

TUGAS AKHIR - ME184834

STUDI HAZOP DAN VERIFIKASI SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) FUEL GAS SYSTEM PADA ONSHORE RECEIVING FACILITIES (ORF) DENGAN STANDAR IEC 61511 DAN METODE FAULT TREE ANALYSIS (FTA)

AFANDA DWI RAGIL RISNAVIAN
NRP. 04211640000023

Dosen Pembimbing:
Ir. Dwi Priyanta, MSE.
Nurhadi Siswantoro, S.T., M.T.

Departemen Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2020



TUGAS AKHIR ME-184834

**STUDI HAZOP DAN VERIFIKASI SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL)
FUEL GAS SYSTEM PADA ONSHORE RECEIVING FACILITIES (ORF)
DENGAN STANDAR IEC 61511 DAN METODE FAULT TREE ANALYSIS
(FTA)**

AFANDA DWI RAGIL RISNAVIAN
NRP. 04211640000023

DOSEN PEMBIMBING
Ir. Dwi Priyanta, MSE
Nurhadi Siswantoro, ST., MT.

DEPARTEMEN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020



BACHELOR THESIS ME-184834

HAZOP STUDY AND SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) VERIFICATION OF FUEL GAS SYSTEM IN ONSHORE RECEIVING FACILITIES (ORF) USING IEC 61511 STANDARD AND FAULT TREE ANALYSIS (FTA) METHOD

AFANDA DWI RAGIL RISNAVIAN
NRP. 04211640000023

SUPERVISORS:
Ir. Dwi Priyanta, MSE
Nurhadi Siswantoro, ST., MT.

DEPARTMENT OF MARINE ENGINEERING
FACULTY OF MARINE TECHNOLOGY
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2020

LEMBAR PENGESAHAN

STUDI HAZOP DAN VERIFIKASI SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) FUEL GAS SYSTEM PADA ONSHORE RECEIVING FACILITIES (ORF) DENGAN STANDAR IEC 61511 DAN METODE FAULT TREE ANALYSIS (FTA)

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Pada

Bidang Studi Digital Marine Operation and Maintenance (DMOM)
Program Studi S1 Departemen Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

AFANDA DWI RAGIL RISNAVIAN
NRP. 04211640000023

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir:

Ir. Dwi Priyanta, MSE
NIP. 196807031994021001



Nurhadi Siswantoro, S.T., M.T.
NIP. 1992201711049



SURABAYA
JULI 2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

**STUDI HAZOP DAN VERIFIKASI SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) FUEL
GAS SYSTEM PADA ONSHORE RECEIVING FACILITIES (ORF) DENGAN
STANDAR IEC 61511 DAN METODE FAULT TREE ANALYSIS (FTA)**

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat

Memperoleh Gelar Sarjana Teknik

Pada

Bidang Studi *Digital Marine Operation and Maintenance* (DMOM)

Program Studi S-1 Departemen Teknik Sistem Perkapalan

Fakultas Teknologi Kelautan

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Penulis:

Afanda Dwi Ragil Risnavian

NRP. 04211640000023

Disetujui Oleh,

Kepala Departemen Teknik Sistem Perkapalan

Beny Cahyono, S.T., M.T., Ph.D

NIP. 197903192008011008



SURABAYA

AGUSTUS, 2020

Halaman ini sengaja dikosongkan

STUDI HAZOP DAN VERIFIKASI SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) FUEL GAS SYSTEM PADA ONSHORE RECEIVING FACILITIES (ORF) DENGAN STANDAR IEC 61511 DAN METODE FAULT TREE ANALYSIS (FTA)

Nama mahasiswa : Afanda Dwi Ragil Risnavian
NRP : 0421164000023
Departemen : Teknik Sistem Perkapalan FTK - ITS
Dosen Pembimbing : 1. Ir. Dwi Priyanta, MSE
2. Nurhadi Siswantoro, ST., MT.

ABSTRAK

Keselamatan dan keandalan merupakan aspek yang penting di dunia industri proses. Keduanya memiliki peran substansial terhadap keberlangsungan proses dan fasilitas. Kegagalan pada suatu sistem atau peralatan dapat mengancam keselamatan, baik keselamatan manusia maupun keselamatan lingkungan. Pada suatu fasilitas *pipeline* minyak dan gas, *safety* wajib diimplementasikan dengan tepat dan teliti guna mencegah konsekuensi terhadap suatu kegagalan. Salah satu implementasi guna menghindari terjadinya kegagalan suatu sistem yaitu dengan merancang sistem keselamatan dalam bentuk SIS (Safety Instrumented System) yang memiliki SIF (Safety Instrumented Function). Namun untuk mengetahui kapabilitas SIS sebagai pengaman sistem dan mengukur *performance* dari SIF, maka menggunakan SIL (Safety Integrity Level). Penelitian tugas akhir ini menganalisis Fuel Gas System pada suatu Onshore Receiving Facilities (ORF). ORF adalah fasilitas penerimaan dan distribusi gas alam yang terletak di daratan. Studi HAZOP (Hazard Operability Study) untuk menganalisis tingkat risiko yang terjadi sebagai akibat dari deviasi selama pengoperasian sehingga diketahui profil risikonya. Verifikasi SIL terhadap target SIL yaitu SIL-2 dengan mengacu pada standar IEC 61511 dengan metode FTA (Fault Tree Analysis). Dari studi HAZOP yang dilakukan dapat disimpulkan bahwa bahaya *over-pressure* menjadi *top hazard* pada semua node karena merupakan *consequence* paling parah, *likelihood* tertinggi dan tingkat risikonya *medium risk*. Hasil analisis dan perhitungan PFDavg yaitu Node 1 Fuel Gas Scrubber V-6060 adalah 6,22E-03, Node 2 (Fuel Gas Filter Separator S-6060A) adalah 1,24E-03, Node 3 (Fuel Gas Filter Separator S-6060B) adalah 1,24E-03, Node 4 (Fuel Gas Superheater E-6060) adalah 1,21E-03, dan Node 5 (Instrument Gas Receiver V-6070) adalah 2,23E-03. Hasil penelitian menunjukkan bahwa kelima komponen pada Fuel Gas System di ORF memenuhi target SIL-2, sehingga tidak perlu melakukan tahap *re-design* dengan menambahkan *safety device* berupa SIS maupun IPL.

Kata kunci: FTA, Fuel Gas System, HAZOP, ORF, SIL

Halaman ini sengaja dikosongkan

**HAZOP STUDY AND SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) VERIFICATION
OF FUEL GAS SYSTEM IN ONSHORE RECEIVING FACILITIES (ORF)
USING IEC 61511 STANDARD AND FAULT TREE ANALYSIS (FTA)
METHOD**

Name : Afanda Dwi Ragil Risnavian
Registered Number : 04211640000023
Departement : Marine Engineering, Faculty of Marine Technology
Supervisors : 1. Ir. Dwi Priyanta, MSE
 2. Nurhadi Siswantoro, ST., MT.

ABSTRACT

Safety and reliability are important aspects in industrial process. Both of them have the substantial role towards amenities and process continuity. Failure on system and mechanism endanger both human safety and environmental safety. On gas and oil pipeline amenities, safety is obligated to be implemented precisely and thoroughly to prevent failure consequences. One of the preventive implementations is to map out safety system in the form of SIS (Safety Instrumented System) which has SIF (Safety Instrumented Function). However, to acknowledge SIS capability as the system security and to measure SIF's performance used SIL (Safety Integrity Level). This final research is intended to analyse Fuel Gas System on Onshore Receiving Facilities (ORF). ORF is an enrollment facility and natural gas located in mainland. HAZOP (Hazard Operability Study) study to analyse risk level occurred as a result of deviation during the operation so that the risk profile being known. SIL verification towards SIL target is SIL-2 refer to IEC 61511 standards by FTA (Fault Tree Analysis) method. From HAZOP study conducted can be concluded that over-pressure hazard becomes top ones to all nodes due to the most severe consequences, the highest and the medium risk level possibility. The result analysis and calculation PFDavg is Node 1 (Fuel Gas Scrubber V-6060) is 6,22E-03, Node 2 (Fuel Gas Filter Separator S-6060A) is 1,24E-03, Node 3 (Fuel Gas Filter Separator S-6060B) is 1,24E-03, Node 4 (Fuel Gas Superheater E-6060) is 1,21E-03, and Node 5 (Instrument Gas Receiver V-6070) is 2,23E-03. The result of this research shows that five components on Fuel Gas System at ORF fulfill the SIL-2 target, therefore, doing re-design to add safety device in the form of SIS and IPL is unnecessary.

Keywords: FTA, Fuel Gas System, HAZOP, ORF, SIL

Halaman ini sengaja dikosongkan

KATA PENGANTAR

Alhamdulillaahirabbil'alamiiin. Segala puja dan puji syukur kehadirat Allah SWT yang selalu melimpahkan rahmat, nikmat dan hidayah-Nya kepada penulis. Salah satu karunia Allah kepada penulis yakni berupa kemampuan dan kekuatan untuk menyelesaikan Tugas Akhir ini. Penulis melakukan penelitian dengan mengambil judul "Studi HAZOP dan Verifikasi Safety Integrity Level (SIL) Fuel Gas System Pada Onshore Receiving Facilities (ORF) Dengan Standar IEC 61511 dan Metode Fault Tree Analysis (FTA)".

Penulis menyadari bahwa dalam melakukan penelitian baik analisis, perhitungan dan penulisan Tugas Akhir ini terdapat kekurangan. Filosofi dalam pengerjaan karya tulis ilmiah untuk memperoleh gelar strata 1 ialah mampu memecahkan suatu masalah dengan mengimplementasikan suatu metode atau standar. Selama menyelesaikan tugas ini, penulis mendapatkan ilmu baru, pengalaman dan hikmah. Penulis berharap jika selanjutnya teradapat penelitian dengan topik yang sama akan memberikan hasil yang lebih baik.

Selama melakukan penelitian dan penulisan Tugas Akhir ini, penulis memperoleh bantuan dari berbagai pihak baik berupa materi ilmu, moril, material, motivasi, maupun semangat serta nasihat. Hal-hal tersebut akan saya kenang sebagai *supporting system* yang ikut andil dalam meningkatkan kualitas diri. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis ingin mendoakan selalu dan mengucapkan terimakasih banyak kepada:

1. Kedua orang tua yang tercinta Ibuku Sri Mulyati dan Ayahku Mohammad Naib, selalu mendoakan anak-anaknya dan memberikan dukungan berupa nasihat, materi kehidupan, motivasi, hingga dukungan berupa material selama hidup ini. Semoga ibu dan ayah sehat selalu, berkah umur dan rejekinya.
2. Saudaraku Mas Arisna Tunggal Pristiyawan dan Mbak Evi Prihatiningtyas, selalu memberikan dukungan yang mampu meningkatkan kepercayaan diri. Semoga sukses bersama-sama dan mampu membahagiakan kedua orang tua.
3. Bapak Ir. Dwi Priyanta, MSE selaku dosen pembimbing 1 Tugas Akhir sekaligus pembimbing *maintenance engineering* di office EPC selama kuliah. Juga Bapak Nurhadi selaku dosen pembimbing 2 Tugas Akhir. Semoga Allah selalu memberikan nikmat kesehatan, umur dan rejeki yang barokah.
4. Bapak Beny Cahyono S.T., M.T., Ph.D. dan Bapak Dr.Eng. M. Badrus Zaman, S.T., M.T. selaku Ketua Departemen Teknik Sistem Perkapalan yang selalu memberi suntikan motivasi kepada saya. Semoga dapat memajukan dan meningkatkan Siskal untuk kedepannya.
5. Seluruh Bapak dan Ibu Dosen di Teknik Sistem Perkapalan serta Bapak Ir. Amiadji, M.Sc. selaku dosen wali yang telah membagikan ilmu dan mendampingi saya selama 4 tahun. Semoga sehat selalu sehingga terus mampu mendidik mahasiswa Siskal generasi selanjutnya.
6. Keluarga besar Office EPC Pak Nurhadi, Pak Fuad, Mas Wildan, Mbak Chika, Mbak Sofi, Mas Andri, Mas Ipul, Mas Soleh, Mas Babrek, Mas Asep, Mas Nanang, Mas Agung, Mas Linggar, Jamal, Teguh, Fyan, Nina, dan Triska, yang

telah membimbing dan melatih saya tentang arti kehidupan, karir dan dunia *maintenance*. Semoga sukses dunia dan akhirat untuk semuanya.

7. Rekan seperjuangan, sahabat serta keluargaku Ultraman Cosmos anggota Office EPC angkatan 2016, Jamal, Teguh, Fyan, Nina, dan Triska. Terimakasih untuk 4 tahun yang berharga ini. Tetap semangat berjuang menitih karir dan semoga sukses di masa depan.
8. Angkatanku Siskal Voyage 2016. Tanpa kalian penulis bukan siapa-siapa. Terimakasih telah menjadi teman angkatan yang solid, peduli, berani, dan bermanfaat. Semoga sukses dan menjadi orang-orang penting di masa depan.
9. Konco Kenthel rekan-rekanku saat *refreshing time* “futsal kuy” dan berbagai agenda yang variatif untuk sekedar melepas penat. Terimakasih banyak untuk kalian dan semoga sukses kabeh rekk serta membanggakan nama Siskal.
10. Seluruh *supporting system* yang telah mendukung saya di hidup ini. Wabil khusus *my supporting system* saat di dunia perkuliahan. Penulis mengucapkan banyak terimakasih telah mendampingi dan menyemangati selama di perkuliahan. Tetap semangat dan semoga sukses dunia akhirat.

Surabaya, Juli 2020

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	iii
LEMBAR PENGESAHAN	v
ABSTRAK	vii
ABSTRACT	ix
KATA PENGANTAR.....	xi
DAFTAR ISI	xiii
DAFTAR GAMBAR	xv
DAFTAR TABEL	xvii
BAB 1 PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Tujuan	2
1.4 Batasan Masalah	2
1.5 Kontribusi.....	2
BAB 2 KAJIAN PUSTAKA	3
2.1 Keselamatan dan Keamanan	3
2.2 Asesmen Keselamatan Pada <i>Safety Device</i> Sebuah Sistem	4
2.2.1 Metode-metode Verifikasi SIL.....	4
2.2.2 <i>Hazard and Operability Study (HAZOP)</i>	6
2.3 Node (Titik Studi).....	7
2.4 Deviasi (Penyimpangan)	8
2.5 <i>Risk</i> (Risiko).....	9
2.6 Menghitung PFD dan SIL Dengan Metode FTA.....	9
2.6.1 Studi HAZOP (<i>Hazard and Operability</i>)	10
2.6.2 FTA Untuk Menghitung Nilai PFD.....	12
2.7 SIL dan Verifikasi SIL.....	13
BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN	17
3.1 Umum	17
3.2 Studi Literatur	17
3.3 Pengumpulan Data.....	18
3.4 Studi HAZOP: Penentuan Node	19
3.5 Studi HAZOP: Identifikasi Deviasi	19
3.6 Studi HAZOP: Analisis Risiko (Consequence, Likelihood, Risk Matrix).....	20
3.7 Perhitungan PFD dan SIL Dengan Metode FTA	21
3.8 Verifikasi SIL dengan Target SIL.....	22
3.9 Re-Design	22
BAB 4 ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN	25
4.1 Deskripsi Sistem	25

4.2	Studi HAZOP: Penentuan Titik Studi (Node).....	28
4.3	Studi HAZOP: Identifikasi Penyimpangan (Deviasi)	28
4.4	Studi HAZOP: Analisis Risiko (HAZOP Worksheet)	29
4.5	Perhitungan PFD Dengan FTA dan ETA.....	31
4.6	Verifikasi SIL Dengan Target SIL.....	35
BAB 5	KESIMPULAN DAN SARAN	37
5.1	Kesimpulan	37
5.2	Saran.....	37
DAFTAR	PUSTAKA.....	39

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Data Frekuensi Kegagalan <i>Gas Pipeline</i>	3
Gambar 2.2 Matrik Risiko yang Digunakan Pada Studi HAZOP.....	12
Gambar 2.3 Simbol-simbol pada FTA.....	13
Gambar 2.4 Instrumented System yang Memiliki SIF.....	14
Gambar 2.5 Gambaran Umum SIS berdasarkan standar IEC 61511.....	14
Gambar 3.1 Skema Alur Metodologi Penelitian.....	17
Gambar 3.2 Contoh Proses Penentuan Node.....	19
Gambar 3.3 Contoh Analisis FTA.....	21
Gambar 4.1 <i>Process Flow Diagram</i> (PFD) Fuel Gas System.....	25
Gambar 4.2 <i>Process & Instrument Diagram</i> (PID) Fuel Gas Scrubber V-6060.....	26
Gambar 4.3 Rangkuman <i>Risk Ranking</i> Studi HAZOP.....	31
Gambar 4.4 Hasil Analisis dan Perhitungan FTA Node 1:Fuel Gas Scrubber V-6060...30	
Gambar 4.5 Hasil Analisis ETA Pada Node 1: Fuel Gas Scrubber V-6060.....	31

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Kriteria Penentuan Rating Kemungkinan (<i>Likelihood</i>).....	11
Tabel 2.2 Kriteria Penentuan Rating Konsekuensi.....	11
Tabel 2.3 Typical Probability of PFD Value.....	15
Tabel 2.4 Nilai PFD dan RRF Sesuai Dengan Level SIL.....	15
Tabel 4.1 Daftar Komponen Fuel Gas System.....	26
Tabel 4.2 Daftar Ringkasan Nodes Fuel Gas System.....	27
Tabel 4.3 Contoh Deviasi Node 1 Pada Fuel Gas System.....	28
Tabel 4.4 Contoh HAZOP <i>Worksheet</i> Untuk Node 1 Pada Fuel Gas System.....	29
Tabel 4.5 Rangkuman Studi HAZOP Analisis Risiko.....	31
Tabel 4.6 Hasil Verifikasi SIL Semua Node Fuel Gas System.....	32

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pengetahuan akan pentingnya keselamatan proses produksi harus terus ditingkatkan dan ditanamkan sejak dulu karena keselamatan proses memiliki dampak yang besar bagi sebuah perusahaan. Keselamatan proses produksi diawali dengan mengidentifikasi bahaya proses, menilai dan mengelola risiko secara efektif dan efisien dengan pendekatan sistematis. Bagian terpenting dari keselamatan proses adalah menjaga material yang sedang diproses agar selalu berada dalam wadah utamanya dan keluar secara terkontrol melalui prinsip desain, pengoperasian, inspeksi, dan pemeliharaan yang baik. (Rossi Yuliani, 2018)

Berdasarkan Peraturan Menteri Energi dan Sumber Daya Mineral Nomor 0007 Tahun 2005 Tentang Persyaratan dan Pedoman Pelaksanaan Izin Usaha dalam Kegiatan Usaha Hilir Minyak dan Gas Bumi Bab III Pasal 33(d) berbunyi, “Badan usaha wajib menjamin keselamatan dan kesehatan kerja dan lingkungan hidup serta pengembangan masyarakat setempat”. Maka perusahaan yang bergerak di sektor industri migas yang ada di Indonesia wajib memperhatikan serius masalah keamanan dan keselamatan yang ada di lingkungan kerja dan operasi.

Kegagalan sebuah alat pengaman akan memberikan dampak negatif terhadap fasilitas, manusia dan lingkungan. Kegagalan yang pernah terjadi seperti pada kasus meledaknya plant produksi nilon di Flixborough pada tahun 1974, terdapat 28 korban meninggal dan 36 korban luka berat. Hal tersebut terjadi karena melakukan modifikasi plant tanpa asesmen ulang terhadap potensi risiko, integritas plant dan tanpa memperbarui *drawing* sehingga tidak dilakukan HAZOP. (HSE U.K., 1975)

Onshore Receiving Facilities (ORF) adalah fasilitas penerimaan dan distribusi gas alam yang terletak di daratan. Gas yang berasal dari platform lepas pantai atau *offshore* ditransfer melalui pipeline menuju fasilitas ORF. ORF merupakan fasilitas produksi gas lapangan yang menerima gas dari CPP (Central Processing Platform). Sistem fuel gas merupakan *utility system* yang berfungsi untuk mengolah produk sampingan gas alam menjadi bahan bakar suatu mesin, turbin ataupun genset. (Aryanto Risanto, 2016)

Dalam mengimplementasikan keselamatan kerja, ORF menerapkan prosedur kerja dalam setiap aktivitas kegiatan di plant dan didesain memiliki *safety* yaitu valve pengaman (seperti PSV, SDV, ESD), PPE (Personal Protective Equipment), peralatan pemadam kebakaran, dan alarm. Peralatan tersebut berfungsi untuk melakukan tindakan preventif maupun mitigasi terhadap potensi risiko, seperti kebocoran, kebakaran, meledak, dan kecelakaan kerja.

Untuk mengetahui level keamanan dan keselamatan dari suatu *safety device* dalam sebuah sistem, maka menggunakan SIL (Safety Integrity Level). SIL merupakan metode dalam mengukur *performance* dari suatu SIS (Safety Instrumented System) atau IPL (Independent Protection Layers) yang memiliki suatu SIF (Safety Instrumented Function). Parameter untuk mengetahui tingkat SIL yaitu PFDavg (Probability Failure on Demand Average), RRF (Risk Reduction Factor) dan *availability* dari peralatan safety yang digunakan dalam sistem. (BS IEC 61511-1, 2003)

Analisis pada penelitian ini diharapkan *safety device* pada fuel gas system di ORF dapat menunjukkan hasil yang sesuai dengan target SIL-2 (berdasarkan data dari ORF) sehingga dapat dikatakan alat tersebut mampu mengatasi *hazard*. Jika peralatan safety memenuhi kriteria dan target SIL, maka dapat mereduksi dampak atau konsekuensi suatu fasilitas.

1.2 Rumusan Masalah

Masalah pokok yang menjadi fokus utama pada penelitian tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana studi HAZOP dilakukan terhadap fuel gas system di ORF?
2. Bagaimana verifikasi PFDavg dari *safety device* yang ada di fuel gas system di ORF dapat dikatakan memenuhi target SIL-2 berdasarkan standar IEC 61511?

1.3 Tujuan

Penelitian ini memiliki tujuan, yaitu sebagai berikut:

1. Melakukan studi HAZOP terhadap fuel gas system pada fasilitas ORF.
2. Memverifikasi PFDavg *safety device* pada fuel gas system di fasilitas ORF sehingga dapat dikatakan memenuhi target SIL-2 berdasarkan standar IEC 61511.

1.4 Batasan Masalah

Batasan masalah sebagai penegasan agak lebih spesifik terhadap masalah yang akan dianalisis. Berikut batasan masalah pada penelitian ini:

1. Verifikasi SIL hanya dilakukan pada fuel gas system di ORF.
2. Studi dan analisis hanya melibatkan faktor internal SIS (PFDavg dan availability).

1.5 Kontribusi

Manfaat yang didapatkan dan kontribusi dari penelitian tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

1. Mengetahui *safety device* yang ada di fasilitas sudah memenuhi dan sesuai dengan target SIL.
2. Memberikan informasi mengenai tingkat keamanan fasilitas pada operator di lapangan.
3. Merekendasikan penambahan SIS atau IPL jika *safety device* tidak memenuhi target SIL-2.

BAB 2

KAJIAN PUSTAKA

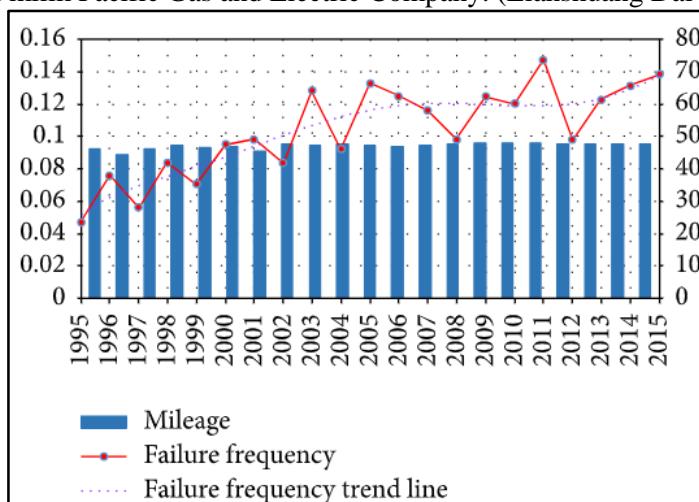
2.1 Keselamatan dan Keamanan

Keselamatan (*safety*) merupakan aspek utama dan penting pada suatu industri proses. Keselamatan dan keamanan proses produksi dapat dilakukan dengan mengidentifikasi bahaya proses, menilai dan mengelola risiko secara efektif dan efisien dengan pendekatan sistematis. Hal itu dapat menekan peluang dan risiko terjadinya bahaya. Bahaya salah satunya dapat terjadi jika suatu *safety device* mengalami kegagalan.

Pada tanggal 3 Desember 1984, lebih dari 40 ton gas metil isosianat (MIC) mengalami kebocoran pada plant industri pestisida di Union Carbide's Sevin Plant, Bhopal, India. Kejadian tersebut mengakibatkan 15.000 orang meninggal dan menjadi bencana industri terburuk di India dalam sejarah (Broughton & Edward, 2005). Kejadian bermula saat 2000 pon air memasuki tangki penyimpanan MIC sehingga membuat MIC mendidih. Pada saat itu *vent scrubber* dalam kondisi *maintenance*, uap beracun MIC tidak dapat dinetralkan, lalu lepas ke udara bebas di ketinggian 33 m. Kegagalan itu mengakibatkan insiden uap racun yang menyelimuti fasilitas. (Nigel Hyatt, 2004)

Menjaga keselamatan pada industri proses, terutama sistem *pipeline* minyak dan gas bersifat wajib dan penting, terutama pada tekanan tinggi yang ada pada sistemnya. Bahaya yang memungkinkan terjadi adalah kebocoran, kebakaran, meledak, dan dapat merugikan baik secara ekonomi, lingkungan serta terdapat korban.

Berdasarkan data yang ditunjukkan pada **Gambar 2.1**, merujuk pada statistik PHMSA (Pipeline and Hazardous Materials Safety Administration), frekuensi kegagalan *gas pipeline* di Amerika Serikat yang terjadi dari tahun 1995 hingga 2015 mengalami kenaikan. Penyebab kegagalan berdasarkan data yang diambil dari 432 kegagalan pipa minyak dan 238 pipa gas, terdapat tiga penyebab teratas, yaitu kegagalan pada material pipa/las sambungan pipa (24%), pipa mengalami korosi (18%) dan kegagalan peralatan (11%). Sebagai konsekuensi dari kegagalan, jumlah korban, tingkat *fatality* dan kerugian aset tidak terlalu signifikan, kecuali pada tahun 2010 karena terjadinya kebakaran pada pipa crude oil milik Pacific Gas and Electric Company. (Lianshuang Dai et al., 2017)



Gambar 2.1 Data frekuensi kegagalan *gas pipeline*. (Sumber: PHMSA)

OSHA (Occupational Safety and Health Administration) muncul sebagai organisasi pertama yang memiliki gagasan dalam hal keselamatan dan keamanan. Ide OSHA yaitu untuk mencegah terjadinya kegagalan, kecelakaan dan melakukan mitigasi risiko dalam industri proses. Kemudian OSHA bersama ISA (The Instrumentation, System and Automation Society) dan IEC (International Electrotechnical Commission) melakukan kolaborasi untuk mendefinisikan risiko yang berkolerasi dengan *functional safety*. Produknya adalah standar ISA 84 dan IEC 61508, kemudian melebur menjadi satu standar, yaitu ISA-84/IEC-61511.

