfur *furnace*, serta data proses setiap hari selama satu bulan November 2014. Data tersebut yang digunakan untuk mengidentifikasi potensi bahaya.

c. Identifikasi *Hazard*

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

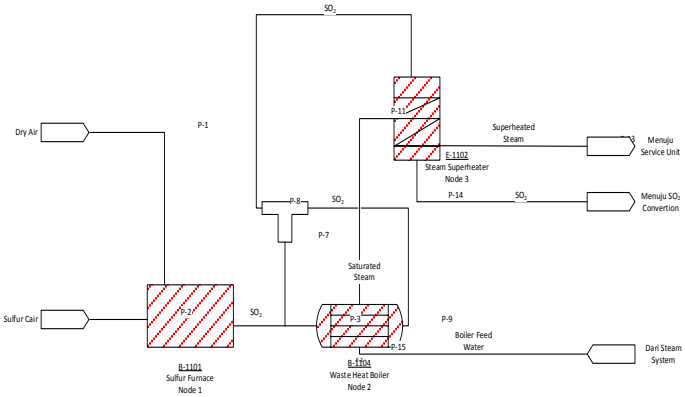
- Menentukan titik studi (*node*) berdasarkan diagram perpipaan dan instrumentasi dari sulfur *furnace*. Node ditentukan berdasarkan komponen utama dan pendukung dari sulfur *furnace*. Banyaknya *node* bergantung pada rumitnya proses unit yang diamati.

- Menentukan komponen penyusun tiap *node* yang terdiri dari sistem kontrol dan sistem keamanan.

- Menentukan deviasi dari tiap komponen *node* yang dibantu dengan penggunaan *guide words* untuk mencirikan jenis deviasi yang terjadi pada masing-masing komponen. Deviasi sendiri didapatkan berdasarkan *control chart* dari proses yang berlangsung selama satu bulan penuh.

- Melakukan analisis penyebab terjadinya deviasi atau penyimpangan pada tiap komponen *node* serta sistem keamanan yang terpasang pada *node*.

Berdasarkan hasil diagram perpipaan dan isntrumentasi, maka klasifikasi *Node* untuk analisis identifikasi *Hazard* dengan studi HAZOP dapat dikelompokan sebagai berikut :



Gambar 3.2 *Node* Sulfur *Furnace*

Dari **Gambar 3.2** di atas, sistem yang terdampak untuk studi HAZOP dapat diklasifikasikan menjadi beberapa *Node* sebagai berikut :

1. *Node* : Analisis HAZOPS Sulfur *Furnace*
2. *Node* : Analisis HAZOPS *Waste Heat Boiler*
3. *Node* : Analisis HAZOPS *Steam Superheater*

d. Estimasi Risiko

Estimasi risiko ini terdiri atas analisis-analisis terhadap dua bagian, yaitu :

a. *Likelihood*

Likelihood merupakan frekuensi kemungkinan suatu risiko dapat terjadi pada suatu komponen pada suatu periode waktu tertentu. Dalam melakukan estimasi *likelihood* ini digunakan data *maintenance* yang terdokumentasi pada Work Order pada bagian *Instrumentation* PT Petrokimia Gresik. Dari data kegagalan pada masing-masing komponen pada periode waktu tertentu tersebut, dicari nilai *Mean Time to Failure* (MTTF), yaitu waktu rata-rata komponen tersebut mengalami *failure.* Nilai *likelihood* diperoleh dari perbandingan antara jumlah hari operasional per tahun

terhadap nilai MTTF. Sedangkan untuk komponen yang tidak memiliki data pemeliharaan maka digunakan data dari *generic reliability data* untuk komponen sejenis. PT. Petrokimia Gresik beroperasi selama 24 jam penuh sehari, sehingga waktu operasi sama dengan waktu kalender, dan dalam penelitian ini data operasi yang diambil selama 5 tahun. Adapun untuk perhitungan nilai MTTF dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan 2.8, kemudian disesuaikan dengan **Tabel 3.1** berikut ini:

Tabel 3.1 Klasifikasi *Likelihood*

KLASIFIKASI *LIKELIHOOD*		
RATING	KLASIFIKASI ALAT	KETERANGAN
1	Brand New/Excellent	Risiko jarang sekali muncul/terjadi kurang dari 2 kali dalam 5 tahun
2	Very Good/Good Serviceable	Risiko terjadi 2-3 kali dalam 5 tahun
3	Acceptable/Barely Acceptable	Risiko terjadi 3-4 kali dalam 5 tahun
4	Below Standard/Poor	Risiko terjadi 4-5 kali dalam 5 tahun
5	Bad/Unusable	Risiko terjadi lebih dari 5 kali dalam 5 tahun

b. *Consequences*

Consequences ditentukan secara kualitatif berdasarkan seberapa besar dampak kerugian yang ditimbulkan apabila potensi bahaya yang telah diidentifikasi terjadi. *Consequences*

bisa ditinjau dari segi kerusakan komponen sampai tidak dapat beroperasi kembali, dari segi pengaruhnya pada manusia, dari segi pencemaran terhadap lingkungan, atau dari segi biaya yang dikeluarkan akibat adanya bahaya tersebut. Penentuan nilai *consequences* untuk masing-masing risiko berdasarkan kriteria PT.Petrokimia Gresik ditampilkan pada **Table 3.2** berikut :

Table 3.2 Klasifikasi *Consequences*

KLASIFIKASI *CONSEQUENCES*		
RATING	KATEGORI *CONSEQUENCES*	KETERANGAN
1	Kategori Alat C	Apabila terjadi kerusakan **tidak berpengaruh** terhadap operasional pabrik
2	Kategori Alat B	Apabila terjadi kerusakan unit pabrik tidak sampai *shut-down*, tetapi **terjadi sedikit penurunan rate produksi**
3	Kategori Alat B	Apabila terjadi kerusakan unit pabrik tidak sampai *shut-down*, tetapi **terjadi penurunan rate produksi tinggi**
4	Kategori Alat A	Apabila terjadi kerusakan, unit **pabrik *shut-down* atau tidak bisa *start-up***
5	Kategori Alat A&L	Apabila terjadi kerusakan, unit **pabrik *shutdown* atau tidak bisa *start-up*** dan *Equipment* yang **terkait dengan Peraturan Pemerintah atau UU**

e. Analisis Risiko

Analisis terhadap risiko dilakukan dengan cara mengkombinasikan *likelihood* dan *consequences* yang telah didapat pada tahap estimasi. Kombinasi didapat dengan menggunakan *risk matrix* seperti pada **Tabel 3.3** berikut ini:

Tabel 3.3 *Risk Matrix* hasil HAZOPS

Likelihood	*Consequences*				
	Kategori Alat C 1	Kategori Alat B 2	Kategori Alat B 3	Kategori Alat A 4	Kategori Alat A & L 5
1 (Brand New / Excellences)	L 1	L 2	L 3	L 4	M 5
2 (Very Good / Good, Serviceable)	L 2	L 4	M 6	M 8	M 10
3 (Acceptable / Barely Acceptable)	L 3	M 6	M 9	M 12	H 15
4 (Below Standar / Poor)	L 4	M 8	M 12	H 16	H 20
5 (Bad atau Unusable)	M 5	M 10	H 15	H 20	H 25

3.2 Langkah Perhitungan SIL

Dalam penentuan SIL, dilakukan dalam beberapa tahapan sesuai dengan diagram alir berikut ini:

Gambar 3.2 *Flowchart* Metodologi Perhitungan SIL

a. Pengumpulan Data

Data yang dibutuhkan untuk melakukan penentuan SIL berupa diagram perpipaan dan instrumen, dan data perawatan dari masing-masing instrumen. Dari diagram perpipaan dan instrumen ditentukan *loop* SIS yang terpasang. Sedangkan data perawatan digunakan untuk menentukan nilai

failure rate berdasarkan nilai *mean time to failure* (MTTF), sedangkan untuk komponen yang tidak terdapat data perawatan digunakan nilai *failure rate* dari *generic reliability data* komponen sejenis.

b. Penentuan *vote* Arsitektur SIS

Setelah diketahui dan ditentukan komponen SIS yang terpasang, selanjutnya dilakukan penentuan *vote* arsitektur dari SIF berdasarkan diagram perpipaan dan instrumen. Sehingga dapat diketahui SIS yang terpasang menggunakan *vote* 1oo1, 1oo2, 1oo3, atau *vote* yang sesuai.

c. Perhitungan PFD

Vote arsitektur SIF yang terpasang menentukan persamaan yang digunakan untuk menghitung PFD. Setelah *vote* arsitektur telah diketahui maka PFD dapat dihitung sesuai dengan persamaan 2.10-2.15 berdasarkan *vote*. Setelah tiap SIF dihitung nilai PFD selanjutnya dilakukan perhitungan nilai PFD total dengan persamaan 2.16, dan dapat dihitung RRF berdasarkan persamaan 2.17.

d. Penentuan SIL

Setelah didapatkan nilai PFD kemudian disesuaikan dengan **Tabel 3.4** berikut untuk menentukan SIL yang telah dicapai.

Tabel 3.4 Klasifikasi SIL

Safety Integrity Level (SIL)	*Probability Failure on Demand* (PFD)
1	0,1-0,001
2	0,01-0,001
3	0,001-0,0001
4	0,0001-0,00001

BAB IV
HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Alur Proses SO_2 *Generation*

Secara umum unit SO_2 *generation* berfungsi untuk membangkitkan gas SO_2 dari hasil pembakaran sulfur cair dengan gas O_2 yang didapat dari udara kering. Pembakaran dilakukan dalam sebuah *furnace*. Instrumen utama dalam unit SO_2 *generation* adalah sulfur *furnace* (B-1101). Adapun bahan dasar masuk yang digunakan adalah sebagai berikut:

a. Udara kering (O_2 = 21% ; N_2 = 79%), *flow* = 178000 Nm^3/jam
b. Sulfur cair, flow = 25 ton/jam
c. *Boiler feed water* (BFW) , *flow* = 93 ton/jam

Proses pembangkitan gas SO_2 dimulai dengan memasukkan sulfur cair dari unit sulfur *handling.* Sulfur dimasukkan ke dalam *furnace* melalui sulfur *gun* dengan cara disemprotkan. Bersamaan dengan dengan dimasukkannya sulfur cair dimasukkan pula udara kering yang dihasilkan dari unit *drying tower*. Sulfur cair yang disemprotkan kemudian bereaksi dengan O_2 dari udara kering dan membentuk gas SO_2 dengan persamaan reaksi sebagai berikut:

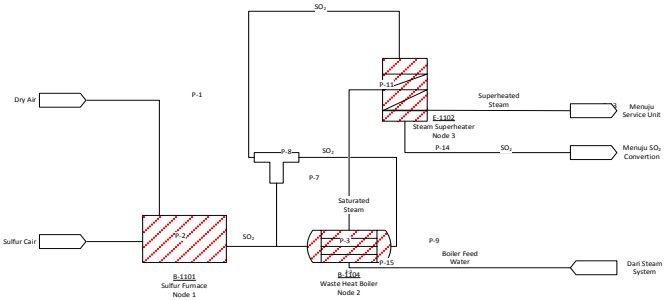
$$S + O_2 \rightarrow SO_2 + 70960 \text{ kcal/kgmol} \qquad (4.1)$$

Gas SO_2 yang dihasilkan unit SO_2 *generation* sebesar 10,5% Volume. Udara yang dimasukkan secara berlebihan atau *excess air* kemudian direaksikan lebih lanjut dengan gas SO_2 di unit SO_2 *Convertion*. Temperatur maksimal gas SO_2 dan *excess air* yang keluar dari *furnace* sebesar 1042^0C digunakan untuk menaikkan temperatur BFW sehingga menjadi *superheated steam*.

