TESIS – TF255401

HAZOP STUDI DAN PENENTUAN *SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) - LAYER OF PROTECTION ANALYSIS* (LOPA) PADA PABRIK UREA UNIT 1A DI PT PETROKIMIA GRESIK

MUHAMMAD ZULIZAR BAIHAQIE
NRP. 6009241010

DOSEN PEMBIMBING
PROF. DR. IR. ALI MUSYAFA, M.SC.
DR. MUHAMMAD KHAMIM ASY'ARI, S.T., M.T.

PROGRAM MAGISTER TEKNIK FISIKA
DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA

2026

halaman ini sengaja dikosongkan

THESIS – TF255401

HAZOP STUDY AND SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) DETERMINATION USING LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) IN UREA PLANT UNIT 1A AT PT PETROKIMIA GRESIK

MUHAMMAD ZULIZAR BAIHAQIE
NRP. 6009241010

SUPERVISORS
PROF. DR. IR. ALI MUSYAFA, M.SC.
DR. MUHAMMAD KHAMIM ASY'ARI, S.T., M.T.

MASTER'S PROGRAM IN ENGINEERING PHYSICS
DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND SYSTEMS ENGINEERING
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2026

halaman ini sengaja dikosongkan

LEMBAR PENGESAHAN

Telah disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar

Magister Teknik (MT) di

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

MUHAMMAD ZULIZAR BAIHAQIE

NRP : 6009241010

Tanggal Ujian : 29 Juli 2026

Periode Wisuda : Oktober 2026

Disetujui oleh :

Pembimbing :

1. Prof. Dr. Ir. Ali Musyafa, M.Sc. IPU.
   NIP. 196009011987011001 .....
2. Dr. Muhammad Khamim Asy'ari, S.T., M.T.
   NIP. 199311072024061002 .....

Penguji :

3. Prof. Dr. Ir. Imam Abadi, S.T., M.T., IPM.
   NIP. 197610061999031002 .....
4. Prof. Dr. Ir. Syamsul Arifin, MT.
   NIP. 196309071989031004 .....

Kepala Departemen Teknik Fisika

Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem

Prof. Gunawan Nugroho, S.T., M.T., Ph.D.

NIP. 197711272002121002

halaman ini sengaja dikosongkan

THESIS APPROVAL SHEET

This thesis has been submitted in partial fulfillment of the requirements for the degree of

Master of Engineering (M.Eng) at

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

By :

MUHAMMAD ZULIZAR BAIHAQIE

NRP : 6009241010

Thesis Examination Date : July 29, 2026

Graduation Period : October, 2026

Approved by :

Supervisor :

1. Prof. Dr. Ir. Ali Musyafa, M.Sc. IPU.
   NIP. 196009011987011001 .....
2. Dr. Muhammad Khamim Asy'ari, S.T., M.T.
   NIP. 199311072024061002 .....

Examiner :

3. Prof. Dr. Ir. Imam Abadi, S.T., M.T., IPM.
   NIP. 197610061999031002 .....
4. Prof. Dr. Ir. Syamsul Arifin, MT.
   NIP. 196309071989031004 .....

Head of the Department of Engineering Physics

Faculty of Industrial Technology and Systems Engineering

Prof. Gunawan Nugroho, S.T., M.T., Ph.D.

NIP. 197711272002121002

halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN ORISINALITAS

STATEMENT OF ORIGINALITY

Yang bertanda tangan di bawah ini
The undersigned below

Nama Mahasiswa / NRP : Muhammad Zulizar Baihaqie / 6009241010
Student Full Name / Student ID

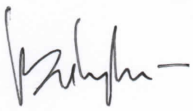
Program Studi : S2 Teknik Fisika
Study Programme

dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul "HAZOP Studi Dan Penentuan *Safety Integrity Level* (SIL) - *Layer Of Protection Analysis* (LOPA) Pada Pabrik Urea Unit 1A di PT Petrokimia Gresik" adalah hasil karya saya sendiri, bersifat orisinal, dan ditulis dengan mengikuti kaidah penulisan ilmiah. Bilamana di kemudian hari ditemukan ketidaksesuaian dengan pernyataan ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai dengan ketentuan yang berlaku di Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

hereby declare that the Final Project with the title of "HAZOP Study and Safety Integrity Level (SIL) Determination Using Layer of Protection Analysis (LOPA) in Urea Plant Unit 1A at PT Petrokimia Gresik" is the result of my own work, is original, and is written by following the rules of scientific writing. If in the future there is a discrepancy with this statement, then I am willing to accept sanctions in accordance with the provisions that apply at Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Surabaya, 31 Juli 2026

Mahasiswa,



Muhammad Zulizar Baihaqie
NRP. 6009241010

halaman ini sengaja dikosongkan

PERNYATAAN KODE ETIK PENGGUNAAN AI GENERATIF

CODE OF CONDUCT STATEMENT: GENERATIVE AI OR AI-ASSISTED USAGE

Saya yang bertanda tangan di bawah ini
I, the undersigned

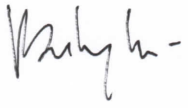
Nama Mahasiswa / NRP *Full Name / Student ID*	:	Muhammad Zulizar Baihaqie / 6009241010
Program Studi *Study Programme*	:	S-2 Teknik Fisika
Judul Tugas Akhir *Final Project Title*	:	HAZOP Studi Dan Penentuan *Safety Integrity Level* (SIL) - *Layer Of Protection Analysis* (LOPA) Pada Pabrik Urea Unit 1A di PT Petrokimia Gresik

dengan ini menyatakan bahwa pada Tugas Akhir dengan judul di atas tersebut:
hereby declare that in the Final Project with the above title:

No.	Pernyataan *Statement*	(□)
1	Saya tidak menggunakan AI generatif sama sekali *I did not use generative AI at all*	✓
2	Saya hanya menggunakan AI generatif sebagai alat bantu untuk memperbaiki tata bahasa. AI generatif tidak digunakan untuk membuat isi Tugas Akhir. *I only used generative AI as a tool to improve the readability or language of the text in my Final Project. It was not used to generate a complete text of my work.*	✓
3	Saya telah memeriksa dan/atau memperbaiki seluruh bagian dari Tugas Akhir saya yang dibantu oleh AI generatif agar sesuai dengan baku mutu penulisan karya ilmiah. *I have reviewed and refined all aspects of my work that generative AI assists with, ensuring it adheres to the standards of academic writing.*	✓
4	Saya tidak menggunakan AI generatif untuk pembuatan data primer, grafik dan/atau tabel pada Tugas Akhir saya. *I did not use generative AI to generate primary data, figures, and/or tables in my work.*	✓
5	Saya telah memberikan atribusi/pengakuan terhadap alat AI yang digunakan, secara rinci pada suatu bagian pada lampiran. *I have acknowledged the use of generative AI in any part of the work in the specific appendix page.*	✓
6	Saya memastikan tidak ada plagiarisme, termasuk hal yang berasal dari penggunaan AI generatif. *I have ensured that there is no plagiarism issue in the work, including any parts generated by AI.*	✓

Surabaya, 31 Juli 2026

Mahasiswa,



Muhammad Zulizar Baihaqie
NRP. 6009241010

halaman ini sengaja dikosongkan

HAZOP STUDI DAN PENENTUAN *SAFETY INTEGRITY LEVEL* (SIL) - *LAYER OF PROTECTION ANALYSIS* (LOPA) PADA PABRIK UREA UNIT 1A DI PT PETROKIMIA GRESIK

Nama Mahasiswa : Muhammad Zulizar Baihaqie

NRP : 6009241010

Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Ali Musyafa, M.Sc.

Dr. Muhammad Khamim Asy'ari, S.T., M.T.

ABSTRAK

Keselamatan proses pada pabrik urea memerlukan evaluasi berkala karena penggunaan amonia, karbon dioksida, serta kondisi operasi bertekanan dan bertemperatur tinggi dapat menimbulkan konsekuensi serius apabila sistem proteksi gagal. Penelitian ini bertujuan mengidentifikasi dan mengevaluasi bahaya proses, menentukan kebutuhan *Safety Integrity Level* (SIL), serta memverifikasi kinerja *Safety Instrumented Function* (SIF) pada Pabrik Urea 1A PT Petrokimia Gresik. Penelitian dilakukan melalui studi *Hazard and Operability Study* (HAZOP) pada 18 node proses, kemudian dilanjutkan dengan *Layer of Protection Analysis* (LOPA) terhadap lima skenario kritis. Nilai *initiating event likelihood* ditentukan berdasarkan data reliabilitas dan *maintenance history* peralatan melalui *Mean Time Between Failures* (MTBF), *failure rate*, serta *time at risk*. Untuk skenario dengan *severity level* 4 digunakan *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL) sebesar 1×10^{-5} per tahun. Hasil LOPA menunjukkan bahwa sebelum rekomendasi terdapat tiga skenario yang membutuhkan SIL 3, satu skenario SIL 2, dan satu skenario tidak memerlukan SIL tambahan. Setelah penambahan alarm independen dan SIF minimum SIL 2, seluruh skenario memenuhi target risiko. Empat SIF hasil rekomendasi menghasilkan PFDavg sebesar $4{,}39\times10^{-3}$ dan RRF sebesar 227,64, sehingga memenuhi target SIL 2 berdasarkan PFDavg. Analisis menunjukkan bahwa *final element* menjadi kontributor terbesar terhadap PFDavg total. Integrasi HAZOP, LOPA, dan verifikasi SIL memberikan dasar yang lebih terukur untuk mengevaluasi kecukupan lapisan proteksi dan menentukan kebutuhan sistem keselamatan.

Kata kunci: HAZOP, LOPA, SIL, SIF, PFDavg, MTBF.

halaman ini sengaja dikosongkan

HAZOP STUDY AND SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) DETERMINATION USING LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) IN UREA PLANT UNIT 1A AT PT PETROKIMIA GRESIK

Student Name : *Muhammad Zulizar Baihaqie*

NRP : *6009241010*

Supervisors : *Prof. Dr. Ir. Ali Musyafa, M.Sc.*

Dr. Muhammad Khamim Asy'ari, S.T., M.T.

ABSTRACT

Process safety in urea plants requires periodic evaluation because the use of ammonia, carbon dioxide, and operating conditions involving high pressure and high temperature may lead to serious consequences if the protection system fails. This study aims to identify and evaluate process hazards, determine the required Safety Integrity Level (SIL), and verify the performance of Safety Instrumented Functions (SIFs) at Urea Plant 1A of PT Petrokimia Gresik. The study was conducted through a revalidation of Hazard and Operability Study (HAZOP) on 18 process nodes, followed by Layer of Protection Analysis (LOPA) for five critical scenarios. The initiating event likelihood was determined based on reliability data and equipment maintenance history using Mean Time Between Failures (MTBF), failure rate, and time at risk. For scenarios with severity level 4, the Target Mitigated Event Likelihood (TMEL) used was 1×10^{-5} per year. The LOPA results show that, before recommendations, three scenarios required SIL 3, one scenario required SIL 2, and one scenario required no additional SIL. After the addition of independent alarms and minimum SIL 2 SIFs, all scenarios met the risk target. The four recommended SIFs produced a PFDavg of 4.39×10^{-3} and an RRF of 227.64, thereby meeting the SIL 2 target based on PFDavg. The analysis shows that the final element was the largest contributor to the total PFDavg. The integration of HAZOP, LOPA, and SIL verification provides a more measurable basis for evaluating the adequacy of protection layers and determining the required safety system.

Keywords: *HAZOP, LOPA, SIL, SIF, PFDavg, MTBF.*

halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR ISI

DAFTAR GAMBAR

halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR TABEL

halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR AKRONIM

API	American Petroleum Institute
BDV	Blowdown Valve
CIL	Commercial Integrity Level
EIL	Environmental Integrity Level
EPC	Engineering, Procurement, and Construction
ESD	Emergency Shut Down
FAH	Flow Alarm High
FAHH	Flow Alarm High High
FAL	Flow Alarm Low
FALL	Flow Alarm Low Low
GTG	Gas Turbine Generator
HAZOP	Hazard and Operability
HRSG	Heat Recovery Steam Generation
HP	High Pressure
IPL	Independent Protection Layer
LAHH	Level Alarm High High
LALL	Level Alarm Low Low
LOPA	Layer of Protection Analysis
LP	Low Pressure
PAHH	Pressure Alarm High High
PALL	Pressure Alarm Low Low
PCV	Pressure Control Valve
PFD	Probability Failure on Demand
PHA	Process Hazard Analysis
PID	Piping and Instrumentation Diagram
PSV	Pressure Safety Valve
SDV	Shutdown Valve
SIF	Safety Instrumented Function
SIL	Safety Integrity Levels

halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR ISTILAH

Daftar istilah penting berikut disusun untuk memperjelas terminologi teknis yang digunakan dalam studi HAZOP, LOPA, penentuan SIL, dan verifikasi PFDavg. Istilah yang disajikan terutama berkaitan dengan parameter laju kegagalan, arsitektur Safety Instrumented Function (SIF), serta evaluasi kebutuhan Safety Integrity Level (SIL).

Istilah	Penjelasan
λ (lambda) / Failure rate	Laju kegagalan suatu komponen atau peralatan per satuan waktu. Dalam verifikasi SIL, nilai λ digunakan sebagai dasar perhitungan probabilitas kegagalan komponen sensor, logic solver, dan final element.
λSD (Safe Detected)	Laju kegagalan aman yang terdeteksi oleh sistem diagnostik. Kegagalan ini tidak menyebabkan fungsi keselamatan gagal bekerja dan dapat diketahui oleh diagnostic system, alarm internal, atau mekanisme monitoring lain.
λSU (Safe Undetected)	Laju kegagalan aman yang tidak terdeteksi oleh sistem diagnostik. Kegagalan ini tidak secara langsung menyebabkan kondisi berbahaya, tetapi tetap dihitung dalam evaluasi reliabilitas karena berpengaruh terhadap safe failure fraction.
λDD (Dangerous Detected)	Laju kegagalan berbahaya yang dapat terdeteksi. Kegagalan ini berpotensi mengganggu fungsi keselamatan, tetapi dapat diketahui lebih awal oleh diagnostic system sehingga dapat diperbaiki sebelum terdapat demand pada SIF.
λDU (Dangerous Undetected)	Laju kegagalan berbahaya yang tidak terdeteksi. Parameter ini paling kritis dalam perhitungan PFDavg karena kegagalan tersembunyi dapat menyebabkan SIF gagal bekerja ketika diperlukan.
λS	Total laju kegagalan aman, yaitu penjumlahan λSD dan λSU. Nilai ini merepresentasikan seluruh kegagalan yang tidak menyebabkan hilangnya fungsi keselamatan secara berbahaya.
λD	Total laju kegagalan berbahaya, yaitu penjumlahan λDD dan λDU. Nilai ini menunjukkan potensi kegagalan yang dapat membuat fungsi keselamatan tidak tersedia saat dibutuhkan.
λTOTAL	Total laju kegagalan komponen, yaitu penjumlahan seluruh mode kegagalan: λSD, λSU, λDD, dan λDU. Nilai ini digunakan untuk menghitung SFF dan evaluasi architectural constraint.
Safe failure	Mode kegagalan yang mengarahkan proses menuju kondisi aman atau tidak menghalangi tercapainya fungsi keselamatan. Contohnya adalah kegagalan yang menyebabkan trip aman tanpa menimbulkan bahaya tambahan.
Dangerous failure	Mode kegagalan yang dapat menyebabkan fungsi keselamatan tidak bekerja sesuai kebutuhan. Kegagalan ini menjadi perhatian utama dalam desain dan verifikasi SIS.

Istilah	Penjelasan
Detected failure	Kegagalan yang dapat diketahui oleh sistem diagnostik, pemeriksaan otomatis, alarm, atau mekanisme monitoring sebelum demand aktual terjadi.
Undetected failure	Kegagalan tersembunyi yang tidak diketahui secara otomatis dan umumnya baru ditemukan melalui proof test, inspeksi berkala, atau ketika terdapat demand pada SIF.
SFF (Safe Failure Fraction)	Persentase kegagalan yang tergolong aman atau berbahaya tetapi terdeteksi terhadap total kegagalan. Secara umum SFF dihitung dari (λSD + λSU + λDD) dibagi λTOTAL. Nilai SFF digunakan untuk menentukan batas SIL berdasarkan architectural constraint.
HFT (Hardware Fault Tolerance)	Kemampuan arsitektur perangkat keras untuk tetap menjalankan fungsi keselamatan meskipun terjadi sejumlah kegagalan. HFT = 0 berarti tidak ada toleransi terhadap kegagalan perangkat keras; HFT = 1 berarti sistem masih dapat bekerja walaupun satu kanal gagal.
Architectural Constraint (AC)	Batasan arsitektur berdasarkan IEC 61508/IEC 61511 yang menentukan SIL maksimum yang dapat diklaim dari suatu konfigurasi peralatan, dengan mempertimbangkan tipe perangkat, SFF, dan HFT.
Type A device	Perangkat dengan mode kegagalan yang sederhana, telah dikenal dengan baik, dan perilaku kegagalannya dapat diprediksi. Contohnya dapat berupa transmitter atau final element sederhana yang tidak berbasis sistem kompleks.
Type B device	Perangkat yang memiliki kompleksitas lebih tinggi, misalnya menggunakan mikroprosesor, software, atau logika internal kompleks. Perangkat tipe B umumnya memiliki persyaratan architectural constraint yang lebih ketat.
PFDavg	Average Probability of Failure on Demand, yaitu probabilitas rata-rata SIF gagal menjalankan fungsi keselamatan ketika terdapat demand. Nilai ini menjadi dasar utama untuk menentukan SIL by PFD.
RRF / RRFavg	Risk Reduction Factor, yaitu kebalikan dari PFDavg. Semakin besar RRF, semakin besar kemampuan sistem dalam menurunkan risiko. RRFavg umumnya dihitung sebagai 1/PFDavg.
TI / PTI (Proof Test Interval)	Interval waktu pelaksanaan proof test untuk menemukan kegagalan tersembunyi pada komponen SIF. Semakin panjang interval proof test, nilai PFDavg umumnya akan semakin besar.
Proof test	Pengujian berkala yang dilakukan untuk membuktikan bahwa sensor, logic solver, dan final element masih mampu menjalankan fungsi keselamatan sesuai requirement. Proof test terutama bertujuan menemukan dangerous undetected failure.
Diagnostic coverage (DC)	Kemampuan sistem diagnostik untuk mendeteksi kegagalan berbahaya. Nilai diagnostic coverage yang tinggi akan menurunkan porsi λDU dan meningkatkan kemampuan deteksi kegagalan sebelum demand.
MTBF	Mean Time Between Failures, yaitu rata-rata waktu operasi antar kegagalan. Dalam penelitian ini, data histori MTBF dapat digunakan sebagai salah satu dasar untuk memperkirakan likelihood atau failure rate peralatan.

Istilah	Penjelasan
MTTR	Mean Time To Repair, yaitu rata-rata waktu yang diperlukan untuk memperbaiki komponen setelah terjadi kegagalan. MTTR berpengaruh terhadap availability sistem, terutama pada sistem dengan diagnostic test dan perbaikan berkala.
Demand	Kondisi ketika SIF diminta bekerja untuk membawa proses ke kondisi aman. Contoh demand adalah high-high level, low-low flow, atau high-high pressure yang memicu interlock trip.
SIF (Safety Instrumented Function)	Fungsi keselamatan spesifik yang terdiri dari sensor, logic solver, dan final element untuk mencegah atau mengurangi konsekuensi berbahaya dari suatu skenario proses.
SIS (Safety Instrumented System)	Keseluruhan sistem instrumentasi keselamatan yang menjalankan satu atau lebih SIF. SIS dirancang terpisah dari BPCS agar dapat memberikan lapisan perlindungan independen.
SIL (Safety Integrity Level)	Tingkat integritas keselamatan yang menunjukkan kemampuan SIF dalam menurunkan risiko. Untuk low demand mode, SIL ditentukan berdasarkan rentang PFDavg dan dievaluasi bersama architectural constraint.
Sensor / Sensing element	Komponen yang mendeteksi variabel proses seperti level, flow, pressure, atau temperature. Sensor menjadi input awal bagi logic solver dalam menentukan apakah SIF harus aktif.
Logic solver	Perangkat pemroses logika yang menerima sinyal dari sensor dan memberikan perintah ke final element berdasarkan cause and effect atau konfigurasi interlock yang telah ditetapkan.
Final element	Komponen akhir yang mengeksekusi tindakan keselamatan, misalnya shutdown valve, control valve yang ditutup, motor trip, atau penghentian pompa/kompresor.
IPL (Independent Protection Layer)	Lapisan perlindungan independen yang mampu mencegah atau mengurangi konsekuensi skenario bahaya. IPL harus efektif, independen, auditable, dan dapat bekerja pada saat dibutuhkan.
IEL (Initiating Event Likelihood)	Frekuensi atau likelihood kejadian awal sebelum memperhitungkan pengurangan risiko dari IPL. IEL menjadi input awal dalam perhitungan LOPA.
MEL (Mitigated Event Likelihood)	Frekuensi kejadian setelah memperhitungkan efektivitas seluruh IPL yang valid. MEL dibandingkan dengan TMEL untuk menentukan apakah risiko telah memenuhi target.
TMEL (Target Mitigated Event Likelihood)	Target frekuensi maksimum yang dapat diterima untuk suatu skenario setelah mitigasi. Apabila MEL lebih besar dari TMEL, maka diperlukan pengurangan risiko tambahan seperti SIF dengan target SIL tertentu.
CCF (Common Cause Failure)	Kegagalan yang terjadi secara bersamaan pada beberapa kanal akibat penyebab yang sama, seperti kesalahan desain, lingkungan ekstrem, atau kegagalan utilitas bersama.
β factor	Faktor beta yang digunakan untuk memperkirakan porsi common cause failure pada sistem redundant. Nilai β yang lebih tinggi menunjukkan kontribusi kegagalan bersama yang lebih besar.
MooN architecture	Notasi arsitektur voting pada SIF, misalnya 1oo1, 1oo2, atau 2oo3. Angka M menunjukkan jumlah kanal minimum yang harus bekerja dari total N kanal agar fungsi keselamatan aktif.

Istilah	Penjelasan
BPCS	Basic Process Control System, yaitu sistem kontrol proses dasar yang menjaga operasi normal. BPCS dapat menjadi safeguard tertentu, tetapi harus dibuktikan independensinya apabila akan diklaim sebagai IPL dalam LOPA.
Bypass	Kondisi ketika fungsi proteksi atau interlock dinonaktifkan sementara. Bypass harus dikendalikan melalui prosedur, izin, pencatatan, dan batas waktu karena dapat meningkatkan risiko residual.
SRS (Safety Requirement Specification)	Dokumen spesifikasi kebutuhan keselamatan untuk setiap SIF. SRS memuat target SIL, cause and effect, set point, proof test interval, response time, arsitektur, serta kebutuhan operasi dan pemeliharaan.

Catatan: Nilai numerik untuk parameter seperti λ, PFDavg, RRFavg, SFF, HFT, dan *proof test interval* mengikuti data serta konfigurasi yang tercantum pada LOPA *worksheet* dan *SIL verification worksheet* yang digunakan dalam penelitian ini.

BAB 1
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Keselamatan dan keamanan operasional merupakan aspek yang sangat penting dalam industri kimia, khususnya pada pabrik-pabrik yang memproduksi bahan kimia berisiko tinggi seperti pabrik urea. Kegagalan dalam sistem pengendalian keselamatan dapat berakibat fatal, baik dari segi kerugian material, dampak lingkungan, maupun keselamatan jiwa manusia. Oleh karena itu, penerapan sistem manajemen risiko yang efektif dan terukur menjadi kebutuhan utama untuk memastikan bahwa operasi pabrik berjalan secara aman, andal, dan berkelanjutan.

Salah satu pendekatan yang digunakan secara luas dalam pengelolaan risiko adalah SNI ISO 31000:2018, standar internasional yang memberikan kerangka kerja dan pedoman untuk menerapkan manajemen risiko secara sistematis, terstruktur, dan berbasis konteks organisasi. Dalam kerangka SNI 31000, risiko didefinisikan sebagai dampak ketidakpastian terhadap pencapaian tujuan, dan penanganannya mencakup identifikasi, analisis, evaluasi, serta pengendalian risiko melalui penerapan kebijakan dan sistem proteksi yang sesuai. Dalam konteks industri proses, pendekatan ini menjadi landasan untuk memastikan bahwa semua potensi bahaya dapat dimitigasi secara proporsional terhadap tingkat risikonya.

Salah satu metode yang digunakan dalam penilaian dan mitigasi risiko operasional adalah penentuan *Safety Integrity Level* (SIL), yaitu tingkat integritas keselamatan yang menggambarkan kemampuan suatu sistem proteksi dalam mengurangi risiko kecelakaan. SIL menjadi acuan penting dalam merancang dan mengevaluasi sistem proteksi agar sesuai dengan tingkat risiko yang dihadapi oleh masing-masing unit proses. Namun demikian, klasifikasi SIL yang sudah diterapkan perlu dilakukan evaluasi ulang dan verifikasi secara berkala, terutama untuk memastikan bahwa sistem proteksi tetap relevan dan efektif dengan memperhatikan dinamika kondisi operasional yang terus berkembang.

Layer of Protection Analysis (LOPA) merupakan salah satu teknik analisis risiko semi-kuantitatif yang digunakan untuk mengevaluasi lapisan-lapisan

perlindungan dalam suatu sistem proses. Dengan LOPA, risiko dianalisis secara sistematis berdasarkan skenario kecelakaan yang mungkin terjadi dan efektivitas dari lapisan proteksi yang telah tersedia, sehingga dapat ditentukan kebutuhan SIL yang sesuai untuk masing-masing skenario. Dibandingkan metode kualitatif seperti HAZOP saja, LOPA memberikan pendekatan yang lebih kuantitatif dan objektif, serta mendukung prinsip manajemen risiko berbasis bukti seperti yang dianjurkan dalam SNI ISO 31000.

Pabrik Urea 1A di Petrokimia Gresik merupakan salah satu fasilitas produksi pupuk dengan kompleksitas proses yang tinggi dan potensi risiko signifikan. Mengingat pentingnya menjaga keandalan dan integritas operasional pada fasilitas ini, maka penelitian tentang reklasifikasi dan verifikasi *Safety Integrity Level* (SIL) menggunakan pendekatan LOPA sangat penting dilakukan. Penelitian ini diharapkan dapat memberikan kontribusi terhadap peningkatan efektivitas sistem proteksi, penerapan manajemen risiko yang lebih komprehensif sesuai prinsip SNI ISO 31000, serta penguatan budaya keselamatan di lingkungan industri petrokimia nasional.

Kebaruan penelitian ini terletak pada integrasi studi HAZOP dengan LOPA untuk menentukan kebutuhan SIL, penggunaan data *maintenance history* dan MTBF sebagai dasar evaluasi *initiating event likelihood*, verifikasi kuantitatif PFDavg dan *architectural constraint* terhadap SIF hasil rekomendasi, serta evaluasi alternatif sistem proteksi berdasarkan kemampuan pengurangan risiko dan pendekatan *cost engineering*.

1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang tersebut, rumusan masalah dalam penelitian ini adalah sebagai berikut:

a. Bagaimana hasil identifikasi dan evaluasi skenario risiko kritis pada Pabrik Urea 1A berdasarkan studi *Hazard and Operability Study* (HAZOP)?
b. Bagaimana penentuan initiating event likelihood, kebutuhan risk reduction, dan target *Safety Integrity Level* (SIL) terhadap skenario kritis berdasarkan *Layer of Protection Analysis* (LOPA), dengan mempertimbangkan data *reliability*, *maintenance history*, *Mean Time Between Failures* (MTBF), dan *time at risk*?

c. Apakah konfigurasi *Safety Instrumented Function* (SIF) hasil rekomendasi LOPA telah memenuhi target SIL berdasarkan perhitungan PFDavg, *Risk Reduction Factor* (RRF), Safe Failure Fraction (SFF), *Hardware Fault Tolerance* (HFT), dan *architectural constraint*?
d. Bagaimana perbandingan alternatif pemenuhan *risk reduction* antara pemasangan satu loop SIF SIL 3 dan kombinasi *alarm system* dengan satu loop SIF SIL 2 berdasarkan aspek teknis dan pendekatan *relative cost index*?

1.3 Tujuan

Berdasarkan rumusan masalah tersebut, penelitian ini bertujuan untuk:

a. Mengidentifikasi dan mengevaluasi skenario risiko kritis pada Pabrik Urea 1A berdasarkan hasil studi HAZOP, meliputi deviasi proses, penyebab, konsekuensi, *safeguard*, dan rekomendasi pengendalian risiko.
b. Menentukan *initiating event likelihood*, kebutuhan *risk reduction*, dan target SIL terhadap skenario kritis menggunakan metode LOPA dengan mempertimbangkan data *reliability*, *maintenance history*, MTBF, *failure rate*, dan *time at risk*.
c. Memverifikasi kinerja SIF hasil rekomendasi LOPA berdasarkan perhitungan PFDavg, RRF, SFF, HFT, dan *architectural constraint* untuk menilai kesesuaian konfigurasi SIF terhadap target SIL yang dibutuhkan.
d. Membandingkan alternatif pemenuhan *risk reduction* antara satu loop SIF SIL 3 dan kombinasi *alarm system* dengan satu loop SIF SIL 2 menggunakan pendekatan teknis dan *relative cost index* sebagai dasar evaluasi awal pemilihan sistem proteksi.