Standar ISA-84/IEC-61511 memiliki konsep tentang *functional safety* pada suatu komponen yang terpisah dan didesain untuk mengurangi *functional risks*. Komponen dengan fungsi yang demikian disebut dengan SIS (Safety Instrumented System). SIS merupakan seperangkat *safety device* yang terpisah dengan BPCS (Basic Control Process System) dan menjadi pengaman sistem jika BPCS mengalami kegagalan.

SIS terdiri dari tiga elemen, yaitu sensor, logic solver dan final element. Tidak menutup kemungkinan bahwa *layer of protection* sejenis SIS yang berfungsi sebagai *safety device* juga dapat mengalami kegagalan. Oleh karena itu, dalam standar ISA-84/IEC-61511 terdapat suatu protokol untuk memberikan tingkatan atau level *safety device* yang ada di suatu sistem, yaitu SIL (Safety Integrity Level). Standar tersebut juga memiliki metode untuk menghitung dan mengetahui level SIL dari suatu sistem pada sebuah fasilitas/plant di industri proses. (ISA-TR84.00.02, 2002)

2.2 Asesmen Keselamatan Pada *Safety Device* Sebuah Sistem

Standar ISA-84/IEC-61511 memuat suatu metode untuk mengukur performa dari *safety device*, yaitu dengan menggunakan SIL (Safety Integrity Level). Komponen pengaman pada suatu fasilitas memungkinkan dapat terjadi kegagalan, sehingga dapat memunculkan risiko pada saat beroperasi. Seiring bertambahnya waktu, performa dari suatu peralatan mungkin dapat mengalami penurunan.

SIL hadir sebagai metode untuk melakukan asesmen terhadap sistem keselamatan dan keamanan pada sebuah sistem. Pada saat pertama kali sebuah fasilitas dibangun dan sistem dijalankan, tentu level SIL sudah dihitung dan dicatat sebagai nilai SIL dari sistem tersebut. Dewasa ini, nilai SIL tersebut bisa mengalami penurunan, maka dilakukan verifikasi SIL. Hal tersebut berfungsi untuk mengetahui apakah level SIL sistem masih memenuhi/sama dengan nilai SIL awal. Dengan menggunakan beberapa metode secara praktis dan sistematis, verifikasi SIL dapat dilakukan.

2.2.1 Metode-metode Verifikasi SIL

Verifikasi menurut KBBI berarti pemeriksaan tentang kebenaran laporan, pernyataan, perhitungan uang, dan sebagainya. Verifikasi SIL merupakan aktivitas untuk memeriksa apakah level SIL saat ini masih sama dengan level SIL pada saat pertama kali fasilitas dioperasikan. Untuk menentukan level SIL, maka berkaitan dengan nilai PFDavg (Probability of Failure on Demand), yaitu peluang terjadinya kegagalan saat *safety device* dibutuhkan. Mengacu pada standar yang sama, beberapa metode untuk menentukan level SIL, yaitu Simplified Equations, Fault Tree Analysis (FTA) dan Markov Analysis. (ISA-TR84.00.02, 2002)

Simplified Equations merupakan metode untuk menentukan PFDavg dengan menentukan nilai PFD dari masing-masing elemen, yaitu field sensor (FS), logic solver (LS), final element (FE), dan *support system* (SS). Berikut adalah persamaannya:

$$PFD_{SIS} = \Sigma PFD_{FS} + \Sigma PFD_{LS} + \Sigma PFD_{FE} + \Sigma PFD_{SS}$$

Persamaan dari metode tersebut merupakan perhitungan PFDavg yang diturunkan dari Markov Models, namun persamaan tersebut memiliki beberapa batasan. Berbeda dengan Markov Models, metode ini tidak dapat digunakan pada *failure* yang berdasarkan waktu atau *sequence*. Oleh karena batasan tersebut, maka metode ini tidak dapat digunakan untuk menganalisis *programmable logic solver*. (Angela Summers, 2000)

Markov Analysis merupakan metode untuk menentukan PFDavg dengan menggunakan permodelan dari suatu kegagalan. Metode ini menggunakan matriks dan berdasarkan pada Markov Models. Metode ini juga memberikan keuntungan yang tepat dalam menyelesaikan semua model kegagalan karena fleksibilitasnya. Tetapi dengan kelebihan tersebut, maka membutuhkan penyelesaian yang jauh lebih rumit dibanding metode lainnya. Kekurangan utamanya adalah butuh komputasi yang kompleks dari pemodelan Markov.

Fault Tree Analysis (FTA) merupakan metode yang paling umum yang digunakan untuk menghitung nilai risiko di industri proses. Metode ini menggunakan grafik yang memudahkan dalam visualisasi *failure paths*. Banyak program komputer dan referensi yang mengimplementasikan metode FTA ini. Pada ISA-TR merekomendasikan penggunaan metode FTA pada level SIL-2 dan SIL-3. Meskipun metode ini tidak disarankan digunakan untuk melakukan perhitungan jika terdapat *programmable logic solver*, yaitu seperti pada Simplified Equations, metode FTA memiliki tingkat presisi hasil yang lebih baik.

Pendekatan matematis antara metode FTA dan Markov Analysis ialah berbeda. Metode FTA mengasumsikan bahwa kegagalan dari komponen redundant adalah independen. Pada FTA, nilai PFDavg dihitung dari setiap komponen kemudian menggunakan aljabar Boolean sebagai gerbang logika dan strukturnya. Apapun metode yang digunakan akan menghasilkan nilai PFDavg yang berbeda, namun nilai PFDavg tersebut adalah nilai pendekatan yang dapat diterima. (Angela Summers, 2000)

Dari hasil kajian alternatif solusi untuk menyelesaikan masalah yang sama, maka peneliti menggunakan metode FTA. Alasannya adalah metode tersebut metode yang umum digunakan dalam asesmen risiko dan visualisasi grafik struktur dengan aljabar Boolean sehingga mempermudah proses pemecahan masalah. Selain itu, metode FTA juga direkomendasikan untuk perhitungan SIL pada level SIL-2 dan SIL-3. Dalam tugas akhir ini, verifikasi SIL akan dilakukan dengan target SIL-2.

Sebelum melakukan perhitungan PFDavg menggunakan metode FTA, terdapat tahap awal yang terlebih dahulu harus dilalui. Tahapan tersebut yaitu melakukan studi HAZOP (Hazard and Operability Study). Studi HAZOP bertujuan untuk melakukan analisis dan identifikasi terhadap deviasi, yaitu penyimpangan pada suatu komponen yang memungkinkan terjadinya risiko. Kemudian dilakukan analisis lebih dalam mengenai konsekuensi dan probabilitas dari risiko tersebut. Apapun metode yang digunakan, tahap pertama dalam menentukan nilai SIL adalah *process hazard analysis* (PHA), yaitu dengan melakukan studi HAZOP.

2.2.2 Hazard and Operability Study (HAZOP)

Hazard and Operability Study (HAZOP) adalah proses mengidentifikasi bahaya dan hal yang berpotensial menjadi bahaya pada suatu proses secara kualitatif sistematis dengan menggunakan kata kunci untuk mempelajari suatu deviasi. HAZOP digunakan untuk menguji setiap bagian pada proses untuk menemukan penyimpangan/deviasi dari desain prosesnya, beserta apa yang menyebabkan deviasi terjadi dan apa dampaknya (consequence). HAZOP merupakan review yang mendetil dan sistematis yang dapat diaplikasikan pada suatu plant baik yang baru maupun plant yang sudah berjalan. (ISA-TR84.00.02, 2002)

Risiko tidak dapat dievaluasi sebelum melakukan identifikasi terhadap bahaya, karena bahaya yang dapat menyebabkan risiko. Identifikasi bahaya atau *hazard* melalui Process Hazard Analysis (PHA), seperti HAZOP, What if/Checklist dan FMEA. Sumber bahaya dapat muncul dari percikan api, letusan, ledakan, terlepasnya fluida beracun, dan lain-lain. Bahaya dapat berpotensial mencelakai manusia, fasilitas dan lingkungan. Pada HAZOP akan menggunakan risk matrix dari pertemuan antara consequence/severity dengan likelihood. Risk matrix tersebut menjadikan HAZOP sebagai metode untuk mengukur risiko tanpa perlu melakukan *full-quantification* pada risiko. (Nigel Hyatt, 2004)

Studi dengan identifikasi suatu bahaya atau *hazard* dapat dilakukan dengan mengidentifikasi potensi kegagalan dari sistem pengaman, beserta penyebabnya (*potential cause*), konsekuensi jika hal itu terjadi (*potential consequence*), dan safeguard yang dipasang. Oleh karena itu, studi HAZOP menjadi langkah paling awal sebagai bagian dari proses analisis bahaya.

Sebuah HAZOP (Hazard and Operability) study adalah proses identifikasi hazard dan masalah operasi yang dilakukan oleh sebuah tim HAZOP. HAZOP berkaitan dengan identifikasi penyimpangan (deviation) potensial dari tujuan awal desain (design intent) sebuah sistem, identifikasi kemungkinan berbagai penyebab terjadinya hazard serta asesmen konsekuensi dari hazard bila hal itu terjadi. Tujuan utama dari studi HAZOP bukan hanya identifikasi hazard dan permasalahan operasional, namun juga diharapkan dapat dijadikan pertimbangan oleh penanggung jawab desain dari sebuah sistem.

HAZOP merupakan metode dalam PHA yang dapat diaplikasikan pada desain awal di sebuah fasilitas yang baru akan dibangun, maupun pada fasilitas yang sudah beroperasi sejak lama. HAZOP juga dapat menganalisis instruksi dan prosedur dalam mengoperasikan sesuatu sehingga *human error* juga dapat diidentifikasi. HAZOP menjadi metode yang paling banyak digunakan di dunia sebagai alat untuk mengidentifikasi bahaya. Metodologi untuk melakukan HAZOP study ini merujuk pada BS IEC 61882:2001. Prosedur dalam melakukan studi HAZOP adalah sebagai berikut:

1. Mengumpulkan dokumen dan *drawing*, seperti: process flow diagram (PFD), piping and instrument diagrams (PID) dan plot plans.
2. Menentukan dan membagi titik studi (nodes) sehingga menjadi beberapa segmen sehingga mudah untuk dikelola.
3. Menentukan *guidewords* dan parameter sehingga akan diketahui kemungkinan deviasi yang dapat terjadi. Parameter yang digunakan misalnya, komposisi, tekanan, suhu, level, viskositas, pH dan aliran. Sedangkan *guidewords* sendiri dibagi menjadi dua jenis, yaitu:

- a. *Main Guidewords*: more/higher/greater (berarti kelebihan), none/less (berarti kekurangan), as well as (berarti terjadi penambahan), partially (berarti belum penuh), reverse/instead of (berarti terjadi hal sebaliknya), dan other than/what else (berarti terjadi hal yang lainnya).
 - b. *Guidewords Applied to Time*: sooner, later, before, after, and while.
4. Dari setiap nodes yang telah ditentukan, maka terdapat deviasi atau penyimpangan yang kemungkinan terjadi. Contohnya: high pressure, high flow, high temperature, low flow, reverse flow, dan lain-lain.
 5. Menentukan penyebab (*cause*) dari terjadinya suatu deviasi.
 6. Menentukan konsekuensi (*consequence*) jika suatu deviasi terjadi, maka juga berkaitan dengan setiap penyebab/cause.
 7. Mencatat safeguards yang dapat mencegah suatu penyebab/cause dan konsekuensinya.
 8. Mencatat rekomendasi yang sekiranya dapat diimplementasikan ke depannya.

Sebuah risk matrix dapat diaplikasikan untuk consequence. Bahkan hal tersebut direkomendasikan untuk dilakukan di tahap terakhir melakukan studi HAZOP. Saat membuat risk matrix, lebih diutamakan untuk menilai consequence dengan kondisi tanpa safeguard. Sedangkan untuk mengevaluasi likelihood harus mengikutsertakan *existing* safeguard. Jika tidak memiliki safeguard, maka likelihood dapat didasarkan pada frekuensi, seperti likelihood dari sebuah cause. (Nigel Hyatt, 2004)

2.3 Node (Titik Studi)

HAZOP dapat mendefinikan suatu *hazard* melalui kata kunci (deviasi), penyebab deviasi, konsekuensinya, dan rekomendasi berupa mitigasi untuk skenario bahaya yang diasumsikan. HAZOP dapat diaplikasikan pada reaktor, vessel atau bagian lebih kecil dari suatu komponen sebagai titik studi (node). Penentuan titik studi atau nodes juga dapat dilakukan pada aliran garis yang tedapat valve dan pompa. Komponen untuk pendingin juga dapat ditentukan sebagai titik studi. (Mohamed Fahim et al., 2009)

Pada HAZOP, istilah node dideskripsikan sebagai proses seleksi satu atau lebih komponen yang menjadi fokus utama studi. Yang termasuk dalam sebuah node yaitu seperti garis pipa, pompa, vessel, heat exchanger, dan lain-lain. Sebuah vessel pada *drawing* memiliki garis (pipa) yang menuju dan keluar vessel. Pada mulanya untuk menentukan nodes tersebut, garis yang menuju, garis yang keluar dan vessel itu sendiri, yaitu berbeda nodes. Hal tersebut menjadikan metode pemilihan nodes yang menguras waktu dan menurunkan efisiensi HAZOP, meskipun memang lebih komprehensif. Kemudian muncul sebuah konsep mengenai *compound nodes*, yaitu menjadikan sebuah rute yang melibatkan satu komponen berupa satu node. Menambah ukuran nodes seperti itu menghasilkan progres yang lebih baik, *less repetition* dan HAZOP menjadi lebih efisien. (Nigel Hyatt, 2004)

Titik studi atau nodes dapat didefinisikan sebagai segmen pipa dan vessel yang terdapat pada suatu proses. Nodes juga disebut *line-by-line* dalam metode HAZOP. Proses menentukan nodes (noding) termasuk dalam tahapan dalam melakukan studi suatu fungsi proses. Beberapa perusahaan menggunakan kombinasi dari garis dan vessel utama sebagai titik studi, yang biasa disebut dengan *super nodes*. Hal itu tidaklah menjadi atribut utama dalam melakukan noding untuk pipa, namun hal tersebut berpengaruh terhadap proses noding dari vessel. (Primetech, 2020)

Proses melakukan penentuan node (disebut *noding*) menggunakan gambar PFD dan PID dari fuel gas system. Pada gambar PFD dapat diketahui bagaimana alur proses dari sebuah sistem secara keseluruhan. Tetapi gambar yang lebih detil yang mencakup komponen yang ada dalam sistem, beserta peralatan yang terpasang pada komponen tersebut, berada pada gambar PID.

2.4 Deviasi (Penyimpangan)

Deviasi merupakan konsep dasar yang paling awal dari studi HAZOP. Studi yang dilakukan merupakan simulasi dari sesuatu yang berulang-ulang namun bersifat abnormal. Deviasi dan gangguan menjadi kunci dimana suatu penyebab (cause) yang memiliki kemungkinan untuk terjadi, berdampak pada plant sehingga menimbulkan suatu konsekuensi. Maka dari itu kegunaan dari sebuah safeguard yang bertujuan untuk mencegah terjadinya deviasi atau membatasi dampak/konsekuensi jika terjadi deviasi.

Metodologi untuk menentukan deviasi adalah dengan menemukan antara dua hal, yaitu *guideword* dan *property*. *Property* sendiri dibedakan menjadi 3 jenis, yaitu parameter (seperti flow, pressure, reaction), operation (seperti transfer, empty) dan material (seperti steam dan diluent). Ketika *guideword* (contoh: high) bertemu dengan *property* yang parameter (contoh: pressure), maka deviasi merupakan hasil pertemuan keduanya, yaitu *high pressure*. (Nigel Hyatt, 2004)

Umumnya terdapat 10 deviasi yang muncul pada studi HAZOP, yaitu sebagai berikut:

- | | |
|---------------------|---------------------|
| a) No flow | f) High level |
| b) High flow | g) Low pressure |
| c) Low flow | h) High pressure |
| d) High contaminant | i) Low temperature |
| e) Less level | j) High temperature |

Dalam identifikasi deviasi juga harus mengetahui tipe dari masing-masing komponen. Komponen dapat berupa sebuah vessel, separator, filter, scrubber, tangki, pompa, dan manifold. Berikut adalah pengertian dari beberapa komponen:

- 1) Vessel/tangki: wadah tertutup yang berfungsi untuk menyimpan fluida.
- 2) Pressure vessel: wadah tertutup yang berfungsi untuk menyimpan fluida yang memiliki tekanan berbeda dengan tekanan sekitar.
- 3) Separator: alat yang berfungsi untuk memisahkan uap dari sumur menjadi gas dan liquid.
- 4) Filter: alat yang digunakan untuk memisahkan kontaminan padat, minyak dan air dari suatu uap gas.
- 5) Scrubber: alat yang bertujuan untuk membuang kotoran, air, zat asing, dan cairan yang tidak diinginkan dari suatu aliran gas.
- 6) Pompa: alat yang didesain untuk mempercepat proses transfer fluida dari suatu lokasi ke lokasi lainnya.
- 7) Manifold: berfungsi untuk mengalirkan suatu minyak atau gas dari satu komponen ke beberapa komponen lain sekaligus.

Deviasi dapat terjadi karena disebabkan oleh faktor lingkungan, *human error*, maupun kerusakan komponen. Deviasi harus dianalisis lebih lanjut mengingat deviasi memiliki konsekuensi dan likelihood yang akan memunculkan suatu risiko. Maka dari itu, studi HAZOP tidak berhenti setelah mengetahui deviasi yang kemungkinan dapat

terjadi. Namun proses studi dilanjutkan dengan melakukan analisis risiko dari terjadinya suatu deviasi, baik penyebab deviasi maupun dampak terjadinya deviasi.

2.5 Risk (Risiko)

Konsep dari risiko dimulai dari suatu kejadian yang berbahaya (*hazardous event*). *Hazardous event* merupakan terlepasnya suatu material atau energi yang berpotensial menyebabkan dampak buruk pada fasilitas plant, *workers* dan lingkungan. Hal tersebut menjelaskan bahwa suatu material memiliki risiko jika tidak dikelola dengan baik dan tepat sesuai prosedur. Risiko memiliki korelasi dengan dua faktor yang penting, yaitu:

- *How much of what* dan *how much damage* dari sebuah kejadian berbahaya, yang biasa disebut dengan **consequence**.
- *How often* kejadian berbahaya diprediksi dapat terjadi, biasa disebut dengan **frekuensi** atau **likelihood**.

Dari dua faktor di atas, selanjutnya risiko dapat didefinisikan sebagai produk dari konsekuensi dan frekuensi: (Nigel Hyatt, 2004)

$$\text{Risk} = \text{Consequence} \times \text{Likelihood}$$

Beberapa definisi risiko menurut sumber lain adalah sebagai berikut:

- a. Risiko (*risk*) merupakan akibat yang terjadi terhadap sesuatu yang tidak pasti. (ISO 31000: *Risk Management*)
- b. Risiko (*risk*) adalah situasi yang melibatkan bahaya. (Kamus Oxford)
- c. Risiko (*risk*) merupakan suatu hasil dari pertemuan antara sumber risiko (*source of risk*) dengan penyebab risiko (*cause of risk*). (ISA-TR84.00.02, 2002)

Sumber risiko adalah sumber penyebab munculnya suatu risiko. Dalam sistem fuel gas system pada ORF, produk dan bahan yang dikelola merupakan sumber bahaya dan sumber bahan bakar yang dapat memicu nyala api baik senangaja maupun tidak sengaja. Selain itu, kebocoran pada pipa juga dapat menjadi sumber risiko.

Cause of risk adalah pemicu yang dapat menyebabkan risiko terjadi. Dalam fuel gas system pada ORF ini, sumber terjadinya risiko antara lain disebabkan oleh *over pressure*, kesalahan prosedur operasional, kurangnya perawatan, dan penyebab lainnya. Ketika hal itu terjadi tentu akan memunculkan bahaya karena dapat terjadi kebocoran dan bahkan kebakaran.

Risiko dapat terjadi ketika munculnya suatu deviasi. Suatu penyimpangan tentu tidak dapat diabaikan dan mudah untuk dihindari. Oleh karena deviasi berkaitan erat dengan *safety device*, maka sangat diharapkan bagi peralatan pengaman dapat bekerja secara optimal ketika deviasi terjadi. Namun jika terjadi hal sebaliknya, dimana deviasi terjadi dan komponen pengaman juga mengalami kegagalan tentu dapat menyebabkan kejadian yang naas. SIL hadir sebagai salah satu cara untuk mengukur performa dari suatu *safety device* sehingga dapat mengetahui berapa level keamanannya beserta mitigasi terhadap risiko deviasinya.

2.6 Menghitung PFD dan SIL Dengan Metode FTA

Level SIL dapat diketahui jika nilai PFD (Probability of Failure on Demand) dari suatu *safety device* juga diketahui. Untuk menemukan nilai PFD, maka dengan menggunakan metode FTA. PFD (Probability of Failure on Demand) merupakan suatu

probabilitas terjadinya kegagalan pada *safety device*, pada saat sedang dibutuhkan sehingga SIF tidak mampu menjalankan fungsinya.

Langkah-langkah dalam melakukan perhitungan dan analisis SIL berdasarkan ISA TR84.02.2002 adalah sebagai berikut:

2.6.1 Studi HAZOP (*Hazard and Operability*)

HAZOP (*Hazard and Operability*) merupakan suatu analisis bahaya yang terstruktur dan sistematis terhadap suatu sistem berdasarkan deviasi operasi yang diperkirakan akan terjadi selama operasional berlangsung untuk mencegah risiko. HAZOP juga menjadi dasar sebagai penetapan SOP (*Standar Operasional Procedure*) yang akan digunakan dalam pengoperasian sistem. Selain itu, HAZOP juga merekomendasikan beberapa hal terkait peningkatan level keamanan dan keselamatan pada proses tersebut.

Prinsip analisa HAZOP adalah mengidentifikasi *hazard* dari suatu proses dengan cara menyimulasikan kondisi abnormal dari suatu sistem. Kondisi abnormal ini diwakili oleh deviasi yang mungkin terjadi pada sistem yang sedang dianalisa. Berbagai penyebab terjadinya deviasi juga dianalisa dan diukur kemungkinan terjadinya. Konsekuensi dari deviasi ini juga dianalisa dan diukur. Kombinasi antara kemungkinan terjadinya deviasi dan konsekuensi dari deviasi ini akan menentukan level risiko.

Analisa HAZOP juga mengidentifikasi apakah sistem memiliki *safeguard* yang cukup untuk mencegah terjadinya deviasi atau mengurangi dampak / konsekuensi bila sebuah *hazard* terjadi. Jika *safeguard* yang ada tidak cukup, maka perlu direkomendasikan tindakan apa yang harus dilakukan untuk memperbaiki keadaan. Berikut adalah tahapan dalam melakukan HAZOP: (BS IEC 61882, 2001)

- a. Memilih node. Node (titik studi) merupakan pemisahan suatu unit proses menjadi beberapa bagian agar analisis dapat dilakukan lebih sistematis dan terorganisir baik. Node bertujuan untuk membantu dalam penguraian suatu bagian-bagian dari proses (sub-proses).
- b. Mengidentifikasi deviasi menggunakan *guide words* pada setiap elemen. Identifikasi deviasi yang mungkin terjadi dapat memanfaatkan *guide words* / *keywords*. *Key words* sendiri dibedakan menjadi 2 tingkatan, yaitu *primary keywords* atau parameter (ukuran untuk mengetahui kondisi sistem seperti suhu, aliran, tekanan, korosi) dan *secondary keywords* atau *guide words* (merupakan sebuah kata yang jika digabungkan dengan parameter dapat menunjukkan sebuah kemungkinan deviasi, contohnya: no, less, more, reverse, dan as well as).
- c. Mengidentifikasi konsekuensi dan penyebabnya. Merupakan identifikasi terhadap faktor-faktor yang memungkinkan terjadinya deviasi, seperti *human error* atau kerusakan peralatan. Setelah mengetahui penyebabnya, maka menentukan frekuensi atau seberapa sering *possible cause* ini dapat terjadi. Penentuan frekuensi merujuk pada data dari OREDA 2002 dan NRPD 1991.
- d. Mengidentifikasi proteksi, deteksi dan peralatan *safety* lainnya. Analisis dan identifikasi bertujuan untuk mengetahui proteksi apa saja yang sudah ada sehingga dapat menentukan dimana yang perlu dilakukan analisis SIL. Dari identifikasi dan analisis HAZOP, beberapa komponen yang mungkin termasuk antara lain alarm level, emergency alarm dan komponen lainnya.

- e. Analisi likelihood atau frekuensi. Frekuensi terjadinya kegagalan pada komponen SIS disebabkan karena SIS *existing* pada fuel gas system milik ORF masih baru berjalan, sehingga data laju kegagalan belum bisa terekam secara mendetil. Oleh karena itu, data laju kegagalan diambil dari database OREDA 2002 (*Offshore Reliability Data Handbook*) dan NPROD 1991.
- f. Menentukan dan memberi rating kemungkinan (*likelihood*) terjadinya deviasi parameter proses ditentukan berdasarkan kriteria yang ditunjukkan pada **Tabel 2.1** berikut ini.

Tabel 2.1 Kriteria Penentuan Rating Kemungkinan (*Likelihood*)

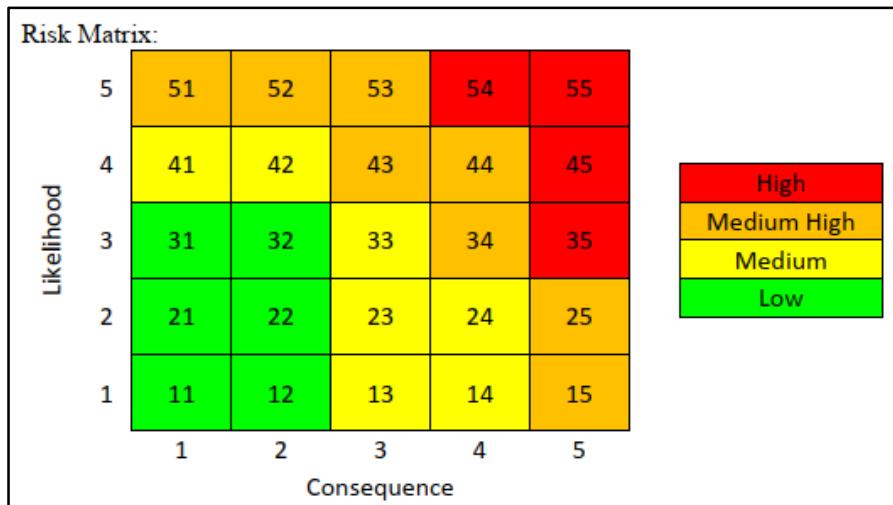
Rating	Deskriptor
1	Diharapkan tidak akan pernah terjadi selama fasilitas beroperasi
2	Mungkin akan terjadi sekali selama fasilitas beroperasi
3	Mungkin terjadi beberapa kali selama fasilitas beroperasi (k.l. sekali dalam 3 - 5 tahun)
4	Mungkin akan terjadi setahun sekali
5	Mungkin akan terjadi beberapa kali dalam setahun (k.l. sampai 10 kali dalam setahun)

- g. Rating konsekuensi apabila terjadi deviasi parameter proses ditentukan berdasarkan kriteria yang ditunjukkan pada **Tabel 2.2** berikut ini.