Unit SO_2 *generation* terdiri dari tiga bagian utama yaitu sulfur *furnace* (B-1101), *waste heat boiler* atau WHB (B-

1104), dan *steam super heater* (E-1102). Sulfur *furnace* digunakan untuk menghasilkan gas SO_2, sedangkan WHB dan *steam superheater* digunakan untuk menghasilkan *steam superheated* yang digunakan untuk utilitas pabrik.

4.2 Analisis Potensi Bahaya



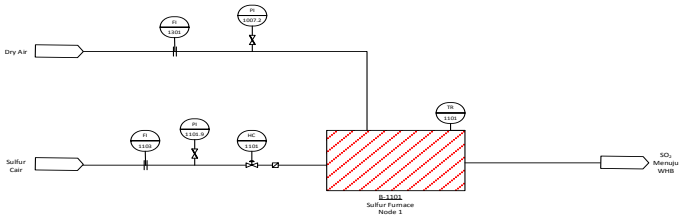
Gambar 4.1 Unit SO_2 *Generation*

Berdasarkan alur proses yang telah dijelaskan sebelumnya dan P&ID unit SO_2 *generation* seperti pada **Gamabar 4.1** dapat ditentukan *node* untuk memudahkan dalam analisis potensi bahaya yaitu untuk produksi gas SO_2 ditentukan satu *node* sulfur *furnace* (B-1101), dan untuk produksi *steam* digunakan dua *node* WHB (B-1104) untuk *saturated steam* dan *steam superheater* (E-1102) untuk *super heated steam*. Dari ketiga *node* tersebut kemudian ditentukan parameter proses yang diamati untuk diambil sampel data selama satu bulan November 2014 untuk ditentukan *guideword* dan deviasi berdasarkan kecenderungan data proses selama satu bulan tersebut, sehingga diketahui potensi bahaya yang terdapat pada masing-masing *node* tersebut.

4.2.1 Potensi Bahaya pada Sulfur *Furnace* (B-1101)

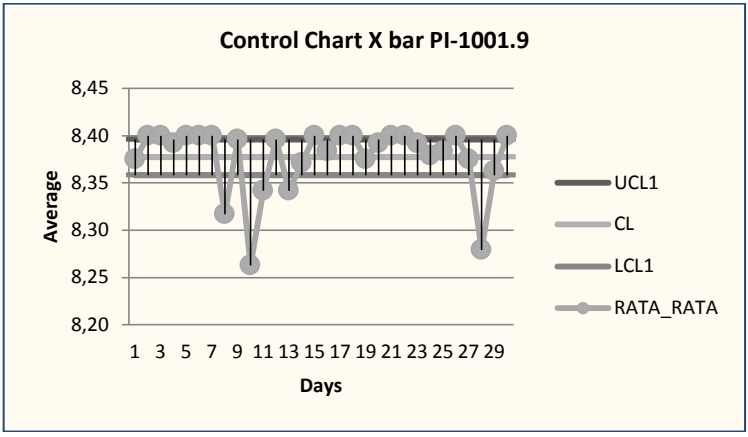
Pada *node* sulfur *furnace* terlihat pada **Gambar 4.2,** terjadi proses pembakaran sulfur cair dan udara kering sehingga terdapat lima parameter proses yang diamati di ruang

kontrol, yaitu *flow* masukan sulfur cair dengan instrumen *flow indicator* (FI-1103), *pressure* masukan sulfur cair dengan instrumen *pressure indicator* (PI-1001.9), *flow* masukkan udara kering dengan instrumen *flow recorder* (FR-1301), *pressure* masukan udara kering dengan instrumen *pressure indicator* (PI-1007.2), dan temperatur *furnace* dengan instrumen *temperature recorder* (TR-1101).



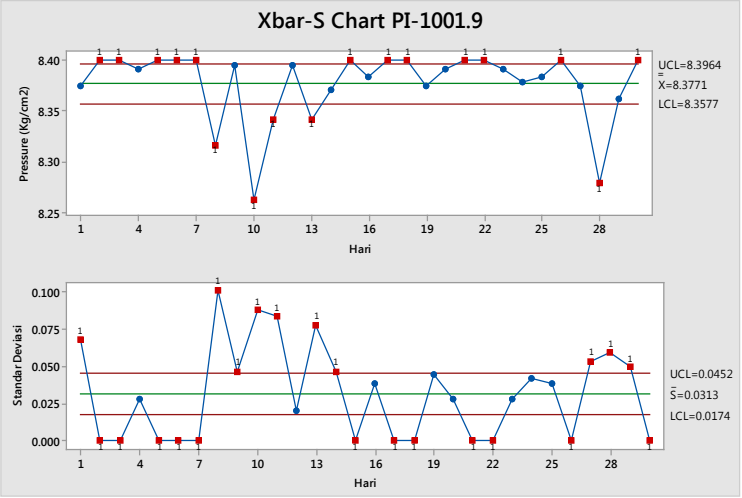
Gambar 4.2 *Node* Sulfur *Furnace*

Dari kelima instrument yang terdapat pada *node* sulfur *furnace* diambil data *log sheet* selama satu bulan November 2014 untuk menghasilkan *control chart* seperti pada **Gambar 4.3** sehingga dapat dianalisis deviasi yang terjadi.



Gambar 4.3 Grafik *control chart xbar* pembacaan PI-1001.9

Untuk melihat kestabilan proses maka dibutuhkan nilai standar deviasi dari masing-masing instrumen dibandingkan dengan nilai pengukuran rata-rata masing-masing instrumen, kemudian diplot dalam grafik *control chart* seperti pada **Gambar 4.4**.



Gambar 4.4 Grafik *control chart xbar-sbar* PI-1001.9

Berdasarkan grafik dapat dilihat bahwa nilai rata-rata pembacaan pengukuran *pressure* pada PI-1001.9 sebesar 8,38 kg/cm^2 dengan standar deviasi rata-rata sebesar 0,0313. Dari 30 sampel data yang diambil terlihat sebagian besar berada diluar batas *control limit* dari grafik, yaitu sebanyak 17 titik. Dari titik berada diluar batas *control limit* nilai rata-rata terdapat titik dengan standar deviasi terbesar yaitu pada saat *pressure* terjadi penurunan. Sehingga dapat ditentukan bahwa proses yang diamati pada instrumen PI-1001.9 berada diluar *control* (*out of control*). Sedangkan untuk *guideword* yang digunakan adalah *low* karena penyimpangan terbesar terjadi pada saat terjadi penurunan *pressure*. Untuk deviasi masing-

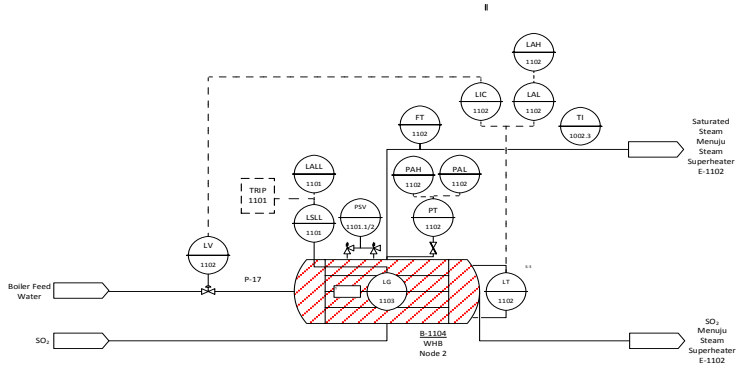
masing instrumen pada *node* sulfur *furnace* dapat dilihat pada **Tabel 4.1** berikut.

Tabel 4.1 *Guideword* dan Deviasi *Node* Sulfur *Furnace*

No.	*Component*	*Guideword*	*Deviation*
1	*Flow Indicator* (FI-1103)	*Less*	*Less Flow*
2	*Temperature Recorderr* (TR-1101)	*Low*	*Low Temperature*
		High	*High Temperature*
3	*Pressure Indicator* (PI-1001.9)	*Low*	*Low Pressure*
4	*Pressure Indicator* (PI-1007.2)	*Low*	*Low Pressure*
5	*Flow Recorder* (FR-1301)	*Less*	*Less Flow*

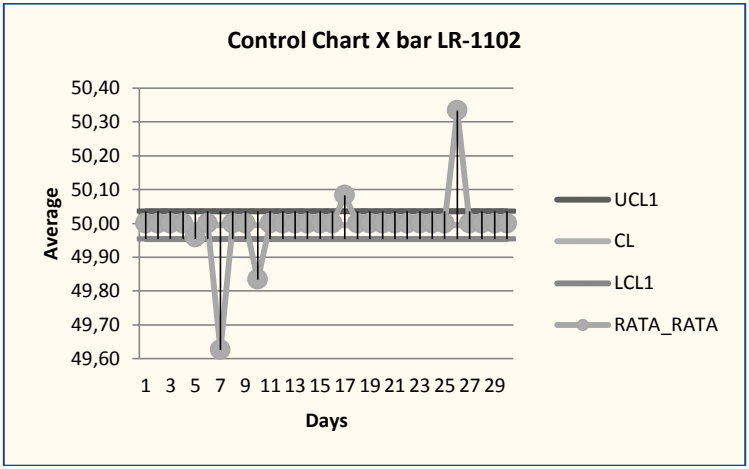
4.2.2 Potensi Bahaya pada *Waste Heat Boiler* (B-1104)

Pada *waste heat boiler* yang terlihat pada **Gambar 4.5** terjadi proses pertukaran panas antara gas SO_2 hasil pembakaran di *furnace* dengan air kondensat dari *boiler feed water system* untuk menghasilkan *saturated steam*. Beberapa parameter yang diamati pada ruang kontrol adalah *level steam drum* dengan instrumen *level recorder* (LR-1102), *flow* produk *steam* dengan instrumen *flow indicator* (FI-1102), *pressure* produk *steam* dengan instrumen *pressure recorder* (PR-1102), dan temperatur produk *saturated steam* dengan instrumen *temperature indicator* (TI-1002.3).