1.4 Batasan Masalah

Batasan masalah yang digunakan dalam penelitian sebagai berikut:

a. Studi HAZOP meliputi studi pada sistem proteksi di Pabrik Urea 1A Petrokimia Gresik.
b. Standar yang digunakan untuk menentukan nilai *Safety Integrity Level* (SIL) adalah IEC 61511.

c. Data *failure rate* menggunakan data *maintenance history* pada sistem *Computerized Maintenance Management System* (CMMS) Petrokimia Gresik dan data generic pada CCPS 2016.

1.5 Manfaat Penelitian

Hasil penelitian ini diharapkan dapat memberikan manfaat sebagai berikut:

a. Menjadi acuan dalam pengelolaan risiko dan peningkatan sistem keselamatan di Pabrik Urea IA Petrokimia Gresik.
b. Memberikan dasar yang kuat bagi pengambilan keputusan terkait perbaikan dan pengembangan sistem proteksi yang digunakan di Pabrik Urea IA Petrokimia Gresik.
c. Menambah wawasan dan referensi bagi pengembangan studi keselamatan industri kimia khususnya dalam penerapan SIL dan LOPA.
d. Meningkatkan *process safety awareness* di lingkungan Pabrik Petrokimia Gresik.
e. Memenuhi standar audit keselamatan yang dibutuhkan di Petrokimia Gresik.

BAB 2
TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

2.1 Kebaruan Penelitian

Perkembangan penelitian keselamatan proses menunjukkan bahwa HAZOP masih menjadi metode utama untuk mengidentifikasi bahaya dan masalah operabilitas pada industri proses. Dunjó et al. menyatakan bahwa HAZOP merupakan salah satu metode yang paling banyak digunakan dalam studi keselamatan proses dan kajian tersebut bertujuan mengklasifikasikan perkembangan literatur HAZOP serta mendefinisikan *state of the art* HAZOP pada saat itu (Dunjó J, Fthenakis V, Vílchez JA, 2010). Namun, HAZOP pada dasarnya masih bersifat kualitatif atau semi-kualitatif sehingga belum selalu cukup untuk memastikan kecukupan lapisan proteksi secara numerik.

Perkembangan berikutnya adalah integrasi HAZOP dengan LOPA dan SIL. Studi pada proses DPA demulsifier menunjukkan bahwa pendekatan HAZOP–LOPA–SIL dapat digunakan untuk melakukan penilaian keselamatan proses secara lebih terstruktur, yaitu dari identifikasi bahaya, evaluasi lapisan proteksi, hingga penentuan kebutuhan *Safety Integrity Level* (Wang J, Hu D, Peng C, Zhi H, 2023). Di Indonesia, penelitian pada fasilitas pencampuran dan pengisian industri minyak pelumas juga menunjukkan penggunaan integrasi HAZOP dan LOPA untuk menilai kecukupan *Independent Protection Layer* serta menetapkan SIL sebagai hasil semi-kuantitatif (Nurjaman et al., 2021).

Pada *state of the art* yang lebih baru, penelitian SIL mulai bergerak ke arah pendekatan dinamis dan probabilistik. Wang et al. mengembangkan model *Fuzzy Bayesian Network*-LOPA untuk menilai SIL pada SIS yang sudah beroperasi, dengan tujuan mempertimbangkan kondisi peralatan *in-service* dan memperbarui probabilitas kegagalan secara dinamis (Wang et al., 2025a). Ye et al. juga mengembangkan pendekatan STPA-*Bow-tie* untuk penilaian SIL pada *oil and gas stations*, yang menunjukkan bahwa analisis SIL modern tidak hanya mempertimbangkan PFD, tetapi juga struktur penyebab bahaya, kontrol sistem, dan hubungan antar-skenario (Ye et al., 2026). Selain itu, kajian terbaru tentang evaluasi SIL juga mulai menyoroti keterbatasan metode tradisional yang sering

mengabaikan *competing failure modes* dan prioritas subsistem dalam SIS (Cheraghi, Morteza & Taghipour, 2026).

Pada konteks pabrik urea, penelitian terdahulu sudah mulai menggunakan HAZOP untuk mengidentifikasi bahaya pada unit pemulihan urea dan unit pembentukan urea. Studi pada urea *recovery* unit tahun 2026, misalnya, berfokus pada identifikasi dan analisis bahaya menggunakan HAZOP serta penyusunan strategi pengendalian risiko untuk keberlanjutan operasional (Parapat et al., 2026). Studi lain pada reaktor pembentukan urea di Indonesia juga menggunakan HAZOP untuk menilai potensi bahaya pada kondisi operasi tekanan dan temperatur tinggi (Riny Yolandha Parapat & Tito Irawan, 2025). Namun, penelitian-penelitian tersebut umumnya masih berhenti pada identifikasi bahaya, pengendalian risiko, atau rekomendasi umum, belum sampai pada integrasi penuh antara HAZOP, LOPA, penentuan kebutuhan SIL, verifikasi PFDavg, analisis *architectural constraint*, serta pertimbangan *cost engineering*.

Dengan demikian, berdasarkan perkembangan penelitian terdahulu, HAZOP telah banyak digunakan sebagai metode utama untuk mengidentifikasi bahaya dan masalah operabilitas pada industri proses. Namun, HAZOP pada umumnya masih menghasilkan rekomendasi yang bersifat kualitatif dan belum selalu membuktikan apakah *safeguard* yang tersedia dapat diklaim sebagai *Independent Protection Layer*. Perkembangan berikutnya menunjukkan bahwa integrasi HAZOP dengan LOPA dan SIL dapat memberikan pendekatan yang lebih terukur dalam menentukan kebutuhan *risk reduction*. Meskipun demikian, sebagian besar penelitian masih menggunakan *data generic failure rate* atau *expert judgment* dalam menentukan *initiating event likelihood*, serta belum selalu melanjutkan hasil LOPA ke tahap verifikasi PFDavg, RRF, SFF, HFT, dan *architectural constraint* dari SIF aktual. Pada konteks pabrik urea, penelitian yang ada umumnya masih terbatas pada identifikasi bahaya menggunakan HAZOP pada unit tertentu dan belum mengintegrasikan studi HAZOP, LOPA, penentuan SIL, *maintenance history/MTBF*, SIL verification, dan cost engineering dalam satu kerangka analisis. Oleh karena itu, penelitian ini mengisi gap tersebut dengan melakukan studi HAZOP pada 18 node proses Pabrik Urea 1A, menganalisis lima skenario kritis menggunakan LOPA, menghitung *initiating event likelihood* berdasarkan data

reliabilitas dan maintenance history, memverifikasi empat SIF hasil rekomendasi, serta mengevaluasi alternatif proteksi antara SIF SIL 3 dan alarm system + SIF SIL 2. Dengan pendekatan tersebut, penelitian ini memberikan kontribusi pada penguatan *process safety management* berbasis data aktual, verifikasi kuantitatif sistem proteksi, dan pertimbangan keekonomian dalam pemilihan alternatif *risk reduction.*

2.2 Perhitungan Risiko

Risiko merupakan kombinasi dari *likelihood* dan *consequence* atau dalam penelitian ini lebih lanjut disebut *severity*. *Likelihood* sebuah ukuran jumlah kejadian per unit waktu (Ramos-Peralonso, 2023). *Consequence* atau *severity* ialah akibat dari suatu kejadian yang biasanya dinyatakan sebagai kerugian dari suatu risiko. Oleh karena itu, perhitungan risiko dilakukan dengan mengalikan nilai *likelihood* dengan *consequence*.

$$\boldsymbol{Risks = Likelihood \times Consequence} \qquad \textit{(2.1)}$$

dimana :

R = risiko

L = *likelihood* (per tahun)

C = *consequences*

Risiko dapat berupa kerugian finansial yang dialami perusahaan dalam satu tahun. Untuk memudahkan penentuan tingkat risiko, dibuat tabel *risk-matrix*. Manajemen risiko adalah proses sistematis membuat keputusan untuk meningkatkan efisiensi dan efektivitas kinerja. Pada saat yang sama, manajemen risiko adalah upaya identifikasi peristiwa yang dapat merugikan perusahaan dan mengambil tindakan pencegahan untuk mengurangi hal-hal yang tidak diinginkan perusahaan.

Setiap perusahaan membutuhkan metode khusus untuk mengelola potensi risiko yang berbeda. Manajemen risiko dapat diartikan sebagai suatu sistem yang memantau dan melindungi aset, hak milik dan badan usaha atau individu dari kerugian terkait risiko. Saat menerapkan program manajemen risiko, keseimbangan antara biaya manajemen risiko dan manfaat yang dapat dicapai sangatlah penting.

2.3 Perhitungan *Failure Rate* dan *Initiating Event Likelihood* Berdasarkan Data MTBF

Dalam analisis keselamatan proses, khususnya pada metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA), salah satu parameter penting yang digunakan adalah frekuensi kejadian awal atau *initiating event likelihood* (IEL). *Initiating event* merupakan kejadian awal yang dapat memicu berkembangnya suatu skenario bahaya, misalnya kegagalan *control valve*, kegagalan pompa, kebocoran *mechanical seal*, kegagalan sistem kontrol, atau kegagalan peralatan proses lainnya. Nilai *initiating event likelihood* umumnya dinyatakan dalam satuan kejadian per tahun (*event/year*) dan digunakan sebagai input awal sebelum mempertimbangkan lapisan proteksi independen atau *Independent Protection Layer* (IPL).

Salah satu pendekatan untuk menentukan *initiating event likelihood* adalah menggunakan data keandalan peralatan yang diperoleh dari *maintenance history*. *Maintenance history* berisi catatan historis mengenai waktu operasi peralatan, jumlah kegagalan, jenis kegagalan, waktu perbaikan, serta tindakan pemeliharaan yang telah dilakukan. Data ini penting karena dapat menggambarkan performa aktual peralatan pada kondisi operasi nyata di pabrik. Dengan demikian, nilai *likelihood* yang digunakan dalam LOPA tidak hanya bergantung pada data generik dari literatur, tetapi juga dapat merepresentasikan kondisi aktual peralatan di lapangan.

a) *Mean Time Between Failures* (MTBF)

Parameter *reliability* yang umum digunakan untuk mengolah data maintenance history adalah *Mean Time Between Failures* (MTBF). MTBF didefinisikan sebagai rata-rata waktu operasi suatu peralatan di antara dua kejadian kegagalan. Untuk peralatan yang dapat *diperbaiki (repairable equipment)*, MTBF dapat dihitung dengan membagi total waktu operasi peralatan dengan jumlah kegagalan yang terjadi selama periode observasi tertentu. Secara matematis, MTBF dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$MTBF = T\_operation / N\_f \qquad (2.2)$$

Keterangan simbol yang digunakan dalam perhitungan MTBF ditunjukkan sebagai berikut:

MTBF = *Mean Time Between Failures* atau rata-rata waktu operasi di antara dua kegagalan.

T_operation = Total waktu operasi peralatan selama periode observasi.

N_f = Jumlah kegagalan peralatan selama periode observasi.

Data MTBF yang berasal dari *maintenance history* perlu dikaji berdasarkan *failure mode* yang relevan dengan skenario LOPA. Misalnya, jika skenario yang dianalisis adalah valve gagal menutup, maka data kegagalan yang digunakan sebaiknya hanya mencakup kegagalan yang menyebabkan valve tidak dapat menutup sesuai fungsi proses atau fungsi keselamatannya.

b) Failure Rate

Setelah nilai MTBF diperoleh, nilai *failure rate* atau laju kegagalan dapat dihitung. *Failure rate* menunjukkan jumlah kegagalan yang diperkirakan terjadi per satuan waktu. Pada pendekatan *reliability* sederhana, khususnya jika peralatan diasumsikan berada pada fase *useful life* dengan laju kegagalan relatif konstan, hubungan antara *failure rate* dan MTBF dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\lambda = 1 / MTBF \qquad (2.3)$$

λ = *Failure rate* atau laju kegagalan per satuan waktu.

MTBF = *Mean Time Between Failures*.

Apabila MTBF dinyatakan dalam satuan jam, maka *failure rate* yang diperoleh memiliki satuan kegagalan per jam. Karena LOPA umumnya menggunakan basis kejadian per tahun, maka nilai *failure rate* perlu dikonversi menjadi kejadian per tahun. Konversi tersebut dapat dilakukan dengan mengalikan *failure rate* per jam dengan jumlah jam operasi per tahun.

$$\lambda\_year = \lambda\_hour \times H\_operation \qquad (2.4)$$

Pada peralatan yang beroperasi kontinu, nilai H_operation dapat menggunakan 8.760 jam/tahun. Namun, untuk peralatan yang beroperasi secara intermiten, nilai jam operasi aktual atau time at risk perlu digunakan agar frekuensi kejadian lebih sesuai dengan kondisi aktual.

c) *Initiating Event Likelihood* dari Nilai MTBF

Initiating event likelihood dari data MTBF dapat dihitung dengan mengalikan *failure rate* per satuan waktu dengan durasi ketika peralatan berada dalam kondisi berisiko. Dalam penelitian ini, durasi tersebut dapat berupa jam operasi aktual per tahun atau *time at risk*. Secara umum, perhitungan *initiating event likelihood* dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$IEL = (1 / MTBF) \times H\_risk \quad (2.5)$$

IEL = *Initiating Event Likelihood* dalam satuan kejadian per tahun.

MTBF = *Mean Time Between Failures* dalam satuan jam.

H_risk = Waktu operasi aktual atau *time at risk* dalam satu tahun.

Untuk kasus dengan nilai *failure rate* kecil, pendekatan linear tersebut umum digunakan karena probabilitas kegagalan dalam suatu periode waktu dapat didekati dengan perkalian antara *failure rate* dan waktu paparan risiko. Secara probabilistik, peluang kegagalan dalam interval waktu tertentu dapat dihitung menggunakan pendekatan distribusi eksponensial sebagai berikut:

$$P(t) = 1 - e^{(-\lambda t)} \quad (2.6)$$

Untuk nilai λt yang kecil, persamaan tersebut dapat didekati menjadi $P(t) \approx \lambda t$. Pendekatan ini menunjukkan bahwa semakin besar *failure rate* dan semakin lama peralatan berada dalam kondisi berisiko, maka semakin tinggi pula *likelihood* terjadinya *initiating event*.

d) Contoh Perhitungan *Initiating Event Likelihood*

Sebagai contoh, suatu control valve memiliki MTBF sebesar 20.000 jam berdasarkan *maintenance history*. *Control valve* tersebut beroperasi selama 8.000 jam per tahun. Dengan demikian, failure rate per jam dan *initiating event likelihood* dapat dihitung sebagai berikut:

Tabel 2-1 Perhitungan *Initiating event likelihood*

Tahap Perhitungan	Persamaan	Hasil
Failure rate per jam	$\lambda = 1 / 20.000$	5×10^{-5} kegagalan/jam
Konversi ke basis operasi tahunan	IEL = $\lambda \times$ H_risk	$5 \times 10^{-5} \times 8.000$
Initiating event likelihood	IEL = 0,4 kejadian/tahun	$4{,}0 \times 10^{-1}$ per tahun

Hasil tersebut menunjukkan bahwa berdasarkan data MTBF dan jam operasi aktual, kegagalan *control valve* yang relevan terhadap skenario

bahaya diperkirakan memiliki frekuensi sebesar 0,4 kejadian per tahun. Nilai ini selanjutnya dapat digunakan sebagai *initiating event likelihood* dalam worksheet LOPA.

e) Penggunaan *Initiating Event Likelihood* dalam LOPA

Dalam LOPA, nilai *initiating event likelihood* digunakan sebagai frekuensi kejadian awal sebelum mempertimbangkan *probability factor* dan nilai *Probability of Failure on Demand* (PFD) dari masing-masing IPL. Secara umum, frekuensi kejadian setelah mitigasi dapat dihitung sebagai berikut:

$$F\_mitigated = IEL \times PF\_1 \times PF\_2 \times PFD\_IPL1 \times PFD\_IPL2 \times \dots \times PFD\_IPLn \quad (2.7)$$

F_mitigated adalah Frekuensi kejadian setelah mempertimbangkan probability factor dan IPL.

IEL = *Initiating Event Likelihood* atau frekuensi kejadian awal.

PF = *Probability factor*, misalnya *occupancy factor, ignition probability, vulnerability factor, atau time at risk factor*.

PFD_IPL = *Probability of Failure on Demand* dari masing-masing *Independent Protection Layer*.

Dengan demikian, nilai *initiating event likelihood* dari *maintenance history* tidak berdiri sendiri, melainkan menjadi dasar awal untuk mengevaluasi apakah lapisan proteksi yang tersedia telah cukup menurunkan risiko hingga memenuhi target *mitigated event likelihood* yang ditetapkan.

f) Pertimbangan Penggunaan *Maintenance History*

Penggunaan data *maintenance history* dalam perhitungan *failure rate* memiliki beberapa pertimbangan. Pertama, data harus memiliki periode observasi yang memadai agar nilai MTBF tidak bias. Kedua, jenis kegagalan yang digunakan harus relevan dengan *failure mode* pada skenario LOPA. Ketiga, data perlu dipisahkan antara kegagalan aktual, kegagalan minor, kesalahan operasi, dan aktivitas *preventive maintenance* yang tidak menyebabkan hilangnya fungsi peralatan.

Jika data historis internal tidak mencukupi, data generik seperti OREDA, CCPS, atau referensi *reliability* lainnya dapat digunakan sebagai pembanding. Namun, penggunaan data generik tetap perlu disesuaikan

dengan kondisi operasi aktual, jenis fluida, tekanan, temperatur, lingkungan kerja, serta strategi maintenance yang diterapkan di fasilitas tersebut.

Berdasarkan uraian tersebut, perhitungan failure rate dan *initiating event likelihood* berbasis MTBF merupakan pendekatan yang penting dalam LOPA karena dapat menghubungkan data pemeliharaan aktual dengan analisis risiko proses. Pendekatan ini memungkinkan penentuan *likelihood* dilakukan secara lebih transparan, terukur, dan berbasis data, sehingga hasil klasifikasi risiko dan kebutuhan SIL dapat lebih dipertanggungjawabkan.

2.4 *Hazard and Operability Study* (HAZOP)

2.4.1 Pengertian dan Tujuan HAZOP

HAZOP (*Hazard and Operability*) adalah teknik untuk melakukan identifikasi bahaya dari operasi, bahaya yang sistematis, logis, dan terstruktur untuk dapat menguji potensi penyimpangan operasional dari kondisi desain yang dapat menyebabkan masalah dan bahaya operasional proses. Tujuan dilakukan studi dan analisis HAZOP menurut Nolan, 1994, yaitu :

a. HAZOP bertujuan memetakan penyebab yang dapat mengakibatkan perubahan penyimpangan dalam sebuah proses.
b. Identifikasi semua bahaya utama dan masalah operasional.
c. Mengambil keputusan atau tindakan apa yang diperlukan untuk mengendalikan bahaya atau permasalahan operasional.
d. Untuk memastikan bahwa tindakan yang diputuskan telah dilaksanakan dan didokumentasikan.

2.4.2 Penentuan *Node*

Dalam menentukan node yang akan dipelajari, terdapat kriteria dasar yang akan di reiview (Jeffrey W. Vincoli, 2014), yaitu :

a. Identifikasi proses utama: Identifikasi proses utama yang akan dianalisis. Proses utama ini dapat berupa unit operasi, peralatan, atau sistem yang memiliki potensi bahaya dan risiko.
b. Pemilihan *node*: Pilih unit proses atau bagian sistem yang akan dijadikan *node* dalam analisis HAZOP. *Node* harus dipilih berdasarkan kompleksitas,

potensi bahaya, risiko tinggi, dan tingkat kepentingan dalam sistem secara keseluruhan.

c. Pembagian sistem: Jika sistem yang akan dianalisis cukup kompleks, dipertimbangkan untuk membagi sistem menjadi sub-sistem atau bagian yang lebih kecil. Setiap sub-sistem atau bagian ini kemudian dapat dianggap sebagai *node* terpisah dalam analisis HAZOP.
d. Pertimbangkan batasan fungsional: Pertimbangkan batasan fungsional unit proses yang dipilih. Misalnya, jika unit proses memiliki beberapa fungsi yang berbeda, tetapi hanya satu fungsi yang menjadi perhatian utama dalam konteks HAZOP, maka fokuskan pada fungsi tersebut sebagai *node*.
e. Pertimbangkan interaksi: Perhatikan interaksi antara *node* yang dipilih dengan *node* lain dalam sistem. Pastikan bahwa semua interaksi penting dan potensial risiko telah diperhitungkan dan dipertimbangkan dalam analisis HAZOP.
f. Dokumentasikan *node*: Setelah node dipilih, dokumentasikan dengan jelas unit proses atau bagian sistem yang menjadi *node* dalam studi HAZOP. Pastikan untuk memberikan deskripsi yang jelas dan rinci tentang *node* tersebut. Maka dari itu penting untuk melibatkan personel dari departemen lain dalam proses penentuan *node*. Pemilihan node perlu dilakukan secara kolaboratif untuk memastikan bahwa semua aspek yang relevan dan penting telah dipertimbangkan.

2.4.3 *Guide Word*

Guide Words merupakan kata-kata mudah *(simple)* yang digunakan untuk desain secara kualitatif atau kuantitatif dan sebagai penunjuk serta simulasi proses *brainstorming* untuk mengindentifikasi bahaya-bahaya proses (CCPS, 2001). Sedangkan proses parameter merupakan properti kimia atau fisika dengan proses, meliputi item-item general seperti reaction, mixing, concentration, pH, dan item-item yang spesifik seperti *temperature, pressure, phase, dan flow*. Berikut merupakan contoh dari *guide words* dan parameter proses HAZOP.

Tabel 2-2 *Guide Words* HAZOP

Guide Words	***Meaning***
No	*Negation of the Design Intent*
Less	*Quantitative Decrease*
More	*Quantitative Decrease*
Part Of	*Qualititative Decrease*
As Well As	*Qualititative Decrease*
Reverse	*Logical Opposite of the intent*
Other Than	*Complete Substitution*

2.4.4 HAZOP *Worksheet*

Worksheet ini digunakan untuk mencatat hasil studi HAZOP yang dilakukan oleh tim HAZOP. Dalam melakukan studi HAZOP, dapat mengacu pada tabel yang mengindikasikan tingkat keparahan dan kemungkinan terjadinya sebuah event. *Risk matrix* HAZOP digunakan untuk mengidentifikasi potensi bahaya, kerentanan, dan risiko dalam suatu sistem atau proses, serta membantu dalam pengambilan keputusan terkait langkah-langkah mitigasi dan perbaikan yang perlu dilakukan. Tabel ini biasanya memiliki dua sumbu, yaitu sumbu horizontal dan sumbu vertikal, yang mewakili dua dimensi penilaian risiko yang berbeda. Pada sumbu horizontal, biasanya terdapat kategori atau tingkat probabilitas, yang menggambarkan seberapa mungkin suatu kejadian atau peristiwa terjadi. Kategori ini sering kali dinyatakan dalam skala yang relatif, misalnya sangat rendah, rendah, sedang, tinggi, atau sangat tinggi.

Pada sumbu vertikal, terdapat kategori atau tingkat dampak, yang menggambarkan seberapa besar konsekuensi atau kerugian yang ditimbulkan oleh kejadian atau peristiwa tersebut. Kategori ini juga dinyatakan dalam skala yang relatif, seperti tidak signifikan, ringan, moderat, serius, atau kritis. Dengan memadukan tingkat probabilitas dan tingkat dampak, matriks risiko menghasilkan sel atau kotak-kotak yang mewakili tingkat risiko secara keseluruhan. Setiap sel dalam tabel matriks risiko biasanya diberi label berdasarkan tingkat risiko, seperti rendah, sedang, tinggi, atau kritis.

Tabel matriks risiko digunakan sebagai alat bantu dalam mengidentifikasi, mengkategorikan, dan mengkomunikasikan tingkat risiko yang terkait dengan

berbagai kejadian atau peristiwa. Hal ini membantu dalam pengambilan keputusan terkait tindakan pencegahan, mitigasi, atau penanggulangan risiko yang diperlukan.

Tabel 2-3 *Risk Matrix* Petrokimia Gresik

Description		**Consequence**				
		Insignificant 1	Minor 2	Moderate 3	Major 4	Catastrophic 5
Likelihood	Certain 5	M (5) MEDIUM	H (10) HIGH	H (15)	E (20) EXTREME	E (25) EXTREME
	Likely 4	L (4) LOW	M (8) MEDIUM	H (12) HIGH	H (16) HIGH	E (20) EXTREME
	Moderate 3	L (3) LOW	M (6) MEDIUM	M (9) MEDIUM	H (12) HIGH	H (15) HIGH
	Unlikely 2	L (2) LOW	L (4) LOW	M (6) MEDIUM	M (8) MEDIUM	H (10) HIGH
	Rare 1	L (1) LOW	L (2) LOW	L (3) LOW	L (4) LOW	M (5) MEDIUM

Tabel 2-4 *Likelihood Criteria*

Level	**Likelihood Criteria**	**Description**	**Expected Frequency**	**Probability of Failure on Demand (PFD)**	**Probability**
1	Rare	The event is known to have occurred, but its recurrence in this operation is unpredictable.	$< 10^{-4}$	> 10 years	0% < x < 20%
2	Unlikely	The event has occurred more than once, but the chance of recurrence is rare.	10^{-4} - 10^{-3}	Every 10 years	20% < x < 40%
3	Moderate	The event has occurred occasionally, and recurrence may occur if contributing factors are present.	10^{-3} - 10^{-2}	Every 5 years	40% < x < 60%
4	Likely	The event is known to occur regularly in the industry, and recurrence can be expected.	10^{-2} - 10^{-1}	annually	60% < x < 80%
5	Certain	The scenario is very likely to occur during the work unless changes are made.	$>10^{-1}$	Monthly	80% < x < 100%

Tabel 2-5 *Consequence Criteria*

TMEL		**Impact Level**		**Consequence**				
				Insignificant 1	**Minor 2**	**Moderate 3**	**Major 4**	**Catastrophic 5**
Consequence	< 10^{-6}	Human	1	**Potential Impact**: FAI **Definition:** Minor injury requiring first aid or P3K treatment.	**Potential Impact**: 1. MTI & RDI 2. Minor health impairment **Definition:** 1. Injury that causes the worker to require medical care and/or results in the worker being admitted again but able to return to work, with activity	**Potential Impact**: 1. LTI 2. Serious health impairment **Definition:** 1. Injury that causes the worker to work longer than 24 hours after injury. 2. Causes serious health impacts or partial disability.	**Potential Impact**: 1. Single Fatality 2. Chronic health impairment **Definition:** 1. Causes the death of one person. 2. Causes chronic health impacts or disability to part of the body.	**Potential Impact**: 1. Multiple Fatality 2. Permanent disability due to OHD **Definition:** 1. Potentially causes more than one fatality. 2. Causes body and mental injuries that are permanent such

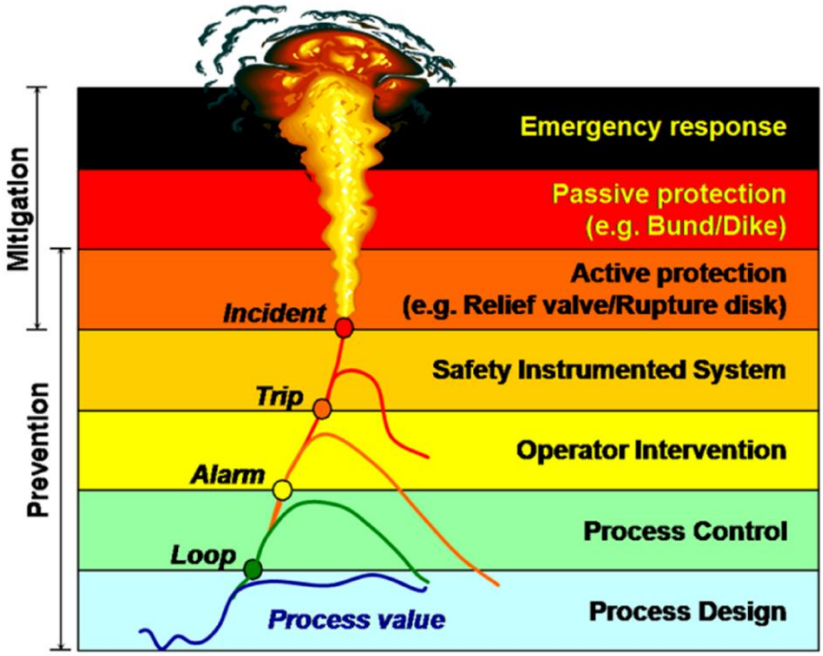
TMEL		Impact Level		Consequence				
				Insignificant 1	**Minor 2**	**Moderate 3**	**Major 4**	**Catastrophic 5**
					limitations. 2. Causes limited effects on minor health.			as TDI, LTI, fatality, or permanent chronic health impairment. 3. Causes permanent disability due to OHD.
	$< 10^{-5}$	Reputation	2	**Potential Impact**: Not significant **Definition:** 1. No public or media concern.	**Potential Impact**: Local **Definition:** 1. Slight public concern. 2. Slight attention from local media and/or politicians.	**Potential Impact**: Regional scale **Definition:** 1. Attention from regional communities. 2. Negative response that is widespread in the local area. 3. Minor response from national media. 4. Local/regional political response or from local government, NGOs, LSM, and/or other institutions.	**Potential Impact**: National scale **Definition:** 1. Attention from national communities. 2. Widespread negative response from national media. 3. Actions from NGOs, LSM, or other institutions on a national scale. 4. Impact on licensing.	**Potential Impact**: International scale **Definition:** 1. Attention from international communities. 2. Widespread negative response from international media. 3. Actions from NGOs, LSM, or other institutions on an international scale. 4. Negative response with potential impact on granting business licenses or permits.
	$< 10^{-5}$	Asset	3	**Potential Impact:** < 10K USD (< Rp165 million) **Definition:** Total direct cost losses, including tools and repairs, <10K USD (<Rp165 million).	**Potential Impact:** 10K–100K USD (Rp165 million–Rp1.65 billion) **Definition:** Total direct cost losses, including tools and repairs, between 10K–100K USD (Rp165 million–Rp1.65 billion).	**Potential Impact:** 100K–5 USD (Rp1.65 billion–Rp83.25 billion) **Definition:** Total direct cost losses, including tools and repairs, between 100K–5 USD (Rp1.65 billion–Rp83.25 billion).	**Potential Impact:** 5 Million–50 USD (Rp83.25 billion–Rp832.5 billion) **Definition:** Total direct cost losses, including tools and repairs, between 5 Million–50 USD (Rp83.25 billion–Rp832.5 billion).	**Potential Impact:** >50 USD (Rp832.5 billion) **Definition:** Total direct cost losses, including tools and repairs, >50 USD (Rp832.5 billion).
	$< 10^{-6}$	Environment	4	**Potential Impact**: No exposure **Definition:** 1. Pollution around the plant area with low	**Potential Impact**: Small-scale exposure **Definition:** Pollution within the company area or affecting more	**Potential Impact**: Medium-scale exposure **Definition:** Environmental pollution in the community area	**Potential Impact**: Large-scale exposure **Definition:** Environmental pollution in the community area	**Potential Impact**: Disaster-scale exposure **Definition:** Environmental pollution in the

TMEL		Impact Level		Consequence				
				Insignificant 1	**Minor 2**	**Moderate 3**	**Major 4**	**Catastrophic 5**
				significance.	than one plant area with minor impacts on the biological or physical environment. The impact can be handled internally.	with short-term impacts, 1–2 years, but not causing long-term effects. Handling requires the involvement of external personnel.	with medium-term impacts, 3–5 years, requiring affected communities and/or flora/fauna to receive treatment at health facilities or local facilities.	community area with fatal effects, causing long-term environmental damage, more than 5 years, and disruption of ecosystem functions.