Tabel 2.2 Kriteria Penentuan Rating Konsekuensi

Rating	Keselamatan	Lingkungan	Operasional
1	Tidak ada orang yang terluka atau cidera ringan	Media / gas release yang tidak menimbulkan polusi terhadap lingkungan yang cukup signifikan	Kerusakan / kegagalan / gangguan tidak berpengaruh terhadap operasi
2	Cidera yang memerlukan rawat inap di rumah sakit	Media / gas release akan terurai atau dapat dinetralisir secara cepat oleh udara / air	Kerusakan / kegagalan / gangguan memerlukan repair yang dapat ditunda sampai jadwal shutdown berikutnya
3	Cidera yang cukup serius, dapat mengakibatkan cacat tetap	Media / gas release dengan tingkat medium. Media / gas yang terlepas memerlukan waktu beberapa lama untuk terurai atau dinetralisir, atau dapat dibersihkan dengan mudah	Kerusakan / kegagalan / gangguan memerlukan repair dan dapat menyebabkan kerugian tambahan yang tak terduga
4	Mengakibatkan satu orang meninggal dunia dan / atau cacat tetap lebih dari satu orang	Media / gas release yang cukup banyak dengan tingkat medium. Media / gas yang terlepas memerlukan waktu cukup lama untuk terurai atau dinetralisir	Kerusakan / kegagalan / gangguan menyebabkan plant shutdown dalam waktu yang singkat
5	Lebih dari satu orang meninggal dunia	Media / gas release yang cukup banyak dengan tingkat tinggi. Media / gas yang terlepas memerlukan waktu yang sangat lama / tidak dapat untuk terurai atau dinetralisir	Kerusakan / kegagalan / gangguan menyebabkan plant shutdown dalam waktu yang lebih lama

- h. Tingkat risiko dari setiap deviasi parameter proses yang menjadi ruang lingkup studi HAZOP diukur dengan menggunakan matrik risiko seperti yang ditunjukkan pada **Gambar 2.2** berikut ini. Matriks risiko ini mengadopsi matriks risiko dari API RP 581.



Gambar 2.2 Matrik Risiko yang Digunakan Pada Studi HAZOP
(Sumber: API RP 581)

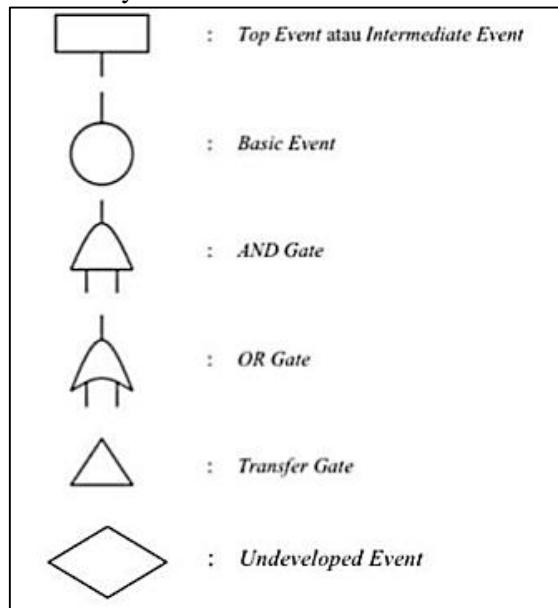
Proses analisis bahaya merupakan tahap awal sebelum dapat menghitung nilai suatu kegagalan. Untuk menyusun suatu struktur menggunakan FTA, harus mengetahui *top event* dan *basic event*, disitulah letak kegunaan dari dilakukannya studi HAZOP sebagai *process hazard analysis* di langkah yang paling awal.

2.6.2 FTA Untuk Menghitung Nilai PFD

Fault Tree Analysis adalah analisis diagram terstruktur yang mengidentifikasi elemen-elemen yang dapat menyebabkan kegagalan sistem. FTA digunakan untuk menangkap potensi kegagalan atau risiko dan dampak. FTA adalah metode yang sangat masuk akal dan efektif jika dilaksanakan tepat waktu. Metode FTA memiliki kekurangan, yaitu menggunakan diagram logika Boolean, yang menunjukkan hanya dua kondisi: berfungsi dan gagal. Juga sulit untuk memperkirakan keadaan kegagalan sebagian dari bagian-bagian proses, karena penggunaan metode umumnya menunjukkan bahwa prosesnya baik dalam kondisi baik atau dalam keadaan rusak.

Fault Tree Analysis adalah suatu metode yang digunakan untuk mengidentifikasi penyebab-penyebab kegagalan dari suatu peralatan/sistem. Fault Tree Analysis akan memudahkan operator dan engineer dalam melakukan troubleshooting. Fault Tree Analysis mengidentifikasi hubungan antara faktor penyebab kegagalan dan ditampilkan dalam bentuk pohon kesalahan yang melibatkan gerbang logika sederhana

(Ryan Pradipto, 2015). **Gambar 2.3** berikut adalah penjelasan simbol-simbol yang terdapat pada Fault Tree Analysis:



Gambar 2.3 Simbol-simbol pada FTA

(Sumber: Angela Indirarosi, 2016)

FTA umumnya merupakan proses iterasi yang melibatkan pemodelan SIF untuk menentukan nilai PFD. Langkah-langkahnya berdasarkan ISA-TR 84.00.02-2002 adalah sebagai berikut: (ISA-TR84.00.02, 2002)

1. Deskripsi SIF dan informasi aplikasi.
2. Identifikasi top event.
3. Menyusun FTA.
4. Pengujian secara kualitatif dari struktur FTA.
5. Evaluasi FTA secara kuantitatif.

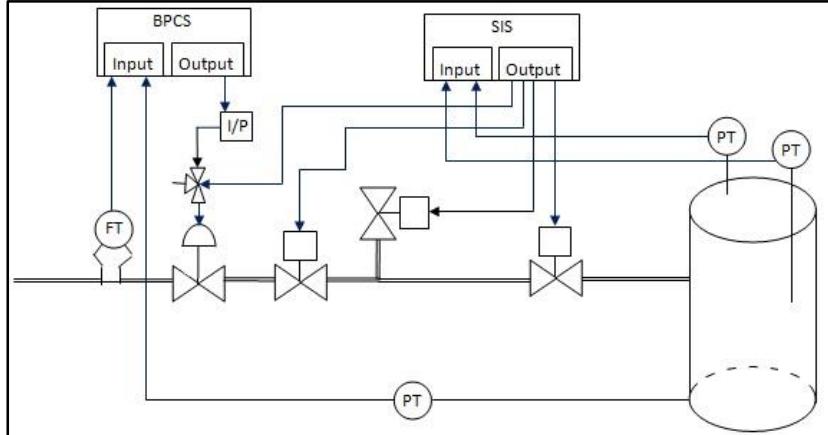
Penjelasan dari langkah-langkah tersebut dapat dilihat pada Bab III, yaitu bagian 3.7. Setelah mendapatkan nilai PFDavg, maka nilai tersebut dapat dikonversi menjadi level SILexisting. Nilai SIL tersebut dapat diverifikasi dengan level target SIL.

2.7 SIL dan Verifikasi SIL

Safety Integrity Level (SIL) adalah perangkingan level (dari 1-4) untuk menspesifikasikan kebutuhan *safety integrity* dari suatu SIF pada suatu SIS. Safety Integrity ialah probabilitas dari sebuah SIF memiliki performa yang tepat dan sesuai dengan fungsinya pada semua kondisi yang telah ditentukan dalam suatu waktu. Verifikasi berarti sebuah proses mengonfirmasi dengan beberapa tahapan dari *safety lifecycle* sehingga mencapai tujuan yang diharapkan. *Safety lifecycle* merupakan aktivitas yang dibutuhkan melibatkan implementasi dari suatu SIF. (ISA-TR84.00.02, 2002)

Sistem instrumentasi (*Instrument System*) merupakan seperangkat peralatan *hardware, software* dan prosesnya. Sebuah SIS (*Safety Instrument System*) merupakan sebuah sistem instrumentasi yang digunakan untuk mengimplementasikan satu atau lebih

SIF (*Safety Instrument Function*). Sebuah SIS terdiri dari beberapa jenis komponen, yaitu sensor, *logic solver* dan *final element* yang berfungsi untuk menjaga sistem dalam kondisi aman. Sebuah SIF merupakan fungsi dari SIS sebagai pengaman dan pengontrol saat melakukan tugasnya (sebagai pengaman). **Gambar 2.4** berikut adalah contoh suatu rangkaian sistem yang memiliki *safety device* berupa BPCS dan SIS:

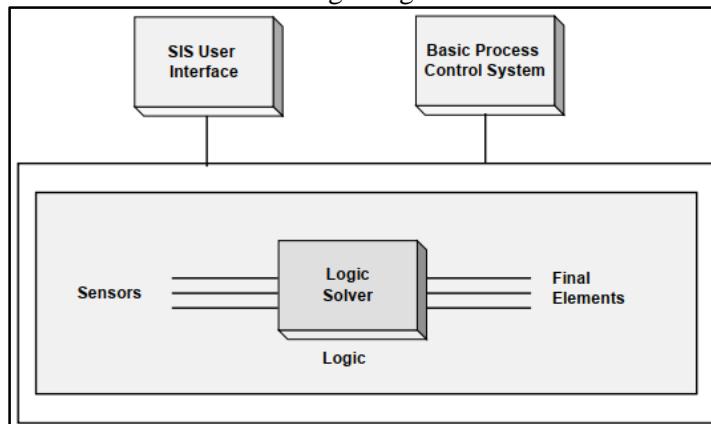


Gambar 2.4 Instrumented System yang Memiliki SIF
(Sumber: BS IEC 61511-1, 2003)

Safety Instrument System adalah sebuah sistem yang terdiri dari sensor, *logic solver* dan *final element*. SIS berfungsi untuk mengamankan sistem jika terjadi suatu penyimpangan saat kegiatan operasional sehingga tidak membahayakan manusia, lingkungan dan aset di fasilitas.

Sensor berfungsi sebagai pengubah besaran fisik menjadi sinyal listrik sehingga dapat dianalisa menggunakan suatu rangkaian listrik. *Logic solver* berfungsi untuk mengubah sinyal dari sensor kemudian mengirim perintah pada *final element*. *Final element* adalah perangkat yang digunakan untuk melakukan perintah dari *logic solver*, contohnya seperti *valve*, *solenoid valve* dan aktuator.

SIS merupakan sistem pengaman dengan tiga komponen tersebut. Apabila terjadi kegagalan pada salah satu elemen saja, maka dapat dipastikan SIS tidak akan bekerja sebagai pengaman. Hubungan antarkomponen dalam SIS bersifat seri, bukan paralel. Berikut adalah **Gambar 2.5** mengenai gambaran umum SIS:



Gambar 2.5 Gambaran Umum SIS berdasarkan standar IEC 61511
 (Sumber: Standar IEC 61511)

Independent Protection Layer merupakan suatu alat, sistem atau langkah untuk mengatasi konsekuensi dari skenario yang tidak diinginkan. Sebuah peralatan dikatakan sebuah IPL jika:

- Efektif untuk mencegah konsekuensi seperti yang direncanakan.
- Satu kejadian yang sama untuk sebuah atau beberapa peralatan.

Tabel 2.3 berikut menunjukkan beberapa contoh IPL dengan nilai PFD:

Tabel 2.3 Typical Probability of PFD Value (Sumber: S2S LOPA, 2012)

No.	IPL	Nilai PFD
1	Pressure Relief Device (PRD)	10^{-2}
2	Operator Response (educated, no stress)	10^{-2}
3	Operator Response (under high stress, average training)	5×10^{-1}
4	Operator response to alarms and procedures (low stress, recognised event)	10^{-1}

Menurut ISA TR84.02.2002, SIL merupakan spesifikasi dari suatu level kemampuan SIF dalam menjalankan fungsinya untuk mengurangi risiko yang dibutuhkan. SIS adalah instrumen yang dapat menerapkan SIF. Dalam melakukan analisis SIS akan dikombinasikan dengan IPL sehingga definisi dari *Safety Integrity Level* menjadi spesifikasi kemampuan serangkaian *safety device* untuk melakukan tugasnya sebagai alat pengaman.

Dari nilai PFD ataupun nilai RRF dapat digunakan sebagai acuan dalam memilih kelas SIL. **Tabel 2.4** berikut adalah nilai dari SIL sesuai dengan kelas atau levelnya berdasarkan standar IEC 61511 dan ISA TR84:

Tabel 2.4 Nilai PFD dan RRF Sesuai Dengan Level SIL

(Sumber: Standar IEC 61511)

Level SIL	Availability Required (%)	Nilai PFD	Nilai RRF (1/PFD)
1	90,00-99,00	E-002 to E-001	100 to 10
2	99,00-99,90	E-003 to E-002	1.000 to 100
3	99,90-99,99	E-004 to E-003	10.000 to 1.000
4	>99,99	E-005 to E-004	100.000

SIL required atau target SIL didasarkan dengan yang ada pada fasilitas ini. Data yang ditunjukkan yaitu dikatakan pada catatan yang berada di PID bahwa komponen transmitter termasuk dalam SIF dengan level SIL-2. Nilai SFF (Safety Failure Fraction) minimal 60% untuk tipe A dan 90% untuk tipe B dengan HFT (Hardware Fault Tolerance) = 0. Maka dapat merujuk pada persyaratan SFF pada standar IEC 61508, bahwa HFT = 0 tipe A nilai SFF 61%-90% memiliki level SIL-2 dan tipe B nilai SFF 91%-99% memiliki level SIL-2. Maka SIL required atau target SIL adalah level SIL-2. (David Smith, 2011)

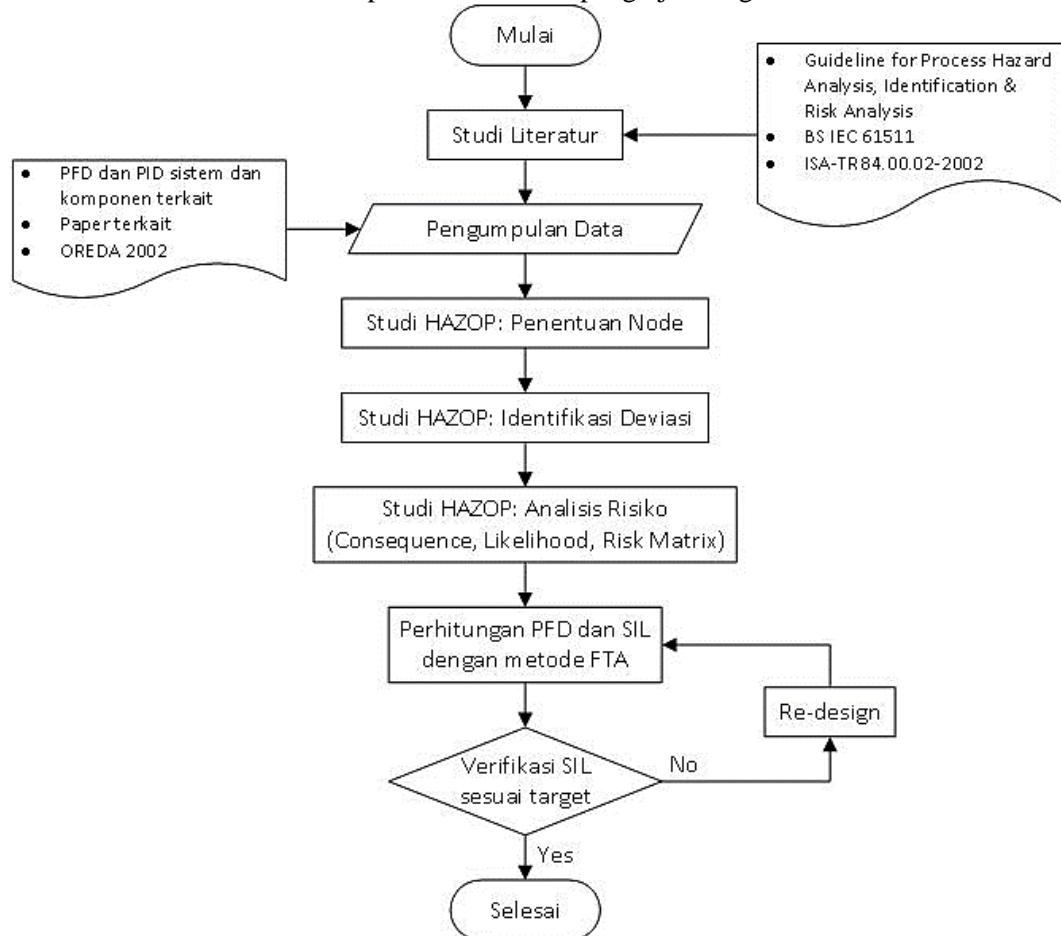
Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 3

METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Umum

Metode penelitian yang digunakan pada tugas akhir ini adalah semua kegiatan yang dilakukan untuk melakukan proses analisis setiap masalah yang ada pada penelitian ini. Berikut **Gambar 3.1** merupakan skema alur pengerjaan tugas akhir ini:



Gambar 3.1 Skema Alur Metodologi Penelitian

3.2 Studi Literatur

Studi literatur adalah penelitian yang dilakukan oleh peneliti dengan mengumpulkan sejumlah buku yang berkaitan dengan masalah dan tujuan penelitian. Tahap ini merupakan kegiatan awal untuk mencari semua informasi mengenai pengerjaan tugas akhir ini. Informasi tersebut dapat berupa definisi, penjelasan, teori, sejarah pengembangan teknologi ataupun penelitian, dan metode penyelesaian masalah. (Danial & Warsiah, 2009)

Studi literatur dilakukan dengan cara mengkaji standar, paper, jurnal, dan buku yang terkait dengan penelitian ini. Melakukan kajian terhadap paper dan jurnal sebagai

proses untuk mencari alternatif solusi untuk menyelesaikan masalah. Standar sebagai acuan dalam menyelesaikan masalah dan mencapai tujuan tugas akhir ini. Beberapa literatur yang digunakan pada tugas akhir ini sebagai berikut:

1. British Standard, IEC 61511, Functional Safety - Safety Instrumented systems for the process industry process.
2. ISA TR84.00.02, 2002, Part 4, Safety Instrumented Functions, Safety Integrity Level (SIL), Evaluation Techniques: Determining the SIL of a SIF via FTA.
3. Guidelines for Process Hazard Analysis, Hazard Identification & Risk Analysis.
4. Dan beberapa referensi paper lain yang terkait yang menjelaskan tentang definisi, langkah kerja dan contoh analisis SIL.

Dari tahap studi literatur akan menghasilkan suatu solusi atau metode yang dapat diaplikasikan dalam penelitian ini. Mekanisme secara sistematis untuk memecahkan masalah juga akan diperoleh setelah melakukan aktivitas tersebut. Selain itu, peneliti dapat menentukan data dan parameter apa saja yang diperlukan untuk digunakan dalam studi HAZOP, perhitungan PFD dan verifikasi SIL.

3.3 Pengumpulan Data

Pengumpulan data merupakan kegiatan yang dilakukan untuk memperoleh informasi yang dibutuhkan dalam rangka mencapai tujuan penelitian (Gulo, 2002). Dari studi literatur, peneliti mendapatkan data dan parameter yang diperlukan untuk menyelesaikan masalah dalam tugas akhir ini. Berikut adalah data yang digunakan untuk penelitian tugas akhir ini:

1. Gambar PID (Piping and Instrumentation Diagram) fuel gas system pada fasilitas ORF.
2. OREDA 2002 (Offshore Reliability Data).
3. NRPD 1991 (Non-electronics Part Reliability Data).

Pada tahap pengumpulan data, data dapat didapatkan dari dua jenis sumber, yaitu data primer dan data sekunder. Data primer merupakan data yang didapatkan sendiri secara langsung oleh peneliti melalui wawancara, observasi, kuisioner, pengukuran, maupun percobaan. Sedangkan data sekunder merupakan data yang didapatkan dari sumber lain, seperti data dari BPS (Badan Pusat Statistika), OREDA 2002 dan NRPD 1991. (Tata Sutabri, 2005)

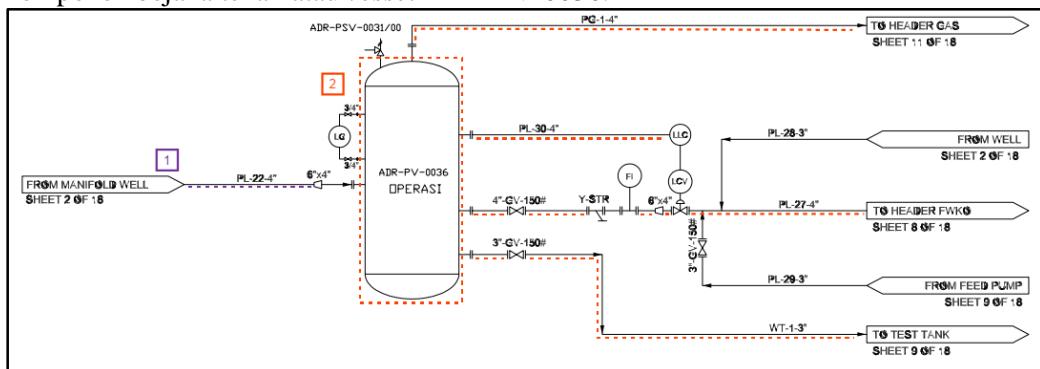
Peneliti dalam mengumpulkan data yaitu menggunakan data sekunder, yaitu data yang didapatkan dari perusahaan berupa *drawing* PFD (Process Flow Diagram) dan PID fuel gas system di ORF. Data lainnya juga didapatkan dari suatu lembaga, yaitu data sekunder mengenai *failure rate* dari OREDA 2002 dan NRPD 1991.

Output dari tahapan pengumpulan data tentu mendapatkan data yang sesuai dengan kebutuhan untuk pengolahan data. Proses dalam memecahkan masalah akan dimulai dari selesainya aktivitas mengumpulkan data. Data berupa *drawing* PID selanjutnya digunakan untuk melakukan studi HAZOP, sedangkan data OREDA 2002 digunakan dalam perhitungan PFDavg.

3.4 Studi HAZOP: Penentuan Node

Studi HAZOP dilakukan berdasarkan gambar PID yang didapatkan dari kegiatan pengumpulan data. Dengan studi HAZOP diharapkan semua *hazard* yang mungkin terjadi dapat diidentifikasi secara tepat dan secara mendetil. Langkah pertama dari studi HAZOP adalah dengan menentukan node. Node (titik studi) merupakan pemisahan suatu unit proses menjadi beberapa bagian agar studi dapat dilakukan secara sistematis.

Proses melakukan penentuan node (disebut *noding*) menggunakan gambar PFD dan PID dari fuel gas system. Pada gambar PFD dapat diketahui bagaimana alur proses dari sebuah sistem secara keseluruhan. Tetapi gambar yang lebih detil yang mencakup komponen yang ada dalam sistem, beserta peralatan yang terpasang pada komponen tersebut, berada pada gambar PID. Pada **Gambar 3.2** terdapat contoh melakukan proses penentuan node (*nooding*), Node 1 merupakan komponen manifold dan Node 2 ialah komponen bejana tekan atau *vessel* ADR-PV-0036.



Gambar 3.2 Contoh Proses Penentuan Node
(Sumber: Penulis)

Proses *noding* dilakukan dengan memberikan tanda berupa kotak dengan garis putus-putus pada tiap komponen, baik di PFD maupun di PID. Kemudian memberikan garis penghubung pada pipa yang mengalirkan fluida dari suatu komponen ke komponen lainnya. Namun, berbeda komponen maka digunakan warna (kontras) yang berbeda pula, hal tersebut bertujuan untuk mempermudah dalam membedakan antarkomponen dan arah alirannya. Untuk pipa yang menuju dan keluar dari suatu komponen, maka warnanya sama dengan komponen tersebut. Akan tetapi dalam penentuan node, komponen yang berstatus *inactive* atau tidak beroperasi, maka komponen tersebut tidak termasuk/dicatat sebagai suatu node.

Produk dari aktivitas penentuan node adalah komponen-komponen yang sudah dipilih sehingga kemudian dapat menentukan dan mengidentifikasi deviasi atau penyimpangan. *Drawing* PID yang telah ditentukan node akan memberikan akses yang lebih mudah untuk masuk ke dalam tahap selanjutnya.

3.5 Studi HAZOP: Identifikasi Deviasi

Langkah selanjutnya dalam melakukan studi HAZOP adalah dengan melakukan identifikasi deviasi. Pada tahap ini melakukan identifikasi terhadap penyimpangan atau kondisi yang tidak sesuai ekspektasi yang kemungkinan terjadi pada

saat fasilitas sedang beroperasi. Gambar PID yang telah ditentukan titik studinya (node) menjadi acuan dari diidentifikasinya deviasi pada setiap komponen.

Dalam identifikasi deviasi dapat dimulai dengan mengetahui tipe dari masing-masing komponen. Komponen dapat berupa sebuah vessel, separator, filter, scrubber, tangki, pompa, dan manifold. Kemudian diidentifikasi apakah suatu komponen kemungkinan mengalami suatu deviasi, seperti high contaminant, high level dan high pressure. Deviasi berkaitan erat dengan *keywords (guidewords)* dan parameter. Suatu komponen teridentifikasi deviasi berupa high pressure, maka terdapat *guideword* yaitu high dan parameter berupa tekanan. Proses identifikasi dilakukan pada semua komponen yang telah ditentukan dalam penentuan node.

Dari proses identifikasi deviasi akan memberikan output berupa data dan informasi mengenai kemungkinan suatu penyimpangan yang terjadi pada suatu komponen saat beroperasi. Kemudian dapat digunakan sebagai bahan dalam melakukan analisis risiko, yaitu melakukan analisis mengenai *possible cause*, konsekuensi jika deviasi terjadi dan peluang deviasi terjadi. Sebagai contoh kasus terjadinya high pressure, maka dianalisis apa yang sekiranya dapat menyebabkan tekanan meningkat, konsekuensi jika tekanannya tinggi dan berapa probabilitas dari deviasi tersebut terjadi.

3.6 Studi HAZOP: Analisis Risiko (Consequence, Likelihood, Risk Matrix)

Tahapan analisis risiko dapat dilakukan jika telah mengidentifikasi deviasi-deviasi pada setiap komponen (node). Pada tahap ini, analisis akan dilakukan dalam satu *worksheet* secara sistematis, mulai dari analisis *possible cause*, konsekuensi, *existing safeguard*, hingga risk matrix. Selain itu, untuk dapat menggunakan risk matrix, maka menggunakan data input dari standar API 581.

Analisis risiko yang dilakukan dimulai dengan mengidentifikasi *possible cause*, penyebab suatu penyimpangan terjadi di sebuah komponen. Kemudian melakukan analisis consequence, yaitu akibat apa yang muncul ketika risiko terjadi. Kemudian dihubungkan pada dampak yang mungkin terjadi setelah terjadinya konsekuensi tersebut, sehingga harus diklasifikasikan dan dikategorikan dari konsekuensi yang bersifat memberikan dampak skala besar hingga ke skala kecil, yaitu dengan nilai dari 5 hingga ke 1.