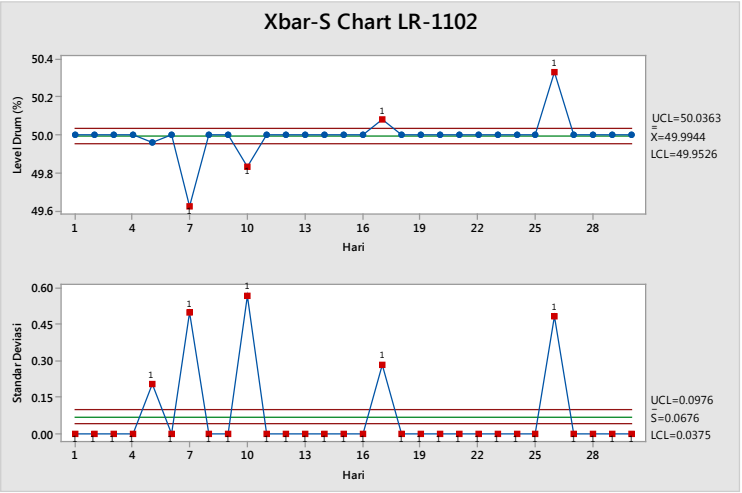
Gambar 4.5 *Node Waste Heat Boiler*

Dari keempat instrumen yang terdapat pada *anode waste heat boiler* diambil data harian *log sheet* selama satu bulan November 2014 untuk didapatkan nilai rata-rata perharinya dan dibandingkan dengan nilai rata-rata pembacaan data dalam satu bulan untuk melihat penyimpangan proses yang terjadi. Data tersebut diplot dalam grafik *control chart* pada **Gambar 4.6**.



Gambar 4.6 Grafik *control chart xbar* pembacaan LR-1102

Untuk melihat kestabilan proses maka dibutuhkan nilai standar deviasi dari masing-masing instrumen dibandingkan dengan nilai pengukuran rata-rata masing-masing instrumen, kemudian diplot dalam grafik *control chart* pada **Gambar 4.7**.



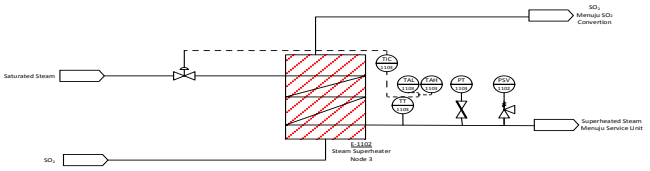
Gambar 4.7 Grafik *control chart xbar-sbar* LR-1102

Berdasarkan grafik dapat dilihat bahwa nilai rata-rata pembacaan pengukuran *level* pada LR-1102 sebesar 49,99 % dengan standar deviasi rata-rata sebesar 0,676. Dari 30 sampel data yang diambil terlihat sebagian besar masih berada di dalam *control limit*. Namun terdapat empat titik yang berada diluar batas *control limit* masing-masing dua titik pada kondisi *high* dan dua titik pada kondisi *low*. Keempat titik tersebut juga menunjukkan nilai standar deviasi yang besar. Sehingga dapat ditentukan bahwa proses yang diamati pada instrumen LR-1102 berpotensi berada diluar *control* (*out of control*). Sedangkan untuk *guideword* yang digunakan adalah *less* dan *more* karena penyimpangan terbesar terjadi pada saat kedua kondisi tersebut. Untuk deviasi masing-masing instrumen pada *node waste heat boiler* dapat dilihat pada **Tabel 4.2** berikut.

Tabel 4.2 *Guideword* dan Deviasi *Node Waste Heat Boiler*

No.	*Instrument*	*Guideword*	*Deviation*
1	*Level Recorder* (LR-1102)	*Less*	*Less Level*
		More	*More Level*
2	*Flow Indicator* (FI-1102)	*Less*	*Less Flow*
3	*Pressure Recorder* (PR-1102)	*Low*	*Low Pressure*
4	*Temperature Indicator* (TI-1002.3)	*Low*	*Low Temperature*
		High	*High Temperature*

4.2.3 Potensi Bahaya pada *Steam Super Heater* (E-1102)

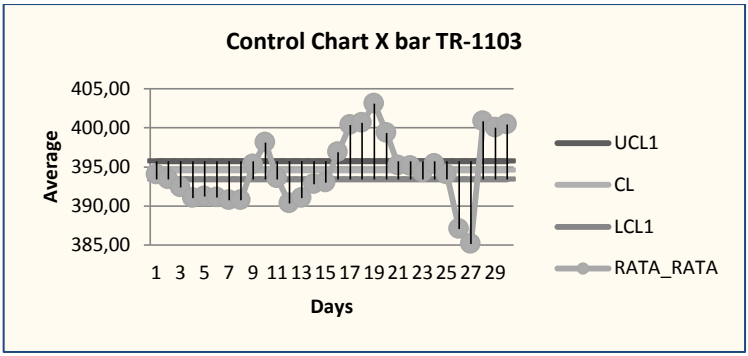


Gambar 4.8 *Node Steam Super Heater*

Steam superheater terlihat pada **Gambar 4.8** digunakan untuk menaikkan temperature dari *saturated steam* keluaran dari WHB sehingga menjadi *superheated steam*. Proses yang terjadi pada *steam superheater* sama dengan yang terjadi WHB yaitu pertukaran panas, antara gas SO_2 keluaran WHB yang masih memiliki temperature tinggi dengan *saturated steam* hasil dari WHB sehingga dihasilkan *superheated steam*. Beberapa parameter yang diamati pada ruang kontrol adalah *pressure* produk *steam* dengan instrumen *pressure indicator* (PI-1103), dan temperatur produk *steam* dengan instrumen *temperature recorder* (TR-1103). Hasil *superheated steam*

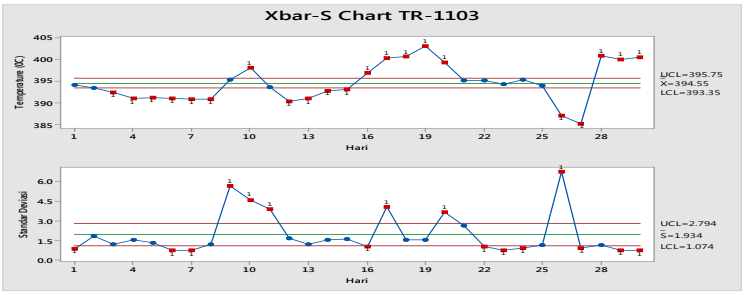
dari *steam superheater* selanjutnya digunakan untuk keperluan utilitas pabrik dan gas SO_2 direaksikan ke unit SO_2 *convertion* untuk proses lebih lanjut.

Dari kedua instrumen yang terdapat pada *node steam superheater* diambil data *log sheet* untuk mendapatkan *control chart* untuk melihat penyimpangan proses yang terjadi seperti pada **Gambar 4.9**.



Gambar 4.9 Grafik *control chart xbar* pembacaan TR-1103

Untuk melihat kestabilan proses maka dibutuhkan nilai standar deviasi dari masing-masing instrumen dibandingkan dengan nilai pengukuran rata-rata masing-masing instrumen seperti pada **Gambar 4.10**.



Gambar 4.10 Grafik *control chart xbar-sbar* TR-1103

Berdasarkan grafik dapat dilihat bahwa nilai rata-rata pembacaan pengukuran *temperature* pada TR-1103 sebesar 394,55 ^{0}C dengan standar deviasi rata-rata sebesar 1,934. Dari 30 sampel data yang diambil terlihat hanya 9 titik yang berada di dalam batas *control limit* grafik. Dari titik yang berada diluar batas *control limit* grafik semua memiliki nilai satandar deviasi yang besar baik pada saat kondisi *low temperature* maupun pada saat kondisi *high*. Sehingga dapat ditentukan bahwa proses yang diamati pada instrumen TR-1103 berada diluar *control* (*out of control*). Sedangkan untuk *guideword* yang digunakan adalah *low* dan *high* karena penyimpangan terbesar terjadi baik pada kondisi *low* maupun *high*. Untuk deviasi masing-masing instrumen pada *node steam superheater* dapat dilihat pada **Tabel 4.3** berikut.

Tabel 4.3 *Guideword* dan Deviasi *Node Steam Superheater*

No.	*Component*	*Guideword*	*Deviation*
1	*Pressure Indicator* (PI-1103)	*Low*	*Low Pressure*
2	*Temperature Recorder* (TR-1103)	*Low*	*Low Temperature*
		High	*High Temperature*

4.3 Analisis Risiko

Analisis risiko dilakukan untuk mengetahui tingkat risiko yang terjadi pada suatu *plant* berdasarkan peluang (*likelihood*) terjadinya *hazard* dan dampak (*consequences*) yang diakibatkan bila terjadi kondisi *hazard*. Nilai dari risiko dari *plant* secara kualitatif dapat diestimasi berdasarkan perkalian *likelihood* dan *consequences* dalam suatu *risk matrix*. Dalam analisis risiko digunakan dua acuan yaitu berdasarkan standar *plant* PT.Petrokimia Gresik sebagai acuan

utama dan berdasarkan standar AS/NZS 4360:2004 sebagai pembanding.

4.3.1 Risiko pada Sulfur *Furnace*

Untuk mengetahui tingkat risiko pada *node* sulfur *furnace* maka perlu ditentukan kriteria *likelihood* dan *consequences* pada setiap parameter proses yang diamati.

A. Estimasi *Likelihood*

Estimasi *Likelihood* didasarkan pada kemungkinan peluang terjadinya suatu potensi bahaya berdasarkan riwayat alat selama beroperasi dalam jangka waktu tertentu. Riwayat alat didapatkan berdasarkan data perawatan alat yang terdokumentasi dalam instruksi kerja PT.Petrokimia Gresik. Kriteria *likelihood* didapatkan berdasarkan perbandingan antara waktu operasi dengan MTTF. Dengan waktu operasi selama 5 tahun dan menggunakan persamaan (3.1) maka dapat dihitung *likelihood* untuk instrumen PI-1001.9 sebagai berikut:

$$Likelihood = \frac{61320}{\text{MTTF}} = \frac{43800}{36888} = 1{,}19 \qquad (4.1)$$

Berdasarkan perhitungan *likelihood* pada masing-masing instrumen pada *node* sulfur *furnace* dihasilkan nilai *rating likelihood* pada **Tabel 4.4** berikut ini:

Tabel 4.4 Estimasi Kriteria *Likelihood* pada *Node Furnace*

No.	*Instrument*	MTTF	*Likelihood*	*Rating Likelihood*
1	FI-1103	16216	2,70	2
2	TR-1101	8198,4	5,48	5
3	PI-1001.9	36888	1,19	1
4	PI-1007.2	24528	1,79	1
5	FR-1301	23724	1,85	1

B. Estimasi *Consequences*

Consequences ditentukan secara kualitatif berdasarkan seberapa besar dampak kerugian yang ditimbulkan apabila potensi bahaya yang telah diidentifikasi terjadi. *Consequences* bisa ditinjau dari segi kerusakan komponen sampai tidak dapat beroperasi kembali, dari segi pengaruhnya pada manusia, dari segi pencemaran terhadap lingkungan, atau dari segi biaya yang dikeluarkan akibat adanya bahaya tersebut.