Node mengacu pada bagian atau elemen dari proses yang dianalisis. Deviasi merujuk pada variasi dari kondisi normal yang mungkin terjadi. Penyebab adalah faktor atau kejadian yang menyebabkan deviasi. Konsekuensi adalah hasil atau dampak dari deviasi tersebut. Skenario merinci rangkaian peristiwa yang terjadi akibat deviasi. Tindakan Pencegahan adalah tindakan yang diambil sebelum deviasi terjadi untuk mencegahnya. Tindakan Korektif adalah langkah yang diambil untuk mengatasi deviasi yang telah terjadi. Tindakan Kompensasi adalah tindakan yang dilakukan untuk mengurangi dampak negatif dari deviasi. Hasil HAZOP dapat dicatatkan dalam bentuk tabel *worksheet*.

2.5 *Layer of Protection Analysis* (LOPA)

Layer of Protection Analysis (LOPA) adalah sebuah metode atau tool untuk melakukan analisis dan penilaian risiko semi-kuantitatif (CCPS, 2001). LOPA dapat digunakan secara efektif pada setiap tahapan proses atau siklus sebuah fasilitas. Input utama LOPA adalah skenario yang diperoleh dari identifikasi potensi bahaya. Tujuan utama LOPA adalah untuk memastikan bahwa perlindungan yang memadai tersedia terhadap skenario kecelakaan. Ditinjau dari kerumitan proses dan tingkat keparahan konsekuensinya, skenario LOPA bisa jadi memerlukan satu atau lebih lapisan perlindungan. Dalam skenario tertentu, hanya satu lapisan perlindungan yang harus bekerja dengan sukses untuk mencegah konsekuensinya. Meskipun tidak ada lapisan perlindungan yang benar-benar efektif, namun harus ada lapisan perlindungan yang cukup untuk mengatasi risiko suatu insiden.



Gambar 2-1 *Layer of Defense Against a Possible Accident* (CCPS, 2001)

2.6 *Independent Protection Layer*

IPL adalah *tool*, sistem, atau fungsi yang dapat mencegah skenario berkembang sebagai konsekuensi yang tidak diinginkan dari kejadian awal. Perbedaan antara IPL dengan *safeguard* adalah alat, sistem, atau tindakan yang menghentikan rantai peristiwa setelah peristiwa dimulai. Efektivitas IPL dihitung menggunakan *probability failure on demand* (PFD), yang mewakili probabilitas suatu sistem tidak menjalankan fungsi sesuai seharusnya. PFD adalah bilangan tanpa unit antara 0 dan 1. Nilai minimum PFD adalah pengurangan frekuensi konsekuensi terbesar terhadap frekuensi kejadian awal yang diberikan. Karakteristik lapisan pelindung dan klasifikasinya sebagai IPL dalam proses LOPA dibahas pada penjelasan berikut:

a. *Process Design*

Desain proses merujuk pada perencanaan sistematis dan strategis dari suatu proses produksi untuk mengubah bahan baku atau input menjadi produk atau output yang diinginkan dengan efisien dan efektif. Hal ini melibatkan pemilihan dan pengaturan peralatan, bahan, kondisi operasi, dan langkah-langkah prosedural yang diperlukan untuk mencapai tujuan produksi yang diinginkan. Anggapan skenario kegagalan tidak dapat terjadi karena desain yang *inherently safer* tidak dapat dijadikan acuan mutlak, karena nilai PFD

nya tidak nol, desain proses harus dilihat sebagai IPL atau sebagai metode eliminasi skenario.

b. *Basic Process Control System* (BPCS)

BPCS merujuk pada kombinasi perangkat keras dan perangkat lunak yang digunakan untuk mengontrol dan mengatur operasi suatu proses secara otomatis. Sistem kontrol ini membantu menjaga variabel proses dalam kisaran yang diinginkan atau mempertahankan nilai-nilai target tertentu. BPCS terdiri dari komponen sensor, kontroler, *final control element*, dan *plant*. Dalam LOPA, BPCS dapat dianggap sebagai IPL yang bekerja untuk mencegah atau mengurangi risiko dalam sistem keselamatan. Mereka berperan penting dalam mengendalikan variabel proses dengan menggunakan informasi dari sensor dan menghasilkan sinyal kontrol yang mempengaruhi peralatan pengatur. Dengan adanya sistem kontrol proses yang baik, risiko dari kejadian berbahaya dapat dikelola dan mitigasi risiko dapat dilakukan untuk menjaga operasi yang aman.

c. *Critical Alarms and Human Intervention*

Dalam LOPA, "*Critical Alarms*" dan "*Human Intervention*" diidentifikasi sebagai lapisan perlindungan independen yang membantu mencegah atau mengurangi risiko dari kejadian berbahaya. *Critical alarms* memberikan peringatan dini kepada operator tentang kondisi berbahaya, sementara *human intervention* memungkinkan operator untuk mengambil tindakan yang diperlukan untuk mengendalikan situasi atau menerapkan langkah-langkah pencegahan yang sesuai. Kedua IPL ini bekerja bersama-sama untuk meningkatkan keselamatan sistem dan mengurangi kemungkinan terjadinya kejadian berbahaya yang serius.

d. *Safety Instrumented Function* (SIF)

Safety Instrumented Function (SIF) merujuk pada fungsi keselamatan yang menggunakan perangkat keras, misalnya, sensor, *control logic*, dan *actuator* untuk mendeteksi kejadian berbahaya, menerapkan tindakan pencegahan yang telah ditentukan, dan mengurangi kemungkinan terjadinya risiko yang tidak dapat diterima. Dalam LOPA, SIF diidentifikasi sebagai lapisan perlindungan independen yang beroperasi secara otomatis dan mandiri. Ini berarti SIF dapat berfungsi secara terpisah dan secara langsung mengurangi risiko kejadian

berbahaya tanpa ketergantungan pada tindakan manusia. Saat SIF dianggap sebagai lapisan perlindungan independen yang terpisah dari lapisan perlindungan lainnya, seperti *alarm* atau *human intervention*. Pemisahan ini penting untuk memastikan bahwa setiap IPL bekerja secara mandiri dan memberikan perlindungan yang independen terhadap risiko kejadian berbahaya.

e. *Physical Protection* (*Relief Valves, Rupture Disc, etc*)

Perlindungan fisik merujuk pada langkah-langkah atau perangkat keras yang diimplementasikan untuk melindungi sistem, peralatan, atau personel dari bahaya fisik seperti kebakaran, ledakan, atau kerusakan fisik lainnya, seperti contohnya *relief valves* dan *rupture disc*. *Physical Protection* bertujuan untuk mencegah terjadinya kejadian berbahaya atau mengurangi dampaknya jika kejadian tersebut terjadi. Dalam LOPA, perlindungan fisik diidentifikasi sebagai lapisan perlindungan independen yang bekerja secara terpisah dari lapisan perlindungan lainnya. Ini berarti perlindungan fisik dapat memberikan perlindungan mandiri terhadap risiko kejadian berbahaya tanpa bergantung pada lapisan perlindungan lain. Jika digunakan dengan tepat dan perawatan yang baik, alat ini mampu menjadi IPL yang dapat menyediakan perlindungan tingkat tinggi untuk mencegah tekanan berlebih. Efektifitasnya dapat menurun akibat korosi dan pengotor.

f. *Post Release Protection* (*Dikes, Blast Walls, etc*)

Post Release Protection dapat diartikan pada tindakan yang diambil setelah terjadinya kejadian berbahaya untuk mencegah atau mengurangi risiko lanjutan, memperbaiki kerusakan, atau mengurangi dampak yang mungkin timbul setelah kejadian tersebut. Perlindungan ini bekerja secara mandiri untuk meminimalkan risiko lanjutan dan memulihkan sistem ke kondisi yang aman, contoh *post release protection* adalah *dikes* dan *blast walls*.

Post Release Protection dapat mencakup berbagai tindakan atau langkah-langkah, seperti:

a. Evakuasi dan penyelamatan: Melibatkan tindakan untuk mengamankan keselamatan personel dan memindahkan mereka dari area yang berbahaya setelah kejadian.

b. *System recovery*: Melibatkan pemulihan dan perbaikan sistem yang mengalami gangguan atau kerusakan akibat kejadian berbahaya. Ini dapat mencakup perbaikan peralatan, pembersihan, dan pengujian ulang sistem.
c. *Root cause analysis*: Dilakukan untuk mengidentifikasi penyebab kejadian berbahaya dan mengambil tindakan pencegahan yang diperlukan untuk mencegah terulangnya kejadian serupa di masa depan.
d. Pelatihan dan pembaruan prosedur: Melibatkan peningkatan pelatihan personel serta pembaruan prosedur keselamatan berdasarkan pengalaman dari kejadian berbahaya yang terjadi.

g. *Plant Emergency Response*

Plant emergency response adalah rencana, prosedur, dan langkah-langkah yang ditetapkan untuk mengatasi keadaan darurat di fasilitas produksi. Ini termasuk respons terhadap kebakaran, kecelakaan kimia, kebocoran bahan berbahaya, dan situasi darurat lainnya yang dapat membahayakan personel, infrastruktur, atau lingkungan sekitar. Dalam LOPA, *Plant emergency response* dianggap sebagai lapisan perlindungan independen yang beroperasi secara mandiri untuk melindungi personel dan aset dalam keadaan darurat. Ini mencakup perencanaan, persiapan, dan tindakan yang diambil untuk merespons situasi darurat. *Plant emergency response* melibatkan beberapa komponen, termasuk:

a. Rencana Tanggap Darurat: Dokumen yang berisi prosedur dan petunjuk langkah demi langkah yang harus diikuti dalam situasi darurat. Ini mencakup identifikasi bahaya, tindakan evakuasi, kontak darurat, dan prosedur komunikasi yang jelas.
b. Peralatan Tanggap Darurat: Termasuk alat pemadam kebakaran, sistem pemadam kebakaran otomatis, alat pertolongan pertama, dan peralatan keamanan lainnya yang diperlukan untuk merespons keadaan darurat dengan cepat dan efektif.
c. Pelatihan Personel: Meliputi pelatihan rutin terkait prosedur tanggap darurat, penggunaan peralatan pemadam kebakaran, evakuasi, dan

tindakan darurat lainnya. Pelatihan ini meningkatkan kesadaran personel dan mempersiapkan mereka untuk merespons keadaan darurat dengan benar.

d. Latihan dan Simulasi: Melibatkan latihan rutin dan simulasi skenario darurat untuk menguji rencana tanggap darurat, meningkatkan kerjasama tim, dan memperbaiki prosedur yang ada.
e. Komunikasi Darurat: Sistem komunikasi yang efisien, baik di dalam pabrik maupun dengan pihak eksternal, untuk memastikan informasi yang tepat dan akurat dapat diteruskan dengan cepat selama situasi darurat.

h. *Community Emergency Response*

Merupakan upaya untuk merespons dan melindungi masyarakat yang berada di sekitar pabrik atau fasilitas industri dalam situasi darurat. IPL ini melibatkan tindakan untuk melindungi kesehatan, keselamatan, dan kesejahteraan masyarakat yang terkena dampak. *Community Emergency Response* melibatkan beberapa komponen, termasuk:

a. Rencana Tanggap Darurat Komunitas: Dokumen yang berisi rencana tindakan yang harus diambil oleh masyarakat, otoritas lokal, dan pihak terkait dalam merespons situasi darurat. Ini mencakup evakuasi, penempatan sementara, perawatan medis, dan koordinasi dengan pihak berwenang.
b. Sistem Peringatan dan Komunikasi: Sistem yang memberikan peringatan dini kepada masyarakat tentang keadaan darurat dan menyediakan informasi yang akurat dan tepat waktu. Ini dapat mencakup sirine darurat, pemberitahuan melalui radio atau televisi, atau sistem pemberitahuan melalui pesan teks.
c. Pelatihan dan Kesadaran Masyarakat: Pelatihan yang diberikan kepada masyarakat untuk meningkatkan kesadaran tentang risiko, tindakan darurat yang harus diambil, dan penggunaan peralatan keselamatan yang tepat. Ini melibatkan kampanye penyuluhan, latihan evakuasi, dan pendidikan mengenai tindakan pertolongan pertama.
d. Koordinasi dengan Pihak Berwenang: Kerjasama dan koordinasi

antara pabrik atau fasilitas industri dengan pihak berwenang setempat, seperti pemadam kebakaran, polisi, dan layanan medis darurat. Ini memastikan respons yang terkoordinasi dan efektif terhadap situasi darurat.

Pengerjaan LOPA dibagi menjadi beberapa langkah :

a. Mengidentifikasi sistem atau proses yang akan dianalisis, memahami masalah keamanan yang ingin dipecahkan, dan menetapkan batasan analisis.
b. Identifikasi semua skenario bahaya yang dapat terjadi dalam sistem atau proses yang sedang dianalisis. Ini melibatkan penilaian risiko dan penentuan parameter bahaya, seperti tekanan, suhu, aliran, konsentrasi bahan kimia.
c. Mengidentifikasi *initiating event* dari skenario dan menetapkan frekuensi *initiating event (event per year).*
d. Mengidentifikasi IPLs dan memperkirakan *probability of failure on demand* (PFD) dari masing-masing IPL.
e. Menilai risiko skenario secara matematis dengan mengkombinasikan *consequence, initiating event*, dan data IPL
f. Mengevaluasi risiko untuk mencapai keputusan mengenai skenario.

2.7 *Safety Instrumented System* (SIS)

Safety Instrumented System merupakan bagian penting dari pengendalian proses yang bertujuan untuk melindungi manusia, aset, dan lingkungan dari potensi bahaya atau kejadian tak diinginkan. SIS terdiri dari perangkat keras seperti sensor, *transmitter*, *control logic*, dan aktuator serta *software* yang bekerja bersama untuk mendeteksi adanya bahaya dan mengambil tindakan pencegahan yang diperlukan (Musyafa et al., n.d.). *Safety Instrumented System* (SIS) berfungsi untuk:

a. Deteksi Bahaya: SIS menggunakan sensor-sensor yang sensitif terhadap parameter bahaya seperti tekanan berlebihan, suhu tinggi, kebocoran bahan berbahaya, atau kondisi operasi yang tidak aman. Sensor ini menghasilkan sinyal yang digunakan untuk mendeteksi adanya bahaya.
b. Evaluasi Risiko: Setelah bahaya terdeteksi, SIS melakukan evaluasi risiko dengan membandingkan kondisi aktual dengan batasan yang telah

ditentukan sebelumnya. Jika risiko melebihi batasan yang ditetapkan, SIS akan mengambil tindakan pencegahan.

c. Pengambilan Tindakan Pencegahan: SIS mengambil tindakan pencegahan yang sesuai untuk mengurangi risiko atau menghentikan proses yang berbahaya. Tindakan pencegahan ini dapat berupa mengaktifkan alarm, menghentikan proses secara otomatis, mengurangi tekanan atau suhu, atau mengisolasi bagian sistem yang berbahaya.
d. Keandalan Sistem: SIS dirancang dengan mempertimbangkan keandalan sistem secara keseluruhan. Ini melibatkan pemilihan perangkat keras yang andal, pengujian dan pemeliharaan rutin, serta penggunaan teknologi redundant untuk mengurangi risiko kegagalan sistem

2.8 *Safety Integrity Level* (SIL)

Safety Integrity Level adalah ukuran kuantitatif yang digunakan untuk mengevaluasi kinerja sistem instrumentasi keselamatan (*Safety Instrumented System* atau SIS) dalam mengurangi risiko bahaya. *Safety Integrated Level* (SIL) adalah ukuran yang digunakan untuk mengklasifikasikan keandalan *safety instrumented system* (SIS) dalam mengurangi risiko bahaya. SIL didefinisikan berdasarkan tingkat risiko yang ingin dikurangi, dan semakin tinggi SIL, semakin tinggi keandalan dan kinerja yang diharapkan dari SIS (Industri, 2017).

Tujuan utama SIL adalah untuk memastikan bahwa sistem proteksi yang diterapkan mampu mengurangi risiko hingga tingkat yang dapat diterima sesuai dengan standar keselamatan yang berlaku.

SIL dinyatakan dalam *level* numerik, yaitu SIL 1, SIL 2, SIL 3, dan SIL 4, di mana SIL 4 adalah level tertinggi dengan keandalan dan kinerja yang paling baik. Penentuan SIL dilakukan melalui analisis risiko yang komprehensif dan mempertimbangkan faktor-faktor seperti konsekuensi bahaya, kemungkinan terjadinya bahaya, dan mitigasi yang ada. Analisis risiko ini melibatkan identifikasi dan penilaian bahaya, penentuan probabilitas kegagalan perangkat keras, dan penilaian kinerja sistem instrumentasi keselamatan. Berdasarkan hasil analisis risiko, tingkat SIL yang sesuai dapat ditentukan. Penetapan tingkat SIL yang tepat memungkinkan perancang sistem untuk memilih komponen perangkat keras yang sesuai, mengimplementasikan logika pengontrol yang tepat, dan memastikan

bahwa sistem instrumentasi keselamatan memenuhi persyaratan keandalan dan kinerja yang ditetapkan.

Tabel 2-6 *Safety Integrity Level* (SIL) *Target Ranges* (Society, 2002)

***Safety* Integrity Level (SIL)**	**Probability of Failure on Demand (PFD)**	**Risk Reduction Factor (RRF)**
4	$\geq 10^{-5}$ to $< 10^{-4}$	100000 to 10000
3	$\geq 10^{-4}$ to $< 10^{-3}$	10000 to 1000
2	$\geq 10^{-3}$ to $< 10^{-2}$	1000 to 100
1	$\geq 10^{-2}$ to $< 10^{-1}$	100 to 10

SIL juga melibatkan pemeliharaan dan pengujian rutin untuk memastikan bahwa sistem instrumentasi keselamatan tetap beroperasi dengan keandalan yang diperlukan sepanjang masa pakai sistem (Ye et al., 2026).

SIL ditentukan berdasarkan analisis risiko yang komprehensif, seperti HAZOP, LOPA, atau QRA. Penentuan SIL harus mempertimbangkan frekuensi kejadian bahaya, konsekuensi, dan efektivitas lapisan proteksi yang ada. Sistem harus dirancang sesuai dengan tingkat SIL yang ditentukan, termasuk pemilihan perangkat keras dan perangkat lunak yang memenuhi standar IEC 61508 dan IEC 61511 (Commission, 2016c). Redundansi dan diversifikasi sering digunakan untuk mencapai SIL yang lebih tinggi. Sistem harus diuji dan diverifikasi untuk memastikan bahwa tingkat SIL yang ditetapkan tercapai. Pengujian meliputi uji fungsi, uji kegagalan, dan uji pemeliharaan. Sistem harus dipelihara secara berkala untuk mempertahankan tingkat SIL. Dokumentasi dan prosedur operasional harus disiapkan untuk mendukung keandalan sistem.

2.9 Parameter Kuantitatif Dalam Analisis LOPA dan Penentuan SIL

Dalam analisis *Layer of Protection Analysis* (LOPA), penentuan tingkat risiko dilakukan secara semi-kuantitatif dengan menggabungkan frekuensi kejadian pemicu, kondisi operasional yang memungkinkan skenario terjadi, serta keandalan lapisan perlindungan yang tersedia. Beberapa parameter yang umum digunakan dalam perhitungan LOPA dan penentuan kebutuhan *Safety Integrity Level* (SIL) dijelaskan sebagai berikut.

2.9.1 *Intermediate Event Likelihood* (IEL)

Intermediate Event Likelihood (IEL) merupakan frekuensi terjadinya konsekuensi berbahaya setelah memperhitungkan frekuensi kejadian pemicu, kondisi yang memungkinkan skenario terjadi, faktor kondisional, serta efektivitas *Independent Protection Layer* (IPL) yang telah tersedia. Dalam penentuan SIL, IEL menggambarkan tingkat frekuensi risiko sebelum memperhitungkan *Safety Instrumented Function* (SIF) yang sedang dievaluasi. Nilai IEL umumnya dinyatakan dalam satuan kejadian per tahun (event*s/year*).

IEL = IEF × Time at Risk × Conditional Modifier × ∏(PFD IPL)

2.9.2 *Probability of Failure on Demand of Independent Protection Layer (PFD IPL)*

Probability of Failure on Demand (PFD) IPL adalah probabilitas suatu lapisan perlindungan independen gagal menjalankan fungsi perlindungannya ketika dibutuhkan. Dalam LOPA, setiap IPL yang memenuhi kriteria independensi, efektivitas, dan auditabilitas dapat diberikan nilai PFD untuk mengkuantifikasi kemampuan reduksi risiko. Semakin kecil nilai PFD, semakin tinggi keandalan lapisan perlindungan tersebut.

***Risk Reduction Factor* (RRF) = 1 / PFD**

2.9.3 *Mean Time Between Failures* (MTBF)

Mean Time Between Failures (MTBF) adalah rata-rata waktu operasi suatu peralatan yang dapat diperbaiki antara satu kegagalan dan kegagalan berikutnya (Jeffrey W. Vincoli, 2014). Nilai MTBF yang lebih tinggi menunjukkan interval kegagalan yang lebih panjang dan tingkat keandalan peralatan yang lebih baik. Dalam analisis LOPA, data MTBF historis dapat digunakan sebagai salah satu dasar untuk memperkirakan frekuensi initiating event apabila penyebab awal skenario berasal dari kegagalan peralatan.

MTBF = Total Waktu Operasi / Jumlah Kegagalan

$$\lambda \approx 1 / MTBF$$

2.9.4 *Time at Risk*

Time at Risk merupakan proporsi waktu ketika suatu proses, aktivitas, atau kondisi tertentu berada dalam keadaan yang memungkinkan initiating event berkembang menjadi konsekuensi berbahaya (CCPS, 2001). Faktor ini tidak secara langsung menyebabkan insiden, tetapi menunjukkan lamanya kondisi berisiko tersebut berlangsung. Nilai Time at Risk digunakan sebagai faktor pengali untuk menyesuaikan frekuensi kejadian berdasarkan durasi paparan kondisi berisiko.

Time at Risk = Durasi Kondisi Berisiko / Total Waktu Referensi

Sebagai contoh, apabila suatu kondisi berbahaya hanya terjadi selama 1.000 jam dari total 8.760 jam per tahun, maka nilai *Time at Risk* adalah 0,114. Penggunaannya harus dilakukan secara hati-hati agar tidak terjadi pengurangan risiko ganda *(double counting)* dengan faktor lain yang telah diperhitungkan dalam skenario LOPA.

2.9.5 *Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)*

Target Mitigated Event Likelihood (TMEL) merupakan batas maksimum frekuensi kejadian berbahaya yang masih dapat ditoleransi untuk tingkat konsekuensi tertentu. Nilai TMEL ditetapkan berdasarkan kriteria toleransi risiko perusahaan dan digunakan sebagai acuan untuk menentukan apakah perlindungan yang tersedia telah memadai atau masih diperlukan tambahan reduksi risiko melalui SIF.

$$PFD\ required = TMEL / IEL$$

$$RRF\ required = IEL / TMEL$$

Apabila nilai IEL lebih tinggi daripada TMEL, diperlukan tambahan reduksi risiko. Nilai PFD yang dibutuhkan selanjutnya digunakan untuk menentukan kebutuhan SIL dari SIF yang dirancang.

2.9.6 Ringkasan Hubungan Antar Parameter

Hubungan antarparameter tersebut dapat diringkas sebagai alur: data historis kegagalan digunakan untuk mendukung penentuan MTBF dan frekuensi *initiating event*; frekuensi tersebut kemudian disesuaikan dengan *Time at Risk* serta

faktor lain dan dikombinasikan dengan PFD IPL untuk memperoleh IEL; selanjutnya IEL dibandingkan dengan TMEL untuk menentukan kebutuhan tambahan reduksi risiko, PFD SIF, dan klasifikasi SIL.

Tabel 2-7 Ringkasan Parameter dalam Analisis LOPA

Parameter	Fungsi dalam Analisis LOPA	Satuan/Nilai
IEL	Frekuensi skenario setelah memperhitungkan kondisi dan IPL yang tersedia	kejadian/tahun
PFD IPL	Probabilitas IPL gagal ketika dibutuhkan	tanpa satuan (0–1)
OREDA	Sumber data keandalan dan kegagalan peralatan	basis data/referensi
MTBF	Rata-rata waktu operasi antarkegagalan	jam, hari, atau tahun
Time at Risk	Proporsi waktu kondisi berisiko berlangsung	tanpa satuan (0–1)
TMEL	Target maksimum frekuensi kejadian yang dapat ditoleransi	kejadian/tahun

Catatan: nilai PFD, frekuensi kegagalan, dan TMEL yang digunakan dalam studi harus mengikuti standar, filosofi risiko, serta data historis yang berlaku di perusahaan.

2.10 Proses Produksi Urea

Urea adalah senyawa organik yang memiliki kandungan nitrogen sebesar 46 % (Kumar et al., 2019). Urea yang diproduksi pada Unit Produksi I di PT Petrokimia Gresik ini akan dijadikan sebagai pupuk yang menjadi sumber nutrisi dan memenuhi kebutuhan nitrogen yang diperlukan oleh tanaman. Pupuk urea yang diproduksi oleh PT Petrokimia Gresik akan berbentuk *prill* atau butiran. Proses produksi urea merupakan proses yang cukup sederhana. Proses yang digunakan dalam pembuatan urea di PT Petrokimia Gresik ini adalah ACES *Process* dari TEC (*Toyo Engineering Corporation*) Tokyo, Jepang. Kapasitas produksi pupuk urea ini sebesar 1.400 ton/hari dengan frekuensi operasi pabrik 330 hari/tahun. Proses produksi urea ini akan menggunakan umpan berupa amonia (NH3) dan gas CO2 yang berasal dari *ammonia plant*. Proses pembuatan pupuk urea di PT Petrokimia Gresik dibagi menjadi 4 tahap, yaitu:

1. Unit Sintesis
2. Unit Purifikasi dan Unit *Recovery*

3. Unit Konsentrasi dan Unit *Prilling*
4. Unit *Process Condensate Treatment* (PCT)

2.10.1 Unit Sintesis

Pada unit sintesis ini dilakukan dengan mengontakkan amonia (NH3) cair dan gas CO2 di dalam reaktor. Pada saat pengontakan umpan ini akan terjadi reaksi yang menghasilkan produk dan intermediet (Robby et al., n.d.). Produknya adalah urea itu sendiri dan pintermedietnya adalah amonium karbamat, Persamaan 2.2 dan Persamaan 2.3 merupakan reaksi yang terjadi di dalam reaktor:

$$2NH_3 + CO_2 \Leftrightarrow NH_2CO_2NH_4 \qquad \Delta H = -38.060 \text{ kJ/mol} \qquad (2.2)$$

$$NH_2CO_2NH_4 \Leftrightarrow NH_2CONH_2 + H_2OH \qquad \Delta H = 5220 \text{ kJ/mol} \qquad (2.3)$$

Produk keluaran dari reaktor adalah campuran dari urea dan amonium karbamat, maka dari itu perlu dilakukan proses pemisahaan. Amonium karbamat yang belum terkonversi menjadi urea akan dipisahkan dan di-recycle. Peralatan utama yang dipakai pada unit sintesa urea ini adalah *reactor* (DC-101), *stripper* (DA-101), *scrubber* (DA-102), dan *carbamate condenser* (EA-101 dan EA-102). Peralatan seperti CO2 *compressor* (GB-101), *boost up pump* ammonia (GA-103A dan GA-103B), *feed pump ammonia* (GA-101A dan GA-101B), dan *reservoir ammonia* (FA-105) digunakan sebagai penunjang dalam proses ini.