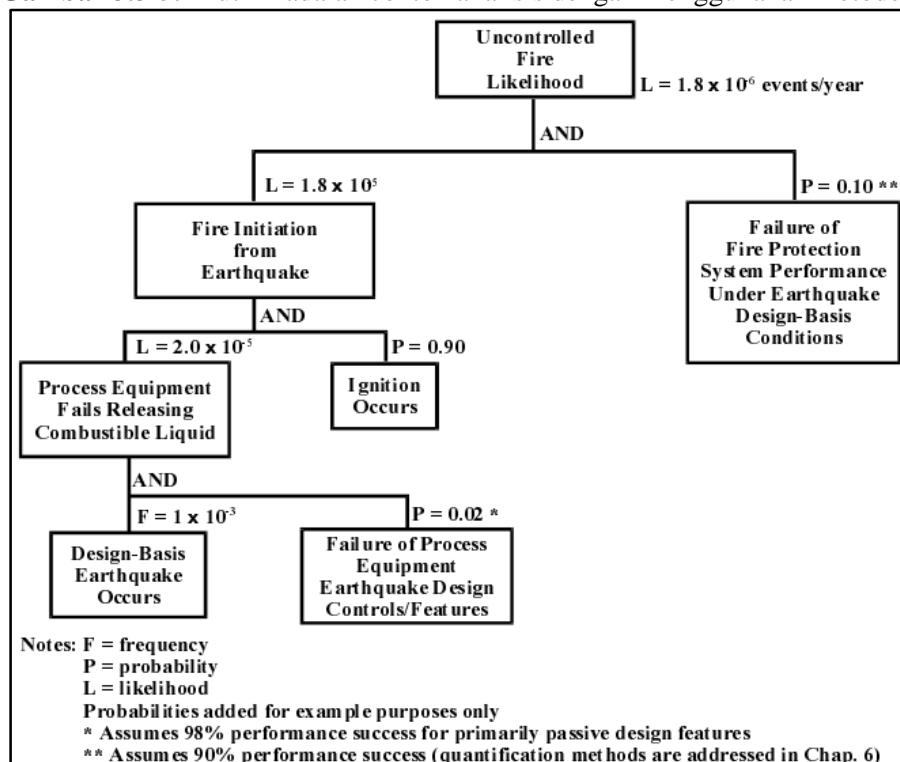
Analisis *likelihood* dilakukan pada langkah berikutnya untuk mengetahui seberapa sering kejadian dalam hal ini adalah deviasi atau penyimpangan pada saat operasional. Hal yang digunakan untuk melakukan analisis *likelihood* adalah catatan kejadian yang ada di lapangan/fasilitas. Data mengambil dari database yang ada, yaitu OREDA 2002 dan NRPD 1991 sebagai pendekatan nilai frekuensi kegagalan. Kemudian melakukan pengkategorian *likelihood* dari tinggi ke rendah dengan nilai 5 ke 1.

Setelah mengetahui kategori dari consequence dan likelihood, maka langkah selanjutnya yaitu menentukan risk matrix. Matriks yang digunakan yaitu matriks 5 x 5 yang merujuk pada standar API 581. Baik consequence dan likelihood telah dikategorikan dengan nilai 1 sampai 5, maka dikonversikan ke dalam matriks tersebut sehingga akan menghasilkan beberapa kategori risiko (*risk ranking*), yaitu antara *low risk*, *medium risk*, *medium high risk*, ataupun *high risk*. Risk ranking diperlukan untuk memilih dan mengetahui *possible cause* mana yang memiliki risiko terbesar.

Di akhir dari aktivitas analisis risiko, maka peneliti mendapatkan suatu hasil analisa berupa satu kesatuan *worksheet* yang terdiri dari cause, consequence sesuai dengan klasifikasi, likelihood sesuai dengan kategori, safeguard yang telah ada, dan risk matrix. Ketika sudah mengetahui deviasi dan *possible cause* mana yang memiliki risiko tinggi, maka hal tersebut dapat dijadikan sebagai target utama dalam perhitungan PFD dan verifikasi SIL. Hal itu dikarenakan risiko tinggi memiliki kemungkinan akibat dari SIS atau IPL yang bekerja tidak optimal.

3.7 Perhitungan PFD dan SIL Dengan Metode FTA

Pada tahap perhitungan ini, deviasi yang sekiranya telah dikategorikan sebagai risiko tinggi dari hasil analisis risiko di tahap sebelumnya, dapat dijadikan sebagai acuan untuk menghitung PFD (Probability of Failure on Demand). Kategori yang dilakukan perhitungan adalah deviasi dengan risiko *high*, *medium high* dan *medium*. Dalam menghitung dan mencari nilai SIL intinya adalah mencari nilai PFDavg pada sebuah SIS. Untuk menentukan nilai tersebut dapat digunakan beberapa metode seperti simplified equation, fault tree analysis (FTA), Markov analysis (ISA-TR84.00.02, 2002). Pada penelitian ini menggunakan metode FTA untuk menemukan nilai PFDavg pada sebuah SIS. **Gambar 3.3** berikut ini adalah contoh analisis dengan menggunakan metode FTA.



Gambar 3.3 Contoh Analisis FTA

(Sumber: Thomas F. Barry, 2002)

PFD dapat dianalisa dengan menggunakan FTA dari masing-masing komponen atau peralatan safety yang mempunyai fungsi safety yang sama. Data failure rate yang akan digunakan adalah mengacu pada data OREDA 2002. FTA ialah metode penentuan

probability of failure suatu sistem dengan menggunakan gerbang logika yang disusun secara top-down. Perhitungan kuantitatif FTA pada tugas akhir ini menggunakan pendekatan numerik. Pendekatan numerik dipilih dikarenakan mudah untuk digunakan serta dapat mengacu pada data OREDA 2002 yang diperoleh.

Mekanisme menggunakan metode FTA untuk menghitung PFDavg terdapat pada standar ISA-TR84.00.02-2002 – Part 3. Berikut adalah tahapan-tahapannya:

1. Langkah yang pertama yaitu dengan mendapatkan informasi dan data yang *required* pada perhitungan menggunakan FTA, seperti gambar PID, failure mode, failure rate, dan beberapa data lainnya.
2. Kemudian mengidentifikasi top event, parameter yang dapat dijadikan sebagai top event adalah seperti deviasi/penyimpangan.
3. Selanjutnya adalah menyusun *fault tree* yaitu secara top-down dan sekaligus melakukan peninjauan terhadap struktur tersebut (qualitative review).
4. Setelah struktur *fault tree* tersusun, maka data failur rate dapat diinput untuk menghitung, data tersebut didapatkan dari OREDA 2002.
5. Langkah terakhir ialah menghitung keseluruhan nilai failure rate sehingga menghasilkan estimasi PFDavg.

Akhir dari tahapan ini adalah berupa nilai PFDavg dan dengan mengacu pada IEC 61511, maka dapat diketahui level SIL. Ketika nilai SILexisting, yaitu nilai SIL yang didapatkan setelah proses perhitungan menggunakan metode FTA ditentukan, proses verifikasi sudah dapat dilakukan.

3.8 Verifikasi SIL dengan Target SIL

Kegiatan pada langkah ini adalah dengan memverifikasi SIL dengan SILrequired atau target SIL yang didasarkan dengan yang ada pada fasilitas ini. Nilai SILexisting telah didapatkan dari tahap sebelumnya. Maka pada proses verifikasi hanya tingga mencocokkan saja dengan nilai target SIL, yaitu SIL-2.

Data yang ditunjukkan yaitu dikatakan pada catatan yang berada di gamar PID bahwa komponen trasmitter termasuk dalam SIF dengan level SIL-2. Nilai SFF (Safety Failure Fraction) minimal 60% untuk tipe A dan 90% untuk tipe B dengan HFT (Hardware Fault Tolerance) = 0. Mengacu pada buku Reliability, Maintainability and Risk (Eighth Edition) 2011 oleh David J. Smith, maka ketentuan tersebut dikategorikan pada level SIL-2. Maka level SILexisting harus memenuhi target SIL-2.

Pada tahap ini diharapkan muncul sebuah hasil berupa rekomendasi kepada *safety device*. Jika perhitungan SIL yang didapatkan sudah memenuhi target SIL, maka proses berakhir di langkah ini. Jika SILexisting tidak memenuhi target SIL akan diteruskan pada tahap *re-design*, dimana beberapa opsi rekomendasi dapat diajukan untuk meningkatkan nilai SIL.

3.9 Re-Design

Langkah ini harus dilakukan jika SILexisting tidak sesuai dengan target SIL atau SILrequired. Namun jika perhitungan SIL sudah memenuhi target SIL, maka langkah ini tidak perlu dilakukan. Tujuan dari tahapan ini adalah untuk memberikan rekomendasi sehingga keselamatan dan keamanan pada fasilitas ORF dapat tetap terjaga integritasnya.

Terdapat dua system *safety* yang bias ditambahkan untuk mencapai nilai SIL required, yaitu menambahkan SIS atau IPL. Penambahan SIS atau IPL dapat dilakukan pada komponen yang memiliki deviasi dengan risiko tertinggi (*high risk*). Penilaian ini tergantung dari kemampuan peralatan tersebut menurunkan nilai PFDavg untuk mencapai target SIL yang diharapkan dan berbagai kondisi lainnya.

Proses tidak berhenti disini, setelah melakukan tahap *re-design* maka harus dilakukan perhitungan ulang PFD dan PFDavg, kembali pada tahap di subbab 3.7 sehingga dapat mendapatkan nilai SILexisting yang baru. Kemudian dilakukan verifikasi kembali hingga memenuhi level dari target SIL.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 4

ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini membahas dan menguraikan langkah-langkah yang dilakukan dalam menyelesaikan masalah berdasarkan data-data yang telah tersedia. Langkah-langkah tersebut telah dijelaskan pada bab sebelumnya secara terperinci. Pada bab ini juga menganalisis dan mengolah data yang telah didapatkan sampai keluar hasil dan kesimpulan.

4.1 Deskripsi Sistem

Sistem yang dianalisis pada tugas akhir ini adalah Fuel Gas System. Sistem tersebut merupakan *utility system* yang terdapat pada fasilitas ORF (Onshore Receiving Facilities). Fluida gas yang berasal dari WHP (Wellhead Platform) mengalir menuju ORF Pig Receiver R-2930, selanjutnya gas mengalir ke Inlet Separator V-2010 yang kemudian didistribusikan ke Fuel Gas System, Liquid Burner System dan Sales Gas Pipeline. Selain itu, terdapat pipa yang langsung dapat mengalirkan fluida gas dari WHP ke Fuel Gas System.

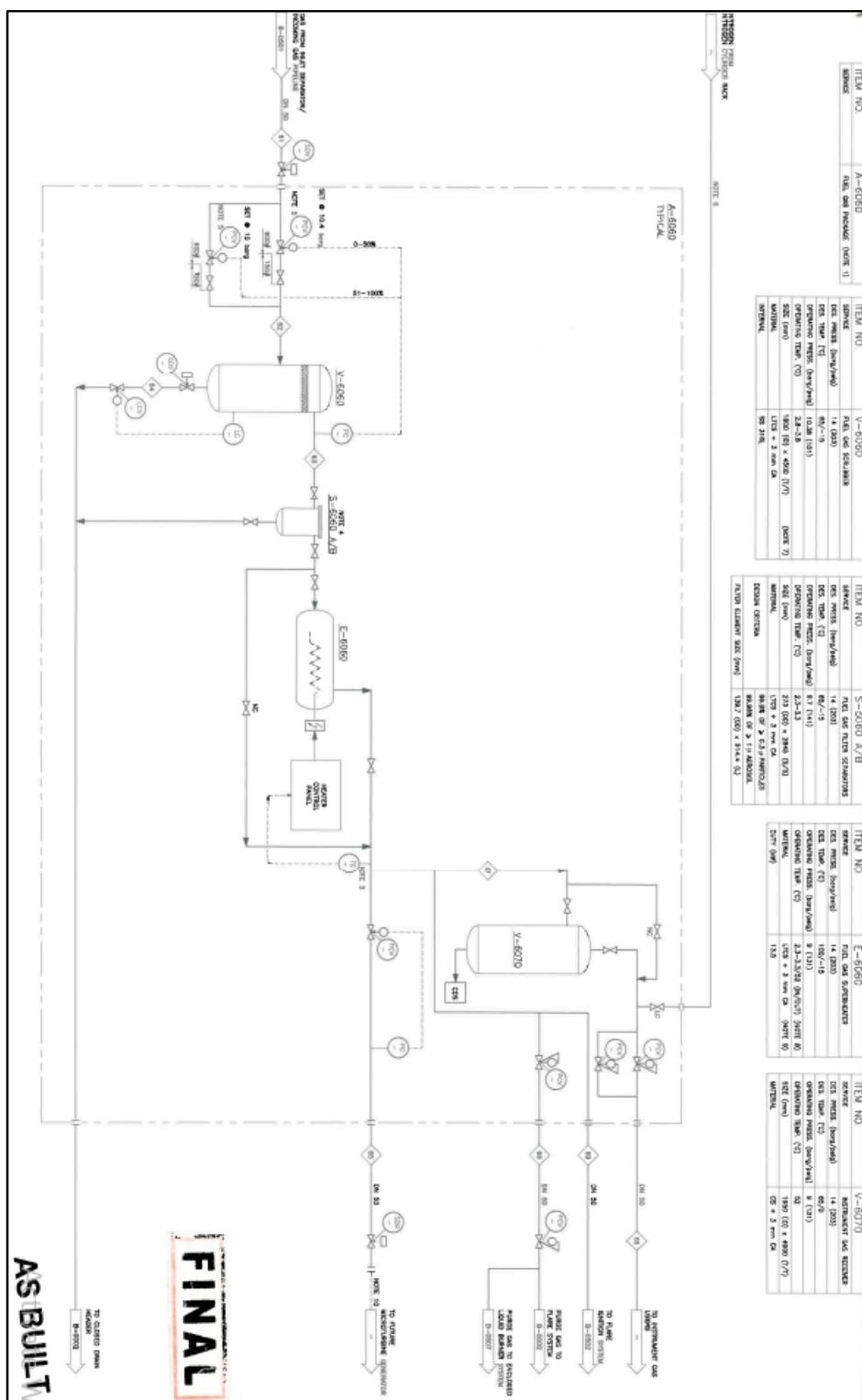
Pada Fuel Gas System, gas masuk ke Fuel Gas Scrubber V-6060 untuk dilakukan proses penyaringan dan pemisahan gas dari partikel polutan yang ada di gas. Kemudian gas menuju Fuel Gas Filter Separator S-6060A/B untuk mendapatkan proses filterisasi lanjutan. Setelah gas mengalami dua kali proses penyaringan, kemudian gas menuju Fuel Gas Superheater E-6060 untuk dilakukan proses pemanasan sehingga *temperature ouput* adalah 52°C.

Gas yang telah dipanaskan hingga suhu 52°C dapat didistribusikan ke Instrument Gas Receiver V-6070, Liquid Burner, Flare Header, Flare Ignition Panel, dan Microturbine Generators. Dari Instrument Gas Receiver V-6070, selanjutnya gas didistribusikan untuk digunakan dalam aktivitas operasional fasilitas ORF. Pada **Gambar 4.1** dan **Gambar 4.2** menunjukkan *drawing PFD* dan *PID* dari Fuel Gas System. **Lampiran 1** menunjukkan gambar PFD dan PID Fuel Gas System secara keseluruhan.

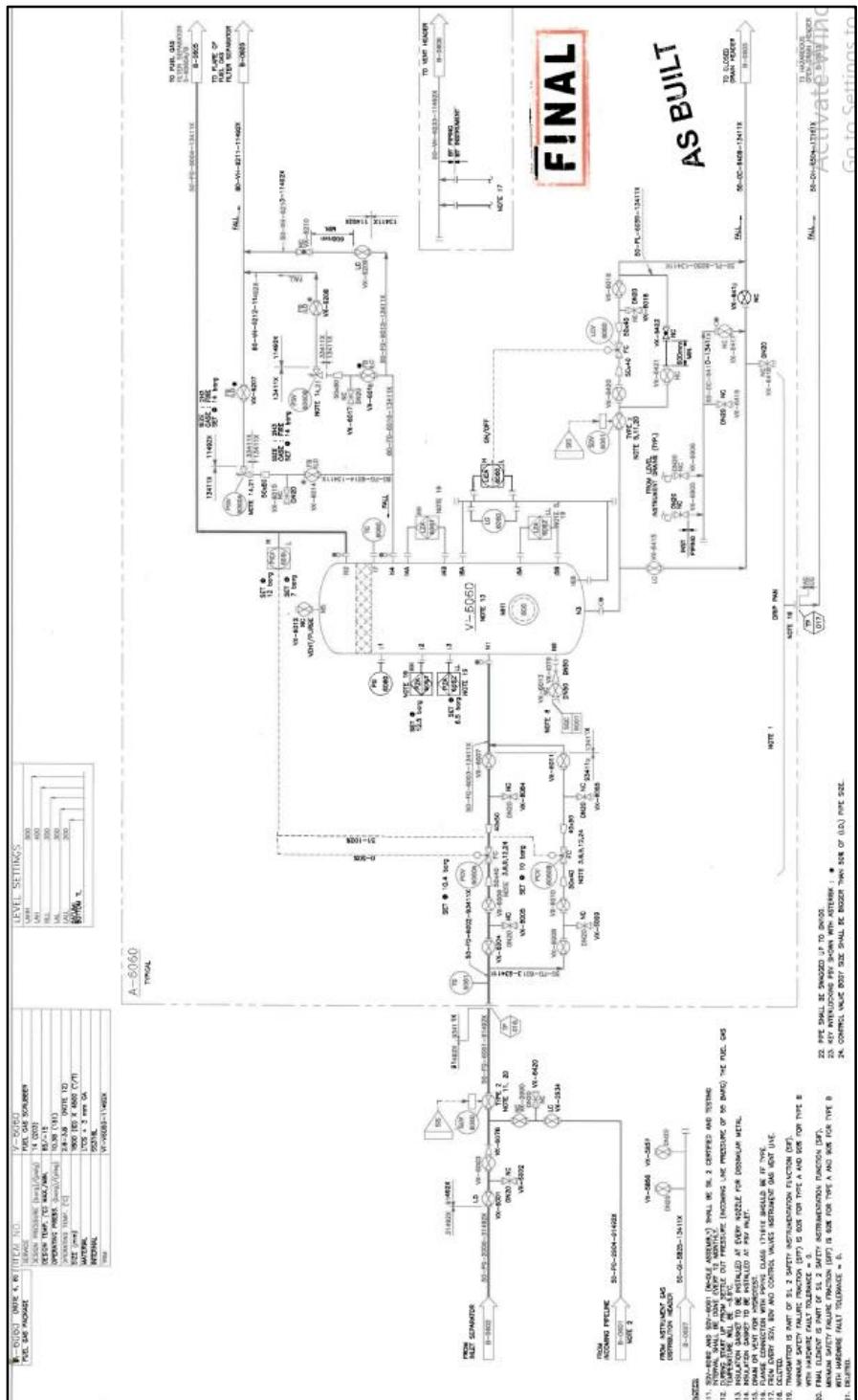
Pada **Tabel 4.1** berikut ini menunjukkan daftar komponen yang terdapat pada Fuel Gas System yang menjadi ruang lingkup studi HAZOP.

Tabel 4.1 Daftar Komponen Fuel Gas System

No.	Tag	Komponen
1	V-6060	Fuel Gas Scrubber
2	S-6060A	Fuel Gas Filter Separator
3	S-6060B	Fuel Gas Filter Separator
4	E-6060	Fuel Gas Superheater
5	V-6070	Instrument Gas Receiver



Gambar 4.1 Process Flow Diagram (PFD) Fuel Gas System



Gambar 4.2 Process & Instrument Diagram (PID) Fuel Gas Scrubber V-6060 Fuel Gas System

4.2 Studi HAZOP: Penentuan Titik Studi (Node)

Node adalah terminologi yang digunakan untuk mendeskripsikan pemilihan satu atau beberapa komponen yang akan menjadi fokus studi. Sebuah *node* bisa berupa *line*, sebuah pompa, sebuah *vessel*, sebuah *heat exchanger* atau kumpulan dari beberapa item. Proses melakukan penentuan node (disebut *noding*) menggunakan gambar PFD dan PID dari fuel gas system. Pada gambar PFD dapat diketahui bagaimana alur proses dari sebuah sistem secara keseluruhan. Tetapi gambar yang lebih detil yang mencakup komponen yang ada dalam sistem, beserta peralatan yang terpasang pada komponen tersebut, berada pada gambar PID.

Proses *noding* dilakukan dengan memberikan tanda berupa kotak dengan garis putus-putus pada tiap komponen, baik di PFD maupun di PID. Kemudian memberikan garis penghubung pada pipa yang mengalirkan fluida dari suatu komponen ke komponen lainnya. Namun, berbeda komponen maka digunakan warna (kontras) yang berbeda pula, hal tersebut bertujuan untuk mempermudah dalam membedakan antarkomponen dan arah alirannya. Untuk pipa yang menuju dan keluar dari suatu komponen, maka warnanya sama dengan komponen tersebut. Akan tetapi dalam penentuan node, komponen yang berstatus *inactive* atau tidak beroperasi, maka komponen tersebut tidak termasuk/dicatat sebagai suatu node.

Ada sebanyak 5 node yang menjadi kajian HAZOP. Dari data yang diperoleh 5 node dinyatakan aktif beroperasi (*active*) dan tidak ada yang dinyatakan tidak beroperasi (*inactive*). Masing-masing node yang menjadi fokus studi bisa berupa *line* atau *pressure vessel*. Ringkasan deskripsi node untuk studi ini dapat dilihat pada **Tabel 4.2. Lampiran 2** menunjukkan deskripsi detail dari masing-masing node.

Tabel 4.2 Daftar Ringkasan Nodes Fuel Gas System

No.	Nodes	Type	Comment
1	Fuel Gas Scrubber V-6060	Vessel	Active
2	Fuel Gas Filter Separator S-6060A	Vessel	Active
3	Fuel Gas Filter Separator S-6060B	Vessel	Active
4	Fuel Gas Superheater E-6060	Heat Exchanger	Active
5	Instrument Gas Receiver V-6070	Vessel	Active

4.3 Studi HAZOP: Identifikasi Penyimpangan (Deviasi)

Deviasi merupakan inputan bagi analisa HAZOP untuk menyimulasikan perilaku abnormal dari node yang dianalisa. Deviasi diturunkan dari gabungan kata pandu (*guide word*) dan parameter. Pada awalnya menentukan deviasi adalah dengan menemukan antara dua hal, yaitu *guideword* dan *property*. *Property* sendiri dibedakan menjadi 3 jenis, yaitu parameter (seperti flow, pressure, reaction), operation (seperti transfer, empty) dan material (seperti steam dan diluent). *Guidewords* dibagi menjadi dua bagian yang sudah dijelaskan pada Bab 2.

Dalam identifikasi deviasi dapat dimulai dengan mengetahui tipe dari masing-masing komponen. Komponen dapat berupa sebuah *vessel*, *separator*, *filter*, *scrubber*, *tangki*, *pompa*, dan *manifold*. Kemudian diidentifikasi apakah suatu komponen

kemungkinan mengalami suatu deviasi, seperti high contaminant, high level dan high pressure. Deviasi berkaitan erat dengan *keywords (guidewords)* dan parameter. Suatu komponen teridentifikasi deviasi berupa high pressure, maka terdapat *guideword* yaitu high dan parameter berupa tekanan. Proses identifikasi dilakukan pada semua komponen yang telah ditentukan dalam penentuan node.

Sebagai contoh yaitu *guideword* (contoh: high) bertemu dengan *property* yang parameter (contoh: pressure), maka deviasi merupakan hasil pertemuan keduanya, yaitu *high pressure*. **Tabel 4.3** berikut ini menunjukkan contoh deviasi untuk node 1. **Lampiran 2** menunjukkan daftar deviasi dari masing-masing node secara menyeluruh.

Tabel 4.3 Contoh Deviasi Node 1 Pada Fuel Gas System

Node 1: Fuel Gas Scrubber V-6060

Nodes	Type	Guide Word	Parameter	Deviation
Fuel Gas Scrubber V-6060	Vessel	As well as	Composition	High Contaminant
		High	Level	High Level
		High	Pressure	High Pressure
		As well as	Flow	Leak
		Low	Level	Low Level
		Low	Pressure	Low Pressure

4.4 Studi HAZOP: Analisis Risiko (HAZOP Worksheet)

HAZOP worksheet berisi hasil analisa penyebab deviasi dan konsekuensi yang ditimbulkan bila deviasi ini terjadi pada masing – masing node. *Safeguard* yang ada untuk mencegah agar deviasi ini tidak terjadi juga dianalisa. Untuk menentukan tingkat kekritisan dari masing – masing rangkaian analisa, maka kemungkinan yang menyebabkan deviasi dan akibat yang ditimbulkannya diukur tingkat risikonya.

Analisis risiko yang dilakukan dimulai dengan mengidentifikasi *possible cause*, penyebab suatu penyimpangan terjadi di sebuah komponen. Kemudian melakukan analisis *consequence*, yaitu akibat apa yang muncul ketika risiko terjadi. Kemudian dihubungkan pada dampak yang mungkin terjadi setelah terjadinya konsekuensi tersebut, sehingga harus diklasifikasikan dan dikategorikan dari konsekuensi yang bersifat memberikan dampak skala besar hingga ke skala kecil, yaitu dengan nilai dari 5 hingga ke 1. Pada **Tabel 2.2** di Bab 2 dapat diketahui justifikasi dari penilaian terhadap *consequence*.

Analisis *likelihood* dilakukan pada langkah berikutnya untuk mengetahui seberapa sering kejadian dalam hal ini adalah deviasai atau penyimpangan pada saat operasional. Hal yang digunakan untuk melakukan analisis *likelihood* adalah catatan kejadian yang ada di lapangan/fasilitas. Selain itu, juga perlu dilakukan justifikasi terhadap nilai *likelihood* dengan melihat pada **Tabel 2.1** pada Bab 2. Kemudian melakukan pengkategorian *likelihood* dari tinggi ke rendah dengan nilai 5 ke 1.

Langkah selanjutnya yaitu menentukan risk matrix. Matriks yang digunakan yaitu matriks 5x5 yang merujuk pada standar API 581. Baik consequence dan likelihood

telah dikategorikan dengan nilai 1 sampai 5, maka dikonversikan ke dalam matriks tersebut sehingga akan menghasilkan beberapa kategori risiko (*risk ranking*), yaitu antara *low risk*, *medium risk*, *medium high risk*, ataupun *high risk*. Risk ranking diperlukan untuk memilah dan mengetahui *possible cause* mana yang memiliki risiko terbesar. Bila diperlukan, rekomendasi juga akan diberikan untuk mengurangi tingkat risiko dari suatu deviasi.

Tabel 4.4 berikut ini menunjukkan contoh HAZOP *Worksheet* pada node 1 untuk deviasi *high contaminants* dan *high level*. **Lampiran 2** menunjukkan seluruh HAZOP *Worksheet* untuk Fuel Gas System.