Pada penelitian ini digunakan dua acuan kriteria konsekuensi yaitu berdasarkan standar pabrik PT. Petrokima Gresik yang dapat dilihat pada Tabel 2.4 dan berdasarkan standar AS/NZS 4360:2004 pada Tabel 2.1. Untuk ringkasan beberapa estimasi *consequences* pada *node* sulfur *furnace* dapat dilihat pada **Tabel 4.5** di bawah ini.

Tabel 4.5 Estimasi Kriteria *Consequences* pada *Furnace*

No.	*Instrument*	Kriteria *Consequences* AS/NZS	Kriteria *Consequences* Petrokima Gresik
1	FI-1103	4	3
2	TR-1101	3	3
		3	3
3	PI-1001.9	2	1
4	PI-1007.2	2	1
5	FR-1301	2	1

C. Estimasi Risiko

Nilai dari risiko dari *plant* secara kualitatif dapat diestimasi berdasarkan perkalian *likelihood* dan *consequences* dalam suatu *risk matrix*. Digunakan dua standar untuk membandingkan hasil risiko yang didapat berdasarkan standar pabrik, dan standar umum internasional untuk *plant* yaitu berdasarkan standar AS/NZS 4360:2004. Dari data *likelihood* dan *consequences* yang telah didapat maka dapat diestimasi

risiko pada *node* sulfur *furnace* pada **Tabel 4.6** *risk matrix* di bawah ini.

Tabel 4.6 Estimasi Risiko pada *Node Furnace* Standar Pabrik

No	Deviasi	*Risk Score*			*Risk Level*
		C	L	RR	
1	*Less Flow* Sulfur Cair	3	2	6	*Moderate*
2	*Low Temperature* Sulfur *Furnace*	3	5	15	*High*
3	*High Temperature* Sulfur *Furnace*	3	5	15	*High*
4	*Low Pressure* Sulfur Cair	2	1	2	*Low*
5	*Low Pressure* Udara Kering	2	1	2	*Low*
6	*Less Flow* Udara Kering	2	1	2	*Low*

Berdasarkan Tabel standar pabrik dapat dilihat pada sulfur *furnace* terdapat tiga potensi bahaya yang meiliki tingkat risiko *low*, satu potensi bahaya pada tingkat *moderate* dan dua potensi bahaya pada tingkat *high*. Sedangkan estimasi risiko standar AS/NZS ditampilkan pada **Tabel 4.7** berikut ini.

Tabel 4.7 Estimasi Risiko pada *Node Furnace* Standar AS/NZS

No	Deviasi	*Risk Score*			*Risk Level*
		C	L	RR	
1	*Less Flow* Sulfur Cair	4	2	8	*High*
2	*Low Temperature* Sulfur *Furnace*	3	5	15	*Extreme*
3	*High Temperature* Sulfur *Furnace*	3	5	15	*Extreme*
4	*Low Pressure* Sulfur Cair	2	1	2	*Low*
5	*Low Pressure* Udara Kering	2	1	2	*Low*
6	*Less Flow* Udara Kering	2	1	2	*Low*

Berbeda dengan hasil estimasi risiko berdasarkan pabrik, pada estimasi risiko berdasarkan standar AS/NZS didapatkan tiga potensi bahaya pada tingkat *low*, satu pada potensi *high,* dan dua potensi bahaya yang mencapai tingkat *extreme*.

4.3.2 Risiko pada *Waste Heat Boiler*

Untuk mengetahui tingkat risiko pada *node waste heat boiler* maka perlu ditentukan kriteria *likelihood* dan *consequences* pada setiap parameter proses yang diamati.

A. Estimasi *Likelihood*

Berdasarakan data *maintenance* yang telah diperoleh maka dapat ditentukan nilai dan kriteria *likelihood* LR-1102 sebagai berikut.

$$Likelihood = \frac{61320}{\text{MTTF}} = \frac{43800}{23688} = 1{,}85 \qquad (4.2)$$

Berdasarkan hasil perhitungan semua instrument dihasilkan *likelihood* untuk *node waste heat boiler* seperti pada **Tabel 4.8** dibawah ini.

Tabel 4.8 Estimasi Kriteria *Likelihood* pada *Waste Heat Boiler*

No	*Instrument*	MTTF	*Likelihood*	Kriteria *Likelihood*
1	LR-1102	23688	1,85	1
2	FI-1102	20712	2,11	2
3	PR-1102	23688	1,85	1
4	TI-1002.3	44664	0,98	1

B. Estimasi *Consequences*

Consequences ditentukan secara kualitatif berdasarkan seberapa besar dampak kerugian yang ditimbulkan apabila potensi bahaya yang telah diidentifikasi terjadi. *Consequences* bisa ditinjau dari segi kerusakan komponen sampai tidak dapat beroperasi kembali.

hasil estimasi *consequences* pada *node waste heat boiler* dapat dilihat pada **Tabel 4.9** berikut ini

Tabel 4.9 Estimasi Kriteria *Consequences* pada *Waste Heat Boiler*

No.	*Instrument*	Kriteria *Conseuences* AS/NZS	Kriteria *Consequences* Petrokima Gresik
1	LR-1102	3	2
		3	2
2	FI-1102	2	2
3	PR-1102	2	1
4	TI-1002.3	1	1
		1	1

C. Estimasi Risiko

Dari data *likelihood* dan *consequences* yang telah didapat maka dapat diestimasi risiko pada *node waste heat boiler* pada **Tabel 4.11** *risk matrix* di bawah ini.

Tabel 4.11 Estimasi Risiko *Waste Heat Boiler* Standar Pabrik

No	Deviasi	*Risk Score*			*Risk Level*
		C	L	RR	
1	*Less Level Steam Drum*	2	1	2	*Low*
2	*More Level Steam Drum*	2	1	2	*Low*
3	*Less Level Saturated Steam*	2	2	4	*Low*
4	*Low Pressure Steam Drum*	1	1	1	*Low*
5	*Low Temperature Saturated Steam*	1	1	1	*Low*
6	*High Temperature Saturated Steam*	1	1	1	*Low*

Berdasarkan Tabel standar pabrik dapat dilihat pada *waste heat boiler* keenam potensi bahaya semua memiliki tingkat risiko *low*, sedangkan *risk matrix* berdasarkan AS/NZS ditampilkan pada **Tabel 4.12** di bawah ini.

Tabel 4.12 Estimasi Risiko pada *Node Waste Heat Boiler* Standar AS/NZS

No	Deviasi	*Risk Score*			*Risk Level*
		C	L	RR	
1	*Less Level Steam Drum*	3	1	3	*Moderate*
2	*More Level Steam Drum*	3	1	3	*Moderate*
3	*Less Level Saturated Steam*	2	2	4	*Low*
4	*Low Pressure Steam Drum*	1	1	1	*Low*
5	*Low Temperature Saturated Steam*	1	1	1	*Low*
6	*High Temperature Saturated Steam*	1	1	1	*Low*

Berbeda dengan hasil estimasi risiko berdasarkan pabrik, pada estimasi risiko berdasarkan standar AS/NZS didapatkan empat potensi bahaya pada tingkat *low*, dan dua potensi bahaya pada tingkat *moderate*.

4.3.3 Risiko pada *Steam Superheater*

Untuk mengetahui tingkat risiko pada *node Steam superheater* maka perlu ditentukan kriteria *likelihood* dan *consequences* pada setiap parameter proses yang diamati.

A. Estimasi *Likelihood*

Berdasarakan data *maintenance* operasi selama 5 tahun yang telah diperoleh maka dapat ditentukan nilai dan kriteria *likelihood* disesuaikan dengan Tabel 2.2, adapun perhitungan *likelihood* dari instrumen TR-1103 sebagai berikut:

$$Likelihood = \frac{61320}{\text{MTTF}} = \frac{43800}{44664} = 0{,}98 \qquad (4.3)$$

Sehingga ditentukan kriteria *likelihood* untuk *node steam suoerheater* seperti pada **Tabel 4.12** berikut ini.

Tabel 4.12 Estimasi Kriteria *Likelihood* pada *Steam Superheater*

No.	*Instrument*	MTTF	*Likelihood*	Kriteria *Likelihood*
1	PI-1103	22356	1,96	1
2	TR-1103	44664	0,98	1

B. Estimasi *Consequences*

Consequences ditentukan secara kualitatif berdasarkan seberapa besar dampak kerugian yang ditimbulkan apabila potensi bahaya yang telah diidentifikasi terjadi. Hasil estimasi *consequences* pada *node steam superheater* dapat dilihat pada **Tabel 4.13** berikut ini.

Tabel 4.13 Estimasi Kriteria *Consequences* pada *Steam Superheater*

No.	*Instrument*	Kriteria *Consequences* AS/NZS	Kriteria *Consequences* Petrokima Gresik
1	PI-1103	3	2
2	TR-1103	3	2
		3	2

C. Estimasi Risiko

Nilai dari risiko dari *plant* secara kualitatif dapat diestimasi berdasarkan perkalian *likelihood* dan *consequences* dalam suatu *risk matrix*. Dari data *likelihood* dan *consequences* yang telah didapat maka dapat diestimasi risiko

pada *node Steam superheater* pada **Tabel 4.14** *risk matrix* di bawah ini.

Tabel 4.14 Estimasi Risiko pada *Steam Superheater* Standar Pabrik

No	Deviasi	*Risk Score*			*Risk Level*
		C	L	RR	
1	*Low Pressure Superheated Steam*	2	1	2	*Low*
2	*Low Temperature Superheated Steam*	2	1	2	*Low*
3	*High Temperature Superheated Steam*	2	1	2	*Low*

Berdasarkan Tabel standar pabrik dapat dilihat pada *steam superheater* terdapat tiga potensi bahaya yang berada pada tingkat *low* seperti pada **Tabel 4.15**.