2.10.2 Unit Purifikasi

Unit purifikasi digunakan untuk memecah senyawa karbamat yang masih terlarut dalam larutan urea dan juga untuk menguapkan NH3 yang belum bereaksi. Alat utama pada unit purifikasi adalah *high pressure decomposer* (DA-201) dan *low pressure decomposer* (DA-202). Pada unit ini larutan urea yang berasal unit sintesis dimasukkan, dimana larutan urea yang masih mengandung larutan amonium karbamat dan excess NH3 akan diuraikan dan dipisahkan sebagai gas dari larutan urea. Pemisahan ini akan dilakukan dengan penurunan tekanan dari 16-17 kg/cm2 menjadi 3 kg/cm2 dan dilakukan pemanasan dalam *high pressure decomposer* dan *low pressure decomposer*.

2.10.3 Unit *Recovery*

Gas CO2 dan NH3 yang terlepas dari unit purifikasi akan diabsorpsi ke unit recovery dengan menggunakan kondensat sebagai absorben dan di recycle kembali ke reaktor. Gas CO2 dan NH3 diabsorpsi membentuk amonium karbamat dan amonia, persamaan reaksinya dapat dilihat pada Persamaan 2.4 dan Persamaan 2.5 sebagai berikut:

$$2NH3 + CO2 \Leftrightarrow NH2CO2NH4 \quad (2.4)$$

$$NH3 + H2O \Leftrightarrow NH4OH \quad (2.5)$$

Alat yang digunakan pada unit ini adalah *high pressure absorber* (EA-401A dan EA-401B), *low pressure absorber* (EA-402), dan *washing column* (DA-401).

2.10.4 Unit Konsentrasi

Unit konsentrasi berfungsi untuk memekatkan larutan urea dari 70 % menjadi 99,7 % dengan penguapan secara vakum. Konsentrasi tersebut dapat dicapai dengan menggunakan *triple effect evaporator* pada kondisi vakum. Kondisi vakum ini untuk menghemat energi, dimana pada kondisi tersebut titik didih larutan menjadi minimal. Pada unit konsentrasi memiliki 2 alat utama, yaitu *vacuum concentration* (FA-202A dan FA-202B) dan *final separator* (FA-203).

2.10.5 Unit *Prilling*

Larutan urea dengan konsentrasi 99,7 % keluaran dari unit konsentrasi dialirkan ke *prilling tower*. Larutan urea akan di spray dari bagian atas *prilling tower*, didinginkan, dan dipadatkan untuk memperoleh urea berbentuk *prill*. Pada unit ini akan larutan urea dari *final separator* (FA-203) akan dipompa ke *head tank* (FA-301). Pada *head tank* (FA-301) larutan akan dialirkan ke distributor (FJ-301) yang berupa *acoustic granulator*. *Acoustic granulator* akan membuat larutan urea menjadi bentuk tetesan dengan cara di *spray*. Butiran urea dapat dihasilkan dengan menjaga temperatur larutan urea pada rentang 139-140 ^{o}C. Larutan urea ini dialirkan ke *head tank* dan distributor dengan memanfaatkan gravitasi. *Level head tank* dijaga pada rentang 50-70 %. *Prilling tower* di design dengan *free fall height* 52 m dan diameter dalam sekitar 13 m.

Tetesan urea dari *acoustic granulator* akan didinginkan pada *fluidizing cooler* (FD-302) dengan menggunakan udara dari *blower* (GB-302) yang terlebih dahulu dipanaskan dengan *heater* (EC-301). Temperatur pada unit ini akan dikontrol pada temperatur rendah akan menghasilkan produk urea *prill* dibawah temperatur lingkungan. Ketika produk keluar dari proses pembutiran, produk akan kontak dengan lingkungan sehingga temperatur produk akan naik mencapai temperatur lingkungan. Peningkatkan temperatur ini diikuti dengan absorpsi uap air di udara. Temperatur tinggi pendinginan tidak merata pada urea *prill* dan akan terbentuk aglomerasi. Butiran urea ini akan disaring dengan bar screen, butiran dengan ukuran diameter lebih besar dari 1,7 mm akan dilarutkan kembali di head tank dan dicampur dengan larutan pencuci dari dust *chamber* (FD-301). Urea *prill* yang memenuhi spesifikasi akan dibawa dengan *belt conveyor* (JF-301) dan di *spray* dengan *anti-caking* armoflo untuk mencegah penggumpalan sebelum dikirim ke tahap pengemasan. Pada pupuk urea subsidi akan ditambahkan proses tambahan yaitu pewarnaan dengan warna merah muda.

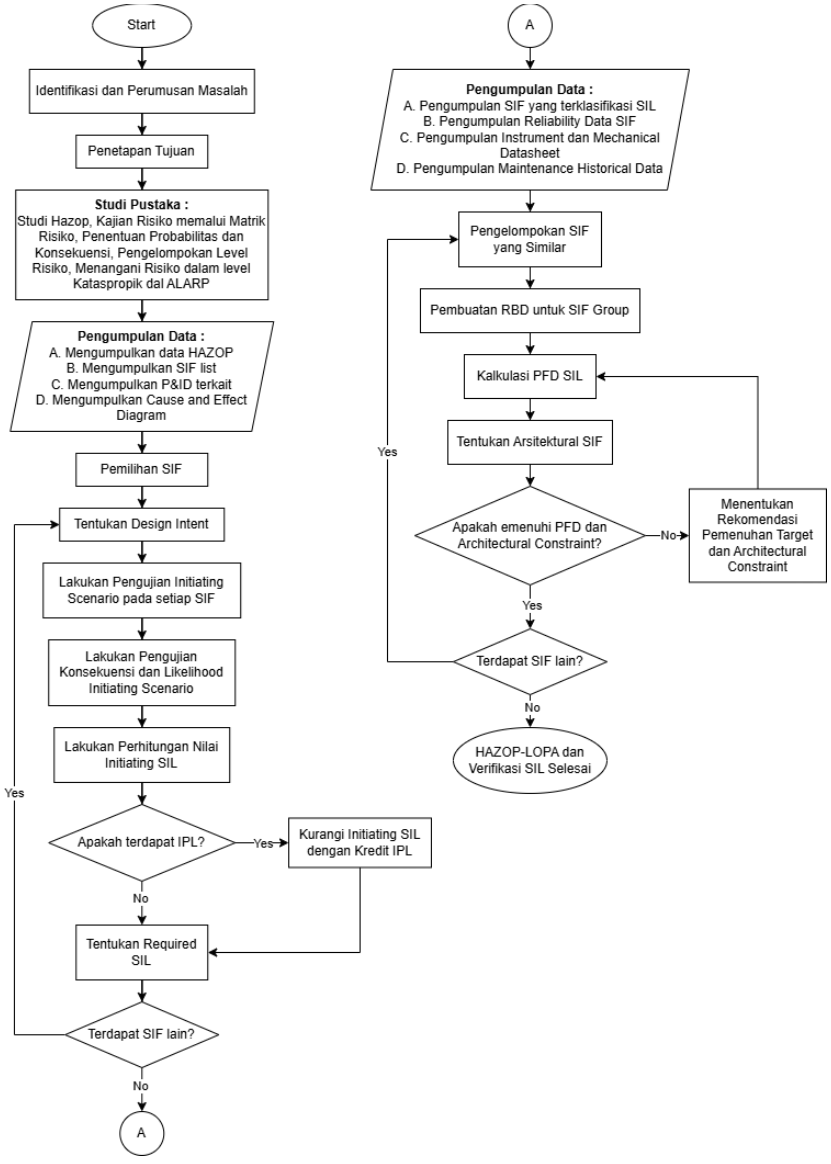
Debu urea dari proses akan di *recover* pada *dedusting system*. *Dedusting system* ini akan terdiri dari *dust chamber* (FD-301) untuk menangkap debu, *circulation pump* (GA-302) dan *induce fan* untuk menghisap udara panas. Debu urea yang terbawa oleh udara pendingin akan ditangkap oleh *dust chamber* (FD-301), debu tersebut dicuci dengan menggunakan larutan pencuci dengan cara di *spray*. Pada bagian atas *demister* yang berfungsi untuk menahan debu dan cairan yang tidak terabsorp pada packed bed. Pembersihan demister akan dilakukan dengan menggunakan kondensat dari DA-501 yang di *spray* ke demister. Kedua larutan pencuci ditampung dalam *dust chamber* (FD-301), sebagian larutan dikirim ke *urea solution tank* (FA-201) dan sebagiannya lagi dikirim ke FA-302 untuk dicampur dengan *off spec* urea dan disirkulasikan untuk pencucian *dust chamber* dan *demister*.

2.10.6 Unit *Process Condensate Treatment* (PCT)

Process Condensate Treatment (PTC) untuk mengolah kondensat proses sebelum dikirim ke unit utilitas karena kondensat proses mengandung amonium karbamat, urea, dan amonia. Alat utama yang digunakan dalam proses ini adalah *surface condenser* (EA-501, EA-502, dan EA-503), *steam ejector* (EE-501, EE-502, EE-503), *final absorber* (DA-503), *process condensate stripper* (DA-501) dan *urea hydrolyser* (DA-502).

BAB 3
METODE PENELITIAN

Dalam melakukan penelitian, terdapat beberapa tahapan yang harus dijalani agar tujuan penelitian tercapai dan alur penelitian dapat dimengerti. Tahapan-tahapan yang dilalui mencakup kegiatan yang berkaitan langsung dengan subjek penelitian yang berada diluar lingkungan akademis, sehingga penelitian ini akan mengarah atau mengambil langsung kejadian yang terdokumentasi di lapangan lewat sistem *reporting* yang sudah *establish* di perusahaan tersebut. Berikut adalah diagram alir penelitian ini :



Gambar 3-1 *Flowchart* Metodologi Penelitian

3.1 Identifikasi dan Perumusan Masalah

Dalam lingkungan industri, analisa risiko merupakan elemen fundamental untuk mencegah terjadi kecelakaan kerja dan kerugian produksi. Meskipun demikian, implementasi analisa risiko sering menghadapi berbagai tantangan, antara lain ketidakakuratan data yang digunakan, kurangnya metode analisa yang sesuai dengan karakteristik industri, serta keterbatasan dalam integrasi hasil analisa risiko ke dalam proses pengambilan keputusan manajemen. Hal ini menimbulkan kebutuhan untuk melakukan kajian mendalam guna memperbaiki efektivitas dan efisiensi analisa risiko di industri.

3.2 Penetapan Tujuan

Penetapan tujuan dalam makalah penelitian mengenai analisa risiko dalam industri merupakan bagian penting yang menggambarkan arah dan fokus utama penelitian. Tujuan penelitian menjelaskan hasil yang ingin dicapai dari penelitian, sehingga menjadi pedoman dalam merancang metodologi, pengumpulan data, serta analisis yang akan dilakukan. Dengan tujuan yang jelas, penelitian dapat memberikan kontribusi yang berarti dalam meningkatkan manajemen risiko dan keselamatan industri.

3.3 Studi Pustaka

Studi pustaka dalam makalah penelitian mengenai analisa risiko dalam industri merupakan bagian penting yang memberikan landasan teoritis dan referensi ilmiah untuk mendukung penelitian. Melalui studi pustaka, peneliti mengkaji berbagai sumber yang relevan, seperti jurnal ilmiah, buku, artikel, dan hasil penelitian terdahulu yang berkaitan dengan konsep, metode, dan aplikasi analisa risiko. Bagian ini menjelaskan bagaimana penelitian sebelumnya telah mengkaji isu yang sama atau serupa, serta menunjukkan celah atau kekurangan yang hendak ditangani dalam penelitian ini.

3.4 Pengumpulan Data

Data penelitian dikumpulkan dari dokumen engineering dan maintenance Pabrik Urea 1A, yang meliputi P&ID, hasil studi HAZOP, SIF list, *cause and effect diagram, maintenance history, reliability* data komponen, serta *worksheet* LOPA dan SIL *verification*. Data yang dikumpulkan menjadi dasar untuk melakukan

analisis risiko yang akurat dan relevan dengan kondisi di lapangan. Tahap ini melibatkan pemilihan metode, instrumen, dan sumber data yang tepat agar hasil penelitian dapat dipercaya dan dapat digunakan untuk pengambilan keputusan yang efektif dalam manajemen risiko industri. Data yang dikumpulkan dalam melakukan penelitian ini meliputi, pengumpulan SIF list, pengumpulan data studi HAZOP, pengumpulan P&ID terkait, pengumpulan Cause and Effect Diagram, *maintenance historical report,* serta data-data terkait lainnya.

3.5 Studi HAZOP

HAZOP merupakan metode yang terstruktur untuk menguji operasi proses yang sudah berjalan. HAZOP dimaksudkan untuk mengidentifikasi dan menilai masalah yang dapat menggambarkan risiko baik untuk pekerja maupun peralatan (Tyler, 2012). Pekerjaan yang melibatkan HAZOP didukung informasi dari dokumen lain, khususnya P&ID perusahaan yang sudah terverifikasi dan masih sesuai kondisi di lapangan.

Penentuan *node* dalam HAZOP merujuk pada proses identifikasi dan pemilihan bagian-bagian tertentu dari sistem atau proses yang akan dianalisis secara rinci dalam studi *Hazard and Operability* (HAZOP). Node dalam konteks HAZOP adalah unit atau bagian yang dipilih untuk dianalisis lebih lanjut untuk mengidentifikasi potensi bahaya, risiko, atau ketidakberfungsian operasional (Dunjó et al., 2010). Identifikasi bahaya dalam penelitian ini dilakukan terhadap 18 node proses yang mencakup unit *sintesis*, purifikasi, *recovery*, konsentrasi, *prilling*, *process condensate treatment*, serta sistem utilitas terkait. Penentuan *node* dilakukan berdasarkan batas proses, fungsi peralatan, perubahan kondisi operasi, dan P&ID aktual Pabrik Urea 1A. Pendekatan yang digunakan dalam penilaian kegagalan pada identifikasi HAZOP mencakup metode obyektif dan subyektif. Skenario-skenario kegagalan diatur dalam *worksheet* dengan nilai deviasi tertentu. Nilai deviasi tertinggi ini digunakan dalam menghitung *Safety Integrity Level* (SIL) pada *Layer of Protection Analysis* (LOPA).

3.6 Klasifikasi *Safety Integrity Level* (SIL)

Banyak metode yang bisa dipakai dalam melakukan proses klasifikasi SIL termasuk metode kualitatif, metode kuantitatif, metode semi-kualitatif maupun

metode semikuantitatif (Commission, 2016a). Dalam proses ini klasifikasi dilakukan secara semi-kuantitatif menggunakan metode *Layer Of Protection Analysis* (LOPA). LOPA adalah sebuah teknik untuk melakukan penilaian *Independent protection layer* (IPL) pada suatu risiko yang dimiliki oleh suatu sistem proses (Wang et al., 2025b). Metode ini menggunakan kategori numerik untuk menilai parameter yang diperlukan untuk perhitungan tingkat pengurangan risiko.

LOPA membuat skenario berdasarkan tingkat keparahan konsekuansi kejadian awal. Ada berbagai jenis IPL yang dapat mencegah terjadinya konsekuensi. Langkah awal dalam melakukan proses klasifikasi SIL adalah mengidentifikasi SIF dengan benar. Tujuan dipasangnya suatu SIF adalah untuk mencegah *hazardous situation* menjadi *hazardous event*. Selanjutnya menganalisis dan memperjelas IPL karena didalam proses klasifikasi SIL, IPL dapat mengurangi risiko. IPL memberikan dasar untuk mengevaluasi apakah tindakan pengamanan untuk risiko skenario tertentu cukup efektif.

Suatu SIF yang termasuk kedalam klasifikasi SIL harus memenuhi fungsi *safety* sesuai spesifikai bila sewaktu waktu diperlukan bekerja. Ada 4 tingkatan klasifikasi SIL dengan parameter target PFD seperti pada Tabel III.1 dibawah ini:

Tabel 3-1 Target *Safety Integrity Level* (SIL) (Society, 2002)

SIL	PFD
4	$\geq 10^{-5}$ to $< 10^{-4}$
3	$\geq 10^{-4}$ to $< 10^{-3}$
2	$\geq 10^{-3}$ to $< 10^{-2}$
1	$\geq 10^{-2}$ to $< 10^{-1}$

3.6.1 Penilaian Risiko

Dalam proses klasifikasi SIL dengan LOPA setiap skenario kejadian awal dari suatu SIF perlu dilakukan penilaian tingkat risiko yang mungkin terjadinya. Tingkat risiko mempertimbangkan probabilitas atau kemungkinan *hazardous event* terhadap kategori keparahan konsekuensi. Dalam proses klasifikasi SIL di Pabrik Urea I A ini tingkat risiko dinilai menggunakan nilai range referensi PFD pada Tabel 3-1 atau juga dengan pendekatan nilai RRF.

Konsekuensi dari suatu skenario kejadian awal dianalisis dari 3 parameter yaitu *Safety, Enviroment dan Asset Loss.* Berikut adalah nilai parameter dalam 5 skala pembobotan yang digunakan di Petrokimia Gresik :

Tabel 3-2 Parameter Penilaian Konsekuensi *Matrix*

SAFETY			ENVIRONMENT			COMMERCIAL		
Severity Level	TMEL (per year)	Personnel Risk	Severity Level	TMEL (per year)	Environmental Damage	Severity Level	TMEL (per year)	Commercial Consequences
5	1,00E-06	Multiple Fatality	5	1,00E-06	Massive effect	5	1,00E-06	$>5MM
4	1,00E-05	Single Fatality	4	1,00E-05	Major effect	4	1,00E-05	$1MM - 5MM
3	1,00E-04	Major effect to health or heavy injury	3	1,00E-04	Moderate effect (localised)	3	1,00E-04	$100,000 - 1MM
2	1,00E-03	minor effect to health or injury	2	1,00E-03	Minor effect	2	1,00E-03	$10,000 - 100,000
1	1,00E-02	Small effect to health or injury	1	1,00E-02	Small Effect	1	1,00E-02	<$10,000

3.6.2 Kredit *Independent Protection Layer* (IPL)

Didalam menghitung SIL setiap IPL dapat mengurangi probabilitas *hazardous event* yang dihitung dalam nilai kredit. Berikut adalah nilai kredit yang dimiliki oleh masing-masing IPL yang ada pada Tabel 3-4.

Tabel 3-3 Nilai Kredit IPL

No	IPL	PFD
1.	Relief valve	1×10^{-2}
2.	Relief valve	1×10^{-2}
3.	Rupture Disk	1×10^{-2}
4.	Vacuum Breaker	1×10^{-2}
5.	Blowout Panel	1×10^{-2}
6.	Single check valve protecting against flow only	1×10^{-1}
7.	Single check valve protecting against overpressure	1
8.	Dike/Bund	1×10^{-2}
9.	Underground drainage system	1×10^{-2}
10.	Open vent (no valve) in plugging service	1×10^{-1}
11.	Open vent (no valve) in clean service	1×10^{-3}
12.	Open vent (no valve) in clean service, freezing environment	1×10^{-2}
13.	Fireproofing	1×10^{-2}
14.	Blast wall/bunker	1×10^{-3}
15.	Flame/detonation arrestors	1×10^{-2}
16.	Mechanical stops	1×10^{-2}
17.	Flow restriction orifice	1×10^{-2}
18.	Mechanical over speed trip with a trip/throttle valve on a turbine (Control loop)	1×10^{-1}

3.6.3 LOPA *Classification Worksheet*

Worksheet LOPA berisi *initiating causes, impact event,* dan *safeguards* yang sebelumnya telah diidentifikasi dalam analisis HAZOP. Perbedaan utama dari LOPA adalah adanya *Independent Protection Layer* (IPL) yang lebih lengkap untuk evaluasi. Metode ini digunakan untuk mengevaluasi risiko dari skenario kecelakaan yang telah dipilih. Frekuensi dari *initiating event* dan IPL dari setiap skenario ditentukan berdasarkan probabilitas kegagalan sesuai *Probability of Failure on Demand* (PFD) masing-masing. Data ini didasarkan pada catatan atau data milik perusahaan, OREDA, dan data *Mean Time Between Failures* (MTBF) dari instrumentasi maupun sistem. Tingkat kegagalan yang digunakan disesuaikan dengan kondisi operasi yang ada di lokasi dengan mempertimbangkan kisaran data yang ada. Metode LOPA dapat mengasumsikan bahwa tingkat kegagalan adalah konstan, tetapi untuk sistem atau operasi yang tidak berkelanjutan, harus disesuaikan agar dapat memperhitungkan waktu kerugian *(time at risk)* dari suatu komponen atau operasi yang telah ditetapkan.

Tabel 3-4 LOPA *Classification Worksheet*

Function No:	SIF-hee
Function Name:	#N/A
Initiator:	#N/A
Final Element:	#N/A
Description:	#N/A
P&ID:	#N/A
Design Intent:	#N/A
Scenario Descrip	#N/A
Comment:	
Credit in analysis	No
SIL Summary:	#N/A
SIL from primary	0 PFD: ####
Overall SIL:	0 PFD: ####

Ref	Category	Impact Event Description	Severity Level	Severity TMEL (per year)	Initiating Demand Scenario	Protection Layers (PLs) EEP		BPCS		Alarms		SIS		Design		Add Mitigation (passive IPL)		Add Mitigation (Mech Device)		Intermediate Event Likelihood	SIF PFD	Integrity Level (IL)	Remarks	Rec ID	Recommendations
	S					No additional		No process control		No operator		No SIS available.		Not relevant.		No passive IPL.		No mechanical							
						No EEP	1,00E+00	No Process Control	1,00E+00	No Operator Respons e	1,00E+00	No SIS Availab le	1,00E+00	Not Relevan t / No Design Factor	1,00E+00	No Passiv e IPL	1,00E+00	No Mechan ical Device	1,00E+00	0,00E+00	-				
			-	-	0,000	1,000		1,000		1,000		1,000		1,000		1,000		1,000							

Penilaian frekuensi maksimum untuk tingkat keparahan sebuah konsekuensi didasarkan pada *Target Mitigated Event Likelihood* (TMEL). TMEL merupakan nilai yang ditetapkan berdasarkan tingkat keparahan tertinggi, yaitu 1x10-5. Nilai dari TMEL digunakan untuk membandingkannya dengan nilai SIL (*Safety Integrity Level*) guna mengevaluasi sejauh mana kesesuaiannya dengan target perusahaan. Proses identifikasi dilakukan pada lapisan perlindungan aktif maupun pasif untuk menentukan proteksi yang dapat mengurangi risiko, baik berupa kinerja sistem maupun tindakan. Hasil identifikasi risiko disusun dalam

tabel LOPA yang didalamnya terdapat nilai PFD *(Probability of Failure on Demand)* untuk setiap skenario dengan beberapa *protection layer*. Nilai PFD dihitung dan dibandingkan dengan TMEL untuk memperoleh nilai SIL.

3.7 Verifikasi *Safety Integrity Level* (SIL)

Langkah pertama diawali dengan pengumpulan data SIF yang terklasifikasi SIL dan *reliability data* dari SIF tersebut. Selanjutnya SIF dengan sensor*, logic solver dan Final Element* yang sama baik secara arsitektur dan spesifikasi dikelompokkan kedalam kelompok yang sama. Kelompok SIF ini kemudian disebut SIF similar. Hal ini dilakukan untuk meringkas proses verifikasi karena SIF tersebut akan memiliki nilai PFD yang sama. Setelah itu SIF dimodelkan ke dalam *Reliability Block Diagram* dan dilakukan proses kalkulasi PFD serta ditentukan juga jumlah arsitektur komponen yang dimiliki oleh SIF terpasang (Romero & Maciel, 2023). Jika nilai PFD dan arsitektur memenuhi target SIL yang disyaratkan IEC 61511 maka SIF terpasang dinilai memenuhi persyaratan target SIL. Jika tidak maka dilakukan analisis penyesuaian yang mungkin dilakukan untuk memenuhi persyaratan SIL dalam bentuk rekomendasi.

3.7.1 Perhitungan *Probability Failure on Demand* (PFD)

Probability Failure on Demand (PFD) adalah probabilitas bahwa fungsi keselamatan (*safety function*) akan gagal membawa sistem ke keadaan pengamanan yang aman saat diminta. PFD dihitung berdasarkan variasi faktor-faktor seperti waktu, kerusakan, penggunaan, dan kegagalan perangkat keras dan lunak. PFD dari komponen SIS masing-masing dihitung mengikuti rumus pada Tabel 3-5.

Tabel 3-5 PFD *Calculation Formula berdasarkan Architectural Constrain*

Voting	Common cause contribution	Contribution from independent failures
1oo1	-	$\lambda DU \cdot \tau / 2$
1oo2	$\beta \cdot \lambda DU \cdot \tau / 2$	$(\lambda DU \cdot \tau)^2 / 3$
2oo2	-	$2 \cdot \lambda DU \cdot \tau / 2$
1oo3	$C_{1oo3} \cdot \beta \cdot \lambda DU \cdot \tau / 2$	$(\lambda DU \cdot \tau)^3 / 4$
2oo3	$C_{2oo3} \cdot \beta \cdot \lambda DU \cdot \tau / 2$	$(\lambda DU \cdot \tau)^2$
3oo3	-	$3 \cdot \lambda DU \cdot \tau / 2$
1ooN N = 2, 3, ...	$C_{1ooN} \cdot \beta \cdot \lambda DU \cdot \tau / 2$	$1 / (N + 1) \cdot (\lambda DU \cdot \tau)^N$
MooN M < N; N = 2, 3, ...	$C_{MooN} \cdot \beta \cdot \lambda DU \cdot \tau / 2$	$N! / [(N - M + 2)! \cdot (M - 1)!] \cdot (\lambda DU \cdot \tau)^{(N - M + 1)}$
NooN N = 1, 2, 3, ...	-	$N \cdot \lambda DU \cdot \tau / 2$

3.7.2 Verifikasi sesuai PFD *Requirement*

Tingkat integritas yang diperlukan oleh suatu SIF untuk memenuhi mematuhi persyaratan siklus hidup SIF ditentukan dalam IEC 61511. Nilai ini ditunjukkan dengan teknik analisis reliabilitas bahwa *Probabilitas Failure on Demand* (PFD) memenuhi persyaratan kinerja yang diberikan dalam Tabel 3-6.

Tabel 3-6 Target *Safety Integrity Level* (SIL) (CCPS, 2001)

Safety Integrity Level (SIL)	Probability of Failure on Demand (PFD)	Risk Reduction Factor (RRF)
4	$10^{-5} – 10^{-4}$	10000 < RRF < 100000
3	$10^{-4} – 10^{-3}$	1000 < RRF < 10000
2	$10^{-3} – 10^{-2}$	100 < RRF < 1000
1	$10^{-2} – 10^{-1}$	10 < RRF < 100
Unclassified	No action needed hence may be removed by consensus of SIL team members.	

3.7.3 Verifikasi sesuai *Architectural Constraint Requirement*

Selain persyaratan PFD, untuk meminimalkan terjadinya kegagalan sistem serta kegagalan acak, IEC61511 juga memiliki persyaratan *Architectural Constraint*. *Architectural Constraint* atau dikenal juga dengan *hardware fault tolerance* mendefinisikan jumlah minimum yang harus dipenuhi sensor dan *Final Element* yang terklasifikasi SIL tertentu tergantung pada kompleksitas perangkat

kerasnya, *Safe Failure Fraction* (SFF) dan data histori. Jumlah minimum *hardware fault tolerance* SIL untuk kompleksitas A (*simplex*) dan B (*complex*) dapat dilihat pada Tabel 3-7 dan 3-8.

Tabel 3-7 *Minimum Hardware Fault Tolerance* untuk Kompleksitas *Type* A

SFF	Minimum Hardware Fault Tolerance		
Type A	**0**	**1**	**2**
<60%	**SIL 1**	**SIL 2**	**SIL 3**
60% < 90%	**SIL 2**	**SIL 3**	**SIL 4**
90% < 99%	**SIL 3**	**SIL 4**	**SIL 4**
>99%	**SIL 3**	**SIL 4**	**SIL 4**

Keterangan: Tabel ini menunjukkan minimum Hardware Fault Tolerance (HFT) untuk perangkat Type A berdasarkan rentang Safe Failure Fraction (SFF).

Tabel 3-8 *Minimum Hardware Fault Tolerance* untuk Kompleksitas *Type* B

SFF	Minimum Hardware Fault Tolerance		
Type B	**0**	**1**	**2**
<60%	**Not Allowed**	**SIL 1**	**SIL 2**
60% < 90%	**SIL 1**	**SIL 2**	**SIL 3**
90% < 99%	**SIL 2**	**SIL 3**	**SIL 4**
>99%	**SIL 3**	**SIL 4**	**SIL 4**

Keterangan: Tabel ini menunjukkan minimum Hardware Fault Tolerance (HFT) untuk perangkat Type B berdasarkan rentang Safe Failure Fraction (SFF).

3.7.4 PFDavg *Calculation*

PFDavg ditentukan dengan menghitung PFD untuk semua komponen dalam setiap SIF yang memberikan perlindungan terhadap kejadian berbahaya dalam proses dan menggabungkan nilai-nilai individual ini untuk mendapatkan nilai PFD SIF. Hal ini dinyatakan sebagai berikut (Commission, 2016b) :

$$\boldsymbol{PFD_{SIS} = \sum PFD_{Si} + \sum PFD_{Ai} + \sum PFD_{Li} + \sum PFD_{PSi}}$$

dimana,

PFD_A adalah final element PFD_{avg} for a specific SIF,

PFD_S adalah sensor PFD_{avg} for a specific SIF,

PFD_L adalah logic solver PFD_{avg},

PFD_{PS} adalah power supply PFD_{avg}, and

PFD_{SIS} adalah PFD_{avg} for the specific SIF in the SIS.