Tabel 4.4 Contoh HAZOP *Worksheet* Untuk Node 1 Pada Fuel Gas System

Node: 1. Fuel Gas Scrubber V-6060

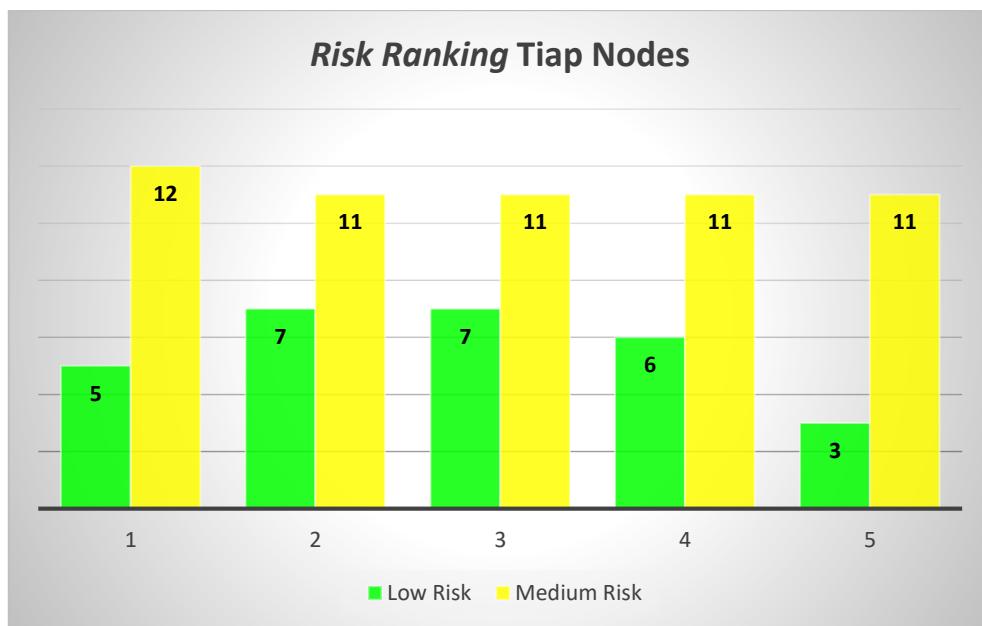
Type: Vessel

Deviation	Causes	Consequences	Risk Matrix			Safeguards
			L	C	RR	
High Contaminants	Contaminated feed (gas) from Inlet Separator V-2010	Pollutants from feed (gas) is absorbed in scrubbing liquid with higher quantity. Possibly leading to increase pressure at Fuel Gas Scrubber V-6060.	2	3	Medium Risk	SDV 6060, PCV 6060A/B, PSV 6060A/B at V-6060, PG 6060 at V-6060, LG 6060 at V-6060
High Level	Excess feed (gas) supply from Inlet Separator V-2010	Higher feed (gas) supply can make the amount of gas is increased. Possibly the pressure at Fuel Gas Scrubber V-6060 is over design pressure.	2	3	Medium Risk	LG 6060 at V-6060, PG 6060 at V-6060, LCV 6060, PCV 6060A/B, PSV 6060A at V-6060, SDV 6060
	Level control valve fails (stuck closed)	Scrubbing liquid is trapped in the Fuel Gas Scrubber V-6060 with no flow. Feed (gas) supply still go on, increasing the level of scrubbing liquid. Leading to increased pressure then over design pressure.	2	3	Medium Risk	LG 6060 at V-6060, PSV 6060A at V-6060, Valve VX-6421, Valve VX-6415

Hasil dari analisis risiko melalui HAZOP *Study Worksheet*, maka dapat ditarik kesimpulan hasil Studi HAZOP bahwa consequence secara keseluruhan adalah 84 kejadian, dengan tingkat risiko (*risk ranking*) sebanyak 28 low risk dan 56 medium risk. Selanjutnya adalah menentukan bahaya apa yang sering ditemui (*likelihood* tinggi) dan yang memiliki konsekuensi bahaya tinggi pula. Rangkuman dari analisis risiko dapat dilihat pada **Tabel 4.5** dan grafik pada **Gambar 4.3** berikut ini.

Tabel 4.5 Rangkuman Studi HAZOP Analisis Risiko

Node	Low Risk	Medium Risk
1	5	12
2	7	11
3	7	11
4	6	11
5	3	11



Gambar 4.3 Rangkuman *Risk Ranking* Studi HAZOP

Berdasarkan hasil analisis *hazard* kemudian diolah menjadi data dalam bentuk tabel dan grafik di atas. Kesimpulan yang didapat adalah bahaya dengan *consequence* paling parah dan *likelihood* tertinggi (medium risk) adalah ***over pressure***. Bahaya tersebut menjadi *top possible hazard* pada semua node atau komponen yang ada di Fuel Gas System. Bahaya *over pressure* digunakan sebagai *top event* pada langkah analisis selanjutnya, yaitu pada analisis dan perhitungan PFD dengan menggunakan metode FTA dan ETA.

4.5 Perhitungan PFD Dengan FTA dan ETA

Perhitungan nilai PFD membutuhkan data *failure rate* dan diolah menggunakan metode FTA kemudian ETA. Fault Tree Analysis adalah suatu metode yang digunakan untuk mengidentifikasi penyebab-penyebab kegagalan dari suatu peralatan/sistem. Sedangkan ETA merupakan suatu metode simulasi untuk mengetahui peluang terjadinya suatu kejadian kegagalan setelah melalui beberapa lapisan pengaman suatu sistem. ETA menghitung berapa peluang kegagalan dari *safety device* saat diperlukan. Dengan kata lain, melalui ETA maka nilai PFD dapat ditemukan.

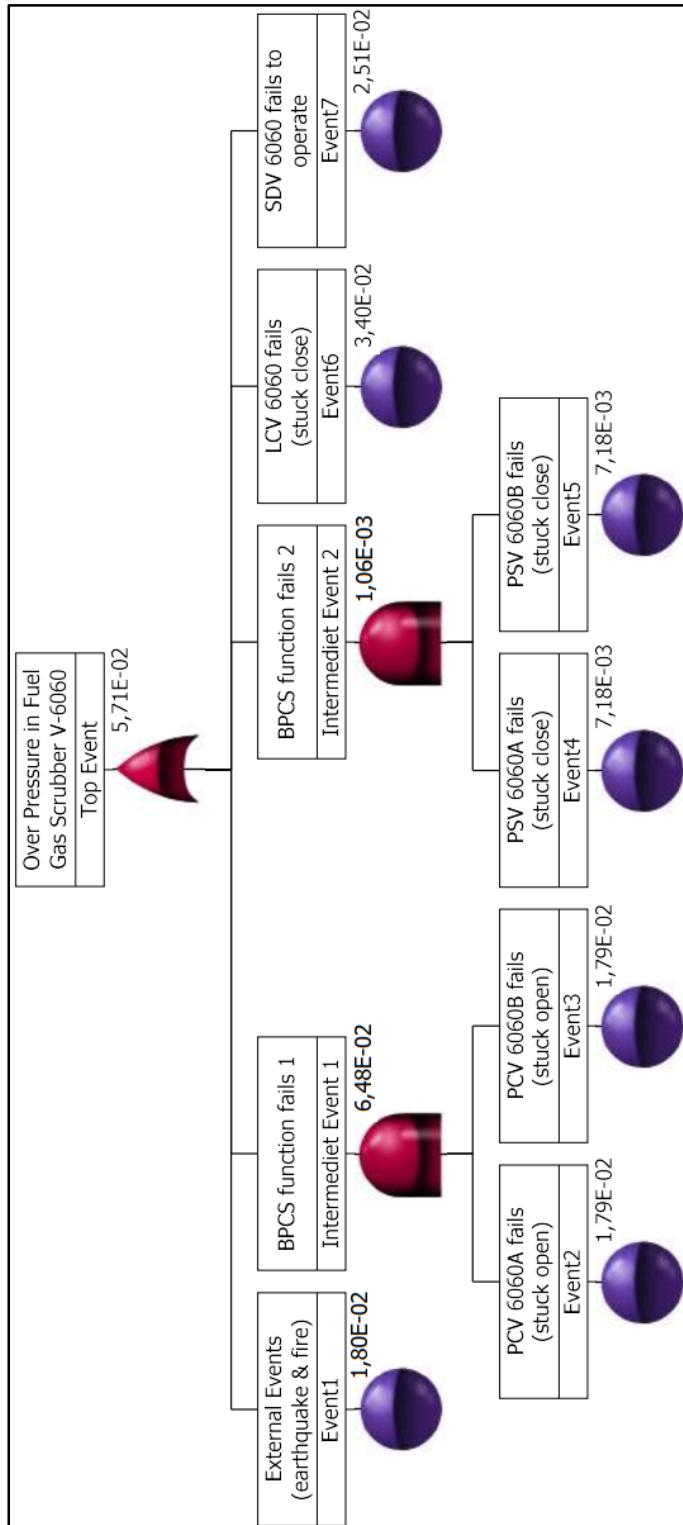
Analisis metode FTA memiliki karakteristik *top-down*, dimana kejadian puncak atau yang biasa disebut *top event* dideskripsikan terlebih dahulu. Kejadian tersebut didapatkan dari hasil studi HAZOP pada tahap sebelumnya. Setelah itu mendeskripsikan kejadian awal apa saja yang sekiranya berpotensi terjadinya *top event*, kejadian awal disebut dengan *basic event*. Selanjutnya adalah membentuk kerangka penghubung dari *basic event* ke *top event* dengan garis dan gerbang logika yang sesuai.

Dari masing-masing *basic event*, kemudian menentukan nilai laju kegagalannya. Nilai *failure rate* didapatkan dari data sekunder, yaitu OREDA 2002 dan NRPD 1991. Dengan bantuan *software* untuk menganalisis dan menghitung *failure rate* pada FTA, melakukan perhitungan *failure rate* untuk *top event* dalam satuan per tahun. Nilai laju kegagalan pada *top event* yang didapatkan kemudian digunakan dalam perhitungan pada analisis ETA.

Pada **Gambar 4.4** menunjukkan salah satu hasil analisis FTA untuk Node 1: Fuel Gas Scrubber V-6060. *Top event* untuk komponen V-6060 tersebut berdasarkan hasil studi HAZOP adalah *over-pressure*. *Failure rate* pada *top event* berdasarkan hasil perhitungan adalah 5,71E-02 kejadian gagal/tahun. **Lampiran 3** memuat hasil analisis FTA secara menyeluruh untuk semua node.

Tahap berikutnya yaitu melakukan analisis dan perhitungan dengan metode ETA. Nilai laju kegagalan pada *top event* yang dihasilkan dari langkah sebelumnya digunakan sebagai input pada langkah ini. Jika terjadi suatu deviasi atau penyimpangan dalam proses operasi suatu komponen, tentu tidak serta merta langsung terjadi kejadian bahaya, selama terdapat *safety device*. Peralatan pengaman yang melekat pada komponen akan melindungi komponen dari terjadinya dampak buruk akibat suatu deviasi. Terutama jika deviasi tersebut ialah *basic event* yang berpotensi membawa kegagalan menuju kejadian puncak.

ETA berfungsi melakukan analisis dan perhitungan peluang terjadinya kegagalan dari *safety device* saat dibutuhkan. ETA terdiri dari bagan dengan input adalah laju kegagalan *top event*, kemudian beberapa lapisan pengaman sistem beserta peluang berhasil (0,9 non-SIS dan 0,99 SIS) dan gagal (0,1 non-SIS dan 0,01 SIS). Setelah melewati beberapa cabang dari bagan, maka di akhir bagan terdapat deskripsi dari *outcome/consequence*. Output dari ETA adalah nilai peluang kegagalan sesuai dengan tiap-tiap skenario. **Gambar 4.5** di halaman selanjutnya merupakan analisis dan perhitungan PFD dengan ETA untuk Node 1: Fuel Gas Scrubber V-6060. **Lampiran 3** memuat seluruh hasil analisis ETA untuk semua node.



Gambar 4.4 Hasil Analisis dan Perhitungan FTA Node 1: Fuel Gas Scrubber V-6060

Node 1	HP Alarm	Opt. Respon	Prot. Layer	Safety Func.	Outcome / Consequence	Prob. of Failure
0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	1. No release to the flare	4,63E-02
0,0571	0,1	0,1	0,99	0,99	2. Release to the flare	4,63E-03
	0,1	0,1	0,99	0,99	3. No flow to the vessel	5,09E-04
	0,9	0,01	0,99	0,99	4. Failure of the vessel and release to the environment	5,14E-06
	0,1	0,1	0,99	0,99	5. Release to the flare	5,14E-03
	0,1	0,01	0,99	0,99	6. No flow to the vessel	5,65E-04
					7. Failure of the vessel and release to the environment	5,71E-06
				PFDavg = 6,22E-03		
				RRF = 161		
				Verifikasi (target SIL-2) = ACCEPTABLE		

Gambar 4.5 Hasil Analisis ETA Pada Node 1: Fuel Gas Scrubber V-6060

Pada analisis ETA untuk Node 1 jika terjadi suatu deviasi yang merupakan *basic event* dari kejadian puncak *over-pressure*, maka lapisan pengaman sistem pertama bertanggung jawab, yaitu HP Alarm (*High Pressure Alarm*). Jika alarm berhasil maka selanjutnya operator akan mengambil tindakan, pada saat itu operator (*Opt. Response*) sebagai lapisan pelindung sistem kedua. Jika operator mengambil tindakan yang tepat, maka konsekuensinya adalah tidak ada gas yang dibuang ke *flare*. Jika alarm tidak bekerja, maka operator tidak dapat merespon dan lanjut ke lapisan ketiga yaitu Prot. Layer (*Protection Layer*) berupa BPCS seperti PSV, PCV dan LCV. Jika lapisan proteksi ketiga gagal, maka lapisan keempat dan terakhir adalah Safety Func. (*Safety Function*) yaitu alat pengaman SIS yang memiliki SIF seperti SDV.

Dari tujuh skenario *consequence* akan dihasilkan tujuh nilai Prob. Of Failure (*probability offailure*) yang berbeda-beda. Nilai peluang kegagalan untuk setiap skenario kegagalan lapisan pelindung sistem pada saat dibutuhkan ialah nilai PFD (*probability of failure on demand*). Pada Gambar 4.4 yang termasuk dalam PFD adalah skenario 3 sampai 7. Akhirnya didapatkan nilai PFDavg yaitu penjumlahan dari total PFD pada skenario 3 hingga skenario 7, yaitu 6,22E-03. Nilai RRF (*Risk Reduction Factor*) ialah 1/PFD, sehingga RRF untuk Node 1 adalah 161.

Dengan metode FTA dan ETA untuk melakukan analisis dan perhitungan, nilai PFD dan PFDavg dapat diketahui. Nilai PFDavg atau RRF selanjutnya digunakan sebagai nilai input pada tahap terakhir, yaitu tahap verifikasi. Hasil analisa dan perhitungan PFD dengan FTA dan ETA untuk seluruh node terdapat pada **Lampiran 3**.

4.6 Verifikasi SIL Dengan Target SIL

Level SIL dapat diketahui dengan menggunakan nilai PFDavg atau RRF. Level SIL pada penelitian ini merupakan nilai *SILexisting*, dimana harus dilakukan verifikasi dengan nilai target SIL. Target SIL ialah nilai SIL yang diklaim oleh perusahaan atau nilai SIL pada saat pertama kali fasilitas dibangun, yaitu SIL-2.

Pada tahap verifikasi ini, nilai PFD atau RRF yang didapatkan pada tahap sebelumnya digunakan untuk menentukan level *SILexisting*. Nilai tersebut dicek dengan nilai interval level SIL yang sesuai dengan standar IEC 61508 dan IEC 61511. Pada **Tabel 4.6** pada halaman selanjutnya menunjukkan hasil verifikasi SIL untuk masing-masing node.

Target level SIL untuk semua node adalah level SIL-2. Hasil analisis dan perhitungan PFDavg yaitu Node 1 Fuel Gas Scrubber V-6060 adalah 6,22E-03 dengan nilai RRF 161, Node 2 (Fuel Gas Filter Separator S-6060A) adalah 1,24E-03 dengan nilai RRF 805, Node 3 (Fuel Gas Filter Separator S-6060B) adalah 1,24E-03 dengan nilai RRF 805, Node 4 (Fuel Gas Superheater E-6060) adalah 1,21E-03 dengan nilai RRF 827, dan yang terakhir Node 5 (Instrument Gas Receiver V-6070) adalah 2,23E-03 dengan nilai RRF 448.

Dari hasil verifikasi SIL, didapatkan bahwa Node 1 hingga Node 5 level *SILexisting* sesuai dengan level target SIL. Semua node berada pada level SIL-2 sesuai dengan target SIL. Nilai RRF terendah yaitu komponen Node 1 dengan nilai 161 dan tertinggi adalah komponen Node 4 dengan nilai 827. Berdasarkan hasil tersebut, maka tidak diperlukan tahap *re-design* bagi semua alat pengaman dari komponen yang diteliti.

Tabel 4.6 Hasil Verifikasi SIL Semua Node *Fuel Gas System*

Node	Equipment	Target SIL			Existing SIL			Verifikasi SIL
		Level	Nilai PFD	Nilai RRF (1/PFD)	PFDavg	Nilai RRF	Level	
1	Fuel Gas Scrubber V-6060	2	1E-03 to 1E-02	1000 to 100	6,22E-03	161	2	SESUAI
2	Fuel Gas Filter Separator S-6060A	2	1E-03 to 1E-02	1000 to 100	1,24E-03	805	2	SESUAI
3	Fuel Gas Filter Separator S-6060B	2	1E-03 to 1E-02	1000 to 100	1,24E-03	805	2	SESUAI
4	Fuel Gas Superheater E-6060	2	1E-03 to 1E-02	1000 to 100	1,21E-03	827	2	SESUAI
5	Instrument Gas Receiver V-6070	2	1E-03 to 1E-02	1000 to 100	2,23E-03	448	2	SESUAI

BAB 5 **KESIMPULAN DAN SARAN**

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil analisis dan pembahasan yang telah dilakukan pada penelitian ini, maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Dari hasil studi HAZOP yang merupakan proses analisis bahaya, maka didapatkan 84 kejadian bahaya secara keseluruhan. Tingkat risiko (*risk ranking*) dengan kategori *low risk* sebanyak 28 kejadian dan kategori *medium risk* sebanyak 56 kejadian. Berdasarkan studi HAZOP dapat disimpulkan bahwa bahaya *over-pressure* merupakan bahaya dengan *consequence* paling parah, *likelihood* tertinggi dan tingkat risikonya *medium risk*. *Over-pressure* menjadi *top hazard* pada semua node atau komponen di ORF.
2. Perhitungan PFDavg dari *safety device* yang ada di Fuel Gas System dengan menggunakan metode FTA dan ETA, didapatkan hasil PFDavg untuk Node 1 Fuel Gas Scrubber V-6060 adalah 6,22E-03, Node 2 (Fuel Gas Filter Separator S-6060A) adalah 1,24E-03, Node 3 (Fuel Gas Filter Separator S-6060B) adalah 1,24E-03, Node 4 (Fuel Gas Superheater E-6060) adalah 1,21E-03, dan Node 5 (Instrument Gas Receiver V-6070) adalah 2,23E-03. Hasil verifikasi SIL dengan target SIL berdasarkan hasil PFDavg yang didapatkan dan standar IEC 61511 untuk semua node adalah sesuai. Semua komponen Fuel Gas System yang ada di ORF memenuhi level target SIL-2 sehingga tahap *re-design* tidak perlu dilakukan.

5.2 Saran

Saran dan rekomendasi yang dapat diberikan dari peneliti adalah sebagai berikut:

1. Pada Node 1 (Fuel Gas Scrubber V-6060) memiliki nilai PFDavg 6,22E-03 dan nilai RRF 161 yang masih sesuai dengan nilai kisaran untuk level SIL-2. Namun, nilai tersebut berada pada kisaran bawah yang mendekati nilai kisaran level SIL-1. Dapat disarankan supaya menambah *safety device* atau bahkan SIS pada Node 1 sehingga nilai PFDavg menurun atau RRF meningkat dan sistem akan lebih aman pada SIL-2.
2. Fuel Gas System di ORF akan lebih baik jika beberapa *safety device* yang sudah ada ditingkatkan menjadi SIS sehingga tingkat keamanan sistem akan naik pula.
3. Penelitian dapat dikembangkan lagi jika data *failure rate* diperoleh langsung dari perusahaan (tidak menggunakan data sekunder). Hal tersebut akan menghasilkan perhitungan yang lebih mendekati kondisi riil dari peralatan pengaman.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- British Standards. 2003. **IEC 61511 Functional Safety - Safety Instrumented systems for the process industry process.** UK National Standard.
- British Standards. 2001. **IEC 61882 Hazard and Operability (HAZOP Studies) – Application Guide.** UK National Standard.
- ISA-TR84.00.02 Part 1. 2002. **SIF-SIL Evaluation Techniques Part 1: Introduction.** North Carolina: ISA.
- ISA-TR84.00.02 Part 3. 2002. **SIF-SIL Evaluation Techniques Part 3: Determining the SIL of a SIF via Fault Tree Analysis.** North Carolina: ISA.
- Det Norske Veritas (DNV). 2002. **OREDA Offshore Reliability Data Handbook 4.** Norway: OREDA Participants.
- William Denson, Greg Chandler, William Crowell, dan Rick Wanner. **Nonelectronics Parts Reliability Data (NPRD) 1991.** Rome: Reliability Analysis Center.
- Nigel Hyatt. 2004. **Guideline for Process Hazards Analysis, Hazard Identification & Risk Analysis.** Kanada: Dyadem Press, CRC Press.
- Angela E. Summers. 2000. **Viewpoint on ISA TR84.0.02 – Simplified Methods and Fault Tree Analysis.** ISA Transactions.
- Thomas F. Barry. 2002. **Risk-informed, performance-based industrial fire protection: An alternative to prescriptive codes.** Tennessee Valley Pub, 1st edition.
- Dai, L., Wang, T., Feng, Q., dan Yang, X., Februari 2017. Analysis and Comparison of Long-Distance Pipeline Failures. **Journal of Petroleum Engineering.** Volume 2017, Article ID 3174636, <https://doi.org/10.1155/2017/3174636>
- Fahim, M., Al-Shahaf, T., dan Elkiani, A. 2009. **Fundamental of Petroleum Refining.** 14.7.3. HAZOP Case Study. Kuwait: Elsevier Science.
- Irfansyah, Wildan. 2013. Verifikasi Safety Integrity Level Menggunakan Metode Semi-Kuantitatif IEC 61511 Studi Kasus: Tangki Timbun – Filling Shed Terminal LPG. **Digital Library ITS.** Surabaya.
- ISO 31000: 2009. **Risk Management – Principles and Guidelines.** International Standard for Organization.

David J. Smith. 2011. **Reliability, Maintainability and Risk (Eighth Edition)**. Elsevier Ltd. ISBN 978-0-08-096902-2. <https://doi.org/10.1016/C2010-0-66333-4>

ITS News (Surabaya). 2018. 10 Oktober.

Rossi Yuliani. 2018. "Pentingnya Keselamatan Proses Produksi dalam Industri". **ITS News** (Surabaya) 10 Oktober.

UK Health and Safety Executive. 1975. **The Flixborough Disaster: Report of the Court of Inquiry**. UK: HMSO, ISBN 0113610750.

Edward Broughton, Mei 2005. "The Bhopal disaster and its aftermath: a review". **Environ Health** 4, 6 (2005). <https://doi.org/10.1186/1476-069X-4-6>

Danial dan Warsiah. 2009. **Metode Penulisan Karya Ilmiah**. Bandung: Laboratorium Pendidikan Kewarganegaraan UPI.

Sutabri, Tata. 2005. **Sistem Informasi Manajemen**. Yogyakarta: CV Andi Offset

Gulo, W. 2002. **Metode Penelitian**. Jakarta: PT. Grasindo.

Primetech. 2020. **Tehcnical Materials – The Hazard and Operability (HAZOP)**,
<URL: <https://www.primatech.com/technical/hazop>>

Puput Aryanto Risanto. 2015. **Introduction to Offshore Oil and Gas Surface Facilities**,
<URL: <https://www.slideshare.net/PuputAryanto/introduction-to-offshore-oil-and-gas-surface-facilities>>.

LAMPIRAN

LAMPIRAN 1

ITEM NO.	A-6060
SERVICE	FUEL GAS PACKAGE (NOTE 1)
DES. PRESS. (borg/paig)	14 (203)
DES. TEMP. (°C)	85/-15
OPERATING PRESS. (borg/paig)	10.38 (151)
OPERATING TEMP. (°C)	2.6-3.8
SIZE (mm)	1800 (D) x 4500 (T/T) (NOTE 7)
MATERIAL	LTC5 + 3 mm CA
INTERNAL	SS 316L

ITEM NO.	V-6060
SERVICE	FUEL GAS SCRUBBER
DES. PRESS. (borg/paig)	14 (203)
DES. TEMP. (°C)	85/-15
OPERATING PRESS. (borg/paig)	9.7 (141)
OPERATING TEMP. (°C)	2.3-3.3
SIZE (mm)	273 (OD) x 2845 (S/S)
MATERIAL	LTC5 + 3 mm CA
DESIGN CRITERIA	99.9% OF > 0.3 μ PARTICLES 99.99% OF > 1 μ AEROSOL
FILTER ELEMENT SIZE (mm)	139.7 (OD) x 914.4 (L)

ITEM NO.	S-6060 A/B
SERVICE	FUEL GAS FILTER SEPARATORS
DES. PRESS. (borg/paig)	14 (203)
DES. TEMP. (°C)	85/-15
OPERATING PRESS. (borg/paig)	9.7 (141)
OPERATING TEMP. (°C)	2.3-3.3
SIZE (mm)	273 (OD) x 2845 (S/S)
MATERIAL	LTC5 + 3 mm CA
DESIGN CRITERIA	99.9% OF > 0.3 μ PARTICLES 99.99% OF > 1 μ AEROSOL
FILTER ELEMENT SIZE (mm)	139.7 (OD) x 914.4 (L)

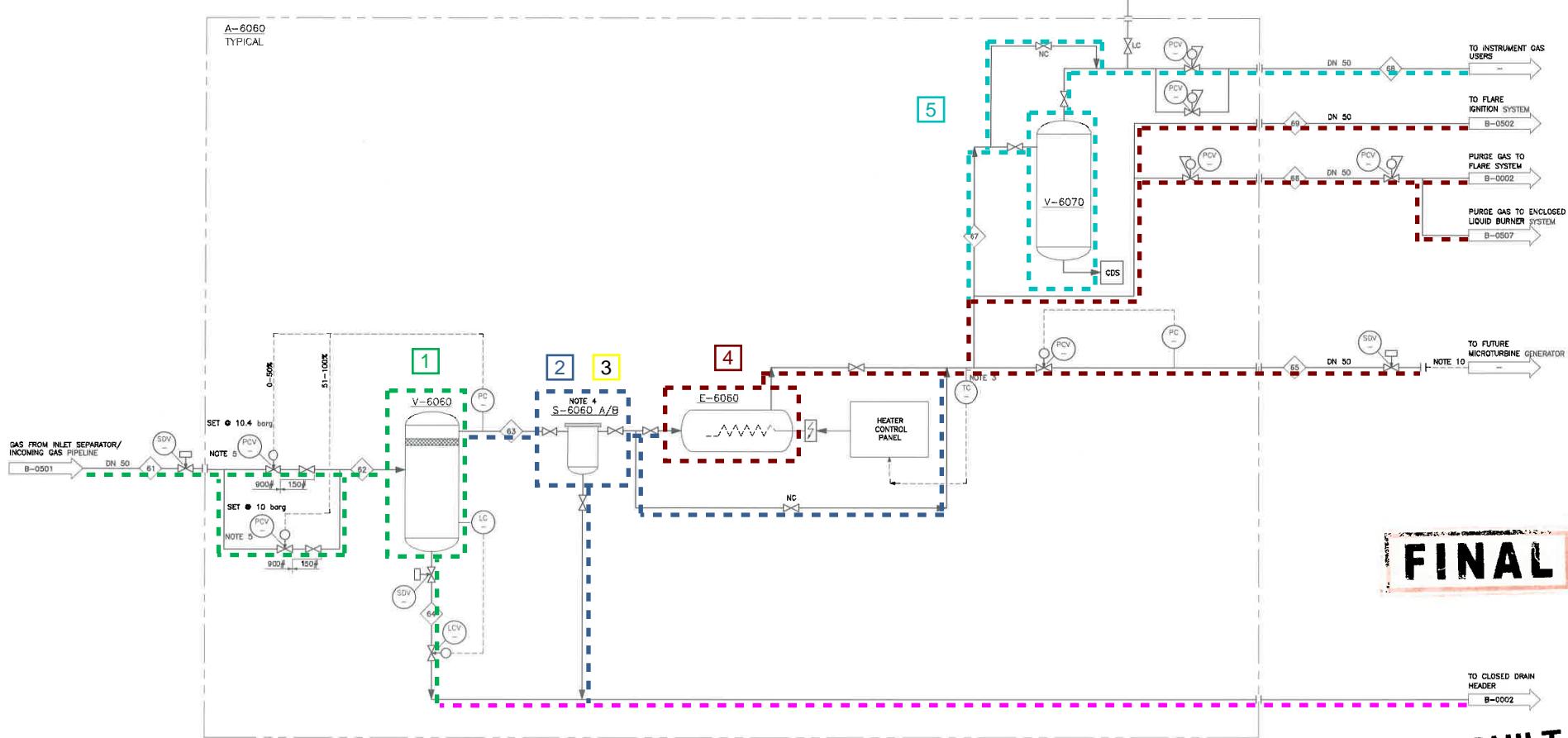
ITEM NO.	E-6060
SERVICE	FUEL GAS SUPERHEATER
DES. PRESS. (borg/paig)	14 (203)
DES. TEMP. (°C)	65/0
OPERATING PRESS. (borg/paig)	9 (131)
OPERATING TEMP. (°C)	2.3-3.3/52 (IN/OUT) (NOTE 8)
MATERIAL	LTC5 + 3 mm CA (NOTE 9)
DUTY (kW)	13.5