Tabel 4.15 Estimasi Risiko pada *Steam Superheater* Standar AS/NZS

No	Deviasi	*Risk Score*			*Risk Level*
		C	L	RR	
1	*Low Pressure Superheated Steam*	3	1	3	*Moderate*
2	*Low Temperature Superheated Steam*	3	1	3	*Moderate*
3	*High Temperature Superheated Steam*	3	1	3	*Moderate*

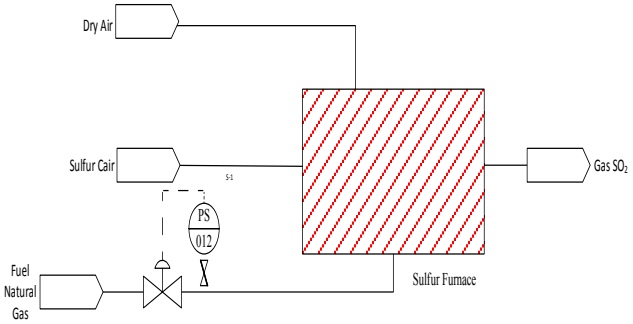
Berbeda dengan hasil estimasi risiko berdasarkan pabrik, pada estimasi risiko berdasarkan standar AS/NZS didapatkan tiga potensi bahaya pada tingkat *moderate*.

4.4 Perhitungan SIL

Berdasarkan diagram perpipaan dan instrumen didapatkan dua buah SIS. Masing-masing terdapat pada sulfur *furnace* dan *waste heat boiler*. Dari kedua SIS tersebut dilakukan perhitungan PFD untuk menentukan SIL yang dicapai.

4.4.1 SIL pada Sulfur *Furnace*

Pada *node* sulfur *furnace* terdapat SIS yang berfungsi sebagai sistem proteksi untuk *fuel system*. *Fuel system* digunakan pada saat *start-up furnace* untuk menaikkan temperatur *furnace* dari kondisi temperatur normal 30^0C sampai dengan kondisi temperatur optimal produksi 800^0C menggunakan bakar berupa gas. Setelah temperatur mencapai kondisi optimal *fuel system* dimatikan dan pembakaran digantikan dengan sulfur cair, dan udara kering sehingga bereaksi membentuk gas SO_2. Untuk SIS pada sulfur *furnace* dapat dilihat pada **Gambar 4.11.**



Gambar 4.11 SIS Sulfur *Furnace*

Berdasarkan **Gambar 4.11** SIF dari SIS *fuel system furnace* terdiri dari *pressure switch* (PS012) sebagai sensor, menggunakan *logic solver* berupa *relay*, dan *valve* sebagai *final element*. Untuk mendapatkan nilai *failure rate* masing-masing komponen digunakan *generic reliability data*.

Sedangkan untuk *test interval* (TI) digunakan waktu 1 tahun, sesuai dengan rata-rata jadwal *test* yang dilakukan pada saat *turn around* pabrik. Untuk perhitungan digunakan persamaan (2.10), (2.16), dan (2.17), kemudian hasil disesuaikan dengan Tabel 2.5 untuk menentukan SIL. Hasil penetuan SIL dapat dilihat pada **Tabel 4.16** berikut ini.

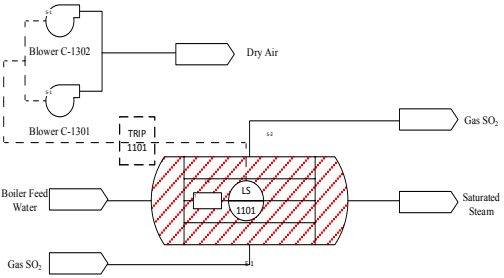
Tabel 4.16 Penentuan SIL *Fuel System Furnace*

Komponen	*Failure Rate* (λ)	TI (jam)	PFD_{avg}	PFD_{Tot}	RRF	SIL
Sensor (PS012)	3,6 x10^{-6}	8760	0,0158	0,021	48.3	1
Logic solver (*Relay*)	0,6 x10^{-6}	8760	0,0026			
Final Element (*Valve*)	0.53 x10^{-6}	8760	0,0023			

Berdasarkan tabel diketahui bahwa SIS *fuel system furnace* hanya mencapai tingkat SIL 1, dengan PFD 0,021 dan RRF sebesar 48,3.

4.4.2 SIL pada *Waste Heat Boiler*

Pada *waste heat boiler* terdapat SIS yang berfungsi sebagai sistem proteksi untuk *steam drum*. SIS bekerja apabila terjadi kondisi *level low low* pada *steam drum*. Pada saat kondisi *level low low* maka *level switch* aka mengirmkan sinyal pada *logic solver* berupa *relay* untuk mematikan *blower* C-1301/02. SIS WHB ditampilkan pada **Gambar 4.12.**



Gambar 4.12 SIS *Waste Heat Boiler*

Untuk perhitungan SIL, nilai *Test interval* (TI) digunakan waktu 1 tahun, sesuai dengan rata-rata jadwal *test* yang dilakukan pada saat *turn around* pabrik. Untuk perhitungan digunakan persamaan (2.10), (2.11), (2.16), dan

(2.17), kemudian hasil disesuaikan dengan Tabel 2.5 untuk menentukan SIL. Hasil penetuan SIL dapat dilihat pada **Tabel 4.17** berikut ini.

Tabel 4.17 Penentuan SIL *Waste Heat Boiler*

Komponen	*Failure Rate* (λ)	TI (jam)	PFD_{avg}	PFD_{Tot}	RRF	SIL
Sensor (LSLL-1101)	3,6 $x10^{-6}$	8760	0,0158	0,018	54,3	1
Logic solver (*Relay*)	0,6 $x10^{-6}$	8760	0,0026			
Final Element (*Blower* C1301/02)	0.6 $x10^{-6}$	8760	0,000138			

Berdasarkan tabel diketahui bahwa SIS *waste heat boiler* mencapai tingkat SIL 1, dengan PFD 0,0184 dan RRF sebesar 54,32.

4.5 Pembahasan

Berdasarkan analisis yang telah dilakukan dapat dilihat bahwa ketiga *node* pada unit SO_2 *generation* memiliki potensi bahaya dan risiko yang berbeda-beda. Nilai risiko beberapa potensi bahaya standar pabrik ditampilkan pada **Tabel 4.18**.

Tabel 4.18 Hasil Risiko Standar Pabrik

No	Deviasi	*Risk Score*			*Risk Level*
		C	L	RR	
1	*Low Temperature* Sulfur *Furnace*	3	5	15	*High*
2	*High Temperature* Sulfur *Furnace*	3	5	15	*High*
3	*Less Level Steam Drum*	2	1	2	*Low*
4	*Low Temperature Superheated Steam*	2	1	2	*Low*
5	*High Temperature Superheated Steam*	2	1	2	*Low*

Sedangkan beberapa potensi bahaya dan tingkat risiko berdasarkan AS/NZS ditampilkan pada **Tabel 4.19** berikut ini.

Tabel 4.19 Hasil Risiko Standar AS/NZS

No	Deviasi	*Risk Score*			*Risk Level*
		C	L	RR	
1	*Low Temperature* Sulfur *Furnace*	3	5	15	*Extreme*
2	*High Temperature* Sulfur *Furnace*	3	5	15	*Extreme*
3	*Less Level Steam Drum*	3	1	3	*Moderate*
4	*Low Temperature Superheated Steam*	2	1	2	*Low*
5	*High Temperature Superheated Steam*	2	1	2	*Low*

Berdasarkan tabel hasil risiko dapat dilihat terdapat perbedaan dimana risiko tertinggi dari standar pabrik yaitu *high risk* sedangkan pada standar AS/NZS berada pada *extreme risk* pada deviasi yang sama. Hal ini disebabkan karena pada standar pabrik hanya memberikan 3 tingkat risiko *low, moderate,* dan *high*, sedangkan standar AS/NZS memberikan 4 tingkatan risiko *low, moderate, high,* dan *extreme*. Perbedaan juga disebabkan pada kriteria *consequences* standar pabrik mengacu pada gangguan hingga menyebabkan *shut-down,* sehingga bila belum terjadi *shut-down*, *consequences* masih bernilai dibawah 4. Sedangkan pada standar AS/NZS kriteria *consequences* mengacu pada terganggunya tujuan produksi yang bila terjadi gangguan sudah bernilai diatas 3. Untuk hasil *worksheet* HAZOPS dapat dilihat pada lampiran A.

Pada perhitungan SIL didapatkan dua SIS masing-masing pada sulfur *furnace* dan *waste heat boiler*. Pada sulfur *furnace* SIS yang terpasang memiliki *vote* arsitektur SIS 1oo1 dengan PFD total 0,021 dan RRF sebesar 48,3 sehingga dicapai tingkat SIL 1. Sedangkan pada *waste heat boiler* SIS

yang terpasang menggunakan *vote* arsitektur *final element* 1oo2 dengan PFD total 0,0184 dan RRF sebesar 54,32 sehingga dicapai tingkat SIL 1. Berdasarkan tingkat risiko yang terdapat pada masing-masing *node*, tingkat SIL yang dicapai dapat dianggap sudah mencukupi. Namun perlu dilakukan analisis klasifikasi SIL lebih lanjut untuk menentukan target SIL yang dibutuhkan.

Halaman ini memang dikosongkan

BAB V
KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan analisis data yang telah dilakukan dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut :

1. Tingkat risiko tertinggi terdapat pada *node* sulfur *furnace* berdasarkan standar AS/NZS pada deviasi *high temperature* dan *low temperature* mencapai *level extreme.* Sedangkan berdasarkan Standar PT. Petrokimia Gresik tingkat risiko tertinggi berada pada tingkat *high* pada deviasi *high temperature* dan *low temperature*.
2. Berdasarkan perhitungan SIL dihasilkan nilai SIL 1 pada SIS yang terpasang pada sulfur *furnace* dengan PFD total 0,021 dan RRF sebesar 48,3. Sedangkan pada SIS yang terpasang pada *waste heat boiler* dihasilkan nilai PFD total 0,0184 dan RRF sebesar 54,32 sehingga dicapai tingkat SIL 1. Dengan tingkat risiko yang terdapat pada masing-masing komponen tingkat SIL yang dicapai dapat dianggap sudah mencukupi.