Berdasarkan rumus tersebut, nilai PFDavg didapatkan dari niai PFD dari perhitungan *loop control* mulai dari *sensing element, logic solver,* dan *final element.* Perhitungan nilai PFDavg dapat diinterpretasikan melalui *worksheet verification* SIL sebagai berikut:

Tabel 3-9 SIL *Verification Worksheet*

SIF Name	Safeguard high high level at Ammonia Reservoir FA105 leading to ammonia liquid overflow **Required SIL 2**				
SIF Number	SIF-1 -- LAHH-131B				
Time Interval (TI)	2				
Sensor	Level Transmitter Differential Pressure Transmitter	**Brand**	Emerson Rosemount 3051S Advance HART Diagnostic		
Tag Name	LT-131B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation	**1. PFD** Nilai TI = 2 Tahun /year **FIT**	0	6	613	34
		0,000000	0,000053	0,005370	0,000298
		MT	5	**SFF**	94,7933
	PFD = 3,43 E-04 --> RRF = 2919,57 --> SIL 3	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 94,79 % --> HFT 0 --> SIL 2	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 2**
		PFDavg	3,43 E-04		
		RRFavg	2919,57		
		SIL by PFD	**SIL 3**		
Source	**EXIDA Report No. ROS 08/11-17 R002 Version 2 Rev 5 - 2024** for Emerson Rosemount 3051S Advance HART Diagnostic				
Time Interval (TI)	2				
Logic Solver	Safety PLC for Safety Instrumented System	**Brand**	Honeywell Safety Manager		
Tag Name	----	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation	**1. PFD** Nilai TI = 2 Tahun /year **FIT**	976	108	0	6
		0,008550	0,000946	0,000000	0,000053
		MT	10	**SFF**	99,4495
	PFD = 5,25 E+01 --> RRF = 0,02 --> Non SIL	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 93,20 % --> HFT 0 --> SIL 2	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 3**
		PFDavg	7,36 E-05		
		RRFavg	13589,91		
		SIL by PFD	**SIL 4**		
Source	Specification and Technical Data for Safety Manager R120 FS75-120 10/2007				
Time Interval (TI)	2				
Final Element	Trunnion Ball Valve for Shutdown Valve with Automatic PST	**Brand**	NELES Trunnion Mounted Ball Valve Series D		
Tag Name	XV-131B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for Ball Valve	**1. PFD** Nilai TI = 2 Tahun /year **FIT**	0	0	202	113
		0,000000	0,000000	0,001770	0,000990
		MT	20	**SFF**	64,1270
	PFDavg = 1,88 E-03 --> RRFavg = 531,70 --> SIL 2	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 64,13 % --> HFT 0 --> SIL 1	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 1**
		PFDavg	1,88 E-03		
		RRFavg	531,70		
		SIL by PFD	**SIL 2**		
Source	**EXIDA Certificate NEL 2204182 C001** for NELES Trunnion Mounted Ball Valve **Safety Manual 10SM D EN - 6/2022** NELES Trunnion Mounted Ball Valve Series D Rev 3 **SIL Certification :** 968/V 1222.00/21				
Final Element	Solenoid Valve	**Brand**	ASCO Series 327/8327G Solenoid Valve		
Tag Name	XXY-131B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for SOV	**1. PFD** Nilai TI = 2 Tahun /year **FIT**	0	174	0	58
		0,000000	0,001524	0,000000	0,000508
		MT	10	**SFF**	75,0000
	PFD = 7,11 E-04 --> RRF = 1405,85 --> SIL 3	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 75,00 % --> HFT 0 --> SIL 1	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 1**
		PFDavg	7,11 E-04		
		RRFavg	1405,85		
		SIL by PFD	**SIL 3**		
Source	**EXIDA Certificate ASC 2112125 C001** for ASCO Series 327/8327G Solenoid Valve **Assessment Report :** ASC 21/12-125 R001				
Final Element	Pneumatic Cylinder Spring Return with PST	**Brand**	Valmet B1J Series Pneumatic Cylinder		
Tag Name	XY-131B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for Actuator	**1. PFD** Nilai TI = 2 Tahun /year **FIT**	0	0	30,8	83,2
		0,000000	0,000000	0,000270	0,000729
		MT	20	**SFF**	27,0175
	PFD = 1,38 E-03 --> RRF = 722,14 --> SIL 2	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 27,02 % --> HFT 0 --> Non SIL	**Beta**	0	**SIL by AC**	**Non SIL**
		PFDavg	1,38 E-03		
		RRFavg	722,14		
		SIL by PFD	**SIL 2**		
Source	**NELES** Safety Manual No. 10SM B1 EN - 6/2022 Valmet B1J Series Pneumatic Cylinder Spring Return Rev 4.0 **Reference :** SIL Certificate No. 968/V 1252.01/21				
Source	PDS & SRH Exida				
PFD_{total}	4,39 E-03	**SIL Achieved form PFD**		**SIL 2**	
RRF_{total}	227,64	**SIL Achieved form HFT**		**SIL 0**	
SIL Overall Achieved		**SIL 2**			

BAB 4
PEMBAHASAN

4.1 Tinjauan Filosofis dan Metodologi Manajemen Risiko Proses

HAZOP merupakan instrumen utama dalam Manajemen Keselamatan Proses *(Process Safety Management)* di industri petrokimia dan pupuk berskala besar. Pabrik Urea-1A di PT Petrokimia Gresik, yang telah beroperasi sejak 10 Juli 1972, mengolah bahan kimia dengan tingkat bahaya yang sangat tinggi *(major hazard facility).* Bahan baku utamanya, yaitu amonia cair (NH_3) dan gas karbon dioksida (CO_2), diproses dalam kondisi ekstrem dengan tekanan yang bisa mencapai 184 kg/cm^2 dan suhu yang melampaui batas titik didih normal cairannya.

Kondisi operasi dari proses sintesis urea ini membutuhkan kekuatan peralatan yang sangat tinggi. Selain itu, senyawa antara *(intermediate)* dalam reaksi ini, yaitu amonium karbamat (NH_2COONH_4), sangat korosif terhadap pipa baja karbon (carbon steel) maupun baja tahan karat (stainless steel). Oleh karena itu, diperlukan injeksi udara pasivasi secara presisi untuk mencegah kerusakan pipa. Mengingat usia pabrik yang sudah cukup tua, evaluasi HAZOP ini dilakukan bukan sekadar untuk memenuhi aturan, melainkan sebagai langkah proaktif untuk memetakan ulang risiko dan mengembalikan status pabrik ke tingkat yang aman (*As Low As Reasonably Practicable* / ALARP).

Evaluasi studi HAZOP ini dilakukan dengan mengacu pada standar internasional ISO-17776 dan BS IEC-61882. Metode ini menggunakan pendekatan *barrier counting* kuantitatif untuk memverifikasi efektivitas *Independent Protection Layers*. Dalam evaluasi ini, probabilitas kejadian yang telah dimitigasi (*Mitigated Event Likelihood* / MEL) dihitung berdasarkan peluang kejadian awal (*Initiating Event Likelihood* / IEL) dan tingkat kegagalan sistem pengaman (*Probability of Failure on Demand* / PFD) saat dibutuhkan.

Secara matematis, perhitungan penurunan risiko dalam HAZOP ini dirumuskan sebagai berikut:

$$MEL = IEL \times P_o \times P_i \times \prod_{j=1}^{n} PFD_j$$

Di mana adalah faktor keberadaan personel di lapangan (diasumsikan 0,1), adalah probabilitas timbulnya percikan api (0,1 untuk gas mudah terbakar), dan adalah peluang kegagalan setiap lapisan perlindungan. Sebagian besar kejadian awal (seperti rusaknya sistem kontrol dasar, valve pengaman gagal menutup, atau matinya kompresor) diasumsikan memiliki nilai IEL 10^{-1} per tahun. Pengecualian diberikan untuk kasus tersumbatnya saringan (strainer/filter) pada fluida bersih yang diberi nilai IEL 10^{-2}.

Tabel 4-1 *Probability of Failure on Demand* (PFD) dari IPL yang Relevan

IPL	PFD	References
BPCS	0,1	CCPS Concept Book, 2001
SIL 1	0,1	IEC 61511
SIL 2	0,01	IEC 61511
Operator Response/ Surveillance	0,1	CCPS Concept Book, 2001
PSV Dirty Service	0,1	CCPS Concept Book, 2001
PSV Clean Service	0,01	CCPS Concept Book, 2001

Analisis ini menggunakan matriks risiko yang menilai empat jenis dampak: Manusia (*Human/HUM*), Lingkungan (*Environment/ENV*), Aset (*Asset/AST*), dan Reputasi (*Reputation/REP*). Tim sepakat bahwa setiap kejadian kebocoran gas beracun atau pecahnya bejana yang dapat memicu korban jiwa akan langsung diklasifikasikan sebagai dampak Mayor (*Severity Level 4*). Risiko semacam ini harus diturunkan setidaknya hingga angka 10^{-4} atau 10^{-5} agar berstatus Rendah (*Low* / L).

4.2 Pembagian *Nodes* dan *Design Intent*

Agar seluruh aliran proses dapat dievaluasi secara menyeluruh tanpa ada yang terlewat, sistem perpipaan di Pabrik Urea-1A dibagi menjadi 18 titik studi atau *Nodes*. Proses produksi urea sendiri terdiri dari enam tahap utama: Sintesis, Purifikasi, Konsentrasi, Pembutiran (*Prilling*), Pemulihan (*Recovery*), dan Pengolahan Kondensat. Pembagian *nodes* ini didasarkan pada diagram alir perpipaan dan instrumentasi (P&ID) terbaru yang menggambarkan kondisi pabrik secara aktual.

Tabel 4-2 Matriks Pemetaan Nodes pada Pabrik Urea-1A

Node	Design Intent	Node Description
1	Mengalirkan amonia dari pabrik amonia ke Reaktor DC101 yang dipanaskan oleh *Preheater* melalui Reservoir Amonia dan Pompa Pendorong.	Ammonia Feed from Ammonia Plant 1A to Urea Reactor DC101
2	Menyediakan injeksi gas karbon dioksida bertekanan tinggi sebagai bahan baku sintesis urea.	CO_2 Injection from CO_2 plant to Stripper DA101
3	Menyerap sisa gas dari HP Decomposer dan mengirimkan kembali larutan karbamat ke reaktor.	Ammonium Carbamate through Carbamate Condensor, Carbamate Feed Pump, Washing Column, HP Absorber
4	Mengirimkan sisa gas berlebih dari Scrubber, LP Decomposer, dan HP Decomposer menuju seksi pemulihan.	Mixed Gas from several equipment
5	Menyerap campuran gas dari LP Decomposer ke dalam sirkuit larutan urea basah.	Ammonium Carbamate through LP Absorber, Carbamate Solution Tank, and Carbamate Solution Pump
6	Menguraikan amonium karbamat yang tidak bereaksi pada tekanan rendah (2,5 kg/cm2) dan memisahkan sisa amonia.	Urea Solution from LP Decomposer deliver to Urea Solution Tank and Pumped by Urea Solution Pump GA201A/B
7	Memekatkan larutan urea hingga konsentrasi 99,7 wt% melalui penguapan vakum agar tidak memadat.	Urea Solution in Concentration Section
8	Menguraikan senyawa dari reaktor dan memisahkan gas berlebih (amonia) menggunakan pengupasan CO2.	Urea Solution from bottom outlet of Urea Reactor DC101 to HP Decomposer DA201
9	Mengolah air sisa yang mengandung 5,25% urea dan 0,65% amonia agar aman dibuang atau didaur ulang.	Process Condensate Treatment System
10	Menyediakan uap pemanas bertekanan menengah untuk semua kebutuhan pemanasan pabrik.	MP Steam System including the incoming HP Steam from Utility
11	Mengalirkan uap panas bersuhu rendah untuk fungsi utilitas tracing dan pembersihan pipa.	LP Steam System
12	Membentuk produk pupuk urea butir (prilled urea) berukuran rata-rata 1,7 mm.	Prilling Tower and the Product
13	Mengembalikan siklus air bebas mineral (demin water) dari turbin dan sistem water seal.	Steam Condensate System and the turbine condensate including water seal
14	Melayani kebutuhan pendinginan dan pertukaran panas di area reaktor dan kondensor.	Cooling Water system
15	Mengatur titik pelepasan gas residu untuk mencegah bahaya tekanan berlebih (overpressure).	Venting System
16	Mengelola cairan limbah berbahaya dari saluran buang dan wadah penampungan sekunder.	Chemical Drain System
17	Mengatur pertukaran panas ringan pada area kristalisasi tahap awal.	Hot Water System
18	Menggerakkan control valve dan menyuntikkan oksigen ke aliran CO2 untuk melindungi pipa logam dari karat.	Air and Inert Gas

Pembagian yang rinci ini memudahkan penerapan kata panduan *(guide words) seperti No/Less Flow, More Flow, More Temperature, Less Pressure*, dan deviasi operasional lainnya. Pada setiap titik studi, parameter proses diuji secara

teoritis hingga melampaui batas desain amannya untuk mencari titik lemah tersembunyi yang berpotensi memicu kecelakaan beruntun.

4.3 Analisis Skenario Risiko Tinggi (Merah) dan Deviasi Kritis

Fokus utama dari laporan HAZOP ini adalah mengidentifikasi kelemahan operasional yang bisa mengakibatkan kecelakaan fatal. Dari ratusan skenario yang dibahas, ada 10 skenario paling kritis (termasuk 5 skenario berisiko Merah / Ekstrem) yang dibedah secara khusus.

4.3.1 Skenario 5.1: Kegagalan Manual Valve Suplai LP Steam ke Pipa Pembuangan (*Vent Header*)

Pada pabrik urea, aliran gas buang sangat rentan mengalami penyumbatan (*fouling*). Sisa larutan atau butiran urea yang terbawa dalam gas pembuangan dari valve kontrol maupun valve pengaman (PSV) dapat langsung memadat begitu terkena suhu udara luar di sepanjang pipa pembuangan (*vent header*).

Untuk mencegah hal ini, pabrik dirancang agar terus menyuntikkan *Low Pressure* (LP) *Steam* (4,5 kg/cm^2) ke jalur pembuangan sebagai gas pembilas (*scavenging gas*). Bahaya mengancam jika operator keliru menutup valve manual suplai steam ini, karena endapan urea akan memblokir aliran gas buang secara total.

Konsekuensi: Saat terjadi kondisi darurat yang mengharuskan pembuangan gas besar-besaran, gas bertekanan tidak bisa keluar karena saluran tersumbat. Tekanan balik (*backpressure*) akan melonjak dan melebihi batas desain peralatan proses. Rentetan pecahnya bejana bertekanan akan melepaskan awan amonia beracun ke area pekerja, berpotensi memicu banyak korban jiwa (IEL 10^{-1}).

Sistem Pengaman & Solusi: Saat ini, pabrik hanya mengandalkan pengecekan visual operator secara berkala untuk melihat keberadaan uap pembuangan di ujung menara. Pengecekan visual ini memiliki tingkat kegagalan yang tinggi (PFD 10^{-1}). Meski ada 6 titik injeksi, angka sisa risiko (MEL) masih berada di batas yang kurang aman (10^{-5}).

Rekomendasi (No. 31 & 32): Valve manual ini harus diubah statusnya menjadi Terkunci Terbuka (*Locked Open* / LO) secara permanen, dan wajib dilakukan inspeksi pembersihan endapan urea di saluran pipa flare pada setiap kegiatan perawatan berkala pabrik (*Turn Around* / TA).

4.3.2 Skenario 5.2: Valve LV-131 Gagal Membuka pada Saluran Umpan Amonia Cair

Pada *Node* 1, amonia dipompa melewati Reservoir Amonia FA-105 sebelum dimasukkan ke dalam Reaktor Urea DC-101. Kerusakan instrumen (seperti aktuator bocor) yang menyebabkan valve LV-131 tertutup tanpa sengaja akan memutus suplai cairan amonia secara drastis.

Konsekuensi: Terhentinya feed amonia akan membuat pompa pendorong kekurangan cairan (kavitasi), yang dapat merusak bilah pompa. Namun, bahaya yang lebih fatal terjadi di dalam reaktor urea. Jika amonia yang masuk kurang, gas CO_2 yang terus dipasok pada tekanan 160-170 kg/cm^2 tidak akan bisa bereaksi (unreacted CO_2). Akibatnya, volume gas CO_2 akan mendominasi ruang di dalam reaktor dan tekanan di area *Synthesis Loop* akan melonjak drastis hingga melebihi batas desain aman 184 kg/cm^2. Pecahnya dinding pipa akan menyebarkan gas beracun campuran NH3 dan CO_2 di sekitar reaktor.

Sistem Pengaman & Solusi: Evaluasi menemukan bahwa *sensor alarm* (LAL-131) tidak bisa dihitung sebagai pengaman karena memiliki sumber sensor yang sama dengan valve yang rusak. Meski demikian, sistem ini tertolong oleh 5 lapisan perlindungan tingkat tinggi (PFD 10^{-1}), termasuk *interlock trip* yang otomatis menghentikan kompresor CO2, sehingga probabilitas insiden ini turun drastis ke angka 10^{-7}.

Rekomendasi (No. 40): Meskipun sistem perlindungan otomatisnya solid, deteksi kebocoran gas di sekitar reaktor masih lemah. Pabrik direkomendasikan untuk segera melakukan studi *Fire and Gas* (F&G) Mapping agar bisa memasang sensor gas beracun di lokasi yang paling strategis.

4.3.3 Skenario 5.3: Valve LV-131 Rusak Terbuka Penuh dan Memicu Limpahan Fluida Beracun

Berbeda dari skenario sebelumnya, jika valve LV-131 rusak dan terbuka penuh (*fail-open*), pasokan amonia cair akan terus membanjiri Reservoir Amonia FA-105 tanpa henti.

Konsekuensi: Kapasitas reservoir akan penuh dan cairan amonia akan meluap masuk ke *Final Absorber* DA-503. Begitu masuk ke area yang bertekanan

lebih rendah ini, cairan amonia akan mendidih secara tiba-tiba dan berubah menjadi gas (fenomena *flashing*). Ekspansi mendadak ini merusak keseimbangan tekanan alat. Bagian cairan yang terkontaminasi amonia dosis tinggi ini akan terus mengalir ke Tangki Kondensat Proses FA-501. Tangki FA-501 didesain terbuka dengan pipa *venting* yang letaknya cukup rendah (hanya 5 meter dari tanah). Penguapan amonia pekat dari lubang *venting* ini akan langsung menuju area kerja operator di sekitarnya dan berpotensi sangat fatal.

Sistem Pengaman & Solusi: Dalam HAZOP ini mendapati bahwa tidak ada satu pun (nol) sistem perlindungan independen yang valid untuk mencegah hal ini. Sistem alarm yang ada terhubung ke jalur sensor yang sama dengan penyebab kerusakan. Akibatnya, nilai kemungkinan kecelakaan (MEL) sama tingginya dengan risiko awal (IEL), yaitu 10^{-1}. Ini adalah kategori *Extremely High Risk* (Merah).

Rekomendasi (No. 2): Mewajibkan pelaksanaan studi proteksi lanjutan LOPA untuk merancang sistem *trip interlock* otomatis independen guna menutup pasokan cairan ketika reservoir penuh, sebelum cairan tersebut sempat meluap.

4.3.4 Skenario 5.4: Valve MOV-101 Gagal Terbuka di Bawah *Scrubber* DA102

Pada Node 3, larutan karbamat dialirkan untuk *cleaning* sisa amonia di dalam Scrubber DA102 menggunakan valve berpenggerak motor (MOV-101). Kerusakan mekanis pada valve ini akan membuatnya terkunci dalam posisi tertutup.

Konsekuensi: Cairan akan menumpuk di dalam *Scrubber*. Karena saking penuhnya, cairan ini akan ikut terbawa oleh aliran gas buang (*carry-over*) masuk ke dalam HP *Decomposer* DA-201. Kekentalan cairan ini pada akhirnya akan menyumbat sistem perpipaan dan secara harfiah menghambat kemampuan reaktor untuk membuang tekanan gas. Tekanan reaktor akan naik tajam dan berisiko memicu kebocoran besar gas campuran amonia beracun. Skenario ini menjadi perhatian khusus karena pernah benar-benar terjadi di masa lalu di Petrokimia Gresik.

Sistem Pengaman & Solusi: Pabrik memiliki alarm dan sistem interlock (PAHH-102) yang cukup baik, didukung dengan *Safety Valve* di puncak reaktor. Sistem pengaman ini berhasil menurunkan risiko hingga level 10^{-5}. Namun, interval perawatan dan pengujian valve motor ini harus terus dijaga ketat oleh tim pemeliharaan.

4.3.5 Skenario 5.5: Valve FV106 Gagal Terbuka (Aliran Karbamat ke *Scrubber*)

Masih di *Node* 3, terhalangnya pompa aliran karbamat akibat rusaknya valve FV-106 akan membuat proses cleaning gas di *Scrubber* terhenti total.

Konsekuensi: Tanpa adanya sirkulasi cairan, volume akan membanjiri bagian hulu sistem, menenggelamkan HP *Absorber*, dan terus meluap hingga mencapai puncak menara *Washing Column* DA-401. Begitu mencapai puncak, semburan larutan karbamat (yang beracun dan memicu luka bakar kimia) akan memancar keluar melalui saluran *venting*. Paparan cairan dan uap mematikan ini berisiko tinggi menimbulkan korban jiwa bagi pekerja di sekitarnya.

Sistem Pengaman & Solusi: Proses meluapnya cairan ini diprediksi memakan waktu cukup lambat (sekitar 30-45 menit). Waktu tenggang ini memberi kesempatan bagi alarm untuk berbunyi dan operator dapat segera menghidupkan pompa cadangan, sehingga risiko bisa ditekan ke angka 10^{-3}. Namun, tim menemukan fakta mengkhawatirkan, yakni beberapa sistem *trip interlock* yang penting sengaja di-*bypass* secara elektronik oleh teknisi saat evaluasi dilakukan.

Rekomendasi (No. 14): Harus segera dilakukan studi LOPA untuk mengevaluasi urgensi pengaktifan kembali sistem interlock tersebut, sehingga pabrik tidak hanya bergantung pada operator action saja saat terjadi alarm.

4.3.6 Skenario 5.6: Valve PV-401 Terkunci Rapat pada Saluran Gas DA-401

Washing Column DA-401 berfungsi membersihkan residu gas yang lepas dari penyerapan sebelumnya. Titik krusialnya terletak pada valve pembuangan gas, PV-401.

Konsekuensi: Jika valve ini rusak dan tertutup rapat (*fail closed*), aliran buang gas akan terblokir total (*dead-heading*). Karena alat-alat ini saling terhubung, tekanan tidak hanya melonjak di DA-401, tetapi juga merambat mundur ke HP

Absorber dan HP *Decomposer* DA-201. Ketiga bejana ini didesain hanya untuk menahan tekanan 20 kg/cm^2. Karena jalur outlet tersumbat sementara reaktor utama terus menekan dengan kekuatan 170 kg/cm^2, tekanan di ketiga alat ini akan membengkak tak terkendali. Lonjakan tekanan ini akan melampaui daya tahan bahan vessel, berpotensi memicu ledakan bejana bertekanan besar yang dapat menyebarkan awan amonia mematikan.

Sistem Pengaman & Solusi: Risiko ini tertolong dengan pemasangan dua *Safety Valve* di saluran HP *Decomposer* dan puncak *Washing Column* yang khusus didesain untuk membuang tekanan secara masal. Hal ini menurunkan probabilitas insiden ke batas aman 10^{-4}.

Rekomendasi (No. 10): Harus dilakukan kalkulasi khusus untuk memastikan diameter valve *venting* tersebut cukup besar untuk membuang tekanan dengan cepat sebelum *vessel* melampaui *yield rupture point*.

4.3.7 Skenario 5.7: Valve LV-202 Gagal Terbuka Menuju *Flash Separator*

Pada *Node* 6, LP *Decomposer* DA-202 sangat bergantung pada valve LV-202 untuk mengatur pemindahan cairan.

Konsekuensi: Jika aktuator valve rusak dan *valve fail-close*, cairan akan tertahan dan mulai memenuhi LP *Decomposer*. Elevasi cairan ini perlahan menutup jalur pembuangan gas, memaksa cairan masuk secara tidak terkontrol ke dalam LP *Absorber*. Karena kapasitas bejana ini relatif kecil, cairan akan memenuhi vessel secara total hanya dalam waktu 12 menit. Setelah penuh, cairan beracun akan meluap melintasi jalur pembuangan gas, melepaskan uap amonia tebal yang sangat berbahaya bagi paru-paru pekerja disekitar yang terpapar.

Sistem Pengaman & Solusi: Alarm *level* LAH-202 tidak valid sebagai pengaman *independent* (IPL) karena loop sensornya menyatu dengan valve yang rusak. Sistem menjadi sepenuhnya bergantung pada alarm lain (LAH-402) yang lokasinya lebih jauh. Kondisi ini menyebabkan probabilitas yang cukup bahaya di tingkat keparahan yang cukup tinggi 10^{-2}. Mengingat waktu tenggang yang sangat singkat (12 menit), sangat berisiko jika pabrik hanya mengandalkan operator untuk berlari dan menutup valve secara manual.

Rekomendasi (No. 19): Diperlukan sistem *interlock* yang tidak membutuhkan intervensi manusia untuk mencegah luapan cairan.

4.3.8 Skenario 5.8: Kebocoran Valve LV-106 yang Memicu Uap Ekstrem

Saturation Drum FA-102 berfungsi menahan perbedaan suhu batas aman proses perpipaan di angka *delta temperature* 240°C. Skenario fatal terjadi jika valve kontrol kondensat, LV-106, rusak dalam kondisi terbuka penuh (*fail open*).

Konsekuensi: Kondisi ini membuang seluruh cairan di dalam drum. Tanpa lapisan pelindung cairan tersebut, dinding bagian dalam *Saturation Drum* akan terpapar langsung oleh aliran suplai uap panas (*Medium Steam*) dengan kapasitas besar yang bersuhu mencapai 350°C. Panas ekstrem ini melebihi spesifikasi ketahanan design *pressure* dan *temperature* dari *vessel*. Akibatnya, dinding *vessel* akan melemah, melunak, dan tak kuasa menahan desakan tekanan dari dalam, hingga akhirnya terjadi *rupture*. Ledakan ini akan menyemburkan uap bersuhu 350°C ke area sekitar, memicu luka bakar termal mematikan bagi pekerja di dekatnya.

Sistem Pengaman & Solusi: Saat dievaluasi, tidak ada sama sekali (0) sistem lapisan perlindungan independen (IPL) yang valid. Sensor level dikesampingkan karena tidak independen, dan tidak ada sensor suhu yang dapat memberikan alarm saat terjadi temperature berlebih di drum tersebut. Skor risiko anjlok ke angka paling berbahaya, 10^{-1} (Kategori Ekstrem / RED).

Rekomendasi (No. 18): Wajib dipasang sensor suhu (TAHH) pada FA-102, yang terhubung langsung untuk memutuskan suplai *Medium Steam* secara otomatis saat suhu melewati batas wajar.

4.3.9 Skenario 5.9: Valve LV-701 Macet Menutup Suplai *Cooling Water Sealing*

Dua pompa paling kritis di Pabrik Urea-1A, yaitu Pompa *Feed Amonia* dan Karbamat, berputar dengan kecepatan sangat tinggi sambil memompa cairan beracun. Agar cairan tersebut tidak bocor, poros putarannya dilindungi menggunakan sistem *Double Mechanical Seals*. Sealing ini mutlak membutuhkan pelumasan *cooling water* terus-menerus dari Tangki *Sealing Water*.

Konsekuensi: Jika valve pengisian tangki *cooling water* (LV-701) macet dan tertutup, *cooling water* akan habis. Kehilangan aliran cooling water membuat mechanical seal yang bergesekan pada kecepatan ribuan RPM akan menjadi sangat panas dan meleleh dalam hitungan menit. Segera setelah sealing ini jebol, racun amonia dan karbamat cair bertekanan ratusan bar akan menyembur keluar layaknya air mancur mematikan. Insiden kebocoran cairan karbamat seperti ini terbukti pernah terjadi sebelumnya.

Sistem Pengaman & Solusi: Untungnya, perancangan protection layer pabrik di area ini cukup baik. Ada tiga lapis perlindungan, termasuk sensor yang bisa mematikan aliran listrik ke semua pompa secara otomatis jika tekanan water sealing anjlok. Hal ini membuat nilai sisa risiko (MEL) di angka aman 10^{-4}.

Rekomendasi (No. 29 & 30): Perlu dilakukan studi lanjutan pada tangki *cooling water*, dan secara khusus mewajibkan pemasangan detektor gas amonia statis (*fixed gas detector*) di dalam area rumah pompa yang sirkulasi udaranya sempit.

4.3.10 Skenario 5.10: Saluran Pembuangan PV-8023 Macet dan Memicu Terjadinya Ledakan pada Turbin

Kompresor CO2 GB-101 digerakkan oleh *steam turbine* GT-101 yang menerima *High Pressure Steam*. Pada sistem ini, PV-8023 berfungsi sebagai *extraction valve* yang membagi aliran steam menuju *vacuum condenser* untuk dikondensasikan dan menuju jalur *extraction steam* untuk menurunkan tekanan steam dari *high pressure* menjadi *medium pressure steam*.