ITEM NO.	V-6070
SERVICE	INSTRUMENT GAS RECEIVER
DES. PRESS. (borg/paig)	14 (203)
DES. TEMP. (°C)	65/0
OPERATING PRESS. (borg/paig)	9 (131)
OPERATING TEMP. (°C)	52
SIZE (mm)	1050 (D) x 4900 (T/T)
MATERIAL	CS + 3 mm CA

NITROGEN FROM NITROGEN CYLINDER RACK

NOTE 6

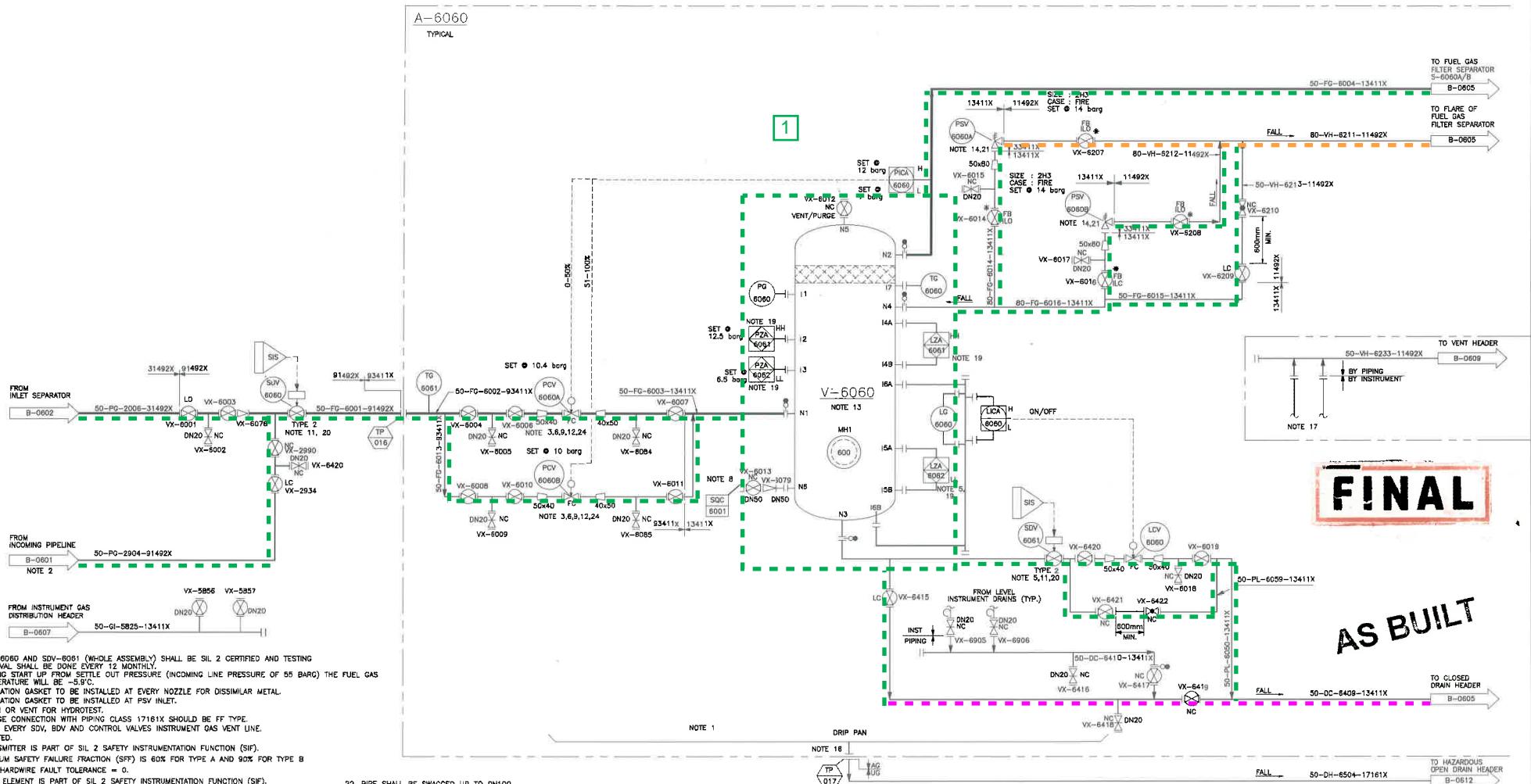
A-6060
TYPICAL



- NOTES :
- 1. FUEL GAS SYSTEM TO SUPPLY FUEL AND INSTRUMENT GAS.
DELETED.
 - 3. FUEL GAS TEMPERATURE SHOULD BE 52°C, TO CONSIDER FUTURE MICROTURBINE GENERATOR FUEL GAS REQUIREMENT.
 - 4. 2 X 100% FILTERS.
 - 5. 2 X 100% PCVs WITH STAGGERED CONTROL.
 - 6. CONNECT FOR NC SUPPLY DURING BLACK START.
 - 7. DELETED.
 - 8. DURING START UP FROM SETTLE OUT PRESSURE (INCOMING LINE PRESSURE OF 55 BARG)
THE FUEL GAS TEMPERATURE WILL BE -5.9°C
 - 9. SHEATH MATERIAL : INCOLOY 800.
 - 10. FUTURE LINE.

■-6500 (NOTE 4, 8)	ITEM NO.	V-6500
FUEL GAS PACKAGE	SERVICE	FUEL GAS SCRUBBER
	DESIGN PRESSURE (bar(g))/(psi)	14 (203)
	DESIGN TEMP. (°C) MAX./MIN.	65/-15
	OPERATING PRESS. (bar(g))/(psi)	10.38 (151)
	OPERATING TEMP. (°C)	2.8-3.8 (NOTE 12)
	SIZE (mm)	1800 (ID) X 4500 (T/T)
	MATERIAL	LTC5 + 3 mm CA
	INTERNAL	SS316L
	TRIM	VI-V6500-11492X

LEVEL SETTINGS	
LAHH	500
LAH	400
NLL	350
LAL	300
LALL	200
DATUM:	BOTTOM TL



NOTES:

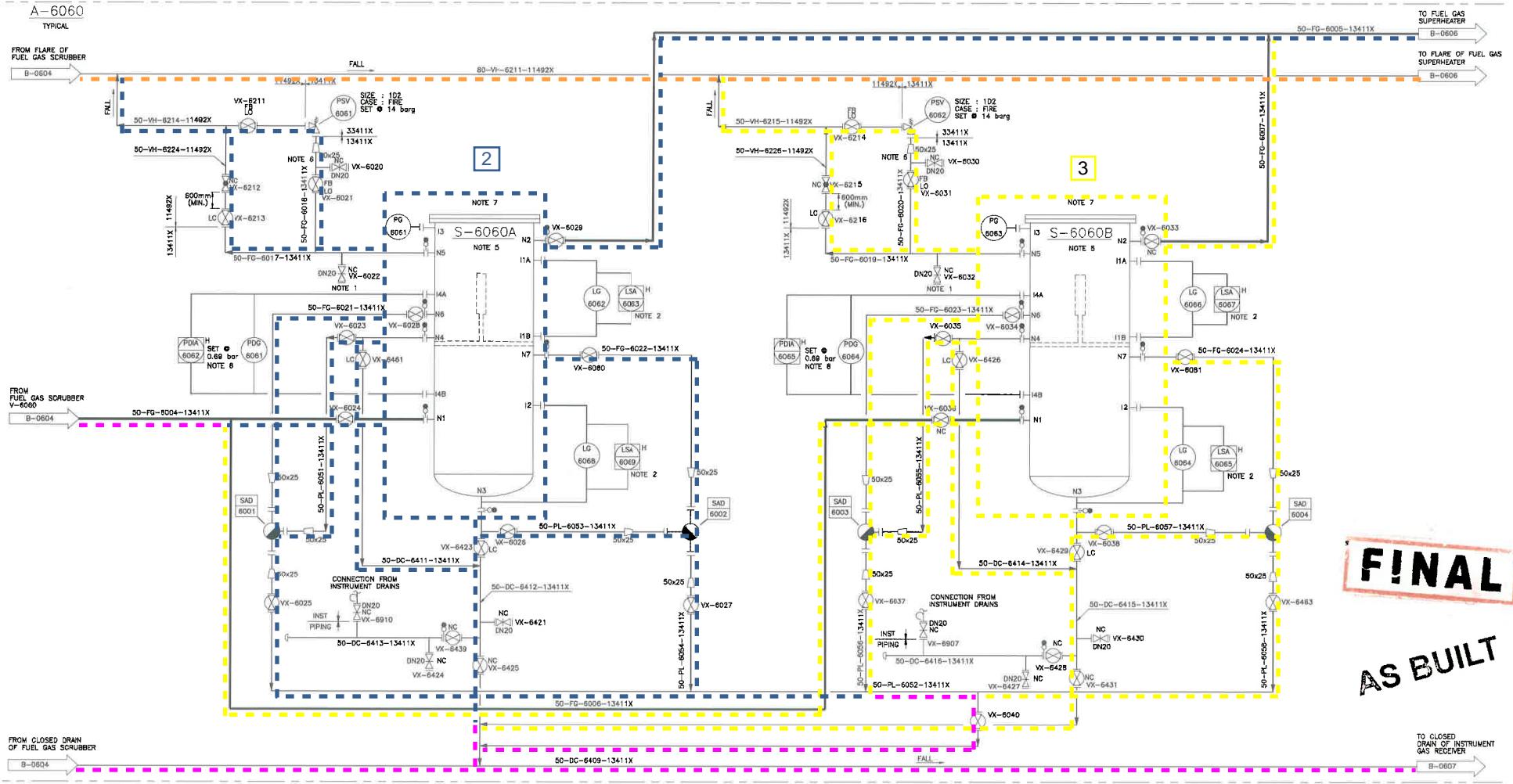
11. SDV-6060 AND SDV-6081 (WHOLE ASSEMBLY) SHALL BE SIL 2 CERTIFIED AND TESTING INTERVAL SHALL BE DONE EVERY 12 MONTHS.
12. DURING START UP FROM SETTLE OUT PRESSURE (INCOMING LINE PRESSURE OF 55 BARG) THE FUEL GAS TEMPERATURE MUST NOT EXCEED 100°C.
13. INSULATION GASKET TO BE INSTALLED AT EVERY NOZZLE FOR DISSIMILAR METAL.
14. INSULATION GASKET TO BE INSTALLED AT PSV INLET.
15. DRAIN OR VENT FOR HYDROTEST.
16. FLANGE CONNECTION WITH PIPING CLASS 17161X SHOULD BE FF TYPE.
17. ONCE EVERY SDV, BDV AND CONTROL VALVES INSTRUMENT GAS VENT LINE.
18. DELETED.
19. TRANSMITTER IS PART OF SIL 2 SAFETY INSTRUMENTATION FUNCTION (SIF).
MINIMUM SAFETY FAILURE FRACTION (SFF) IS 60% FOR TYPE A AND 90% FOR TYPE B
WITH HARDWARE FAULT TOLERANCE = 0.
20. FINAL ELEMENT IS PART OF SIL 2 SAFETY INSTRUMENTATION FUNCTION (SIF).
MINIMUM SAFETY FAILURE FRACTION (SFF) IS 60% FOR TYPE A AND 90% FOR TYPE B
WITH HARDWARE FAULT TOLERANCE = 0.
21. DELETED.

**MAN DRIP PAN TO COVER ENTIRE FUEL GAS AT PACKAGE AREA.
UEL GAS SUPPLY FROM INCOMING PIPELINE DURING START-UP.**

3. STAGED CONFIGURATION.
4. ONLY FUNCTIONAL REQUIREMENTS ARE SHOWN WITHIN PACKAGE. VENDOR SHALL RESPONSIBLE FOR DETAIL DESIGN OF THE PACKAGE.
5. NO COLD RESET.
6. 2X100% CONTROL VALVES.
7. DELETED.
8. UTILITY CONNECTION TO BE PROVIDED WITH CAMLOCK (FEMALE) TYPE.
9. PVC-80100A/B SHALL BE EQUIPPED WITH SOLENOID VALVE AS PER IPP REVIEW RECOMMENDATION.
10. DELETED.

A-6060
FUEL GAS PACKAGE

ITEM NO.	
SERVICE	FUEL GAS FILTER SEPARATOR
DESIGN PRESSURE (barg)/(psig)	14 (203)
DESIGN TEMP. (°C) MAX./MIN.	65/-15
OPERATING PRESS. (barg)/(psig)	9.7 (141)
OPERATING TEMP. (°C)	2.3-3.3 (NOTE 4)
SIZE (mm)	273 (OD) x 2845 (S/S)
MATERIAL	LTC5 + 3mm CA
TRIM	VI-56060-11492X
REMOVAL EFFICIENCY	99.9% OF > 0.3 μ PARTICLES
FILTER ELEMENT SIZE (mm)	99.95% OF > 1μ AEROSOL
	139.7 (OD) x 914.4 (L)

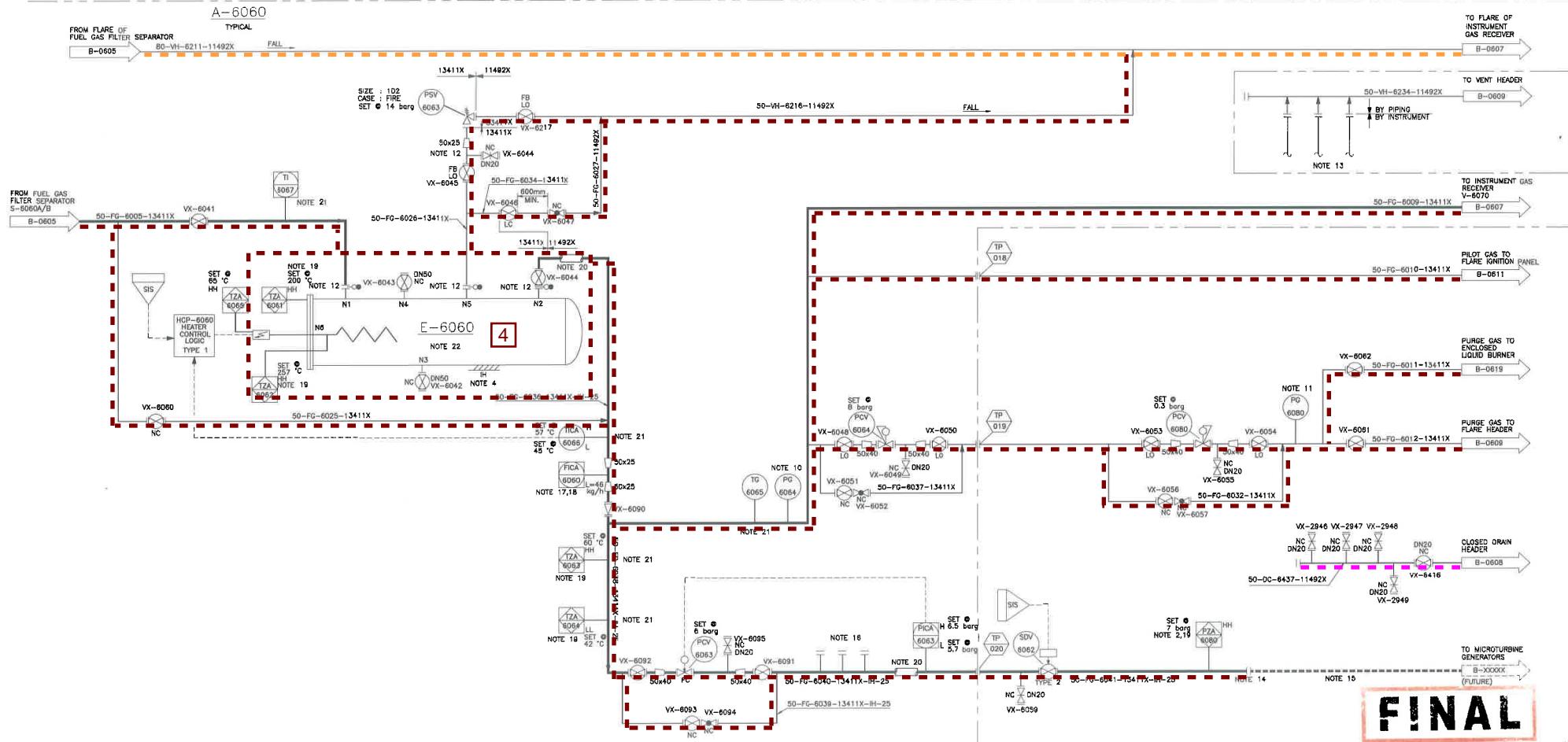


9. INSTRUMENT DRAIN FROM LG-6070.

- NOTES :
- 1. VALVE TO CHECK FILTER IS FULLY DEPRESSURISED BEFORE OPENING FILTER ENCLOSURE.
 - 2. LEVEL SWITCH IS INTEGRAL WITH LEVEL GAUGE.
 - 3. DELETED.
 - 4. DURING START UP FROM SETTLE OUT PRESSURE (INCOMING LINE PRESSURE OF 55 BARG) THE FUEL GAS TEMPERATURE WILL BE -5.9°C.
 - 5. INSULATION GASKET TO BE INSTALLED AT EVERY NOZZLE FOR DISSIMILAR METAL.
 - 6. INSULATION GASKET TO BE INSTALLED AT PSV INLET.
 - 7. PROVIDE SWING DAYIT ON THE OPENING OF THE FILTER.
 - 8. TRANSMITTER IS PART OF SIL 2 SAFETY INSTRUMENTATION FUNCTION (SIF). MINIMUM SAFETY FAILURE FRACTION (SFF) IS 60% FOR TYPE A AND 90% FOR TYPE B WITH HARDWIRE FAULT TOLERANCE = 0.

A-6060
FUEL GAS PACKAGE

ITEM NO.	E-6030
SERVICE	FUEL GAS SUPERHEATER
DESIGN PRESSURE, (psig)	14.0 (203)
DESIGN TEMP. (°C) MAX./MIN.	100/-15
OPERATING PRESS. (psig)/ (psig)	9 (131)
OPERATING TEMP. (°C)	2.3-3.3/52 (IN/OUT) (NOTE 9)
POWER REQ. (kW)	13.5
MATERIAL	LTC5 + 3mm CA (NOTE 5)
INSULATION TYPE/THK	HEAT CONSERV./H-25
TRIM	VT-E6060-11492X



**FINAL
AS BUILT**

NOTES:

11. PG-8064 SHALL BE VISIBLE FROM PCV-8064 AND THE BYPASS VALVE.
12. PG-8080 SHALL BE VISIBLE FROM PCV-8080 AND THE BYPASS VALVE.
13. INSULATION GASKET TO BE INSTALLED.
14. FROM PCV-8063, SDV-8082 AND SDV 8063 INSTRUMENT GAS VENT LINE.
15. BLOW FLANGE SHALL BE PROVIDED.
16. FUTURE LINE.

S :

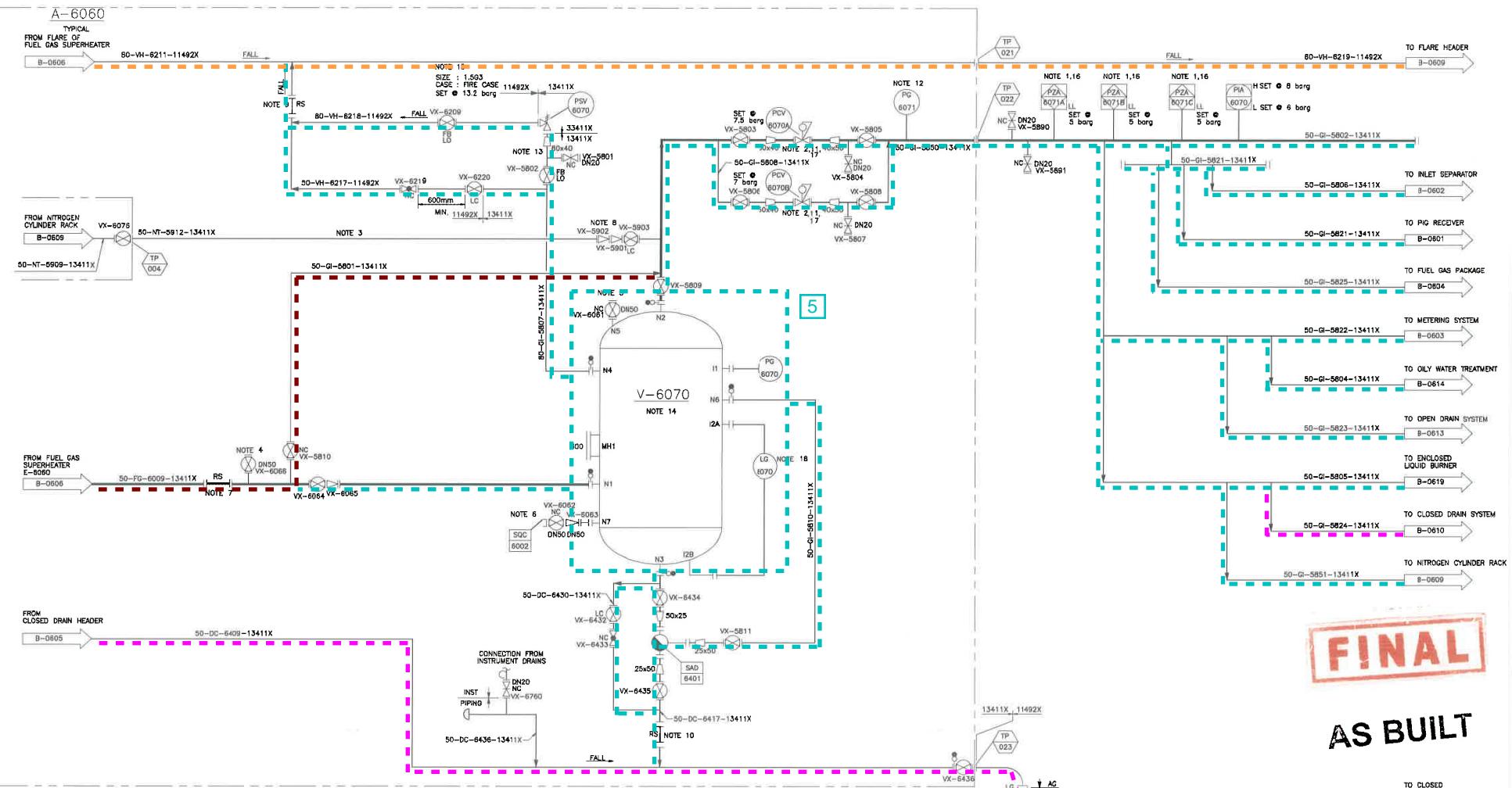
- 1. DELETED.
- 2. DELETED.
- 3. DELETED.
- 4. VESSEL INSULATION FOR HEAT CONSERVATION 25 mm.
- 5. SHEATH MATERIAL: INCOLOY 800.
- 6. DELETED.
- 7. DELETED.
- 8. DELETED.
- 9. DURING START UP FROM SETTLE OUT PRESSURE (INCOMING LINE PRESSURE OF 55 BARG) THE FUEL GAS TEMPERATURE WILL BE -5.9°C.

16. PROVIDED FOR FUTURE TEMPERATURE TRANSMITTER.
17. LOW ALARM FROM FICA-6060 WILL SHUTDOWN THE HEATER.
18. FLOW INSTRUMENT USE VORTEX TYPE.
19. TRANSMITTER IS PART OF SIL 2 SAFETY INSTRUMENTATION FUNCTION (SIF).
MINIMUM SAFETY FAILURE FRACTION (SFF) IS 90% FOR TYPE A AND 90% FOR TYPE B
WITH HARDWIRE FAULT TOLERANCE = 0.

20. PIPING INSULATION.
21. PIPING SHALL SWAGGED UP TO DN100.
22. INSULATION GASKET TO BE INSTALLED AT EVERY NOZZLE FOR DISSIMILAR METAL
23. CONTROL VALVE BODY SIZE SHALL BE BIGGER THAN 50% OF (L.D.) PIPE SIZE.

A-6060
FUEL GAS PACKAGE

ITEM NO	V-6070
SERVICE	INSTRUMENT GAS RECEIVER
DESIGN PRESSURE (bar(g)/(psig)	14 (203)
DESIGN TEMP. (°C) MAX./MIN.	65/0
OPERATING PRESS. (bar(g)/(psig)	9 (131)
OPERATING TEMP. (°C)	52
SIZE (mm)	1950 (D) x 4600 (T/T)
MATERIAL	CS + 3mm DA
TRIM	VI-V6070-11432X



NOTES:
 12. PG-6071 SHALL BE VISIBLE FROM PCV-6070A/B.
 13. INSULATION GASKET TO BE INSTALLED AT PSV INLET.
 14. INSULATION GASKET TO BE INSTALLED AT EVERY NOZZLE FOR DISSIMILAR METAL.
 15. DELETED.

NOTES:
 OUT OF 3 VOTING ON PZALL IMPLEMENTATION.
 >100% CONFIGURATION.
 3. CONNECTION FOR NITROGEN DURING BLACK START.
 4. CONNECTION FOR FUTURE INSTRUMENT AIR SKID.
 5. MAINTENANCE VENT.
 6. UNION NUTS TO BE PROVIDED WITH CAMLOCK (FEMALE) TYPE WITH PLUG.
 7. IN CASE OF USING INSTRUMENT AIR INSTEAD OF INSTRUMENT GAS IN THE FUTURE, REMOVABLE SPOOL SHALL BE REMOVED AND BLIND FLANGES SHALL BE INSTALLED.
 8. TWO DISIMILAR CHECK VALVES TO BE INSTALLED.
 9. PROVISION FOR REROUTING PSV/VENT DISCHARGE LINE TO ATMOSPHERE IF INSTRUMENT AIR COMPRESSOR TO BE USED IN FUTURE.
 10. PROVISION FOR REROUTING DRAIN LINE TO GRADE IF INSTRUMENT AIR TO BE USED IN FUTURE.
 11. DELETED.

16. TRANSMITTER IS PART OF SIL 2 SAFETY INSTRUMENTATION FUNCTION (SIF).
 MINIMUM SAFETY FAILURE FRACTION (SFF) IS 60% FOR TYPE A AND 90% FOR TYPE B
 WITH HARDWARE FAULT TOLERANCE = 0.