5.2 Saran

Adapun saran yang dapat diberikan berdasarkan penelitian yang telah dilakukan sebagai berikut:

1. Untuk memudahkan penelitian selanjutnya maka diperlukan dokumentasi pabrik yang lebih baik lagi sehingga lebih mudah dalam menganalisa kondisi permasalahan di dalam pabrik.
2. Perlu dilakukan perubahan sistem pengendalian pabrik dari sistem manual menjadi sistem otomatis untuk mengurangi kegagalan pabrik akibat kesalahan operasi.
3. Perlu dilakukan analisis target SIL lebih lanjut untuk mengetahui tingkat SIL yang dibutuhkan, sehingga dapat diputuskan tingkat SIL tersebut sudah dapat

memenuhi tingkat keamanan sesuai kebutuhan pabrik atau perlu ditingkatkan dengan menambahkan *redundant* sehingga kondisi pabrik dapat berjalan lebih aman

LAMPIRAN A

Tabel A1. *Worksheet* HAZOPS *Node* Sulfur *Furnace*

Node: 1. Sulfur *Furnace*						*Drawing*: **Gambar 4.2**
1.1. *Less Flow* Sulfur Cair Menuju Sulfur *Furnace*						
Cause	*Consequences*	*Saferguards*	*Risk Score*			Rekomendasi
			C	L	RR	
1.*Valve* HC-1101/FIQ-1103 gagal membuka sesuai persentase (*upper*)	1.1. Potensi Temperatur Furnace rendah	1.1. TAL-1101 alarm bila temperature rendah	3	2	6	1. Kalibrasi HC-1101/FIQ-1103 sebelum *start-up*
		1.2. *Bypass* FIQ-1103	3	2	6	2. Otomatisasi *flow* sulfur cair masuk *furnace*
			3	2	6	3. Pasang *safeguards* PAL di *outlet* SO_2 *generation*/ *inlet* SO_2 *convertion*
2.Pompa P1004A/B *lower*	2.1. Potensi Temperatur Furnace rendah konsentrasi gas SO_2 rendah / *rate* produksi rendah	2.1. TAL-1101 alarm bila temperature rendah	3	2	6	4. Kalibrasi Pompa P1004A/B sebeum *start-up*
3. *Strainer* HC-1101/ Sulfur *gun* B-1102 kotor/buntu	3.1. Potensi Temperatur Furnace rendah konsentrasi gas SO_2 rendah / *rate* produksi rendah	3.1 TAL-1101 alarm bila temperature rendah	3	2	6	5. Bersihkan *strainer* dan sulfur *gun* sebelum *start-up*
4. *Steam jacket line* sulfur cair jenuh/ suhu rendah	4.1. Viskositas sulfur tinggi potensi Konsentrasi gas SO_2 rendah	4.1 *None*	3	2	6	6. Cek *strainer* secara berkala
1.2. *Low Temperature* Sulfur *Furnace*						
1. *Valve* HC-1101/FIQ-1103 gagal membuka sesuai persentase (*upper*)	1.1. Potensi Konsentrasi gas SO_2 rendah	1.1 TAL-1101 alarm bila temperatur rendah	3	5	15	1. Kalibrasi HC-1101/FIQ-1103 sebelum *start-up*
		1.2. *Bypass* FIQ-1103	3	5	15	2. Otomatisasi *flow* sulfur cair masuk *furnace*
2. *Flow* udara kering *high* / udara masih basah	2.1. Potensi penurunan kualitas gas SO_2	2.1. TAL-1101 alarm bila temperatur rendah	3	5	15	7. Otomatisasi rasio sulfur cair dan udara kering

Tabel A1. Lanjutan

1.3. *High Temperature* Sulfur *Furnace*						
Cause	*Consequences*	*Saferguards*	*Risk Score*			Rekomendasi
			C	L	RR	
1.*Valve* HC-1101/FIQ-1103 gagal membuka sesuai persentase (*lower*)	1.1. Potensi merusak *fire brick*	1.1. TAH-1101 alarm bila temperature tinggi	3	5	15	2. Otomatisasi *flow* sulfur cair masuk *furnace*
	1.2. Potensi pembakaran sulfur cair kurang sempurna / *release* gas SO_2 tinggi	1.2. Filter gas SO_2 pada *stack*	3	5	15	2. Otomatisasi *flow* sulfur cair masuk *furnace*
2. *Flow* udara kering *low*	2.1. Potensi merusak *fire brick*	2.1. TAH-1101 alarm bila temperature tinggi	3	5	15	7. Otomatisasi rasio sulfur cair dan udara kering
	2.2. Potensi pembakaran sulfur cair kurang sempurna / *release* gas SO_2 tinggi	2.2. Filter gas SO_2 pada *stack*	3	5	15	7. Otomatisasi rasio sulfur cair dan udara kering
1.4. *Low Pressure* Sulfur Cair Menuju Sulfur *Furnace*						
1. *Steam jacket line* sulfur cair jenuh/ suhu rendah	1.1. Viskositas sulfur tinggi potensi Konsentrasi gas SO_2 rendah	1.1. *None*	1	1	1	8. SOP cek *steam jacket* berkala
2. Pompa P1004A/B lower	2.1. Potensi Temperatur Furnace rendah konsentrasi gas SO_2 rendah	2.1 TAL-1101 alarm bila temperatur rendah	1	1	1	9. SOP perawatan pompa P1004A/B berkala
1.5. *Low Pressure* Udara Kering Menuju Sulfur *Furnace*						
1. *Blower* C-1301 vibrasi tinggi sampai *shut-down*	1.1. Potensi pembakaran sulfur cair kurang sempurna / *release* gas SO_2 rendah	1.1. Filter gas SO_2 pada *stack*	1	1	1	10. SOP perawatan *Blower* C-1301 berkala
		1.2. *Redundant Blower* C-1301 *rate* 60%	1	1	1	10. SOP perawatan *Blower* C-1301 berkala
1.6. *Less Flow* Udara Kering Menuju Sulfur *Furnace*						
1. *Blower* C-1301 vibrasi tinggi sampai *shut-down*	1.1. Potensi pembakaran sulfur cair kurang sempurna / *release* gas SO_2 rendah	1.1. Filter gas SO_2 pada *stack*	1	1	1	10. SOP perawatan *Blower* C-1301 berkala

Tabel A1. Lanjutan

Cause	*Consequences*	*Saferguards*	*Risk Score*			Rekomendasi
			C	L	RR	
		1.2. *Redundant Blower* C-1301 *rate* 60%	1	1	1	10. SOP perawatan *Blower* C-1301 berkala

Tabel A2. *Worksheet* HAZOPS *Waste Heat Boiler*

Node: 2. *Waste Heat Boiler*						*Drawing*: **Gambar 4.5**
1.1. *Less Level Steam Drum*						
Cause	*Consequences*	*Saferguards*	*Risk Score*			Rekomendasi
			C	L	RR	
1. LV-1102 gagal membuka sesuai persentase (*upper*)	1.1. *Steam drum overheating* Potensi merusak *steam drum* (*crack*)	1.1. LAL-1102 alarm bila *level low*	2	1	2	11. SOP Perawatan berkala *loop control* LIC-1102
	1.2. Potensi produksi *steam* turun berdampak pada *service unit*	1.2. LSLL-1101 *trip* 1101 bila *level low low*	2	1	2	11. SOP Perawatan berkala *loop control* LIC-1102
1.2. *More Level Steam Drum*						
1. LV-1102 gagal membuka sesuai persentase (*lower*)	1.1. *Steam* terlalu jenuh/ Potensi merusak *steam drum* (*crack*)	1.1. LAH-1102 alarm bila *level high*	2	1	2	11. SOP Perawatan berkala *loop control* LIC-1102
	1.2. Potensi merusak katalis unit SO_2 *convertion*	1.2. N/A	2	1	2	11. SOP Perawatan berkala *loop control* LIC-1102
1.3 *Less Flow Saturated Steam* Menuju *Steam Superheater*						
1. LV-1102 gagal membuka sesuai persentase (*upper*)	1.1. Potensi produksi *steam* turun berdampak pada *service unit*	1.1. LSLL-1101 *trip* 1101 bila *level low low*	2	2	4	11. SOP Perawatan berkala *loop control* LIC-1102
1.2. *Steam* masih basah	1.2. Potensi merusak *line* menuju *steam superheater* (*crack*)	1.2. *None*	2	2	4	11. SOP Perawatan berkala *loop control* LIC-1102

Tabel A2. Lanjutan

1.4. *Low Pressure Steam Drum*						
Cause	*Consequences*	*Saferguards*	*Risk Score*			Rekomendasi
			C	L	RR	
1. LV-1102 gagal membuka sesuai persentase (*upper*)	1.1. Potensi merusak *steam drum* (*rupture*)	1.1. PSV-1101.1/2	2	1	2	11. SOP Perawatan berkala *loop control* LIC-1102
1.5. *Low Temperature Saturated Steam* Menuju *Steam Superheater*						
1. Temperatur *furnace* kurang optimal	1.1. *Steam* terlalu jenuh/ Potensi merusak *line* menuju *steam superheater* (*crack*)	1.1. *Loop control* TIC-1103 mengontrol masukan *saturated steam* menuju E-1102	1	1	1	12. *Safeguards* sudah memadai
1.6. *High Temperature Saterated Steam* Menuju *Steam Superheater*						
1. LV-1102 gagal membuka sesuai persentase (*upper*)	1.1. Potensi merusak *line* menuju *steam superheater* (*crack*)	1.1. *Loop control* TIC-1103 mengontrol masukan *saturated steam* menuju E-1102	1	1	1	12. *Safeguards* sudah memadai

Tabel A3. *Worksheet* HAZOPS *Steam Superheater*

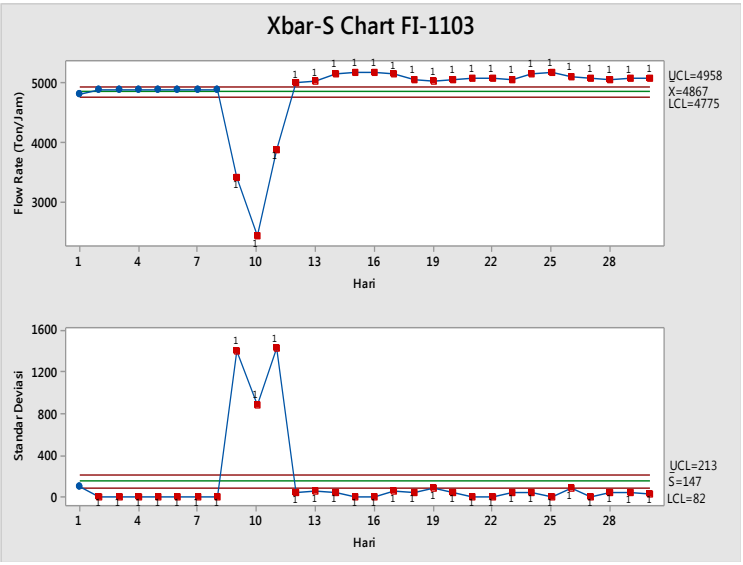
Node: 2. *Steam Superheater*						*Drawing*: **Gambar 4.8**
1.1. *Less Pressure Superheated Steam*						
Cause	*Consequences*	*Saferguards*	*Risk Score*			Rekomendasi
			C	L	RR	
1. TV-1103 gagal membuka sesuai persentase (*upper*)	1.1. Indikasi *Steam* basah Potensi merusak turbin generator *service unit*	1.1. PSV-1102	2	1	2	13. SOP Perawatan berkala *loop control* TIC-1103
1.2. *Low Temperature Superheated Steam*						
1. TV-1103 gagal membuka sesuai persentase (*lower*)	1.1. Indikasi *Steam* basah Potensi merusak turbin generator *service unit*	1.1. TAL-1103 alarm bila temperatur *low*	2	1	2	13. SOP Perawatan berkala *loop control* TIC-1103