Konsekuensi: Apabila PV-8023 mengalami *malfunction close*, secara desain aliran steam akan lebih dominan diarahkan menuju *vacuum condenser*. Risiko utama yang dievaluasi dalam LOPA bukan lagi hanya akumulasi tekanan pada casing, tetapi potensi terjadinya *overspeed* pada *steam turbine* GT-101 apabila keseimbangan antara *steam inlet, extraction steam*, dan kebutuhan beban turbin tidak terkendali sesuai *steam map*.

Sistem Pengaman & Hasil LOPA: *Speed control* yang di-*cascade* dengan *pressure extraction steam* tidak diberikan kredit sebagai IPL karena masih memiliki ketergantungan dengan loop pengendalian yang terkait dengan skenario. Lapisan

proteksi yang dapat diperhitungkan adalah alarm SAH pada *steam turbine* untuk *operator response*, *interlock* SAHH sebagai fungsi trip untuk mematikan *steam turbine* GT-101, serta faktor *low operator presence*. Dengan kombinasi tersebut, nilai *Mitigated Event Likelihood* (MEL) pada *worksheet* LOPA menjadi $1{,}67 \times 10^{-5}$ per tahun. Jika dibandingkan dengan TMEL 1×10^{-5} per tahun, kebutuhan *risk reduction* tambahan hanya sebesar 1,67 sehingga berada di bawah rentang SIL 1.

Kesimpulan/Rekomendasi: Setelah dilakukan pendalaman sistem *steam turbine* GT-101 pada tahap LOPA SIL *classification*, sistem proteksi yang ada dinyatakan tidak memerlukan rekomendasi SIF tambahan. Dengan demikian, skenario PV-8023 diklasifikasikan sebagai No SIL Required setelah mempertimbangkan fungsi *trip* SAHH dan karakteristik desain turbin.

4.4 Hasil HAZOP *Risk Assessment*

Berdasarkan hasil HAZOP, potensi konsekuensi dievaluasi dengan mempertimbangkan tingkat likelihood dan severity pada kategori dampak manusia, aset, lingkungan, dan reputasi. Jumlah skenario pada setiap kategori risiko kemudian dirangkum berdasarkan peringkat risiko yang telah ditentukan, sebagaimana ditunjukkan pada Tabel 4-3 di bawah ini.

Tabel 4-3 HAZOP *Risk Identification Result*

Risk Ranking	Description	Number of Risk Ranking		
		Initial Risk	Residual Risk	Final Risk
E	This risk level is highly unacceptable, and the work cannot continue until the risk is reduced through the hierarchy of controls.	-	-	-
H	This risk level is high; further action is required until the risk reaches the ALARP level (As Low As Reasonably Practicable).	73	5 (LOPA needed)	-
M	This risk level is generally acceptable; however, control measures should still be implemented to reduce the risk to the lowest practicable level, provided that the control cost is proportionate to the expected benefit.	74	36	-
L	This risk level is acceptable.	9	108	31

4.5 Hasil LOPA *Study* dan Penentuan Kebutuhan SIL

Hasil HAZOP pada Bab 4 kemudian diperdalam menggunakan *Layer of Protection Analysis* (LOPA) untuk memastikan bahwa risiko tidak berhenti pada identifikasi deviasi, tetapi dilanjutkan sampai penentuan kebutuhan *Safety Integrity Level* (SIL) dari fungsi proteksi yang diperlukan. *Worksheet* LOPA pada file perhitungan menunjukkan bahwa skenario yang dievaluasi merupakan skenario

dengan kategori dampak PER dan severity level 4, sehingga target *mitigated event likelihood* (TMEL) yang digunakan adalah 1 x 10^{-5} per tahun. Nilai ini menjadi batas pembanding untuk menentukan apakah lapisan proteksi eksisting sudah mencukupi atau masih memerlukan risk reduction tambahan melalui *Safety Instrumented Function* (SIF).

Secara umum, perhitungan LOPA dilakukan dengan mengalikan *initiating event likelihood* (IEL) dengan nilai *Probability of Failure on Demand* (PFD) dari setiap *Independent Protection Layer* (IPL) yang valid. Tidak semua *safeguard* pada HAZOP dapat langsung diberikan kredit sebagai IPL. Beberapa *alarm*, BPCS, atau kontrol otomatis tidak diberikan kredit karena tidak independen terhadap *initiating cause*, menggunakan *loop sensor* yang sama, atau masih berada dalam jalur kegagalan yang sama. Oleh karena itu, hasil LOPA memberikan evaluasi yang lebih ketat terhadap efektivitas proteksi dibandingkan hanya menggunakan daftar safeguard pada worksheet HAZOP.

Dalam *worksheet* yang dianalisis, mayoritas *initiating event* menggunakan *likelihood* 1 x 10^{-1} per tahun. Faktor *low operator presence* sebesar 0,167 digunakan untuk merepresentasikan kemungkinan keberadaan personel di area terdampak pada saat kejadian berkembang. Rekomendasi proteksi yang paling banyak muncul adalah penambahan alarm independen untuk *operator response* dengan PFD 1x10^{-1} dan penambahan SIF berupa *shutdown valve/interlock* dengan minimum kemampuan SIL 2 dan PFD 1 x 10^{-2}. Kombinasi kedua lapisan ini secara signifikan menurunkan nilai MEL dari skenario yang semula berada pada kebutuhan SIL 2 atau SIL 3 menjadi tidak memerlukan SIF tambahan di luar rekomendasi yang sudah ditetapkan.

Tabel 4-4 Rekapitulasi Hasil LOPA *Study* pada Skenario Kritis

No	Skenario Kritis	Hasil LOPA Sebelum Rekomendasi	Rekomendasi dan Status Akhir
1	High level FA-105 Ammonia Reservoir akibat malfunction open LV-131. Dampak utama berupa overflow NH3 ke Final Absorber DA-503 dan Process Condensate Tank FA-501, dengan potensi paparan amonia kepada personel.	IEL = 1 x 10-1 per tahun. BPCS LIC-131 dan LAH-131 tidak dikreditkan karena tidak independen. MEL awal = 1,67 x 10-2 per tahun. Dibandingkan TMEL 1 x 10-5 per tahun, diperlukan RRF 1.670 atau SIL 3.	Tambahan alarm level independen pada FA-105 dan SIF LAHH + shutdown valve pada inlet ammonia dengan minimum SIL 2. Setelah rekomendasi, MEL = 1,67 x 10-5 per tahun, RRF sisa 1,67, dan tidak diperlukan SIF tambahan.

No	Skenario Kritis	Hasil LOPA Sebelum Rekomendasi	Rekomendasi dan Status Akhir
2	Loss of plant air untuk pembentukan passivation layer pada synthesis loop akibat malfunction close FV-156 pada inlet plant air ke CO2 compressor.	FIC-156 dan FAL-156 tidak dikreditkan karena tidak independen dari loop sensor yang sama. MEL awal = 1,67 x 10-2 per tahun. Diperlukan RRF 1.670 atau SIL 3 untuk mencegah percepatan korosi, crack/leak, dan paparan larutan urea/karbamat.	Tambahan low flow alarm independen dan SIF/SDV pada bypass FV-156 yang terbuka pada kondisi flow low-low dengan minimum SIL 2. Setelah rekomendasi, MEL = 1,67 x 10-5 per tahun dan status menjadi No SIL Required untuk proteksi tambahan.
3	Potensi overspeed steam turbine GT-101 akibat malfunction close PV-8023 pada steam outlet/extraction steam.	Speed control cascade dengan pressure extraction steam tidak dikreditkan sebagai IPL. Dengan alarm SAH, interlock SAHH trip GT-101, dan low operator presence, MEL = 1,67 x 10-5 per tahun. RRF sisa 1,67 sehingga berada di bawah rentang SIL 1.	Tidak diperlukan rekomendasi tambahan. Skenario diklasifikasikan No SIL Required selama fungsi trip SAHH tetap diuji, dipelihara, dan tidak di-bypass tanpa kontrol MOC.
4	Overheating Saturation Drum FA-102 akibat malfunction open LV-106 pada outlet steam condensate. Dampak utama berupa potensi penurunan MAWP, crack/rupture, dan paparan steam panas.	LIC-106 dan LAL-106 tidak dikreditkan karena tidak independen. MEL awal = 1,67 x 10-2 per tahun. Diperlukan RRF 1.670 atau SIL 3.	Tambahan alarm level rendah dan alarm temperatur tinggi independen, serta SIF TAHH/LALL untuk menutup SDV inlet medium steam dengan minimum SIL 2. Setelah rekomendasi, MEL = 1,67 x 10-5 per tahun dan tidak diperlukan SIF tambahan.
5	High level LP Decomposer DA-202 dan carry-over larutan karbamat ke LP Absorber akibat malfunction close LV-202 menuju Flash Separator FA-205.	LAH-202 tidak dikreditkan karena tidak independen, sedangkan LAH-402 dikreditkan sebagai operator response. Dengan estimasi overfill sekitar 12 menit, MEL awal = 1,67 x 10-3 per tahun. Diperlukan RRF 167 atau SIL 2.	Tambahan alarm level tinggi independen pada DA-202 dan SIF LAHH untuk menutup SDV aliran menuju LP Decomposer dengan minimum SIL 2. Setelah rekomendasi, MEL = 1,67 x 10-5 per tahun dan tidak diperlukan SIF tambahan.

4.5.1 Pembahasan Detail Hasil LOPA per Skenario

Skenario LOPA 1 berhubungan dengan kegagalan LV-131 dalam posisi terbuka pada jalur *liquid ammonia* menuju FA-105. Kondisi ini menyebabkan *reservoir amonia* mengalami *high level* dan berpotensi meluapkan amonia cair ke *Final Absorber* DA-503. Ketika amonia cair masuk ke peralatan bertekanan lebih rendah, sebagian amonia dapat mengalami *flashing*, meningkatkan konsentrasi amonia pada *process condensate*, lalu terbawa ke *Process Condensate Tank* FA-501. Karena FA-501 memiliki vent atmosferik pada elevasi sekitar 5 meter,

pelepasan amonia ke lingkungan kerja dapat menimbulkan paparan toksik kepada personel. Pada kondisi awal, BPCS LIC-131 dan LAH-131 tidak diberikan kredit IPL karena tidak independen terhadap initiating cause. Dengan faktor *low operator presenc*e 0,167 dan tanpa IPL independen yang efektif, MEL awal mencapai 1,67 x 10^{-2} per tahun. Dibandingkan dengan TMEL 1 x 10^{-5} per tahun, skenario ini memerlukan RRF 1.670 atau setara kebutuhan SIL 3. Setelah direkomendasikan alarm level independen dan SIF LAHH dengan *shutdown valve* minimum SIL 2, MEL turun menjadi 1,67 x 10^{-5} per tahun sehingga kebutuhan SIL tambahan menjadi tidak diperlukan.

Skenario LOPA 2 mengevaluasi kegagalan FV-156 dalam posisi tertutup pada suplai plant air ke CO2 *compressor*. Plant air diperlukan untuk membentuk lapisan pasivasi pada material *stainless steel* di *synthesis loop*. Kehilangan udara pasivasi dapat mempercepat korosi akibat larutan karbamat, menyebabkan crack/leak pada pipa atau peralatan, serta menimbulkan pelepasan larutan urea/karbamat ke lingkungan. FIC-156 dan FAL-156 tidak diberikan kredit karena tidak independen dari loop sensor yang sama dengan penyebab kegagalan. Dengan demikian, MEL awal juga berada pada 1,67 x 10^{-2} per tahun dan memerlukan RRF 1.670 atau SIL 3. Rekomendasi berupa *low flow alarm* independen serta SIF/SDV pada bypass FV-156 dengan minimum SIL 2 menurunkan MEL menjadi 1,67 x 10^{-5} per tahun. Hasil ini menunjukkan bahwa fungsi pasivasi bukan hanya aspek keandalan proses, tetapi juga barrier keselamatan untuk mencegah kegagalan akibat korosi cepat.

Skenario LOPA 3 mengkaji malfunction close PV-8023 pada *steam turbine* GT-101. Hasil pendalaman sistem menunjukkan bahwa PV-8023 merupakan *extraction valve* yang membagi aliran steam menuju *vacuum condenser* dan *extraction steam*. Risiko utama yang dievaluasi adalah potensi *overspeed* pada turbin apabila kondisi aliran steam tidak terkendali. *Speed control* yang di-*cascade* dengan *extraction steam pressure* tidak diberikan kredit IPL karena tidak sepenuhnya independen. Namun, terdapat alarm SAH untuk *operator response* dan SAHH sebagai *interlock* untuk mematikan GT-101 yang memiliki kapabilitas SIL 1. Dengan lapisan proteksi tersebut dan faktor *low operator presence*, MEL menjadi 1,67 x 10^{-5} per tahun. Kebutuhan *risk reduction* tambahan hanya 1,67,

sehingga *worksheet* mengklasifikasikan skenario ini sebagai *No SIL Required*. Dengan demikian, tidak diperlukan rekomendasi tambahan selama fungsi *trip* SAHH tetap diuji, dipelihara, dan tidak di-*bypass* tanpa pengendalian manajemen perubahan.

Skenario LOPA 4 berhubungan dengan *malfunction open* LV-106 pada outlet *steam condensate* dari *Saturation Drum* FA-102. Kegagalan ini dapat mengosongkan kondensat sehingga dinding drum terpapar medium steam dengan temperatur sampai sekitar 350 derajat C. Kondisi *overheating* dapat menurunkan kemampuan MAWP *vessel* dan menimbulkan *crack/rupture* yang melepaskan steam serta kondensat panas ke lingkungan kerja. LIC-106 dan LAL-106 tidak diberi kredit IPL karena tidak independen. Oleh karena itu, MEL awal sebesar 1,67 x 10^{-2} per tahun memerlukan RRF 1.670 atau SIL 3. Rekomendasi yang diberikan adalah penambahan *alarm level* rendah dan alarm temperatur tinggi independen, serta SIF yang menutup *shutdown valve* pada inlet steam ketika terjadi kombinasi *high-high temperature* dan *low-low level* di FA-102. Dengan target minimum SIL 2 pada SIF tersebut, MEL turun menjadi 1,67 x 10^{-5} per tahun.

Skenario LOPA 5 membahas *malfunction close* LV-202 dari LP *Decomposer* DA-202 menuju *Flash Separator* FA-205. Kegagalan ini menyebabkan level DA-202 naik, larutan urea/karbamat *carry-over* melalui *top gas outlet,* lalu membanjiri LP *Absorber*. *Worksheet* menunjukkan bahwa *volume* DA-202 dan LP *Absorber* masing-masing sekitar 21 m3, dengan *normal flow* sekitar 100 m3/jam, sehingga waktu menuju *overfill* hanya sekitar 12 menit. Waktu respons yang pendek ini membuat ketergantungan penuh pada operator menjadi tidak memadai. LAH-202 tidak diberi kredit karena tidak independen, tetapi LAH-402 pada LP *Absorber* masih diberi kredit sebagai *operator response*. Dengan satu IPL alarm tersebut, MEL awal menjadi 1,67 x 10^{-3} per tahun, sehingga memerlukan RRF 167 atau SIL 2. Rekomendasi berupa alarm level tinggi independen pada DA-202 dan SIF LAHH untuk menutup SDV aliran menuju LP *Decomposer* dengan minimum SIL 2 menurunkan MEL menjadi 1,67 x 10^{-5} per tahun.

4.5.2 Implikasi Hasil LOPA terhadap HAZOP dan Sistem Proteksi

Hasil LOPA menunjukkan bahwa beberapa *safeguard* yang terlihat memadai pada *worksheet* HAZOP tidak selalu dapat diklaim sebagai *Independent Protection Layer*. Penyebab paling dominan adalah ketergantungan terhadap sensor atau loop kontrol yang sama dengan *initiating cause*. Kondisi ini terlihat pada LIC-131/LAH-131, FIC-156/FAL-156, LIC-106/LAL-106, dan LIC-202/LAH-202. Dengan demikian, hasil penelitian memperkuat argumentasi bahwa HAZOP perlu dilanjutkan dengan LOPA agar rekomendasi proteksi tidak hanya bersifat kualitatif, tetapi terukur berdasarkan PFD, MEL, TMEL, dan RRF.

Secara keseluruhan, sebelum rekomendasi terdapat tiga skenario yang membutuhkan SIL 3, satu skenario membutuhkan SIL 2, dan satu skenario tidak memerlukan SIL tambahan. Skenario yang membutuhkan SIL 3 adalah *high level* FA-105 akibat LV-131 *fail open*, kehilangan plant air untuk pasivasi akibat FV-156 *fail close*, dan *overheating* FA-102 akibat LV-106 *fail open*. Skenario yang membutuhkan SIL 2 adalah *high level* DA-202 akibat LV-202 *fail close*. Skenario PV-8023/GT-101 diklasifikasikan *No SIL Required* setelah memperhitungkan SAHH trip pada turbin. Setelah rekomendasi diterapkan, seluruh skenario pada worksheet berada pada status No SIL Required untuk kebutuhan tambahan, karena RRF sisa berada di bawah rentang minimum SIL 1.

Implikasi praktis dari hasil ini adalah perlunya penguatan desain *interlock* independen pada titik-titik yang memiliki konsekuensi toksik, *thermal hazard*, atau potensi kerusakan peralatan utama. Rekomendasi tidak hanya berupa penambahan alarm, tetapi juga perlu dituangkan dalam *Safety Requirement Specification* (SRS), *cause and effect diagram*, *logic diagram*, *proof test procedure*, *bypass management*, dan jadwal *preventive maintenance*. Dengan cara ini, rekomendasi LOPA dapat ditelusuri sampai tahap desain, instalasi, operasi, dan verifikasi berkala sesuai prinsip *lifecycle* SIS.

4.6 Verifikasi SIL pada SIF Hasil Rekomendasi LOPA

Update pada LOPA *worksheet* menunjukkan bahwa verifikasi SIL tidak hanya dilakukan pada SIF-1 LAHH-131B, tetapi diperluas menjadi empat *Safety Instrumented Function* (SIF), yaitu SIF-1 LAHH-131B, SIF-2 FALL-156B, SIF-4

LALL-106B, dan SIF-5 LAHH-202B. Skenario LOPA 3 terkait PV-8023/GT-101 tidak memiliki *worksheet* verifikasi SIL karena hasil LOPA telah menunjukkan status *No SIL Required* setelah memperhitungkan *alarm* SAH, *interlock* SAHH *trip* pada *steam turbine* GT-101, serta faktor *low operator presence*.

Verifikasi SIL dilakukan dengan *proof test interval* atau *time interval* (TI) sebesar 2 tahun. Perhitungan PFDavg dilakukan terhadap sensor, *logic solver*, dan *final element*. Dalam worksheet terbaru, seluruh SIF yang diverifikasi memiliki target minimum SIL 2 dan menghasilkan nilai PFDavg total 4,39 x 10^{-3} dengan RRFtotal 227,64. Nilai tersebut berada pada rentang SIL 2, yaitu 10^{-3} sampai $<10^{-2}$, sehingga secara PFDavg seluruh SIF memenuhi target minimum SIL 2.

Tabel 4-5 Rekapitulasi Verifikasi SIL pada SIF Rekomendasi LOPA

No.	SIF / Tag	Skenario yang Dikendalikan	Target	Hasil Verifikasi
1	SIF-1 -- LAHH-131B	High-high level FA-105 akibat LV-131 fail open; mencegah overflow amonia cair.	SIL 2	PFDavg = 4,39 x 10-3; RRF = 227,64; overall SIL 2.
2	SIF-2 -- FALL-156B	Low-low flow plant air ke CO2 compressor; menjaga kebutuhan udara pasivasi.	SIL 2	PFDavg = 4,39 x 10-3; RRF = 227,64; overall SIL 2.
3	SIF-4 -- LALL-106B	Low-low level FA-102; mencegah overheating Saturation Drum akibat kehilangan kondensat.	SIL 2	PFDavg = 4,39 x 10-3; RRF = 227,64; overall SIL 2.
4	SIF-5 -- LAHH-202B	High-high level DA-202/FA-205; mencegah carry-over urea/karbamat ke LP Absorber.	SIL 2	PFDavg = 4,39 x 10-3; RRF = 227,64; overall SIL 2.

Berdasarkan Tabel 4-4, seluruh SIF yang muncul sebagai rekomendasi LOPA telah diverifikasi dan memiliki capaian SIL overall SIL 2. Hasil ini menunjukkan bahwa rekomendasi LOPA telah diterjemahkan menjadi konfigurasi proteksi yang dapat diuji secara numerik. Dengan RRFtotal 227,64, masing-masing SIF memberikan pengurangan risiko yang berada dalam rentang kebutuhan SIL 2 sehingga risiko residual setelah rekomendasi dapat dikendalikan hingga mendekati TMEL yang ditetapkan pada *worksheet*.

Tabel 4-6 Rekapitulasi Komponen dan Hasil PFDavg pada Konfigurasi SIF

Komponen / Tag	PFDavg / RRFavg	SIL by PFD	Catatan SFF, HFT, dan AC
Sensor: LT-131B, FT-156B, LT-106B, LT-202B	3,43 x 10-4 / 2.919,57	SIL 3	SFF 94,79%; HFT 0; SIL by AC SIL 2
Logic Solver: Honeywell Safety Manager	7,36 x 10-5 / 13.589,91	SIL 4	SFF 99,45%; HFT 0; SIL by AC SIL 3
Shutdown Valve: XV-131B, XV-156B, XV-106B, XV-202B	1,88 x 10-3 / 531,70	SIL 2	SFF 64,13%; HFT 0; SIL by AC SIL 1

Komponen / Tag	PFDavg / RRFavg	SIL by PFD	Catatan SFF, HFT, dan AC
Solenoid Valve: XXY-131B, XXY-156B, XXY-106B, XXY-202B	7,11 x 10-4 / 1.405,85	SIL 3	SFF 75,00%; HFT 0; SIL by AC SIL 1
Actuator: XY-131B, XY-156B, XY-106B, XY-202B	1,38 x 10-3 / 722,14	SIL 2	SFF 27,02%; HFT 0; SIL by AC Non SIL
Total per SIF: SIF-1, SIF-2, SIF-4, SIF-5	4,39 x 10-3 / 227,64	SIL 2	Worksheet: HFT SIL 0; SIL overall achieved SIL 2

Tabel 4-5 menunjukkan bahwa kontribusi PFD terbesar berasal dari *final element*, khususnya *shutdown valve* dan *actuator*. Sensor dan *logic solver* memiliki nilai PFDavg yang relatif kecil, masing-masing berada pada tingkat SIL 3 dan SIL 4 berdasarkan PFD. Sebaliknya, *actuator* memiliki SFF 27,02% dan diklasifikasikan *Non SIL* pada sisi *architectural constraint*. Verifikasi tersebut membuktikan bahwa meskipun nilai PFDavg total telah mencapai SIL 2, klaim akhir SIL tetap perlu dikendalikan melalui pemeriksaan *architectural constraint*, sertifikat perangkat, *proof test coverage*, dan validasi konfigurasi *final element* pada tahap *detail engineering*.

4.6.1 Pembahasan Detail Verifikasi per SIF

SIF-1 LAHH-131B merupakan fungsi keselamatan yang direkomendasikan pada LOPA 1 untuk mencegah *high-high level* pada *Ammonia Reservoir* FA-105. Kegagalan LV-131 dalam posisi terbuka dapat menyebabkan amonia cair *overflow* menuju *Final Absorber* DA-503 dan meningkatkan konsentrasi amonia pada *process condensate* yang berpotensi terlepas melalui *vent* FA-501. Hasil verifikasi menunjukkan PFDavg total 4,39 x 10^{-3} dan RRFtotal 227,64, sehingga SIF-1 memenuhi target SIL 2 secara PFD.

SIF-2 FALL-156B berasal dari LOPA 2, yaitu skenario kehilangan *plant air* untuk pembentukan *passivation layer* pada *synthesis loop*. *Plant air* diperlukan agar oksigen dapat membentuk lapisan pasif pada material *stainless steel* yang kontak dengan larutan karbamat. Apabila FV-156 gagal menutup dan aliran plant air hilang, laju korosi dapat meningkat dan berpotensi menyebabkan *crack/leak* pada peralatan atau pipa. Hasil verifikasi SIF-2 menunjukkan PFDavg total 4,39 x 10^{-3} dengan SIL *overall achieved* SIL 2.

SIF-4 LALL-106B berhubungan dengan LOPA 4 pada *Saturation Drum* FA-102. Kegagalan LV-106 dalam posisi terbuka dapat menyebabkan le*vel condensate* turun, sehingga dinding *Saturation Drum* terpapar medium *steam* hingga sekitar 350 derajat C. Risiko utama dari skenario ini adalah *overheating*, penurunan kemampuan MAWP, dan potensi *crack/rupture*. *Worksheet* verifikasi menunjukkan SIF-4 memiliki PFDavg total 4,39 x 10^{-3} dan RRFtotal 227,64 sehingga memenuhi SIL 2 secara PFD.

SIF-5 LAHH-202B merupakan fungsi proteksi untuk skenario LOPA 5, yaitu *high level* pada LP *Decomposer* DA-202 akibat *malfunction close* LV-202. Dalam *worksheet* LOPA, waktu menuju *overfill* diperkirakan relatif singkat, sekitar 12 menit, sehingga ketergantungan pada *operator response* saja tidak cukup andal. Hasil verifikasi menunjukkan PFDavg total 4,39 x 10^{-3} dan SIL *overall achieved* SIL 2. Dengan demikian, SIF LAHH-202B dapat digunakan sebagai dasar teknis untuk menurunkan risiko *carry-over* larutan urea/karbamat ke LP *Absorber*.

4.6.2 Implikasi *Update* Verifikasi SIL terhadap Rekomendasi LOPA

Update *worksheet* verifikasi SIL memperkuat kesimpulan bahwa rekomendasi LOPA tidak berhenti pada level konseptual, tetapi telah diuji terhadap kemampuan perangkat yang direncanakan. Empat SIF yang diverifikasi sama-sama mencapai SIL 2 berdasarkan PFDavg total. Namun, karena *final element* menjadi kontributor terbesar terhadap PFD total dan actuator memiliki keterbatasan SFF, maka rekomendasi teknis perlu menekankan validasi *final element*, *proof test procedure, partial stroke test, bypass management*, dan rekam pemeliharaan.

Secara praktis, setiap SIF harus didokumentasikan ke dalam *Safety Requirement Specification* (SRS) yang mencakup penyebab *trip, set point, voting architecture,* tindakan akhir yang dilakukan, waktu respons, *proof test interval*, *proof test coverage, bypass philosophy*, dan kebutuhan *maintenance*. Sensor yang diklaim sebagai IPL harus benar-benar independen dari BPCS agar tidak terjadi *common cause failure* dengan *initiating cause*. Selain itu, setiap *bypass* pada SIF harus dikendalikan melalui *Management of Change* (MOC).

4.7 Perbandingan *Cost Engineering*

Dalam evaluasi Layer of Protection Analysis (LOPA), kebutuhan *risk reduction* pada suatu skenario bahaya dapat dipenuhi melalui satu lapisan proteksi dengan integritas tinggi atau melalui kombinasi beberapa lapisan proteksi yang independen. Salah satu pilihan desain yang sering dibandingkan adalah penggunaan satu loop *Safety Instrumented Function* (SIF) dengan target SIL 3 dibandingkan dengan kombinasi *alarm system* sebagai *Independent Protection Layer (*IPL) dan satu loop SIF dengan target SIL 2.

Perbandingan ini perlu dilakukan karena peningkatan target SIL dari SIL 2 ke SIL 3 tidak hanya berdampak pada peningkatan kemampuan pengurangan risiko, tetapi juga meningkatkan kompleksitas desain, kebutuhan redundansi, biaya instrumentasi, biaya instalasi, dokumentasi *functional safety*, *proof testing*, serta biaya pemeliharaan sepanjang siklus hidup sistem. Oleh karena itu, analisis cost engineering dapat digunakan untuk menentukan alternatif yang paling rasional selama *target mitigated event likelihood* (TMEL) tetap tercapai dan seluruh IPL memenuhi kriteria independensi.

4.7.1 Dasar Perbandingan *Risk Reduction*

Safety Integrity Level (SIL) menunjukkan rentang nilai *Probability of Failure on Demand average* (PFDavg) dari suatu SIF. Semakin tinggi SIL, semakin kecil nilai PFDavg yang harus dicapai, sehingga kebutuhan desain, arsitektur, *proof test, dan reliability verificatio*n menjadi semakin ketat.

Tabel 4-7 Tingkatan SIL terhadap *Design*

Tingkat SIL	Rentang PFDavg	Risk Reduction Factor (RRF)	Implikasi Desain
SIL 1	$>= 10^{-2}$ s.d. $< 10^{-1}$	10 - 100	Proteksi dasar dengan kompleksitas relatif rendah.
SIL 2	$>= 10^{-3}$ s.d. $< 10^{-2}$	100 - 1.000	Membutuhkan desain SIS yang lebih terverifikasi dan proof test memadai.
SIL 3	$>= 10^{-4}$ s.d. $< 10^{-3}$	1.000 - 10.000	Umumnya membutuhkan arsitektur lebih andal, redundansi lebih tinggi, dan verifikasi lebih ketat.