18. CONNECTION FOR INSTRUMENT DRAIN COMBINED TO FUEL GAS FILTER SEPARATOR'S
 INSTRUMENT DRAIN LINE.

LAMPIRAN 2

HAZOP Study Worksheet

Titik Studi (Nodes)

No.	Nodes	Type	Equipment ID	Design Conditions/Parameters	Drawings
1	Fuel Gas Scrubber V-6060	Vessel	V-6060	Design Pressure = 14 barg (203 psig) Design Temp, Max/Min = 65/-15 °C Operating Pressure = 10.38 barg (151 psig) Operating Temp. = 2.8-3.8 °C Size = 1800 mm (ID) x 4500 mm (T/T)	11-BTORF-B-PID-0604
2	Fuel Gas Filter Separator S-6060A	Vessel	S-6060A	Design Pressure = 14 barg (203 psig) Design Temp, Max/Min = 65/-15 °C Operating Pressure = 9.7 barg (141 psig) Operating Temp. = 2.3-3.3 °C Size = 273 mm (OD) x 2845 mm (S/S)	11-BTORF-B-PID-0605
3	Fuel Gas Filter Separator S-6060B	Vessel	S-6060B	Design Pressure = 14 barg (203 psig) Design Temp, Max/Min = 65/-15 °C Operating Pressure = 9.7 barg (141 psig) Operating Temp. = 2.3-3.3 °C Size = 273 mm (OD) x 2845 mm (S/S)	11-BTORF-B-PID-0605

No.	Nodes	Type	Equipment ID	Design Conditions/Parameters	Drawings
4	Fuel Gas Superheater E-6060	Heat Exchanger	E-6060	Design Pressure = 14 barg (203 psig) Design Temp, Max/Min = 100/-15 °C Operating Pressure = 9 barg (131 psig) Operating Temp, IN/OUT = 2.3-3.3/52 °C Power Req. = 13.5 kW	11-BTORF-B-PID-0606
5	Instrument Gas Receiver V-6070	Vessel	V-6070	Design Pressure = 14 barg (203 psig) Design Temp, Max/Min = 65/0 °C Operating Pressure = 9 barg (131 psig) Operating Temp. = 52 °C Size = 1950 mm (ID) x 4900 mm (T/T)	11-BTORF-B-PID-0607

Penyimpangan (Deviations)

Node 1: Fuel Gas Scrubber V-6060

Nodes	Type	Guide Word	Parameter	Deviations
Fuel Gas Scrubber V-6060	Vessel	As well as	Composition	High Contaminants
		High	Level	High Level
		High	Pressure	High Pressure
		As well as	Flow	Leak
		Low	Level	Low Level
		Low	Pressure	Low Pressure

Node 2: Fuel Gas Filter Separator S-6060A

Nodes	Type	Guide Word	Parameter	Deviations
Fuel Gas Filter Separator S-6060A	Vessel	As well as	Composition	High Contaminants
		High	Level	High Level
		High	Pressure	High Pressure
		As well as	Flow	Leak
		Low	Level	Low Level
		Low	Pressure	Low Pressure

Node 3: Fuel Gas Filter Separator S-6060B

Nodes	Type	Guide Word	Parameter	Deviations
Fuel Gas Filter Separator S-6060B	Vessel	As well as	Composition	High Contaminants
		High	Level	High Level
		High	Pressure	High Pressure
		As well as	Flow	Leak
		Low	Level	Low Level
		Low	Pressure	Low Pressure

Node 4: Fuel Gas Superheater E-6060

Nodes	Type	Guide Word	Parameter	Deviations
Fuel Gas Superheater E-6060	Heat Exchanger	High	Temperature	High Temperature
		High	Pressure	High Pressure
		As well as	Flow	Leak
		Low	Temperature	Low Temperature
		Low	Pressure	Low Pressure

Node 5: Instrument Gas Receiver V-6070

Nodes	Type	Guide Word	Parameter	Deviations
Instrument Gas Receiver V-6070	Vessel	High	Level	High Level
		High	Pressure	High Pressure
		As well as	Flow	Leak
		Low	Level	Low Level
		Low	Pressure	Low Pressure

Analisis Risiko (*Consequence, Likelihood, Risk Matrix*)

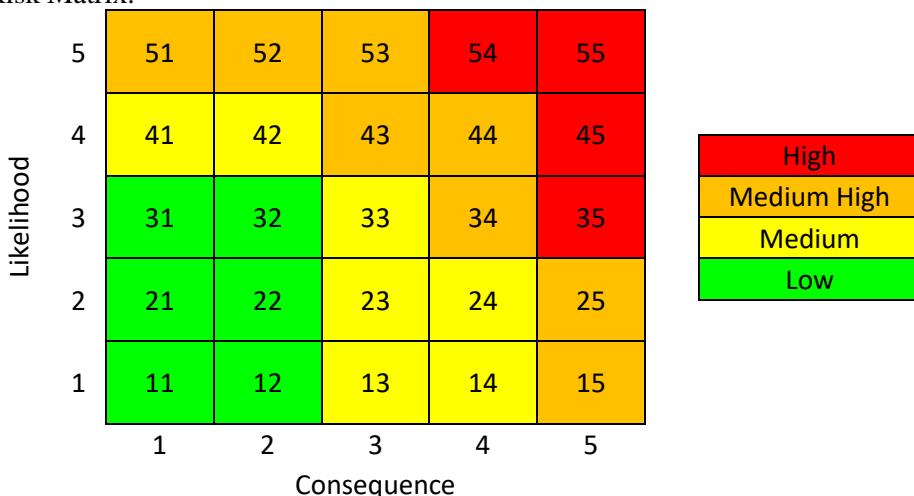
Kriteria Likelihood:

Rating	Deskriptor
1	Diharapkan tidak akan pernah terjadi selama fasilitas operasi
2	Mungkin akan terjadi sekali selama fasilitas beroperasi
3	Mungkin terjadi beberapa kali selama fasilitas beroperasi (sekali dalam 3 - 5 tahun)
4	Mungkin akan terjadi setahun sekali
5	Mungkin akan terjadi beberapa kali dlm setahun (~10 kali dalam setahun)

Kriteria Consequence:

Rating	Aspek	Deskriptor
1	Human	Tidak ada orang yang terluka atau cidera ringan
	Environtment	Gas release tdk menimbulkan polusi yg cukup signifikan
	Facility	Kegagalan/gangguan tidak berpengaruh terhadap fasilitas
2	Human	Cidera yang memerlukan rawat inap di rumah sakit
	Environtment	Gas release dapat dinetralisir secara cepat oleh udara/air
	Facility	Kegagalan/gangguan memerlukan repair yang dapat ditunda sampai jadwal shutdown berikutnya
3	Human	Cidera yang cukup serius, dapat mengakibatkan cacat tetap
	Environtment	Gas release memerlukan waktu agak lama untuk terurai atau dinetralisir dan susah untuk dibersihkan
	Facility	Kegagalan / gangguan memerlukan repair dan dapat menyebabkan kerugian tambahan yang tak terduga
4	Human	Terdapat satu korban meninggal atau beberapa orang cacat
	Environtment	Gas release memerlukan waktu yang cukup lama untuk terurai atau dinetralisir, gas bersifat agak bahaya
	Facility	Kegagalan / gangguan menyebabkan plant shutdown dalam waktu yang singkat
5	Human	Lebih dari satu orang meninggal dunia
	Environtment	Gas release memerlukan waktu yang sangat lama untuk terurai atau dinetralisir, gas bersifat bahaya
	Facility	Kegagalan / gangguan menyebabkan plant shutdown dalam waktu yang lebih lama

Risk Matrix:



LC	Kategori
11	Low Risk
12	Low Risk
21	Low Risk
22	Low Risk
31	Low Risk
32	Low Risk
13	Medium Risk
14	Medium Risk
23	Medium Risk
24	Medium Risk
33	Medium Risk
41	Medium Risk
42	Medium Risk

LC	Kategori
15	Medium High Risk
25	Medium High Risk
34	Medium High Risk
43	Medium High Risk
44	Medium High Risk
51	Medium High Risk
52	Medium High Risk
53	Medium High Risk
35	High Risk
45	High Risk
54	High Risk
55	High Risk

Lampiran tiap-tiap node secara mendetil dapat dilihat pada halaman selanjutnya.

Node	Guide Word	Parameter	Deviation	Cause	Consequence	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
						L	C	RR		
1. Fuel Gas Scrubber V-6060	As well as	Composition	High Contaminants	Contaminated feed (gas) from Inlet Separator V-2010	Pollutants from feed (gas) is absorbed in scrubbing liquid with higher quantity. Possibly leading to increase pressure at Fuel Gas Scrubber V-6060.	2	3	Medium Risk	SDV 6060, PCV 6060A/B, PSV 6060A/B at V-6060, PG 6060 at V-6060, LG 6060 at V-6060	Monitor Fuel Gas Scrubber V-6060 on regular basis as per SOP.
				Excess feed (gas) supply from Inlet Separator V-2010	Higher feed (gas) supply can make the amount of gas is increased. Possibly the pressure at Fuel Gas Scrubber V-6060 is over design pressure.	2	3	Medium Risk	LG 6060 at V-6060, PG 6060 at V-6060, LCV 6060, PCV 6060A/B, PSV 6060A at V-6060, SDV 6060	Monitor Fuel Gas Scrubber V-6060 on regular basis as per SOP.
	High	Level	High Level	Level control valve fails (stuck closed)	Scrubbing liquid is trapped in the Fuel Gas Scrubber V-6060 with no flow. Feed (gas) supply still go on, increasing the level of scrubbing liquid. Leading to increased pressure then over design pressure.	2	3	Medium Risk	LG 6060 at V-6060, PSV 6060A at V-6060, Valve VX-6421, Valve VX-6415	Maintenance, inspection procedures & calibration of LCV.
				Low feed (gas) supply from Inlet Separator V-2010	Lower feed (gas) supply can make the amount of gas is decreased. It may reduce gas production.	2	2	Low Risk	PG 6060 at V-6060, LG 6060 at V-6060, Valve VX-2934	Monitor Fuel Gas Scrubber V-6060 on regular basis as per SOP.
	Low	Level	Low Level	Excess drainage	Scrubbing liquid may flow to Close Drain Header too much. Lower level of scrubbing liquid in the Fuel Gas Scrubber V-6060.	2	4	Medium Risk	LCV 6060, SDV 6061, LZALL 6062 at V-6060	Monitor Fuel Gas Scrubber V-6060 on regular basis as per SOP.
				Overfilling of vessel	Vessel is out of capacity, triggering high level alarm, but feed (gas) supply still go on. Possibly the pressure at Fuel Gas Scrubber V-6060 is over design pressure.	2	3	Medium Risk	PSV 6060A at V-6060, PG 6060 at V-6060, LZAHH 6061 at V-6060, PCV 6060A/B, Valve VX-6001	Monitor Fuel Gas Scrubber V-6060 on regular basis as per SOP.
	High	Pressure	High Pressure	For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Scrubber V-6060.	For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Scrubber V-6060.	2	4	Medium Risk		
				Pressure safety valve fails (stuck closed)	No way pressure out while higher pressure in vessel happens. Pressure in Fuel Gas Scrubber V-6060 will increase over design pressure.	2	3	Medium Risk	PG 6060 at V-6060, LG 6060 at V-6060, LCV 6060, Valve VX-6209	Monitor Fuel Gas Scrubber V-6060 on regular basis as per SOP.
	Low	Pressure	Low Pressure	For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Scrubber V-6060.	For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Scrubber V-6060.	2	4	Medium Risk		
				Low feed (gas) supply from Inlet Separator V-2010	Lower feed (gas) supply can make the amount of gas is decreased. Leading to low pressure inside the vessel. It may reduce gas production.	2	2	Low Risk	PG 6060 at V-6060, LG 6060 at V-6060, PSV 6060A at V-6060	Monitor Fuel Gas Scrubber V-6060 on regular basis as per SOP.
	As well as	Flow	Leak	Pressure safety valve failed open position (stuck open)	Major released gas can lower the pressure and production of gas. Higher gas in flare may lead to potential high fire.	1	4	Medium Risk	PG 6060 at V-6060, PSV 6060B at V-6060, Closed Drain, Valve VX-6021	Maintenance, inspection procedures & calibration of PSV.
				Gasket or valve flange or packing leak	Vessel contains gas has pressure. Pressing gas even to a tiny gap. Release of flammable hydrocarbon and potential fire.	2	4	Medium Risk	Maintenance & inspection procedures	Maintenance & inspection procedures on gasket or packing
				Inadequate torquing of bolts	Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	2	2	Low Risk		Consider to add gas detector
				Gas leak through a tiny gap in vessel, including bolts. Gap happens in loose bolts torquing. Released flammable hydrocarbon & potential fire.	Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	1	4	Medium Risk	Maintenance procedure for bolt torquing	Monitor Fuel Gas Scrubber V-6060 on regular basis as per SOP.
				Instrument connection leaks	Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	1	2	Low Risk		Maintenance & Inspection for Scrubber
				Gas leak through a tiny gap in vessel, including loose in instrument connection. Released flammable hydrocarbon & potential fire.	Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	1	4	Medium Risk	Maintenance & inspection procedures	Monitor Fuel Gas Scrubber V-6060 on regular basis as per SOP.
				Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	1	2	Low Risk		Maintenance & Inspection for Scrubber

Node	Guide Word	Parameter	Deviation	Cause	Consequence	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
						L	C	RR		
2. Fuel Gas Filter Separator S-6060A	As well as	Composition	High Contaminants	Contaminated feed (gas) from Fuel Gas Scrubber V-6060	Potential accumulation of contaminants in the filter. Possibly leading to increase pressure in Fuel Gas Filter Separator S-6060A.	3	3	Medium Risk	LG 6068 at S-6060A, PSV 6061 at S-6060A, PG 6061 at S-6060A, PDG 6061 at S-6060A	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060A on regular basis as per SOP.
					For further event after accumulation, contaminants may decrease product quality of the gas.	2	2	Low Risk		
	High	Level	High Level	Excess feed (gas) supply from Fuel Gas Scrubber V-6060	Higher feed (gas) supply can make the amount of gas is increased. Possibly the pressure at Fuel Gas Filter Separator S-6060A is over design pressure.	2	3	Medium Risk	LG 6062 at S-6060A, LG 6068 at S-6060A, PG 6061 at S-6060A, PDG 6061 at S-6060A, PSV 6061 at S-6060A, Closed Drain, Flare	Consider to add high level alarm
				Continuous trapped drainer is clogged	Undesired gas is trapped in the Fuel Gas Filter Separator S-6060A with no flow. Feed (gas) supply still go on, increasing the level of undesired gas. Leading to increased pressure then over design pressure.				Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060A on regular basis as per SOP.	
	Low	Level	Low Level	Low feed (gas) supply from Fuel Gas Scrubber V-6060	Lower feed (gas) supply can make the amount of gas is decreased. It may reduce gas production.	2	2	Low Risk	PG 6061 at S-6060A, LG 6068 at S-6060A, Valve VX-6026	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060A on regular basis as per SOP.
				Excess drainage	Undesired gas may flow to Close Drain Header too much. Lower level of undesired gas in the Fuel Gas Filter Separator S-6060A.	2	4	Medium Risk	LG 6068 at S-6060A, PG 6061 at S-6060A, PDG 6061 at S-6060A, Closed Drain, Flare	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060A on regular basis as per SOP.
	As well as	Flow	Leak	Gasket or valve flange or packing leak	Vessel contains gas has pressure. Pressing gas even to a tiny gap. Release of flammable hydrocarbon and potential fire.	2	4	Medium Risk	Maintenance & inspection procedures	Maintenance & inspection procedures on gasket or packing
					Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	2	2	Low Risk	Flare	
				Inadequate torquing of bolts	Gas leak through a tiny gap in vessel, including bolts. Gap happens in loose bolts torquing. Released flammable hydrocarbon & potential fire.	1	4	Medium Risk	Maintenance procedures for torquing bolts	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060A on regular basis as per SOP.
					Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.				Flare	
				Instrument connection leaks	Gas leak through a tiny gap in vessel, including loose instrument connection. Released flammable hydrocarbon & potential fire.	1	4	Medium Risk	Maintenance & inspection procedures	
					Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.				Flare	
	High	Pressure	High Pressure	Overfilling of vessel	Vessel is out of capacity, triggering high level alarm, but feed (gas) supply still go on. Possibly the pressure at Fuel Gas Filter Separator S-6060A is over design pressure.	2	3	Medium Risk	PSV 6061 at S-6060A, PG 6061 at S-6060A, LG 6062 at S-6060A, LG 6068 at S-6060A, Valve VX-6024, Closed Drain, Flare	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060A on regular basis as per SOP.
					For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Filter Separator S-6060A.	2	4	Medium Risk		
				Pressure safety valve fails (stuck closed)	No way pressure out while higher pressure in vessel happens. Pressure in Fuel Gas Filter Separator S-6060A will increase over design pressure.	2	3	Medium Risk	PG 6061 at S-6060A, LG 6062 at S-6060A, LG 6068 at S-6060A, Continuous trapped drainer, Valve VX-6212, Valve VX-6213	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060A on regular basis as per SOP.
	Low	Pressure	Low Pressure	Low feed (gas) supply from Fuel Gas Scrubber V-6060	Lower feed (gas) supply can make the amount of gas is decreased. Leading to low pressure inside the vessel. It may reduce gas production.	2	2	Low Risk	PG 6061 at S-6060A, LG 6068 at S-6060A, PSV 6061 at S-6060A	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060A on regular basis as per SOP.
				Pressure safety valve failed open position (stuck open)	Major released gas can lower the pressure and production of gas. Higher gas in flare may lead to potential high fire.	2	2	Low Risk	PG 6061 at S-6060A, Closed Drain, Valve VX-6021	Maintenance, inspection procedures & calibration of PSV.

Node	Guide Word	Parameter	Deviation	Cause	Consequence	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
						L	C	RR		
3. Fuel Gas Filter Separator S-6060B	As well as	Composition	High Contaminants	Contaminated feed (gas) from Fuel Gas Scrubber V-6060	Potential accumulation of contaminants in the filter. Possibly leading to increase pressure in Fuel Gas Filter Separator S-6060B.	3	3	Medium Risk	LG 6064 at S-6060B, PSV 6062 at S-6060B, PG 6063 at S-6060B, PDG 6064 at S-6060B	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060B on regular basis as per SOP.
					For further event after accumulation, contaminants may decrease product quality of the gas.	2	2	Low Risk		
	High	Level	High Level	Excess feed (gas) supply from Fuel Gas Scrubber V-6060	Higher feed (gas) supply can make the amount of gas is increased. Possibly the pressure at Fuel Gas Filter Separator S-6060B is over design pressure.	2	3	Medium Risk	LG 6064 at S-6060B, LG 6066 at S-6060B, PG 6063 at S-6060B, PDG 6064 at S-6060B, PSV 6062 at S-6060B, Closed Drain, Flare	Consider to add high level alarm
					Continuous trapped drainer is clogged	2	3	Medium Risk		Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060B on regular basis as per SOP.
	Low	Level	Low Level	Low feed (gas) supply from Fuel Gas Scrubber V-6060	Lower feed (gas) supply can make the amount of gas is decreased. It may reduce gas production.	2	2	Low Risk	PG 6063 at S-6060B, LG 6064 at S-6060B, Valve VX-6038	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060B on regular basis as per SOP.
					Excess drainage	2	4	Medium Risk		
	As well as	Flow	Leak	Gasket or valve flange or packing leak	Vessel contains gas has pressure. Pressing gas even to a tiny gap. Release of flammable hydrocarbon and potential fire.	2	4	Medium Risk	Maintenance & inspection procedures Flare	Maintenance & inspection procedures on gasket or packing
					Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	2	2	Low Risk		
				Inadequate torquing of bolts	Gas leak through a tiny gap in vessel, including bolts. Gap happens in loose bolts torquing. Released flammable hydrocarbon & potential fire.	1	4	Medium Risk	Maintenance procedures for torquing bolts Flare	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060B on regular basis as per SOP.
					Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	1	2	Low Risk		
				Instrument connection leaks	Gas leak through a tiny gap in vessel, including loose in instrument connection. Released flammable hydrocarbon & potential fire.	1	4	Medium Risk	Maintenance & inspection procedures Flare	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060B on regular basis as per SOP.
					Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	1	2	Low Risk		
	High	Pressure	High Pressure	Overfilling of vessel	Vessel is out of capacity, triggering high level alarm, but feed (gas) supply still go on. Possibly the pressure at Fuel Gas Filter Separator S-6060B is over design pressure.	2	3	Medium Risk	PSV 6062 at S-6060B, PG 6063 at S-6060B, LG 6064 at S-6060B, LG 6066 at S-6060B, Valve VX-6036, Closed Drain, Flare	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060B on regular basis as per SOP.
					For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Filter Separator S-6060B.	2	4	Medium Risk		
				Pressure safety valve fails (stuck closed)	No way pressure out while higher pressure in vessel happens. Pressure in Fuel Gas Filter Separator S-6060B will increase over design pressure.	2	3	Medium Risk	PG 6063 at S-6060B, LG 6064 at S-6060B, LG 6066 at S-6060B, Continuous trapped drainer, Valve VX-6215, Valve VX-6216	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060B on regular basis as per SOP.
					For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Filter Separator S-6060B.	2	4	Medium Risk		
	Low	Pressure	Low Pressure	Low feed (gas) supply from Fuel Gas Scrubber V-6060	Lower feed (gas) supply can make the amount of gas is decreased. Leading to low pressure inside the vessel. It may reduce gas production.	2	2	Low Risk	PG 6063 at S-6060B, LG 6064 at S-6060B, PSV 6062 at S-6060B	Monitor Fuel Gas Filter Separator S-6060B on regular basis as per SOP.
				Pressure safety valve failed open position (stuck open)	Major released gas can lower the pressure and production of gas. Higher gas in flare may lead to potential high fire.	2	2	Low Risk	PG 6063 at S-6060B, Closed Drain, Valve VX-6031	Maintenance, inspection procedures & calibration of PSV.

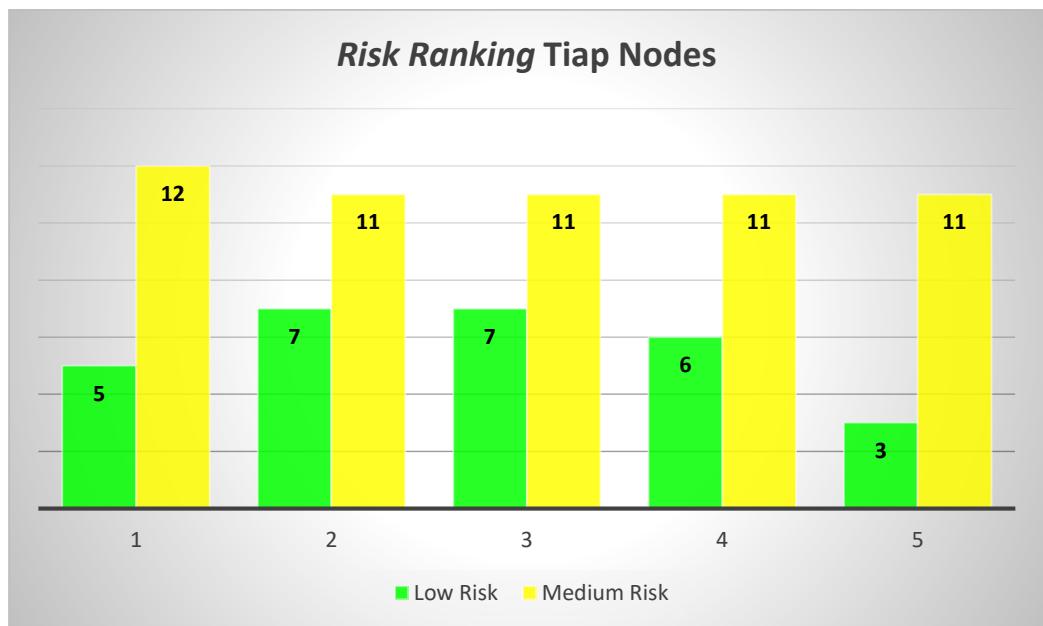
Node	Guide Word	Parameter	Deviation	Cause	Consequence	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations
						L	C	RR		
4. Fuel Gas Superheater E-6060	High	Temperature	High Temperature	Accumulated gas trapped on Fuel Gas Superheater E-6060	Gas is heating up in Fuel Gas Superheater E-6060, heated gas can be trapped. It may increase the temperature then overheat, lead to leakage and deformation.	2	4	Medium Risk	HCP-6060 at E-6060, TZA-HH 6065 at E-6060, PSV 6063 at E-6060, TI 5067 at E-6060	Monitor Fuel Gas Superheater E-6060 on regular basis as per SOP.
				Clogging of valve VX-6090	Heated gas can not flow for distribution, trapped in the Fuel Gas Superheater E-6060. It may cause overheat and lead to component rupture. For further event after rupture, gasket leak is possible in Fuel Gas Scrubber V-6060.	2	4	Medium Risk	PSV 6063 at E-6060, HCP-6060 at E-6060, TZA-HH 6065 at E-6060, TI 5067 at E-6060, Valve VX-6041	Monitor Fuel Gas Superheater E-6060 on regular basis as per SOP.
				Low temperature feed (gas) from Fuel Gas Filter Separator S-6060A/B	Low temperature feed (gas) may need more time to be heated up. Then gas flows to be distributed with less than required temperature. It may reduce gas quality.	2	2	Low Risk		Consider to add low level alarm
	Low	Temperature	Low Temperature	Low temperature operation	Gas is not heated up yet to meet the requirement. It is influencing gas production and quality.	2	2	Low Risk	HCP-6060 at E-6060, TZA-HH 6065 at E-6060, TI 5067 at E-6060, PSV 6063 at E-6060	Consider to add low level alarm
				Gasket or valve flange or packing leak	Vessel contains gas has pressure. Pressing gas even to a tiny gap. Release of flammable hydrocarbon and potential fire. Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	2	4	Medium Risk	Maintenance & inspection procedures	Maintenance & inspection procedures on gasket or packing
	As well as	Flow	Leak	Inadequate torquing of bolts	Gas leak through a tiny gap in vessel, including bolts. Gap happens in loose bolts torquing. Released flammable hydrocarbon & potential fire. Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	1	4	Medium Risk	Maintenance procedure for bolt torquing	Monitor Fuel Gas Superheater E-6060 on regular basis as per SOP.
				Instrument connection leaks	Gas leak through a tiny gap in vessel, including loose in instrument connection. Released flammable hydrocarbon & potential fire. Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production.	1	4	Medium Risk		Maintenance & Inspection for Scrubber
				Overfilling of vessel	Vessel is out of capacity, triggering high level alarm, but feed (gas) supply still go on. Possibly the pressure at Fuel Gas Superheater E-6060 is over design pressure. For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Superheater E-6060.	2	3	Medium Risk	PSV 6063 at E-6060, HCP-6060 at E-6060, Valve VX-6041	Monitor Fuel Gas Superheater E-6060 on regular basis as per SOP.
				Pressure safety valve fails (stuck closed)	No way pressure out while higher pressure in vessel happens. Pressure in Fuel Gas Superheater E-6060 will increase over design pressure. For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Superheater E-6060.	2	4	Medium Risk		Monitor Fuel Gas Superheater E-6060 on regular basis as per SOP.
				Low feed (gas) supply from Fuel Gas Filter Separator S-6060A/B	Lower feed (gas) supply can make the amount of gas is decreased. Leading to low pressure inside the vessel. It may reduce gas production.	2	2	Low Risk	PSV 6063 at E-6060	Monitor Fuel Gas Superheater E-6060 on regular basis as per SOP.
	Low	Pressure	Low Pressure	Pressure safety valve failed open position (stuck open)	Major released gas can lower the pressure and production of gas. Higher gas in flare may lead to potential high fire.	1	4	Medium Risk	Valve VX-6045, Closed Drain, PCV 6063, PCV 6064	Maintenance, inspection procedures & calibration of PSV.