Tabel A2. Lanjutan

1.1. *High Temperature Superheated Steam*						
Cause	*Consequences*	*Saferguards*	*Risk Score*			Rekomendasi
			C	L	RR	
1. TV-1103 gagal membuka sesuai persentase (*upper*)	1.1. Potensi *high pressure* dapat mengakibatkan kebocoran *line* menuju *Service Unit*	1.1. PSV-1102	2	1	2	13. SOP Perawatan berkala *loop control* TIC-1103
		1.1. TAH-1103 alarm bila temperatur *high*	2	1	2	13. SOP Perawatan berkala *loop control* TIC-1103

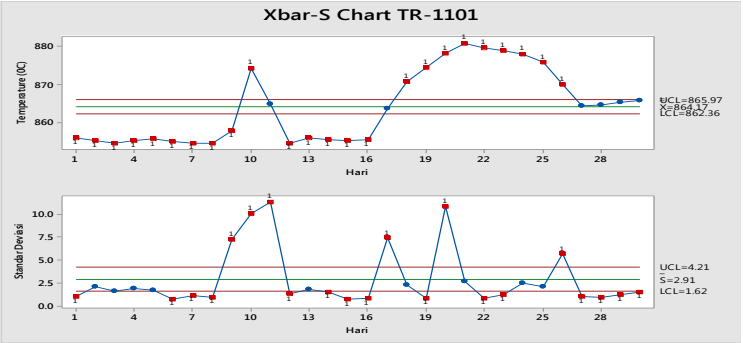
LAMPIRAN B

A. Node Sulfur *Furnace*



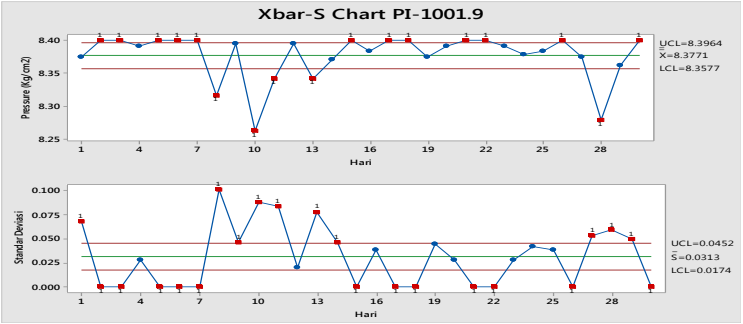
Gambar B1 Grafik *control chart xbar-sbar* FI-1103

Berdasarkan *control chart* yang dihasilkan sesuai data pengukuran yang didapatkan selama satu bulan, dapat dilihat pada grafik *xbar* bahwa sebagian besar data berada di luar batas kendali (*control limit*). Hanya terdapat delapan titik yang berada di dalam batas kendali. Berdasarkan data tersebut dapat disimpulkan bahwa proses yang diamati secara statistik berada di luar kendali (*out of control*). Berdasarkan *sbar chart* dapat dilihat standar deviasi terbesar terjadi pada saat terjadi penurunan *flow*. Sedangkan pada titik yang berada pada *more flow* terjadi akibat besarnya simpangan baku yang terjadi saat terjadi *less flow*. Sehingga *guideword* yang digunakan untuk mencirikan deviasi yang terdapat pada FI-1103 adalah *less* dengan Deviasi *less flow*.



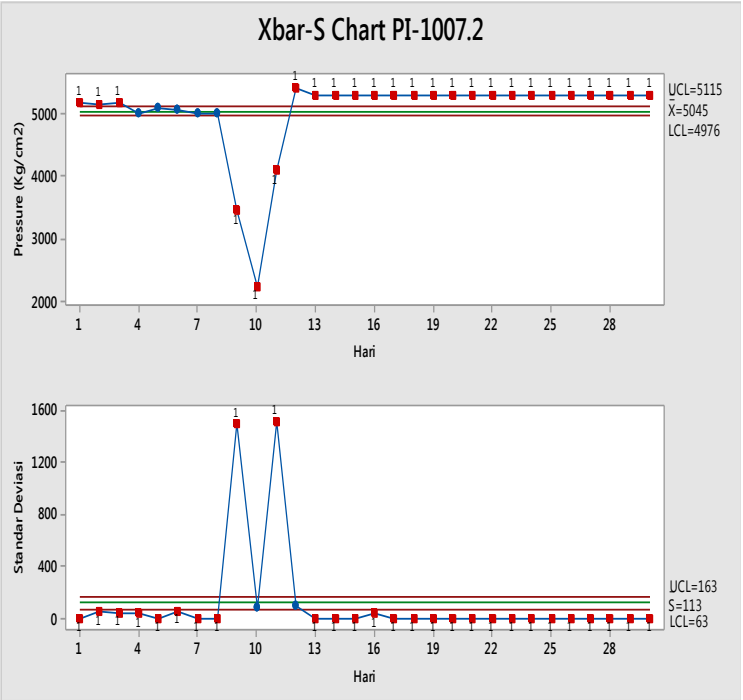
Gambar B2 Grafik *control chart xbar-sbar* TR-1101

Pada *control chart* TR-1101 dapat dilihat hanya terdapat 5 titik yang berada di dalam batas kendali (*control limit*) dari 30 data yang didapatkan. Sedangkan sisa data sebanyak 25 titik berada di luar batas kendali. Sehingga dapat disimpulkan proses yang diamati secara statistik berada di luar kendali (*out of control*). Untuk *guideword* yang digunakan untuk mencirikan penyimpangan kontrol yang terjadi dapat dilihat berdasarkan standar deviasi yang terjadi, di mana standar deviasi yang dihasilkan berada di luar batas kendali baik pada posisi *high* maupun *low*, sehingga *guideword* yang digunakan *high* dan *low,* dengan deviasi *high temperature* dan *low temperature*.



Gambar B3 Grafik *control chart xbar-sbar* PI-1001.9

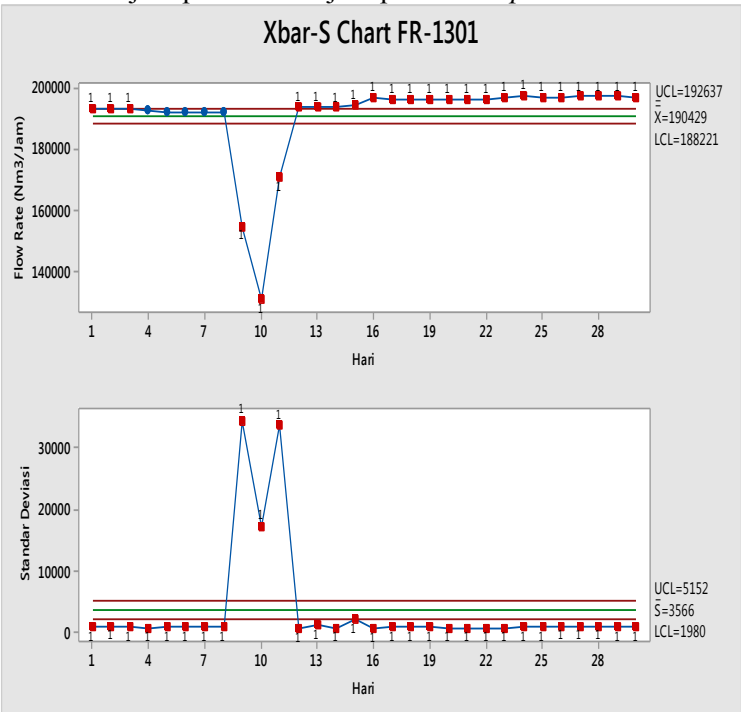
Dari 30 sampel data yang diambil terlihat sebagian besar berada diluar batas *control limit* dari grafik, yaitu sebanyak 17 titik. Dari titik berada diluar batas *control limit* nilai rata-rata terdapat titik dengan standar deviasi terbesar yaitu pada saat *pressure* terjadi penurunan. Sehingga dapat ditentukan bahwa proses yang diamati pada instrumen PI-1001.9 berada diluar *control* (*out of control*). Sedangkan untuk *guideword* yang digunakan adalah *low* karena penyimpangan terbesar terjadi pada saat terjadi penurunan *pressure*.



Gambar B4 Grafik *control chart xbar-sbar* PI-1007.2

Dari 30 sampel data yang diambil terlihat sebagian besar berada diluar batas *control limit* dari grafik, yaitu

sebanyak 25 titik. Dari titik berada diluar batas *control limit* nilai rata-rata terdapat titik dengan standar deviasi terbesar yaitu pada saat *pressure* terjadi penurunan. Sehingga dapat ditentukan bahwa proses yang diamati pada instrumen PI-1007.2 berada diluar *control* (*out of control*). Sedangkan untuk *guideword* yang digunakan adalah *low* karena penyimpangan terbesar terjadi pada saat terjadi penurunan *pressure*.

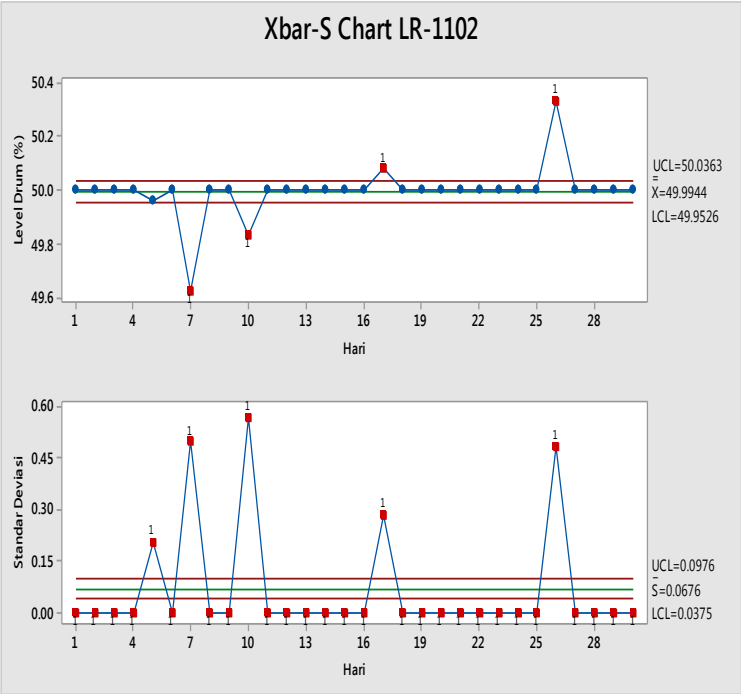


Gambar B5 Grafik *control chart xbar-sbar* FR-1301

Berdasarkan grafik *control chart* dapat dilihat dari 30 sampel data hanya terdapat 5 sampel yang berada dalam batas *limit control*, sehingga dapat disimpulkan proses yang diamati secara statistik berada di luar kendali (*out of control*). *Guideword* yang digunakan dilihat berdasarkan penyimpangan

terbesar dimana terjadi pada saat kondisi *less* sehingga deviasi yang digunakan *less flow*. Sedangkan kondisi *more flow* tidak digunakan karena merupakan akibat dari pergeseran *control limit* yang disebabkan karena besarnya penyimpangan yang terjadi pada saat terjadi *less flow*.