Pada opsi pertama, *risk reduction* diperoleh dari satu loop SIF SIL 3. Dengan demikian, target PFDavg *loop* SIF harus berada pada kisaran 10^{-4} sampai 10^{-3}. Pada opsi kedua, *risk reduction* diperoleh dari kombinasi *alarm system* dan SIF SIL 2. Jika *alarm system* dapat diberi kredit PFD sebesar 10^{-1} dan SIF SIL 2 memiliki PFDavg antara 10^{-3} sampai 10^{-2}, maka PFD total dapat berada pada kisaran 10^{-4} sampai 10^{-3}.

4.7.2 Perhitungan PFD Total Secara Konseptual

Perhitungan PFD total untuk beberapa lapisan proteksi yang independen dilakukan dengan mengalikan nilai PFD dari masing-masing IPL. Hubungan umum dapat dinyatakan sebagai berikut:

PFD_total = PFD_IPL1 x PFD_IPL2 x ... x PFD_IPLn

Untuk opsi *alarm system* + SIF SIL 2, contoh perhitungannya adalah sebagai berikut:

Tabel 4-8 Optional Optimum Skenario PFD

Parameter	Nilai	Keterangan
PFD alarm + operator response	10^{-1}	Dapat digunakan bila alarm memenuhi kriteria IPL: independen, jelas, tidak flood, tersedia waktu respons, dan ada prosedur.
PFD SIF SIL 2	10^{-2} s.d. 10^{-3}	Rentang target PFDavg untuk SIL 2.
PFD total konservatif	10^{-1} x 10^{-2} = 10^{-3}	Setara dengan batas bawah kebutuhan SIL 3.
PFD total optimum	10^{-1} x 10^{-3} = 10^{-4}	Setara dengan batas atas risk reduction SIL 3.

Berdasarkan perhitungan tersebut, kombinasi *alarm system* dan SIF SIL 2 secara teoritis dapat memberikan *risk reduction* yang mendekati atau setara dengan SIF SIL 3, dengan syarat *alarm* benar-benar independen dari *initiating cause* dan SIF, serta action operator dapat dilakukan secara andal dalam waktu yang tersedia.

4.7.3 Asumsi Estimasi *Cost Engineering*

Perbandingan biaya berikut bersifat estimasi konseptual menggunakan pendekatan *relative cost index*. Nilai ini bukan harga vendor final, tetapi dapat digunakan sebagai dasar awal dalam diskusi *engineering* dan *cost-benefit analysis*. Biaya aktual sangat dipengaruhi oleh merek SIS, tipe *transmitter*, jumlah I/O,

voting logic, jenis final element, area classification, panjang kabel, kebutuhan *junction box*, integrasi DCS/SIS, dan pekerjaan konstruksi lapangan.

Relative cost index adalah angka pembanding biaya secara relatif yang digunakan untuk membandingkan kebutuhan investasi antar alternatif sistem proteksi. Nilai ini bukan merupakan biaya aktual dalam satuan mata uang tertentu seperti rupiah atau dolar, melainkan unit indeks atau *cost* unit yang bersifat tanpa dimensi (*dimensionless*). Dengan demikian, angka *relative cost index* digunakan untuk menunjukkan seberapa besar suatu alternatif lebih mahal atau lebih murah dibandingkan alternatif lain yang dijadikan *baseline*.

Dalam kajian ini, satu loop SIF SIL 2 dapat diasumsikan sebagai *baseline* sebesar 100 unit biaya. Alternatif lain, seperti satu loop SIF SIL 3 atau kombinasi *alarm system* dan SIF SIL 2, kemudian dibandingkan terhadap *baseline* tersebut. Oleh karena itu, nilai seperti 235 unit biaya dan 185 unit biaya pada simulasi tidak dapat langsung dibaca sebagai Rp235 juta, USD235 ribu, atau satuan mata uang lainnya. Nilai tersebut hanya menunjukkan perbandingan relatif antar opsi desain proteksi.

Tabel 4-9 Parameter *Relative Cost Index* pada Evaluasi Alternatif Proteksi

Istilah	Penjelasan
Relative cost index	Unit pembanding biaya secara relatif, bukan nilai mata uang aktual.
Baseline	Alternatif acuan yang diberi nilai awal, misalnya SIF SIL 2 = 100 unit biaya.
Cost unit	Satuan indeks tanpa dimensi yang menunjukkan proporsi biaya antar alternatif.
Estimasi aktual	Diperoleh jika unit indeks dikalikan dengan biaya vendor atau biaya proyek aktual.

Apabila pada tahap lanjutan diperoleh biaya aktual dari vendor atau estimasi proyek, maka *relative cost index* dapat dikonversi menjadi estimasi biaya aktual. Misalnya, jika biaya satu loop SIF SIL 2 sebagai baseline 100 unit biaya setara dengan Rp1.000.000.000, maka opsi dengan indeks 160-250 unit biaya dapat diinterpretasikan sebagai Rp1,6-2,5 miliar. Sebaliknya, opsi dengan indeks 120-170 unit biaya dapat diinterpretasikan sebagai Rp1,2-1,7 miliar.

Pendekatan *relative cost index* digunakan karena pada tahap studi konseptual biaya aktual sangat bergantung pada banyak variabel, seperti jumlah *sensor/transmitter, logic solver, final element*, kebutuhan *redundant architecture*, pekerjaan kabel dan instalasi, modifikasi DCS/SIS, *engineering*, FAT/SAT, *commissioning, proof testing*, serta spesifikasi vendor yang digunakan. Oleh karena itu, *relative cost index* lebih tepat digunakan sebagai dasar perbandingan keekonomian awal, sedangkan keputusan final tetap perlu mengacu pada penawaran vendor dan kajian *engineering* yang lebih rinci.

Tabel 4-10 Perbandingan Teknis Komponen Biaya Sistem Proteksi

Komponen Biaya	Opsi A: 1 Loop SIF SIL 3	Opsi B: Alarm System + 1 Loop SIF SIL 2
Sensor/transmitter	Lebih banyak atau redundant untuk memenuhi target PFD dan arsitektur.	Lebih sederhana, tetapi alarm sebaiknya memiliki sensor independen.
Logic solver dan I/O	Safety PLC/SIS dengan konfigurasi dan verifikasi lebih kompleks.	SIF SIL 2 pada SIS + alarm pada BPCS/SIS sesuai filosofi alarm.
Final element	Berpotensi membutuhkan redundancy, partial stroke test, atau final element dengan reliability lebih tinggi.	Final element SIL 2 relatif lebih sederhana.
Engineering dan SIL verification	Lebih kompleks karena target PFD lebih rendah dan dokumentasi lebih ketat.	Sedang, tetapi perlu alarm rationalization dan prosedur operator.
Testing dan commissioning	Lebih tinggi karena FAT/SAT, proof test, dan validation lebih kompleks.	Sedang, ditambah pengujian alarm dan response time operator.
OPEX dan maintenance	Lebih tinggi akibat proof testing, spare part, dan potensi spurious trip.	Sedang, tetapi perlu disiplin pengujian alarm dan pelatihan operator.

4.7.4 Estimasi *Relative Cost Index*

Dengan menggunakan *relative cost index*, biaya satu loop SIF SIL 2 diasumsikan sebagai *baseline*. Peningkatan ke SIL 3 biasanya menaikkan biaya karena membutuhkan perangkat dengan *reliability* lebih tinggi, arsitektur lebih kompleks, tambahan redundansi, serta *engineering* dan verifikasi yang lebih ketat.

Tabel 4-11 *Conceptual Relative Cost Comparison*

Item Biaya	Opsi A: SIF SIL 3	Opsi B: Alarm + SIF SIL 2	Alasan Penentuan Index
Transmitter/sensor	45	45	Opsi A dapat membutuhkan redundant sensor untuk mencapai SIL 3. Opsi B membutuhkan sensor untuk SIF dan sensor alarm yang independen. Karena keduanya berpotensi membutuhkan lebih dari satu sensing element, index dibuat setara.
Logic solver dan I/O	60	30	SIL 3 membutuhkan konfigurasi logic solver, I/O, diagnostic, voting logic, dan validasi lebih kompleks. Opsi B cukup menggunakan SIF SIL 2 dan alarm yang dapat berada pada BPCS/SIS sesuai filosofi alarm.
Final element	85	55	Final element adalah komponen termahal: shutdown valve, actuator, solenoid valve, accessories, PST, dan kemungkinan redundancy. SIL 3 berpotensi membutuhkan final element dengan reliability lebih tinggi atau konfigurasi lebih kompleks.
Engineering, FAT/SAT, SIL verification	40	30	SIL 3 membutuhkan verifikasi, validation, proof test strategy, FAT/SAT, dan dokumentasi functional safety yang lebih ketat.
Alarm rationalization dan prosedur operator	5	20	Pada opsi A, alarm hanya pendukung. Pada opsi B, alarm dikreditkan sebagai IPL sehingga perlu rationalization, response time analysis, alarm priority, dan prosedur operator.
Training operator	10	10	Keduanya tetap membutuhkan training terkait SIF, alarm, bypass, reset, dan tindakan operator.
Dokumentasi dan proof test plan	15	15	Keduanya tetap membutuhkan SRS, cause and effect, proof test sheet, bypass philosophy, dan maintenance plan. Kebutuhan tambahan SIL 3 sudah dimasukkan pada engineering/FAT/SAT.
Total relative cost	260	205	Opsi B lebih rendah sekitar 21,2% secara konseptual.

Nilai indeks ini tidak dimaksudkan sebagai estimasi CAPEX proyek dan hanya digunakan untuk mengilustrasikan struktur relatif komponen biaya. Berdasarkan simulasi tersebut, potensi penghematan biaya opsi *alarm system* + SIF SIL 2 dapat dihitung sebagai berikut:

Saving = ((260 - 205) / 260) x 100% = 21,2%

Dengan demikian, secara ilustratif opsi *alarm system* + SIF SIL 2 dapat memberikan penghematan sekitar 20% dibandingkan pemasangan langsung satu

loop SIF SIL 3. Pada proyek aktual, nilai penghematan dapat lebih kecil atau lebih besar tergantung kondisi eksisting di lapangan. Jika alarm dapat memanfaatkan transmitter dan HMI yang sudah tersedia serta hanya membutuhkan konfigurasi tambahan, penghematan dapat lebih besar. Namun, jika alarm membutuhkan sensor baru, kabel baru, *junction box*, siren, panel tambahan, dan pekerjaan konstruksi besar, selisih biaya dapat berkurang.

4.7.5 Kriteria Alternatif Skenario Pilihan

Alternatif 1 loop SIF SIL 3 lebih tepat digunakan pada skenario dengan waktu perkembangan bahaya sangat cepat, konsekuensi fatal, dan tidak tersedia waktu yang cukup bagi operator untuk mendiagnosis alarm serta melakukan tindakan korektif. SIF SIL 3 juga lebih tepat jika alarm tidak independen dari penyebab awal, terdapat *alarm flooding*, atau tindakan operator terlalu kompleks dan tidak dapat dijamin keandalannya.

Sebaliknya, alternatif *alarm system* + SIF SIL 2 dapat menjadi pilihan yang tepat dengan biaya lebih ekonomis, tersedia waktu respons operator yang cukup, alarm memenuhi kriteria sebagai IPL, dan action operator sederhana serta terdokumentasi. Dalam kondisi tersebut, kombinasi alarm dan SIF SIL 2 dapat memenuhi *target risk reduction* dengan biaya siklus hidup yang lebih rendah dibandingkan peningkatan langsung menjadi SIL 3.

Tabel 4-12 Perbandingan Kelebihan dan Keterbatasan Alternatif Sistem Proteksi

Aspek	1 Loop SIF SIL 3	Alarm System + 1 Loop SIF SIL 2
Reliability otomatis	Lebih tinggi karena tidak bergantung pada operator.	Sebagian bergantung pada respons operator, reliability masih proven.
Biaya investasi awal	Lebih tinggi.	Umumnya lebih rendah.
Kompleksitas engineering	Tinggi.	Sedang.
Kebutuhan maintenance	Lebih tinggi.	Sedang.
Risiko human error	Rendah.	Lebih tinggi karena melibatkan operator.
Kesesuaian untuk skenario cepat	Lebih sesuai.	Kurang sesuai jika waktu respons sangat singkat.
Kesesuaian untuk skenario lambat	Sangat aman, tetapi dapat menjadi overdesign.	Lebih ekonomis jika operator memiliki waktu respons cukup.
Spurious trip	Berpotensi lebih tinggi pada arsitektur kompleks.	Relatif lebih rendah, tergantung desain alarm dan SIF.

halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 5
KESIMPULAN

Berdasarkan hasil studi HAZOP, perhitungan *Layer of Protection Analysis* (LOPA), verifikasi *Safety Integrity Level* (SIL), serta evaluasi alternatif sistem proteksi pada Pabrik Urea 1A PT Petrokimia Gresik, kesimpulan yang dapat diambil Adalah sebagai berikut.

a. **Integrasi HAZOP dan LOPA mampu memberikan evaluasi risiko yang lebih terukur terhadap skenario kritis pada Pabrik Urea 1A.** HAZOP digunakan untuk mengidentifikasi deviasi proses, penyebab, konsekuensi, dan safeguard pada 18 *node* proses, sedangkan LOPA digunakan untuk mengevaluasi kecukupan *Independent Protection Layer* (IPL) secara semi-kuantitatif. Dari lima skenario kritis yang dianalisis, sebelum rekomendasi terdapat tiga skenario yang membutuhkan SIL 3, satu skenario membutuhkan SIL 2, dan satu skenario tidak memerlukan SIL tambahan. Hasil tersebut menunjukkan bahwa *safeguard* yang tercantum dalam HAZOP tidak selalu dapat dikreditkan sebagai IPL apabila tidak memenuhi persyaratan independensi terhadap *initiating cause*. Setelah penambahan alarm independen dan SIF minimum SIL 2 pada empat skenario yang memerlukan pengurangan risiko, kebutuhan *risk reduction* tambahan menurun hingga berada di bawah rentang minimum SIL 1. Skenario PV-8023 pada *steam turbine* GT-101 tidak memerlukan SIF tambahan setelah mempertimbangkan fungsi *alarm* SAH, *interlock* SAHH *trip*, dan kondisi sistem proteksi eksisting.

b. **Penggunaan *maintenance history* dan MTBF memberikan dasar yang lebih representatif dalam menentukan *failure rate* dan *initiating event likelihood*.** Data histori pemeliharaan dapat digunakan untuk menghitung *Mean Time Between Failures* (MTBF), yang selanjutnya dikonversi menjadi *failure rate* dan *initiating event likelihood* dengan mempertimbangkan waktu operasi aktual atau *time at risk*. Pendekatan ini menghubungkan analisis risiko dengan performa aktual peralatan di lapangan sehingga penentuan likelihood tidak hanya bergantung pada data

generik dari CCPS. Namun, penggunaan data histori harus mempertimbangkan kecukupan periode observasi dan kesesuaian *failure mode* dengan skenario LOPA. Kegagalan *minor, preventive maintenance*, dan kegagalan yang tidak berkaitan dengan skenario bahaya tidak boleh langsung dimasukkan ke dalam perhitungan karena dapat menyebabkan estimasi *likelihood* yang tidak representatif. Dengan demikian, integrasi *maintenance history*, MTBF, dan data *reliability* generik dapat meningkatkan transparansi serta ketertelusuran penentuan *initiating event likelihood* dalam LOPA.

c. **Empat SIF hasil rekomendasi LOPA memenuhi target SIL 2 berdasarkan hasil perhitungan PFDavg, tetapi *final element* menjadi bagian yang paling kritis dalam mempertahankan integritas keselamatan.** SIF-1 LAHH-131B, SIF-2 FALL-156B, SIF-4 LALL-106B, dan SIF-5 LAHH-202B masing-masing menghasilkan PFDavg total sebesar 4,39 x 10^{-3} dengan *Risk Reduction Factor* (RRF) sebesar 227,64. Nilai tersebut berada dalam rentang SIL 2 berdasarkan PFDavg. Analisis kontribusi komponen menunjukkan bahwa *sensor* dan *logic solver* memiliki nilai PFDavg yang relatif kecil, sedangkan kontribusi terbesar berasal dari final element, khususnya *shutdown valve* dan actuator. Keterbatasan *Safe Failure Fractio*n (SFF) dan *architectural constraint* pada *actuator* menunjukkan bahwa pemenuhan target PFDavg saja belum cukup untuk menjamin integritas SIF secara menyeluruh. Oleh karena itu, implementasi rekomendasi harus dilengkapi dengan verifikasi *architectural constraint*, pemilihan perangkat yang sesuai, proof test berkala, validasi *proof test coverage, partial stroke test* apabila relevan, pengendalian *bypass*, dan dokumentasi dalam *Safety Requirement Specification* (SRS).

d. **Evaluasi *cost engineering* menunjukkan bahwa pemilihan sistem proteksi perlu mempertimbangkan keseimbangan antara kebutuhan *risk reduction*, keandalan sistem, waktu respons proses, dan biaya siklus hidup.** Secara konseptual, satu loop SIF SIL 3 memberikan proteksi otomatis dengan tingkat integritas lebih tinggi dan tidak bergantung pada tindakan operator, tetapi membutuhkan desain, redundansi, verifikasi, *proof*

testing, dan *maintenance* yang lebih kompleks. Sebaliknya, kombinasi *alarm system* sebagai IPL dan satu loop SIF SIL 2 dapat menghasilkan pengurangan risiko yang mendekati rentang SIL 3 apabila kedua lapisan benar-benar independen dan operator memiliki waktu yang cukup untuk melakukan tindakan korektif namun tetap memiliki sistem proteksi otomatis melalui SIF SIL 2 yang juga cukup reliabel tergantung dari Risiko dari bahaya yang ditimbulkan dari proses. Simulasi relative cost index menunjukkan nilai 260 unit biaya untuk satu loop SIF SIL 3 dan 205 unit biaya untuk alarm system ditambah SIF SIL 2, atau potensi perbedaan relatif sekitar 21,2%. Namun, nilai tersebut merupakan perbandingan konseptual tanpa satuan mata uang dan bukan estimasi CAPEX aktual. Oleh karena itu, alternatif *alarm system* dan SIF SIL 2 lebih sesuai dikarenakan pemenuhan terhadap *layer of protection* lebih sesuai, dikarenakan jika terdapat *offset* pada *process variable* pada umumnya tidak diperlukan langsung mengaktifkan SIS, namun perlu dilakukan peringatan kepada operator untuk melakukan pengamanan proses, tentunya *operator intervention* juga akan dapat menjadi kredit pada IPL jika terdapat prosedur yang benar dan implementasi prosedur yang konsisten, jika memang intervensi operator sudah dilakukan namun *process variable* terus *offset* lebih besar, maka proteksi selanjutnya baru diperlukan sistem otomatis untuk melakukan pengamanan berupa SIS. Menurut SIL klasifikasi yang dilakukan apabila alarm di-kredit-kan makan kebutuhan SIL nya cukup dengan SIL 2.

Secara keseluruhan, penelitian ini menunjukkan bahwa integrasi HAZOP, LOPA, penggunaan data *maintenance history* dan MTBF, verifikasi SIL, serta evaluasi alternatif proteksi dapat memberikan dasar pengambilan keputusan yang lebih komprehensif dalam pengelolaan risiko proses. Pendekatan tersebut tidak hanya mengidentifikasi bahaya, tetapi juga menghubungkan kondisi aktual peralatan dengan penentuan *likelihood*, menguji kecukupan lapisan proteksi secara kuantitatif, memverifikasi kemampuan SIF, dan mempertimbangkan aspek keekonomian pada tahap pemilihan alternatif sistem proteksi.

halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

CCPS. (2001). Layer of Protection Analysis - Simplified Process Risk Assessment. In *Center for Chemical Process Safety* (Vol. 84).

Cheraghi, Morteza & Taghipour, S. (2026). *Evaluation of hazardous events and spurious activations for safety instrumented systems in all modes of operation*.

Commission, I. E. (2016a). INTERNATIONAL STANDARD IEC 61511-1 Functional safety – Safety instrumented systems for the process industry sector. *Framew Ork, Definitions, System, Hardw Are and Application Programming Requirements*, *1*(Part 1: Framew ork, definitions, system, hardw are and application programming requirements).

Commission, I. E. (2016b). INTERNATIONAL STANDARD IEC 61511-2 Functional safety – Safety instrumented systems for the process industry sector. *Guidelines for the Application of IEC 61511-1: 2016*, *2*.

Commission, I. E. (2016c). INTERNATIONAL STANDARD IEC 61511-3 Functional safety – Safety instrumented systems for the process industry sector. *Guidance for the Determination of the Required Safety Integrity Levels*, *3*.

Dunjó J, Fthenakis V, Vílchez JA, A. J. (2010). *Hazard and operability (HAZOP) analysis. A literature review. 173*, 19–32.

Dunjó, J., Fthenakis, V., Vílchez, J. A., & Arnaldos, J. (2010). *Hazard and operability (HAZOP) analysis . A literature review*. *173*, 19–32. https://doi.org/10.1016/j.jhazmat.2009.08.076

Industri, F. T. (2017). *ANALISIS SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) DENGAN METODE LAYER OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA) PADA UNIT BOILER (B-6203) DI PABRIK III PT . PETROKIMIA GRESIK*.

Jeffrey W. Vincoli. (2014). *Basic Guide to System Safety* (Third edit).

Kumar, R., Patel, V., Kumar, S., Sharma, S., & Mishra, A. (2019). *Manufacturing Process of Urea by Snamprogetti*. *7*(03), 1046–1047.

Musyafa, A., Nuzula, Z. F., Asy, K., Technology, I., & Hakim, A. R. (n.d.). *Hazop Evaluation and Safety Integrity Level (SIL) Analysis On Steam System In Ammonia Plant Petrokimia Gresik Ltd.* 1–6.

Nurjaman, J., Agustina, S., Kosimaningrum, W. E., Kimia, M. T., Sultan, U., Tirtayasa, A., & Jendral, J. (2021). *STUDI ANALISIS RISIKO PADA FASILITAS PENCAMPURAN DAN PENGISIAN DI INDUSTRI MINYAK PELUMAS MENGGUNAKAN INTEGRASI HAZOP (HAZARD AND OPERABILITY) DENGAN LOPA (LAYER OF PROTECTION ANALYSIS)*. *10*(2), 109–114.

Parapat, R. Y., Parapat, R. Y., Nur, A., & Sukresno, A. R. (2026). *Integrasi Metodologi HAZOP dalam Pengendalian Risiko dan Keberlanjutan Operasional pada Unit Pemulihan Urea : Studi Kasus pada Industri Pupuk Integrasi Metodologi HAZOP dalam Pengendalian Risiko dan Keberlanjutan*

Integration of HAZOP Methodology for Risk Control and Operational Sustainability in the Urea Recovery Unit : A Case Study in the Fertilizer Industry. *7*(1). https://doi.org/10.7454/njohs.v7i1.1169

Ramos-Peralonso, M. J. (2023). Risk management. *Encyclopedia of Toxicology, Fourth Edition: Volume 1-9*, *8*, V8-351-V8-356. https://doi.org/10.1016/B978-0-12-824315-2.00036-1

Riny Yolandha Parapat, M. H., & Tito Irawan, S. N. M. (2025). *Risk Analysis in Urea Reactor Using HAZOP in PT Pupuk Kujang Cikampek*. *03*(03).

Robby, E., Ching, A. T., Maleniza, M. R. A., Pocaan, J. P., & Pablo, M. A. N. (n.d.). *Process Safety Assessment of a Urea*.

Romero, P., & Maciel, M. (2023). Reliability Block Diagram. *Performance, Reliability, and Availability Evaluation of Computational Systems, Volume 2*, *1*, 63–138. https://doi.org/10.1201/9781003306030-5

Society, A. (2002). *Safety Instrumented Functions (SIF) -- Safety Integrity Level (SIL) Evaluation Techniques Part 1 : Introduction*. *June*.

Tyler, B. J. (2012). HAZOP study training from the 1970s to today. *Process Safety and Environmental Protection*, *90*(5), 419–423. https://doi.org/10.1016/j.psep.2012.07.003

Wang J, Hu D, Peng C, Zhi H, W. L. (2023). *Safety assessment through HAZOP-LOPA-SIL analysis implementation in the DPA demulsifier production process*. *42*, 38–47.

Wang, Z., Wang, J., Guan, P., & Song, W. (2025a). SIL assessment of in-service safety instrumented systems in the chemical industry based on FBN-LOPA. *Process Safety and Environmental Protection*, *195*(January), 106740. https://doi.org/10.1016/j.psep.2024.12.121

Wang, Z., Wang, J., Guan, P., & Song, W. (2025b). SIL assessment of in-service safety instrumented systems in the chemical industry based on FBN-LOPA. *Process Safety and Environmental Protection*, *195*(December 2024), 106740. https://doi.org/10.1016/j.psep.2024.12.121

Ye, W., Wang, J., Wei, Z., Wang, Z., & Zhang, L. (2026). Journal of Safety Science and Resilience SIL assessment of safety instrumented systems in oil and gas stations based on STPA-Bow-tie. *Journal of Safety Science and Resilience*, *7*(2), 100251. https://doi.org/10.1016/j.jnlssr.2025.100251

I. D. M. Hartanto, "Studi Analisis Risiko Bahaya dengan Menggunakan Metode HAZOP (Hazard and Operability) dan LOPA (Layer of Protection Analysis) pada Unit Produksi Ammonia," *Jurnal Teknik Kimia*, vol. 20, no. 2, pp. 85–92, 2019.

IEC 61511, *Functional Safety – Safety Instrumented Systems for the Process Industry Sector*. Geneva: International Electrotechnical Commission, 2016.

K. C. Gupta and M. S. Mannan, “Hazard evaluation and risk assessment,” in *Lees' Loss Prevention in the Process Industries*, 4th ed., Oxford: Elsevier, 2012, pp. 513–558.

B. S. Dhillon, *Engineering Systems Reliability, Safety, and Maintenance: An Integrated Approach*. Boca Raton: CRC Press, 2005.

M. S. M. Ariffin, S. A. Sulaiman, and M. Z. Abdullah, “Quantitative Risk Assessment on Ammonia Storage Tank,” *International Journal of Engineering & Technology*, vol. 7, no. 3.14, pp. 105–110, 2018.

A. Mulyadi and R. Hidayat, “Analisis Risiko Proses Produksi dengan Metode HAZOP dan LOPA pada Industri Petrokimia,” *Prosiding Seminar Nasional Teknik Kimia*, Universitas Diponegoro, 2020.

A. Putra and S. Hadi, "Implementation of HAZOP and LOPA for Safety Improvement in Urea Manufacturing," *Journal of Safety Science and Technology*, vol. 14, no. 1, pp. 45–53, Jan. 2022.

halaman ini sengaja dikosongkan

LAMPIRAN

Lampiran 1. LOPA Scenario 1 Worksheet

SCENARIO 1

Node: 1. Ammonia Feed from Ammonia Plant 1A to Urea Reactor DC101.