Node	Guide Word	Parameter	Deviation	Cause	Consequence	Risk Matrix			Safeguards	Recommendations		
						L	C	RR				
5. Instrument Gas Receiver V-6070	High	Level	High Level	Excess feed (gas) supply from Fuel Gas Superheater E-6060	Higher feed (gas) supply can make the amount of gas is increased. Possibly the pressure at Fuel Gas Filter Separator S-6060A is over design pressure.	2	3	Medium Risk	LG 6070 at V-6070, PG 6070 at V-6070, PSV 6070 at V-6070, PCV 6070A/B	Consider to add high level alarm		
				Continuous trapped drainer is clogged	Condensated gas is trapped in the Instrument Gas Receiver V-6070 with no flow. Feed (gas) supply still go on, increasing the level of condensated gas. Leading to increased pressure then over design pressure.					Monitor Instrument Gas Receiver V-6070 on regular basis as per SOP.		
	High	Pressure	High Pressure	Overfilling of vessel	Vessel is out of capacity, triggering high level alarm, but feed (gas) supply still go on. Possibly the pressure at Fuel Gas Filter Separator S-6060A is over design pressure.	2	3	Medium Risk	PSV 6070 at V-6070, Valve VX-6432, Valve VX-6433	Monitor Instrument Gas Receiver V-6070 on regular basis as per SOP.		
					For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Filter Separator S-6060A.							
				Pressure safety valve fails (stuck closed)	No way pressure out while higher pressure in vessel happens. Pressure in Fuel Gas Filter Separator S-6060A will increase over design pressure.	2	3	Medium Risk				
					For further event after over design pressure, gasket leak is possible in Fuel Gas Filter Separator S-6060A.							
	As well as	Flow	Leak	Gasket or valve flange or packing leak	Vessel contains gas has pressure. Pressing gas even to a tiny gap. Release of flammable hydrocarbon and potential fire.	2	4	Medium Risk	Maintenance & inspection procedures Fire detection & prevention systems	Maintenance & inspection procedures		
					Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production and pollution.					Maintenance & inspection procedures on gasket or packing		
				Instrument connection leaks	Gas leak through a tiny gap in vessel, including loose in instrument connection. Released flammable hydrocarbon & potential fire.	2	4	Medium Risk		Consider to add gas detector		
					Leaked gas is also taking to another consequence, reduce gas production and pollution.					Monitor Instrument Gas Receiver V-6070 on regular basis as per SOP.		
	Low	Level	Low Level	Low feed (gas) supply from Fuel Gas Superheater E-6060	Lower feed (gas) supply can make the amount of gas is decreased. It may reduce gas production.	2	2	Low Risk	PG 6070 at V-6070, LG 6070 at V-6070	Monitor Instrument Gas Receiver V-6070 on regular basis as per SOP.		
				Overproducing or draining	Instrument Gas Receiver V-6070 may collapse if vacuum condition is reached.					Monitor Instrument Gas Receiver V-6070 on regular basis as per SOP.		
	Low	Pressure	Low Pressure	Low feed (gas) supply from Fuel Gas Superheater E-6060	Lower feed (gas) supply can make the amount of gas is decreased. Leading to low pressure inside the vessel. It may reduce gas production.	2	2	Low Risk	PG 6070 at V-6070, LG 6070 at V-6070, PSV 6070 at V-6070	Monitor Instrument Gas Receiver V-6070 on regular basis as per SOP.		
				Pressure safety valve on vessel failed open position (stuck open)	Major released gas can lower the pressure and production of gas. Higher gas in flare may lead to potential high fire.					Maintenance, inspection procedures & calibration of PSV.		

Kesimpulan:

Hasil dari analisis risiko yang didapatkan adalah consequence secara keseluruhan adalah 84 kejadian, dengan tingkat risiko (*risk ranking*) sebanyak 28 low risk dan 56 medium risk. Rangkuman dari analisis risiko dapat dilihat pada tabel dan grafik berikut ini:

Node	Low Risk	Medium Risk
1	5	12
2	7	11
3	7	11
4	6	11
5	3	11



Berdasarkan hasil analisis *hazard* kemudian diolah menjadi data dalam bentuk tabel dan grafik di atas. Kesimpulan yang didapat adalah bahaya dengan *consequence* paling parah dan *likelihood* tertinggi (medium risk) adalah ***over pressure***.

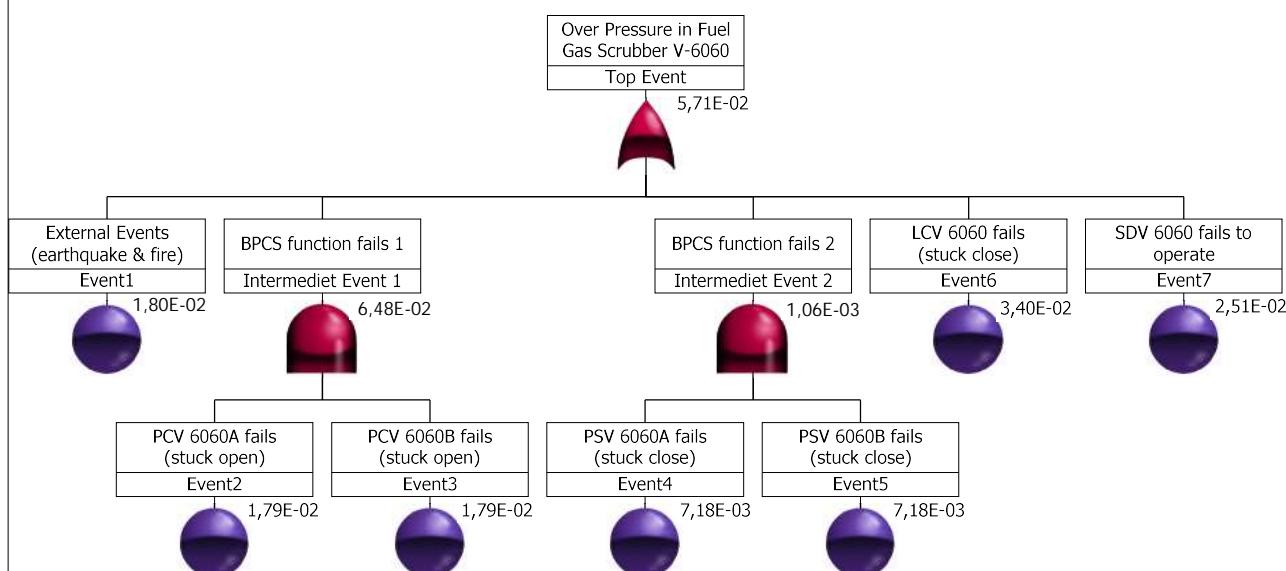
LAMPIRAN 3

Lampiran 3 – FTA, ETA dan Verifikasi SIL

Fault Tree Analysis (FTA)

Lampiran 3 mengenai analisis FTA terdapat pada halaman selanjutnya.

File Name: TAFSIL Lamp v3.0.rfp



Keterangan (nilai failure rate):

External Event = diambil dari penelitian di wilayah Amerika Serikat

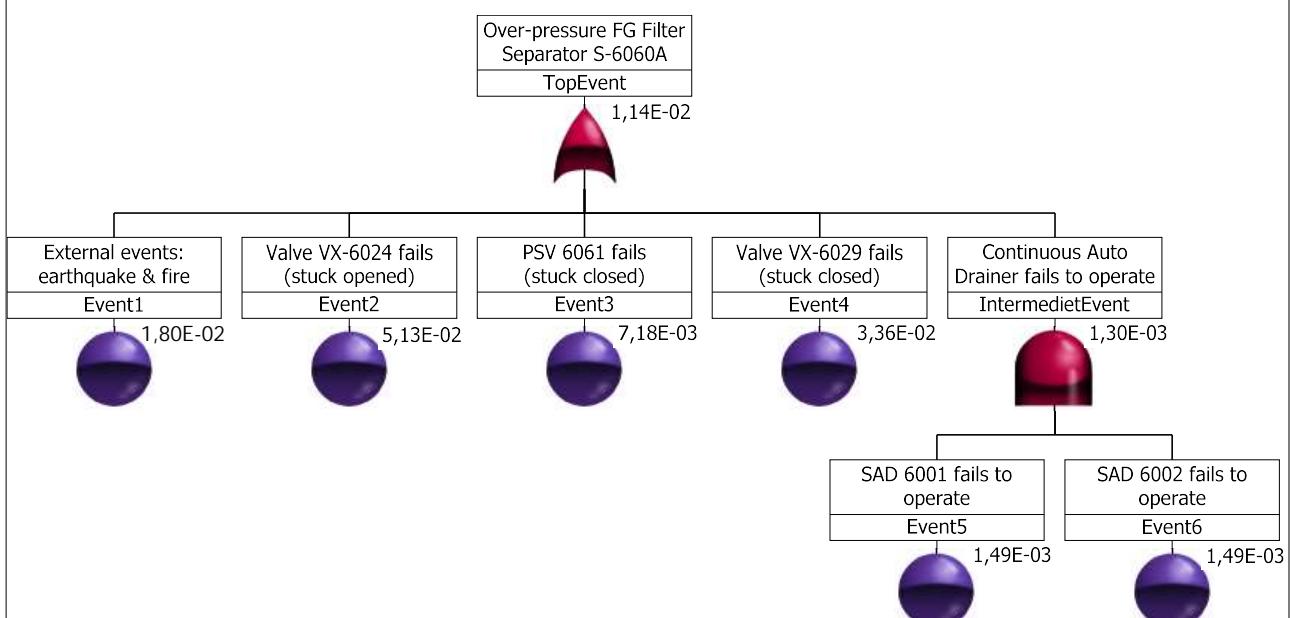
PCV = database NRPD 1991

PSV = database OREDA 2002

LCV = database OREDA 2002

SDV = database OREDA 2002

File Name: TAFSIL Attach 3_Node 2.rfp



Keterangan (nilai failure rate):

External Event = diambil dari penelitian di wilayah Amerika Serikat

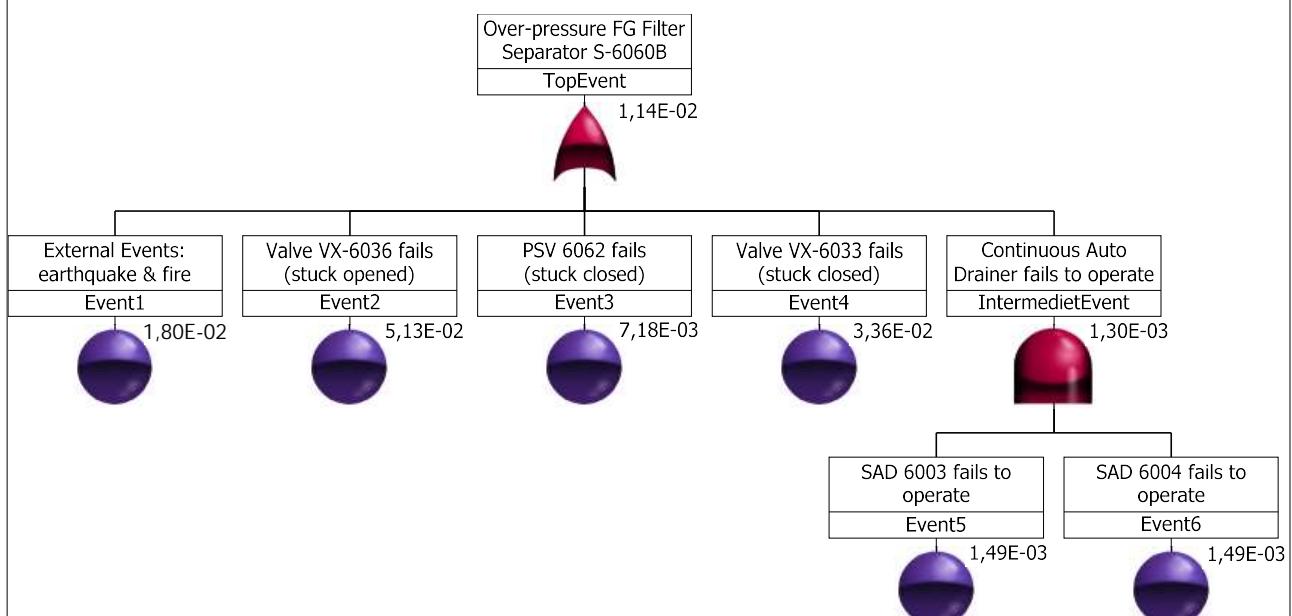
Valve VX-6024 = database OREDA 2002

PSV = database OREDA 2002

Valve VX-6029 = database OREDA 2002

SAD = database NRPD 1991

File Name: TAFSIL Attach 3_Node 2.rfp



Keterangan (nilai failure rate):

External Event = diambil dari penelitian di wilayah Amerika Serikat

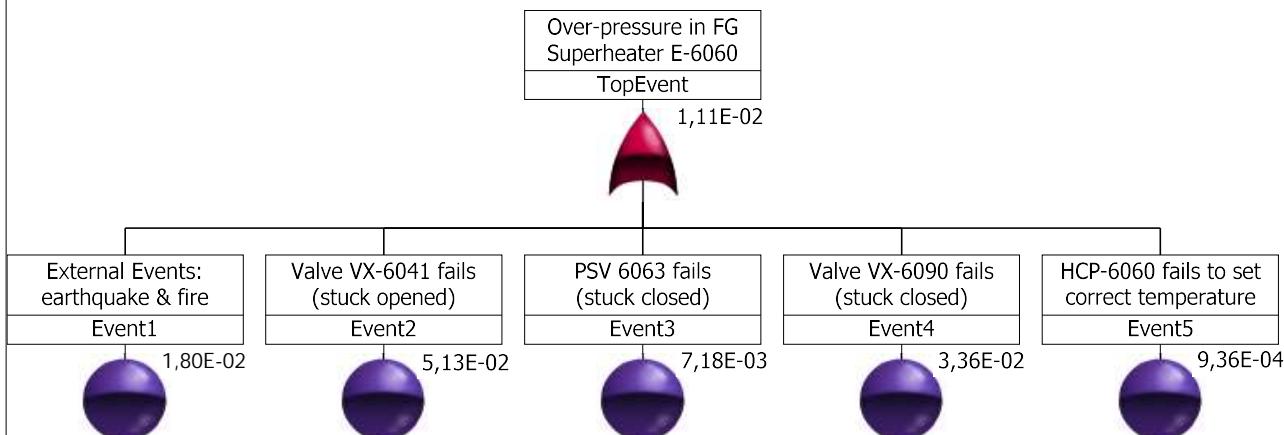
Valve VX-6036 = database OREDA 2002

PSV = database OREDA 2002

Valve VX-6033 = database OREDA 2002

SAD = database NRPD 1991

File Name: TAFSIL Attach_Node 4.rfp



Keterangan (nilai failure rate):

External Event = diambil dari penelitian di wilayah Amerika Serikat

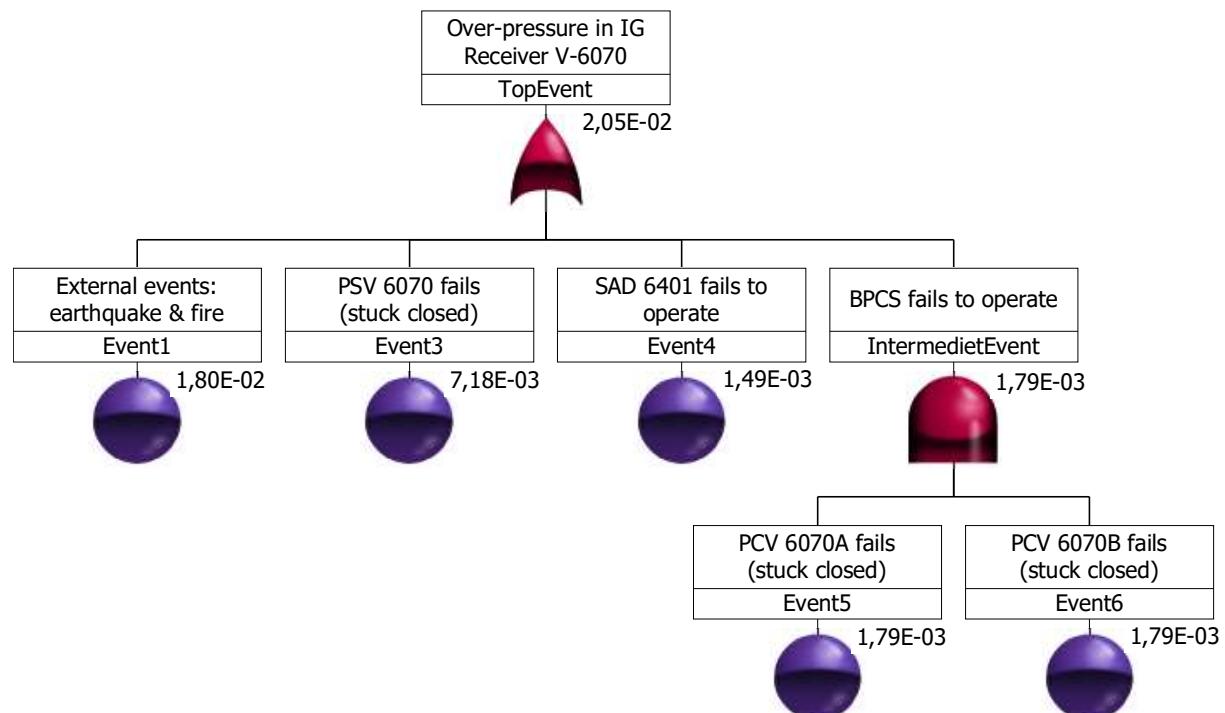
Valve VX-6041 = database OREDA 2002

PSV = database OREDA 2002

Valve VX-6090 = database OREDA 2002

HCP = database NRPD 1991

File Name: TAFSIL Attach_Node 5.rfp



Keterangan (nilai failure rate):

External Event = diambil dari penelitian di wilayah Amerika Serikat

PSV = database OREDA 2002

SAD = database NRPD 1991

PCV = database NRPD 1991

Failure Rate yang Digunakan Pada FTA

Node	Equipment	Database	Failure Rate			FR/year
			Mean	per 1E6 hours	per year	
1	PSV	OREDA 2002	0.82	0.00000082	0.00718	7.18E-03
	SDV	OREDA 2002	2.86	0.00000286	0.02505	2.51E-02
	PCV	NPRD 1991	2.05	0.00000205	0.01796	1.80E-02
	LCV	OREDA 2002	3.88	0.00000388	0.03399	3.40E-02

Node	Equipment	Database	Failure Rate			FR/year
			Mean	per 1E6 hours	per year	
2	Ball Valve 1	OREDA 2002	5.86	0.00000586	0.05133	5.13E-02
	PSV	OREDA 2002	0.82	0.00000082	0.00718	7.18E-03
	Ball Valve 2	OREDA 2002	3.83	0.00000383	0.03355	3.36E-02
	SAD	NPRD 1991	0.17	0.00000017	0.00149	1.49E-03

Node	Equipment	Database	Failure Rate			FR/year
			Mean	per 1E6 hours	per year	
3	Ball Valve 1	OREDA 2002	5.86	0.00000586	0.05133	5.13E-02
	PSV	OREDA 2002	0.82	0.00000082	0.00718	7.18E-03
	Ball Valve 2	OREDA 2002	3.83	0.00000383	0.03355	3.36E-02
	SAD	NPRD 1991	0.17	0.00000017	0.00149	1.49E-03

Node	Equipment	Database	Failure Rate			Failure Rate
			Mean	per 1E6 hours	per year	
4	Ball Valve 1	OREDA 2002	5.86	0.00000586	0.05133	5.13E-02
	PSV	OREDA 2002	0.82	0.00000082	0.00718	7.18E-03
	Ball Valve 2	OREDA 2002	3.83	0.00000383	0.03355	3.36E-02
	HCP	NPRD 1991	0.107	1.069E-07	0.00094	9.36E-04

Node	Equipment	Database	Failure Rate			FR/year
			Mean	per 1E6 hours	per year	
5	PSV	OREDA 2002	0.82	0.00000082	0.00718	7.18E-03
	SAD	NPRD 1991	0.17	0.00000017	0.00149	1.49E-03
	PCV	NPRD 1991	2.05	0.00000205	0.01796	1.80E-02

Event Tree Analysis (ETA)

	HP Alarm	Opt. Respon	Prot. Layer	Safety Func.	Outcome / Consequence	Prob. of Failure				
FR/year 0,0571	0,9	0,9	0,99	0,01	1. No release to the flare	4,63E-02				
					2. Release to the flare	4,63E-03				
					3. No flow to the vessel	5,09E-04				
					4. Failure of the vessel and release to the environment	5,14E-06				
					5. Release to the flare	5,14E-03				
					6. No flow to the vessel	5,65E-04				
					7. Failure of the vessel and release to the environment	5,71E-06				
					PFDavg =	6,22E-03				
					RRF =	161				
					Verifikasi (target SIL-2) =	ACCEPTABLE				

	HP Alarm	Opt. Respon	Prot. Layer 1	Prot. Layer 2	Outcome / Consequence	Prob. of Failure				
FR/year 0,0114	0,9	0,9	0,9	0,1	1. No release to the flare	9,23E-03				
					2. Release to the flare	9,23E-04				
					3. No flow to the vessel	9,23E-05				
					4. Failure of the vessel and release to the environment	1,03E-05				
					5. Release to the flare	1,03E-03				
					6. No flow to the vessel	1,03E-04				
					7. Failure of the vessel and release to the environment	1,14E-05				
					PFDavg =	1,24E-03				
					RRF =	805				
					Verifikasi (target SIL-2) =	ACCEPTABLE				

	HP Alarm	Opt. Respon	Prot. Layer 1	Prot. Layer 2	Outcome / Consequence	Prob. of Failure				
FR/year 0,0114	0,9	0,9	0,9	0,1	1. No release to the flare	9,23E-03				
					2. Release to the flare	9,23E-04				
					3. No flow to the vessel	9,23E-05				
					4. Failure of the vessel and release to the environment	1,03E-05				
					5. Release to the flare	1,03E-03				
					6. No flow to the vessel	1,03E-04				
					7. Failure of the vessel and release to the environment	1,14E-05				
					PFDavg =	1,24E-03				
					RRF =	805				
					Verifikasi (target SIL-2) =	ACCEPTABLE				

Node 4	HP Alarm	Opt. Respon	Prot. Layer 1	Prot. Layer 2	Outcome / Consequence	Prob. of Failure
		0,9			1. No release to the flare	8,99E-03
FR/year 0,0111	0,9		0,9		2. Release to the flare	8,99E-04
		0,1		0,9	3. No flow to the vessel	8,99E-05
			0,1		4. Failure of the vessel and release to the environment	9,99E-06
			0,9		5. Release to the flare	9,99E-04
	0,1		0,9		6. No flow to the vessel	9,99E-05
			0,1		7. Failure of the vessel and release to the environment	1,11E-05
					PFDavg = 1,21E-03 RRF = 827 Verifikasi (target SIL-2) = ACCEPTABLE	

Node 5	HP Alarm	Opt. Respon	Prot. Layer 1	Prot. Layer 2	Outcome / Consequence	Prob. of Failure
		0,9			1. No release to the flare	1,66E-02
FR/year 0,0205	0,9		0,9		2. Release to the flare	1,66E-03
		0,1		0,9	3. No flow to the vessel	1,66E-04
			0,1		4. Failure of the vessel and release to the environment	1,85E-05
			0,9		5. Release to the flare	1,85E-03
	0,1		0,9		6. No flow to the vessel	1,85E-04
			0,1		7. Failure of the vessel and release to the environment	2,05E-05
					PFDavg = 2,23E-03 RRF = 448 Verifikasi (target SIL-2) = ACCEPTABLE	

Verifikasi SIL

Node	Equipment	Target SIL			Existing SIL			Verifikasi SIL
		Level	Nilai PFD	Nilai RRF (1/PFD)	PFDavg	Nilai RRF	Level	
1	Fuel Gas Scrubber V-6060	2	1E-03 to 1E-02	1000 to 100	6,22E-03	161	2	SESUAI
2	Fuel Gas Filter Separator S-6060A	2	1E-03 to 1E-02	1000 to 100	1,24E-03	805	2	SESUAI
3	Fuel Gas Filter Separator S-6060B	2	1E-03 to 1E-02	1000 to 100	1,24E-03	805	2	SESUAI
4	Fuel Gas Superheater E-6060	2	1E-03 to 1E-02	1000 to 100	1,21E-03	827	2	SESUAI
5	Instrument Gas Receiver V-6070	2	1E-03 to 1E-02	1000 to 100	2,23E-03	448	2	SESUAI

BIOGRAFI PENULIS



Penulis bernama lengkap **Afanda Dwi Ragil Risnavian** dilahirkan di Pasuruan, 3 April 1998, putra kedua dari dua bersaudara dari Bapak Mohammad Naib dan Ibu Sri Mulyati. Penulis memiliki seorang kakak bernama Arisna Tunggal Pristiyawan. Alamat asal berada di Jalan RA. Kartini Nomor 28 RT02/RW02, Dusun Jogonalan, Kelurahan Jogosari, Kecamatan Pandaan, Kabupaten Pasuruan. Penulis menjalani seluruh masa kecilnya di Pandaan hingga jenjang pendidikan SMA. Penulis menempuh pendidikan dasar di SDN I Jogosari, kemudian melanjutkan jenjang pendidikan menengah pertama di SMPN 2 Pandaan dan lanjut jenjang menengah atas di SMAN 1 Pandaan. Pada tahun 2016 penulis melanjutkan pendidikan sarjana S1 dan diterima di Jurusan Teknik Sistem Perkapalan FTK ITS Surabaya melalui jalur undangan (SNMPTN) dengan NRP 4216100023. Selama di dunia kampus, penulis aktif dalam kegiatan kampus seperti UKM, kepanitiaan, organisasi, dan *project assisstant*. Kepanitiaan yang pernah diikuti penulis adalah Gerigi ITS 2017, Gerigi ITS 2018, Marine Icon 2017, Marine Icon 2018, dan Marine Islamic Training 2017. Penulis juga aktif di organisasi BEM ITS 2018 sebagai staf di Kementerian Sosial Masyarakat dan LDJ al-Mi'raj Himasiskal sebagai staf Pengembangan Sumber Daya Insani, serta menjadi *grader* di Laboratorium Marine Machinery and Fluid System (MMS). Pada semester 4, penulis direkrut dalam tim Office EPC milik Bapak Ir. Dwi Priyanta, MSE. sebagai *project assisstant*. Penulis pernah melakukan kegiatan Kerja Praktik I (semester 4) di PT Caputra Mitra Sejati dan Kerja Praktik II (semester 7) di PT Antakesuma Inti Raharja. Pada akhir semester 7, penulis menjadi anggota Laboratorium Digital Marine Operation and Maintenance (DMOM). Tugas Akhir dengan judul “Studi HAZOP dan Verifikasi Safety Integrity Level (SIL) Fuel Gas System pada Onshore Receiving Facilities (ORF) Dengan Standar IEC 61511 dan Metode Fault Tree Analysis (FTA)” telah diselesaikan oleh penulis pada akhir Bulan Juli 2020. Bagi pembaca yang memiliki saran, kritik, opini mengenai Tugas Akhir ini, dapat berdiskusi lebih lanjut dengan menghubungi penulis melalui afa.risnavian@gmail.com.