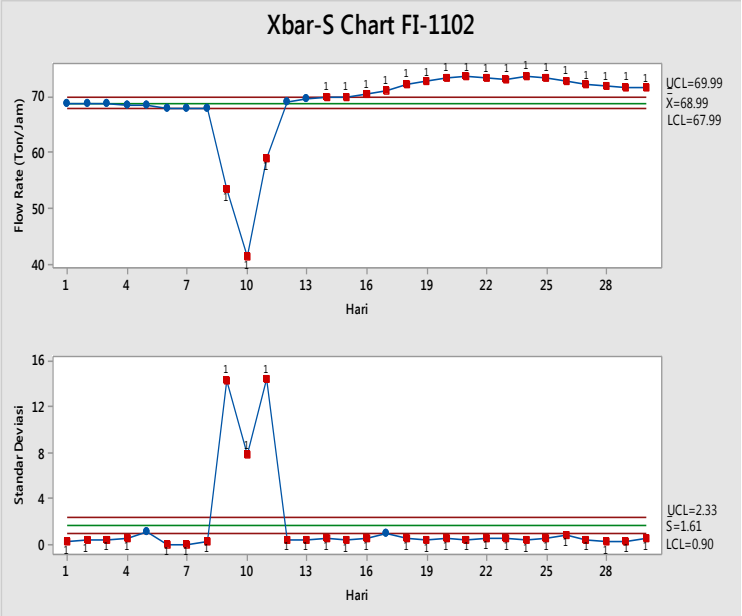
B. Node *Waste Heat Boiler*



Gambar B6 Grafik *control chart xbar-sbar* LR-1102

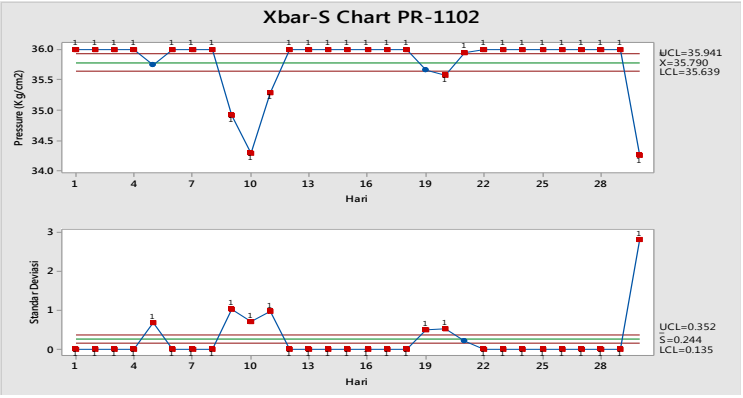
Dari 30 sampel data yang diambil terlihat sebagian besar masih berada di dalam *control limit*. Namun terdapat empat titik yang berada diluar batas *control limit* masing-masing dua titik pada kondisi *high* dan dua titik pada kondisi *low*. Keempat titik tersebut juga menunjukkan nilai standar

deviasi yang besar. Sehingga dapat ditentukan bahwa proses yang diamati pada instrumen LR-1102 berpotensi berada diluar *control* (*out of control*). Sedangkan untuk *guideword* yang digunakan adalah *less* dan *more* karena penyimpangan terbesar terjadi pada saat kedua kondisi tersebut.



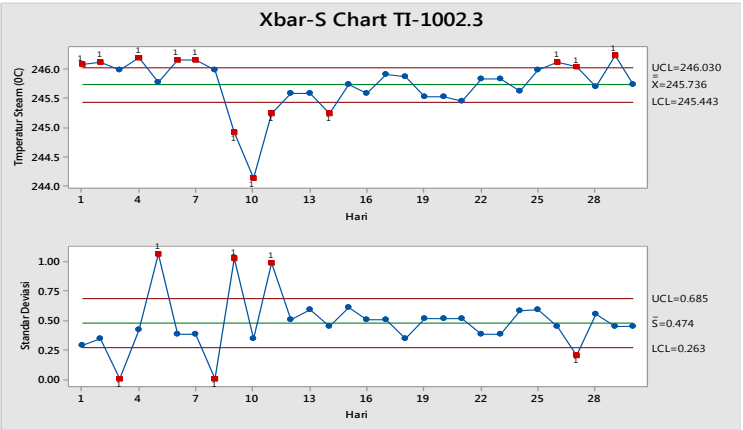
Gambar B7 Grafik *control chart xbar-sbar* FI-1102

Dari Grafik dapat dilihat dari 30 sampel data yang diambil, hanya terdapat 10 sampel yang berada di dalam *control limit* sedangkan 20 sampel lainnya berada di luar *control limit*. Sehingga dapat disimpulkan proses yang diamati berada di luar kendali (*out of control*). Untuk *guideword* yang digunakan untuk mencirikan deviasi yang terjadi pada proses diamati berdasarkan standar deviasi yang terbesar, dimana standar deviasi terbesar terdapat pada saat terjadi kondisi *less*. Sehingga *guideword* yang digunakan adalah *less* dengan deviasi *less flow*.



Gambar B8 Grafik *control chart xbar-sbar* PR-1102

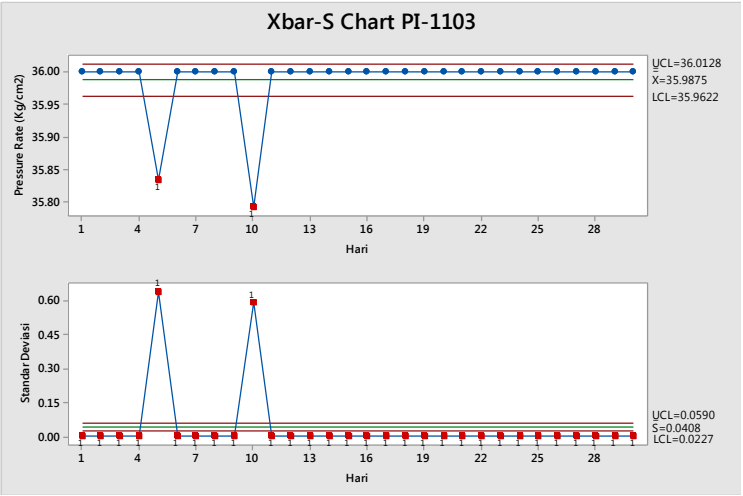
Pada instrumen PR-1102 juga terjadi kondisi *out of control*, dimana hanya terdapat dua sampel data yang berada pada kondisi *in control*. Sedangkan *guideword* yang digunakan adakah *low*, karena standar deviasi yang terbesar terjadi pada saat terjadi kondisi *low*. Sehingga deviasi yang terjadi adalah *low pressure*.



Gambar B9 Grafik *control chart xbar-sbar* TI-1002.3

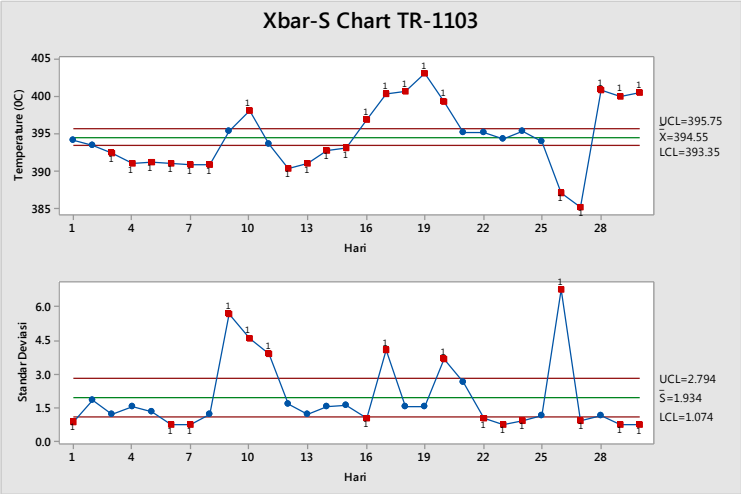
Pada instrumen TI-1002.3 terjadi kondisi *out of control*, dimana sebagian besar sampel yang didapatkan pada dasarnya berada di dalam *control limit*, namun terdapat berada titik yang berada jauh di luar *contro limit*. Sehingga dapat disimpulkan terjadi kondisi *out of control*. *Guideword* yang digunakan untuk mencirikan kondisi *out of control* yang terjadi adalah *low*. Dimana standar deviasi terbesar terdapat pada saat terjadi kondisi *low*. Sehingga deviasi yang terjadi adalah *low temperature*.

C. Node *Steam Superheater*



Gambar B10 Grafik *control chart xbar-sbar* PI-1103

Pada instrumen PI-1103 pada dasarnya proses yang diamati berada pada kondisi *in control*, namun terdapat dua sampel yang berpotensi *out of control*, sehingga proses yang diamati berpotensi *out of control*. *Guideword* yang digunakan adalah *low*, dimana deviasi yang terjadi hanya berada pada saat kondisi *low*, dan deviasi yang digunakan *low pressure*.



Gambar B11 Grafik *control chart xbar-sbar* TR-1103

Dari 30 sampel data yang diambil terlihat hanya 9 titik yang berada di dalam batas *control limit* grafik. Dari titik yang berada diluar batas *control limit* grafik semua memiliki nilai satandar deviasi yang besar baik pada saat kondisi *low temperature* maupun pada saat kondisi *high*. Sehingga dapat ditentukan bahwa proses yang diamati pada instrumen TR-1103 berada diluar *control* (*out of control*). Sedangkan untuk *guideword* yang digunakan adalah *low* dan *high* karena penyimpangan terbesar terjadi baik pada kondisi *low* maupun *high*.