				Protection layers															
1	2	3	4	5	6		7		8		9		10		11		12	13	14		15	16
Impact event description	Category	Severity level	Initiating cause	Initiation likelihood	General process design		BPCS		Alarms etc.		Safety Instrumented Function		Additional mitigation (restricted access)		High integrity additional mitigation (dikes, pressure relief)		Intermediate event likelihood	Target Mitigated event likelihood	LOPA GAP		SIF Requirement (Before/Aft	Recommendation
				PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	PFD	PFD	PFD	PFD	RRF		
12.11 High level at Ammonia Reservoir FA105, leading to ammonia liquid overflow to Final Absorber DA500 where the liquid ammonia will be vaporize (flashed), potential higher pressure at final absorber, potential release of ammonia to Flare through venting line of Final Absorber DA500 (No concern to safety of personnel), potential high ammonia concentration in process condensate flowing from Final Absorber DA500 to Process Condensate Tank FA501, leading to potential significant ammonia release to environment through 6" atmospheric vent of the tank located at elevation around 5 meters from ground, potential ammonia exposure to personnel, potential personnel injury and/or single fatality	PER	4	12.2.1 Malfunction open of LV101 at inlet Ammonia liquid to Urea plant	1,00E-01	None	1,00E-00	BPCS LIC-101 at inlet Ammonia to control ammonia, **but can't give credit for IPL because not independent to initiating cause**	1,00E+00	LAH-101 at FA-105 Ammonia Reservoir, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.**	1,00E-00	None	Low Operator Presence	1,67E-01	None	1,00E+00	1,67E-02	1,00E-05	5,98E-04	1670	**SIL 3**	1. Adding independent high and low alarm levels on FA-105 Ammonia Reservoir. **PFD = 10-1** 2. Adding independent high high alarm and Shutdown Valve on the liquid ammonia inlet line to FA-105, to be used as an interlock during a high-high level condition at FA-105 with minimum SIL 2 capability. **PFD = 10-2**
Note: MEL = IEL 0,1 = 10-1				1,00E-01	None	1,00E+00	BPCS LIC-101 at inlet Ammonia to control ammonia, **but can't give credit for IPL because not independent to initiating cause**	1,00E+00	LAH-101A at FA-105 Ammonia Reservoir. **PFD = 10-1**	**1,00E-01**	Adding independent high high alarm and Shutdown Valve on the liquid ammonia inlet line to FA-105, to be used as an interlock during a high-high level condition at FA-105 with minimum SIL 2 capability. **PFD = 10-2**	**1,00E-02**	Low Operator Presence	1,67E-01	None	1,00E+00	1,67E-05	1,00E-05	5,98E-01	2	**No SIL Required**	**After Recommendation**	

Lampiran 2. LOPA Scenario 2 Worksheet

SCENARIO 2

Node: 2. CO2 Injection from CO2 plant to Stripper DA101

1	2	3	4	5	6		7		8		9		10		11		12	13	14		15	16
					Protection layers																	
Impact event description	Category	Severity level	Initiating cause	Initiation likelihood	General process design		BPCS		Alarms etc.		Safety Instrumented Function		Additional mitigation (restricted access)		High integrity additional mitigation (dikes, pressure relief)		Intermediate event likelihood	Target Mitigated event likelihood	LOPA GAP			Recommendation
				PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	PFD	PFD	PFD	RRF	SIF Requirement (Before/Aft	
2.1101 No Plant air supply to synthesis loop thus failed to form passivation layer at piping and equipment internals, leading to acceleration corrosion, potential crack/leak, potential release of urea and carbamate solution to environment, potential personnel injury and/or single fatality. Note: *) the plant air is required to form passivation layer through the reaction of oxygen in the air with cromium content in Stainless Steel (SS) material. *) without passivation layer the corrosion rate created by carbamate solution, will be very fast for Carbon Steel, and around 2 mm per years for SS.	PER	4	2.113. Malfunction close of FY66 at Plant Air inlet to Compressor CO2 Page 9	1,00E-01	None	1,00E-00	BPCS FIC-156 air inlet plant air to CO2 compressor, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.**	1,00E-00	FAL-156 at inlet plant air to CO2compressor for operator response, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.**	1,00E-00	None	1,00E-00	Low Operator Presence	1,67E-01	None	1,00E-00	1,67E-02	1,00E-05	5,99E-04	1670	**SIL 3**	1. Adding independent low alarm flow at inlet plant air to CO2 compressor for operator response. **PFD = 10-1** 2. Adding SIF, Shutdown Valve (SDV) at bypass line FY-156 that will be triggered to open when flow low low indication, with minimum SIL-2. **PFD = 10-2**
				1,00E-01	None	1,00E-00	BPCS FIC-156 air inlet plant air to CO2 compressor, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.**	1,00E-00	FAL-156A air inlet plant air to CO2compressor for operator response. **PFD = 10-1**	**1,00E-01**	Adding SIF, Shutdown Valve (SDV) at bypass line FY-156 that will be triggered to open when flow low low indication, with minimum SIL-2. **PFD = 10-2**	**1,00E-02**	Low Operator Presence	1,67E-01	None	1,00E-00	1,67E-05	1,00E-05	5,99E-01	2	**No SIL Required**	**After Recommendation**

Lampiran 3. LOPA Scenario 3 Worksheet

SCENARIO 3

Node: 2. CO2 Injection from CO2 plant to Stripper DA101

1	2	3	4	5	6		7		8		9		10		11		12	13	14		15	16
							Protection layers															
Impact event description	Category	Severity level	Initiating cause	Initiation likelihood	General process design		BPCS		Alarms etc.		Safety Instrumented Function		Additional mitigation (restricted access)		High integrity additional mitigation (dikes, pressure relief)		Intermediate event likelihood	Target Mitigated event likelihood	LOPA GAP		SIF Requirement [Before/Alt]	Recommendation
				PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	PFD	PFD	PFD	RRF		
2.1/6.1 Potential overpressurization of steam turbine GT101 casing up to pressure of HP Steam (69kg/cm2), leading to potential crack/ rupture, equipment damage, potential loss of urea production, potential personnel injury and/or single fatality MEL = IEL 0) = 10-1	PER	4	2.1/6. Malfunction close PV-8023 at steam outlet from GT101 Steam Turbine for CO2 Compressor GB101 page 12	1.00E-01	PV-8023 is an extraction valve on the steam turbine that functions to split the steam flow toward the vacuum condenser for condensation and toward the extraction steam line to reduce the steam pressure from high-pressure steam to medium-pressure steam. If PV-8023 malfunctions in the closed position, by design, the steam pressure will be fully directed to the vacuum condenser for condensation. The potential risk to the steam turbine is overspeed.	1.00E-01	Speed control is cascaded with the extraction steam pressure control based on the steam turbine steam map, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.**	1.00E+00	SAH-xxxx at Steam Turbine GT-101for operator response.	1.00E-01	SAHH-xxxx at Steam Turbine GT-101 functions as an interlock to shut down the steam turbine GT-101, **with SIL 1 capable.**	1.00E-01	Low Operator Presence	1.67E-01	None	1.00E+00	1.67E-05	1.00E-05	5.99E-01	2		**No SIL Required**	Alter a detailed review of the GT-101 steam turbine system during the LOPA SIL classification, the system was found to meet the TMEL requirements. **No Recommendation Needed.**

SCENARIO 4

Node: 8. Urea Solution from bottom outlet of Urea Reactor DC101 to HP Decomposer DA201 through Stripper DA101

					Protection layers															
1	2	3	4	5	6		7		8		9		10		11		12	13	14		15	16
Impact event description	Category	Severity level	Initiating cause	Initiation likelihood	General process design		BPCS		Alarms etc.		Safety Instrumented Function		Additional mitigation (restricted access)		High integrity additional mitigation (dikes, pressure relief)		Intermediate event likelihood	Target Mitigated event likelihood	LOPA GAP		SIF Requirement (Before/After)	Recommendation
				PFD	Descripti	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Descriptio	PFD	Descriptio	PFD	PFD	PFD	PFD	RRF		
8.2.5.2. Potential for overheating of Saturation Drum FA102 (DT=240degC) up to temperature of steam medium supply (up to 350degC), leading to potential unintentional lower MAWP of the vessel, potential vessel crack/ rupture, potential steam and condensate release to environment and exposure to personnel, potential personnel injury and/or single fatality. MEL = IEL 0,1 = 10-1	PER	4	8.2.5. Malfunction open of LV106 at outlet steam condensate from Saturation Drum page 2, 10	1,00E-01	None	1,00E+00	LIC-106 at Saturation Drum FA102 for automatic control, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.**	1,00E+00	LAL-106 at Saturation Drum FA102 for operator response, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.**	1,00E+00	None	1,00E+00	Low Operator Presence	1,67E-01	None	1,00E+00	1,67E-02	1,00E-05	5,99E-04	1670	**SIL 3**	1. Adding independent low alarm levels and high alarm temperature at Saturation Drum FA102 for operator response. **PFD = 10-1** 2. Adding independent low low alarm and Shutdown Valve on the inlet steam line to FA-102, to be used as an interlock during a high-high temperature and low-low level condition at FA-102 with minimum SIL 2 capability. **PFD = 10-2**
				1,00E-01	None	1,00E+00	LIC-106 at Saturation Drum FA102 for automatic control, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.**	1,00E+00	LAL-106A at Saturation Drum FA102 for operator response. **PFD = 10-1**	**1,00E-01**	Adding independent low low alarm and Shutdown Valve on the inlet steam line to FA-102, to be used as an interlock during a high-high temperature and low-low level condition at FA-102 with minimum SIL 2 capability. **PFD = 10-2**	**1,00E-02**	Low Operator Presence	1,67E-01	None	1,00E+00	1,67E-05	1,00E-05	5,99E-01	2	**No SIL Required**	**After Recommendation**

SCENARIO 5

Node: 6. Urea Solution from LP Decomposer deliver to Urea Solution Tank and Pumped by Urea Solution Pump GA201A/B

				Protection layers																	
1	2	3	4	5	6		7		8		9		10		11		12	13	14		15	16
Impact event description	**Category**	**Severity level**	**Initiating cause**	**Initiation likelihood**	**General process design**		**BPCS**		**Alarms etc.**		**Safety Instrumented Function**		**Additional mitigation (restricted access)**		**High integrity additional mitigation (dikes, pressure relief)**		**Intermediate event likelihood**	**Target Mitigated event likelihood**	**LOPA GAP**		**SIF Requirement (Before/After)**	**Recommendation**
				PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	Description	PFD	PFD	PFD	PFD	RRF		
6.1.1.1. High level at LP Decomposer DA202, leading to potential Urea Solution carry over to top gas outlet, resulting in carbamate solution carry over to LP Absorber, potential high level at LP Absorber, leading to potential Carbamate solution overfilling the LP Absorber, leading to potential Carbamate solution release to venting line through PV-402, potential release of Mixed Gas (Ammonia & CO2), leading to Personnel injury / single fatality due Ammonia (toxic) exposure. Note: Normal flow from LP Decomposer to LP Absorber: 1. Normal flow is Around 100m3/hr. 2. Volume of LP Decomposer around 21m3. 3. Volume of LP Absorber around 21m3 4. estimated time to have overfill of both LP Decomposer and LP Absorber is around 12 minutes MEL = IEL 0,1 x IPL 10,1 = 10-2	PER	4	6.1.1. Malfunction close of LV202 at inlet to Flash Separator FA205 from LP Decomposer DA202 page 3	1,00E-01	None	1,00E+00	LIC-202 at LP Decomposer for automatic control, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.**	1,00E+00	1. LAH-202 at LP Decomposer for operator response, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.** 2. LAH-402 at LP Absorber for operator response	1,00E-01	None	1,00E+00	Low Operator Presence	1,67E-01	None	1,00E+00	1,67E-03	1,00E-05	5,99E-03	167	**SIL 2**	1. Adding independent high alarm levels at LP Decomposer DA202 for operator response. 2. Adding Safety Instrumented Function (SIF) to close Shutdown Valve to stop flow to LP Decomposer DA202 that triggered by level high-high at LP Decomposer DA202 with minimum SIL 2 capability. **PFD = 10-2**
				1,00E-01	None	1,00E+00	LIC-202 at LP Decomposer for automatic control, **but can't give credit for IPL because not independent loop sensor.**	1,00E+00	1. LAH-202A at LP Decomposer for operator response 2. LAH-402 at LP Absorber for operator response **PFD = 10-1**	1,00E-01	Safety Instrumented Function (SIF) to close Shutdown Valve to stop flow to LP Decomposer DA202 that triggered by level high-high at LP Decomposer DA202 with minimum SIL 2 capability. **PFD = 10-2**	1,00E-02	Low Operator Presence	1,67E-01	None	1,00E+00	1,67E-05	1,00E-05	5,99E-01	2	**No SIL Required**	**After Recommendation**

Lampiran 6. SIL Verification Scenario 1

SIF Name	Safeguard high high level at Ammonia Reservoir FA105 leading to ammonia liquid overflow **Required SIL 2**				
SIF Number	SIF-1 -- LAHH-131B				
Time Interval (TI)	2				
Sensor	Level Transmitter Differential Pressure Transmitter	**Brand**	Emerson Rosemount 3051S Advance HART Diagnostic		
Tag Name	LT-131B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation	**1. PFD** **FT**	0	6	613	34
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,000053	0,005370	0,000298
		MT	5	**SFF**	94,7933
	PFD = 3,43 E-04 --> RRF = 2919,57 --> SIL 3	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 94,79 % --> HFT 0 --> SIL 2	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 2**
		PFDavg	3,43 E-04		
		RRFavg	2919,57		
		SIL by PFD	**SIL 3**		
Source	**EXIDA Report No. ROS 08/11-17 R002 Version 2 Rev 5 - 2024** for Emerson Rosemount 3051S Advance HART Diagnostic				
Time Interval (TI)	2				
Logic Solver	Safety PLC for Safety Instrumented System	**Brand**	Honeywell Safety Manager		
Tag Name	----	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation	**1. PFD** **FT**	976	108	0	6
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,008550	0,000946	0,000000	0,000053
		MT	10	**SFF**	99,4495
	PFD = 5,25 E+01 --> RRF = 0,02 --> Non SIL	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 93,20 % --> HFT 0 --> SIL 2	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 3**
		PFDavg	7,36 E-05		
		RRFavg	13589,91		
		SIL by PFD	**SIL 4**		
Source	Specification and Technical Data for Safety Manager R120 FS75-120 10/2007				
Time Interval (TI)	2				
Final Element	Trunnion Ball Valve for Shutdown Valve with Automatic PST	**Brand**	NELES Trunnion Mounted Ball Valve Series D		
Tag Name	XV-131B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for Ball Valve	**1. PFD** **FT**	0	0	202	113
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,000000	0,001770	0,000990
		MT	20	**SFF**	64,1270
	PFDavg = 1,88 E-03 --> RRFavg = 531,70 --> SIL 2	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 64,13 % --> HFT 0 --> SIL 1	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 1**
		PFDavg	1,88 E-03		
		RRFavg	531,70		
		SIL by PFD	**SIL 2**		
Source	**EXIDA Certificate NEL 2204182 C001** for NELES Trunnion Mounted Ball Valve **Safety Manual 10SM D EN - 6/2022** NELES Trunnion Mounted Ball Valve Series D Rev 3 **SIL Certification :** 968/V 1222.00/21				
Final Element	Solenoid Valve	**Brand**	ASCO Series 327/8327G Solenoid Valve		
Tag Name	XXY-131B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for SOV	**1. PFD** **FT**	0	174	0	58
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,001524	0,000000	0,000508
		MT	10	**SFF**	75,0000
	PFD = 7,11 E-04 --> RRF = 1405,85 --> SIL 3	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 75,00 % --> HFT 0 --> SIL 1	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 1**
		PFDavg	7,11 E-04		
		RRFavg	1405,85		
		SIL by PFD	**SIL 3**		
Source	**EXIDA Certificate ASC 2112125 C001** for ASCO Series 327/8327G Solenoid Valve **Assessment Report :** ASC 21/12-125 R001				
Final Element	Pneumatic Cylinder Spring Return with PST	**Brand**	Valmet B1J Series Pneumatic Cylinder		
Tag Name	XY-131B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for Actuator	**1. PFD** **FT**	0	0	30,8	83,2
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,000000	0,000270	0,000729
		MT	20	**SFF**	27,0175
	PFD = 1,38 E-03 --> RRF = 722,14 --> SIL 2	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 27,02 % --> HFT 0 --> Non SIL	**Beta**	0	**SIL by AC**	**Non SIL**
		PFDavg	1,38 E-03		
		RRFavg	722,14		
		SIL by PFD	**SIL 2**		
Source	**NELES** Safety Manual No. 10SM B1 EN - 6/2022 Valmet B1J Series Pneumatic Cylinder Spring Return Rev 4.0 **Reference :** SIL Certificate No. 968/V 1252.01/21				
Source	PDS & SRH Exida				
PFD_{total}	4,39 E-03	**SIL Achieved form PFD**		**SIL 2**	
RRF_{total}	227,64	**SIL Achieved form HFT**		**SIL 0**	
SIL Overall Achieved		**SIL 2**			

Lampiran 7. SIL Verification Scenario 2

SIF Name	Safeguard low low flow at inlet plant air to CO2 compressor leading to to accelaration corrosion, potential crack/leak, potential release of urea and carbamate solution to envrionment **Required SIL 2**				
SIF Number	SIF-2 -- FALL-156B				
Time Interval (TI)	2				
Sensor	Flow Transmitter with Differential Pressure Transmitter (Flow Element menggunakan Orifice Plate)	**Brand**	Emerson Rosemount 3051S Advance HART Diagnostic		
Tag Name	FT-156B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation	**1. PFD** **FT**	0	6	613	34
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,000053	0,005370	0,000298
		MT	5	**SFF**	94,7933
	PFD = 3,43 E-04 --> RRF = 2919,57 --> SIL 3	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 94,79 % --> HFT 0 --> SIL 2	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 2**
		PFDavg	3,43 E-04		
		RRFavg	2919,57		
		SIL by PFD	**SIL 3**		
Source	**EXIDA Report No. ROS 08/11-17 R002 Version 2 Rev 5 - 2024** for Emerson Rosemount 3051S Advance HART Diagnostic				
Time Interval (TI)	2				
Logic Solver	Safety PLC for Safety Instrumented System	**Brand**	Honeywell Safety Manager		
Tag Name	----	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation	**1. PFD** **FT**	976	108	0	6
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,008550	0,000946	0,000000	0,000053
		MT	10	**SFF**	99,4495
	PFD = 5,25 E+01 --> RRF = 0,02 --> Non SIL	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 93,20 % --> HFT 0 --> SIL 2	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 3**
		PFDavg	7,36 E-05		
		RRFavg	13589,91		
		SIL by PFD	**SIL 4**		
Source	Specification and Technical Data for Safety Manager R120 FS75-120 10/2007				
Time Interval (TI)	2				
Final Element	Trunnion Ball Valve for Shutdown Valve with Automatic PST	**Brand**	NELES Trunnion Mounted Ball Valve Series D		
Tag Name	XV-156B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for Ball Valve	**1. PFD** **FT**	0	0	202	113
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,000000	0,001770	0,000990
		MT	20	**SFF**	64,1270
	PFDavg = 1,88 E-03 --> RRFavg = 531,70 --> SIL 2	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 64,13 % --> HFT 0 --> SIL 1	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 1**
		PFDavg	1,88 E-03		
		RRFavg	531,70		
		SIL by PFD	**SIL 2**		
Source	**EXIDA Certificate NEL 2204182 C001** for NELES Trunnion Mounted Ball Valve **Safety Manual 10SM D EN - 6/2022** NELES Trunnion Mounted Ball Valve Series D Rev 3 **SIL Certification :** 968/V 1222.00/21				
Final Element	Solenoid Valve	**Brand**	ASCO Series 327/8327G Solenoid Valve		
Tag Name	XXY-156B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for SOV	**1. PFD** **FT**	0	174	0	58
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,001524	0,000000	0,000508
		MT	10	**SFF**	75,0000
	PFD = 7,11 E-04 --> RRF = 1405,85 --> SIL 3	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 75,00 % --> HFT 0 --> SIL 1	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 1**
		PFDavg	7,11 E-04		
		RRFavg	1405,85		
		SIL by PFD	**SIL 3**		
Source	**EXIDA Certificate ASC 2112125 C001** for ASCO Series 327/8327G Solenoid Valve **Assessment Report :** ASC 21/12-125 R001				
Final Element	Pneumatic Cylinder Spring Return with PST	**Brand**	Valmet B1J Series Pneumatic Cylinder		
Tag Name	XY-156B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for Actuator	**1. PFD** **FT**	0	0	30,8	83,2
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,000000	0,000270	0,000729
		MT	20	**SFF**	27,0175
	PFD = 1,38 E-03 --> RRF = 722,14 --> SIL 2	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 27,02 % --> HFT 0 --> Non SIL	**Beta**	0	**SIL by AC**	**Non SIL**
		PFDavg	1,38 E-03		
		RRFavg	722,14		
		SIL by PFD	**SIL 2**		
Source	**NELES** Safety Manual No. 10SM B1 EN - 6/2022 Valmet B1J Series Pneumatic Cylinder Spring Return Rev 4.0 **Reference :** SIL Certificate No. 968/V 1252.01/21				
Source	PDS & SRH Exida				
PFD_{total}	4,39 E-03	**SIL Achieved form PFD**		**SIL 2**	
RRF_{total}	227,64	**SIL Achieved form HFT**		**SIL 0**	
SIL Overall Achieved		**SIL 2**			

Lampiran 8. SIL Verification Scenario 4

SIF Name	Safeguard low low level at outlet steam condensate from Saturation Drum (FA102) leading to Potential for overheating **Required SIL 2**				
SIF Number	SIF-4 -- LALL-106B				
Time Interval (TI)	2				
Sensor	Level Transmitter Differential Pressure Transmitter	**Brand**	Emerson Rosemount 3051S Advance HART Diagnostic		
Tag Name	LT-106B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation	**1. PFD** **FI**	0	6	613	34
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,000053	0,005370	0,000298
		MT	5	**SFF**	94,7933
	PFD = 3,43 E-04 --> RRF = 2919,57 --> SIL 3	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 94,79 % --> HFT 0 --> SIL 2	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 2**
		PFDavg	3,43 E-04		
		RRFavg	2919,57		
		SIL by PFD	**SIL 3**		
Source	**EXIDA Report No. ROS 08/11-17 R002 Version 2 Rev 5 - 2024** for Emerson Rosemount 3051S Advance HART Diagnostic				
Time Interval (TI)	2				
Logic Solver	Safety PLC for Safety Instrumented System	**Brand**	Honeywell Safety Manager		
Tag Name	----	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation	**1. PFD** **FI**	976	108	0	6
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,008550	0,000946	0,000000	0,000053
		MT	10	**SFF**	99,4495
	PFD = 5,25 E+01 --> RRF = 0,02 --> Non SIL	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 93,20 % --> HFT 0 --> SIL 2	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 3**
		PFDavg	7,36 E-05		
		RRFavg	13589,91		
		SIL by PFD	**SIL 4**		
Source	Specification and Technical Data for Safety Manager R120 FS75-120 10/2007				
Time Interval (TI)	2				
Final Element	Trunnion Ball Valve for Shutdown Valve with Automatic PST	**Brand**	NELES Trunnion Mounted Ball Valve Series D		
Tag Name	XV-106B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for Ball Valve	**1. PFD** **FI**	0	0	202	113
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,000000	0,001770	0,000990
		MT	20	**SFF**	64,1270
	PFDavg = 1,88 E-03 --> RRFavg = 531,70 --> SIL 2	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 64,13 % --> HFT 0 --> SIL 1	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 1**
		PFDavg	1,88 E-03		
		RRFavg	531,70		
		SIL by PFD	**SIL 2**		
Source	**EXIDA Certificate NEL 2204182 C001** for NELES Trunnion Mounted Ball Valve **Safety Manual 10SM D EN - 6/2022** NELES Trunnion Mounted Ball Valve Series D Rev 3 **SIL Certification :** 968/V 1222.00/21				
Final Element	Solenoid Valve	**Brand**	ASCO Series 327/8327G Solenoid Valve		
Tag Name	XXY-106B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for SOV	**1. PFD** **FI**	0	174	0	58
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,001524	0,000000	0,000508
		MT	10	**SFF**	75,0000
	PFD = 7,11 E-04 --> RRF = 1405,85 --> SIL 3	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 75,00 % --> HFT 0 --> SIL 1	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 1**
		PFDavg	7,11 E-04		
		RRFavg	1405,85		
		SIL by PFD	**SIL 3**		
Source	**EXIDA Certificate ASC 2112125 C001** for ASCO Series 327/8327G Solenoid Valve **Assessment Report :** ASC 21/12-125 R001				
Final Element	Pneumatic Cylinder Spring Return with PST	**Brand**	Valmet B1J Series Pneumatic Cylinder		
Tag Name	XY-106B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for Actuator	**1. PFD** **FI**	0	0	30,8	83,2
	Nilai TI = 2 Tahun /year	0,000000	0,000000	0,000270	0,000729
		MT	20	**SFF**	27,0175
	PFD = 1,38 E-03 --> RRF = 722,14 --> SIL 2	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 27,02 % --> HFT 0 --> Non SIL	**Beta**	0	**SIL by AC**	**Non SIL**
		PFDavg	1,38 E-03		
		RRFavg	722,14		
		SIL by PFD	**SIL 2**		
Source	**NELES** Safety Manual No. 10SM B1 EN - 6/2022 Valmet B1J Series Pneumatic Cylinder Spring Return Rev 4.0 **Reference :** SIL Certificate No. 968/V 1252.01/21				
Source	PDS & SRH Exida				
PFD_{total}	4,39 E-03	**SIL Achieved form PFD**		**SIL 2**	
RRF_{total}	227,64	**SIL Achieved form HFT**		**SIL 0**	
SIL Overall Achieved		**SIL 2**			

Lampiran 9. SIL Verification Scenario 5

SIF Name	Safeguard high high level at inlet to Flash Separator FA205 from LP Decomposer DA202 leading to potential Urea Solution carry over to top gas outlet **Required SIL 2**				
SIF Number	SIF-5 -- LAHH-202B				
Time Interval (TI)	2				
Sensor	Level Transmitter Differential Pressure Transmitter	**Brand**	Emerson Rosemount 3051S Advance HART Diagnostic		
Tag Name	LT-202B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation	**1. PFD** FIT Nilai TI = 2 Tahun /year	0	6	613	34
		0,000000	0,000053	0,005370	0,000298
		MT	5	**SFF**	94,7933
	PFD = 3,43 E-04 --> RRF = 2919,57 --> SIL 3	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 94,79 % --> HFT 0 --> SIL 2	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 2**
		PFDavg	3,43 E-04		
		RRFavg	2919,57		
		SIL by PFD	**SIL 3**		
Source	**EXIDA Report No. ROS 08/11-17 R002 Version 2 Rev 5 - 2024** for Emerson Rosemount 3051S Advance HART Diagnostic				
Time Interval (TI)	2				
Logic Solver	Safety PLC for Safety Instrumented System	**Brand**	Honeywell Safety Manager		
Tag Name	----	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation	**1. PFD** FIT Nilai TI = 2 Tahun /year	976	108	0	6
		0,008550	0,000946	0,000000	0,000053
		MT	10	**SFF**	99,4495
	PFD = 5,25 E+01 --> RRF = 0,02 --> Non SIL	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 93,20 % --> HFT 0 --> SIL 2	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 3**
		PFDavg	7,36 E-05		
		RRFavg	13589,91		
		SIL by PFD	**SIL 4**		
Source	Specification and Technical Data for Safety Manager R120 FS75-120 10/2007				
Time Interval (TI)	2				
Final Element	Trunnion Ball Valve for Shutdown Valve with Automatic PST	**Brand**	NELES Trunnion Mounted Ball Valve Series D		
Tag Name	XV-202B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for Ball Valve	**1. PFD** FIT Nilai TI = 2 Tahun /year	0	0	202	113
		0,000000	0,000000	0,001770	0,000990
		MT	20	**SFF**	64,1270
	PFDavg = 1,88 E-03 --> RRFavg = 531,70 --> SIL 2	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 64,13 % --> HFT 0 --> SIL 1	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 1**
		PFDavg	1,88 E-03		
		RRFavg	531,70		
		SIL by PFD	**SIL 2**		
Source	**EXIDA Certificate NEL 2204182 C001** for NELES Trunnion Mounted Ball Valve **Safety Manual 10SM D EN - 6/2022** NELES Trunnion Mounted Ball Valve Series D Rev 3 **SIL Certification :** 968/V 1222.00/21				
Final Element	Solenoid Valve	**Brand**	ASCO Series 327/8327G Solenoid Valve		
Tag Name	XXY-202B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for SOV	**1. PFD** FIT Nilai TI = 2 Tahun /year	0	174	0	58
		0,000000	0,001524	0,000000	0,000508
		MT	10	**SFF**	75,0000
	PFD = 7,11 E-04 --> RRF = 1405,85 --> SIL 3	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 75,00 % --> HFT 0 --> SIL 1	**Beta**	0	**SIL by AC**	**SIL 1**
		PFDavg	7,11 E-04		
		RRFavg	1405,85		
		SIL by PFD	**SIL 3**		
Source	**EXIDA Certificate ASC 2112125 C001** for ASCO Series 327/8327G Solenoid Valve **Assessment Report :** ASC 21/12-125 R001				
Final Element	Pneumatic Cylinder Spring Return with PST	**Brand**	Valmet B1J Series Pneumatic Cylinder		
Tag Name	XY-202B	Failure Data (per year)			
Architecture	1oo1	λ_{SD}	λ_{SU}	λ_{DD}	λ_{DU}
SIL Calculation for Actuator	**1. PFD** FIT Nilai TI = 2 Tahun /year	0	0	30,8	83,2
		0,000000	0,000000	0,000270	0,000729
		MT	20	**SFF**	27,0175
	PFD = 1,38 E-03 --> RRF = 722,14 --> SIL 2	**CPT**	90%	**HFT**	0
	SFF = 27,02 % --> HFT 0 --> Non SIL	**Beta**	0	**SIL by AC**	**Non SIL**
		PFDavg	1,38 E-03		
		RRFavg	722,14		
		SIL by PFD	**SIL 2**		
Source	**NELES** Safety Manual No. 10SM B1 EN - 6/2022 Valmet B1J Series Pneumatic Cylinder Spring Return Rev 4.0 **Reference :** SIL Certificate No. 968/V 1252.01/21				
Source	PDS & SRH Exida				
PFD_{total}	4,39 E-03	**SIL Achieved form PFD**		**SIL 2**	
RRF_{total}	227,64	**SIL Achieved form HFT**		**SIL 0**	
SIL Overall Achieved		**SIL 2**			

Lampiran 10. Biodata Penulis

Muhammad Zulizar Baihaqie yang biasa dikenal dengan sapaan Riza, lahir di Gresik pada 9 Mei 1992. Penulis merupakan anak ke-1 dari 2 bersaudara. Pendidikan formal penulis dimulai di SD Muhammadiyah 1 Gresik, kemudian melanjutkan pendidikan di SMP Negeri 1 Gresik dan SMA Negeri 1 Gresik. Pada tahun 2010, penulis diterima sebagai mahasiswa Program Sarjana (S1) Departemen Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya dan berhasil menyelesaikan pendidikan sarjana selama 3.5 tahun dan wisuda pada bulan Maret tahun 2014. Selanjutnya, pada tahun 2024, penulis melanjutkan pendidikan Program Magister (S2) di Departemen Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya. Selama menempuh pendidikan, penulis aktif dalam menjalankan tugas utama penulis sebagai *Assisstent Vice President* Pemeliharaan Instrumen di PT. Petrokimia Gresik. Dalam menjalankan aktivitas pekerjaan, penulis bertanggung jawab dalam proses pemeliharaan peralatan operasional produksi di bidang Instrumentasi demi menjaga *reliability* peralatan tetap terjaga dengan baik. Selain itu, penulis juga bertanggung jawab dalam melaksanakan *Process Safety Management* di lingkungan Pabrik. Tesis yang disusun penulis juga banyak berkaitan dengan tanggung jawab penulis dalam pekerjaan, yakni berjudul "HAZOP Studi dan Penentuan *Safety Integrity Level* (SIL) - *Layer Of Protection Analysis* (LOPA) pada Pabrik Urea Unit 1A di PT Petrokimia Gresik".