



**TUGAS AKHIR - TF 181801**

**DESAIN *SAFETY INTEGRATED FUNCTION* PADA *HEAT EXCHANGER NETWORK* BERDASARKAN *MAKSIMUM PRESSURE DROP* KARENA *FOULING***

LINTANG GUMEBYAR  
NRP. 02311745000036

Dosen Pembimbing :  
Ir. Jerri Susatio, M.T.

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



***FINAL PROJECT - TF 181801***

***SAFETY INTEGRATED FUNCTION DESIGN ON HEAT EXCHANGER NETWORK BASED ON MAXIMUM PRESSURE DROP BECAUSE FOULING***

***LINTANG GUMEBYAR  
NRP. 02311745000036***

***Supervisors :  
Ir. Jerri Susatio, M.T.***

***ENGINEERING PHYSICS DEPARTMENT  
Faculty of Industrial Technology  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya 2019***

## PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME

Saya yang bertanda tangan di bawah ini

Nama : Lintang Gumebyar  
NRP : 02311745000036  
Departemen/ Prodi : Teknik Fisika/ S1 Teknik Fisika  
Fakultas : Fakultas Teknologi Industri  
Perguruan Tinggi : Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Dengan ini menyatakan bahwa Tugas Akhir dengan judul “Desain Safety Integrated Function Pada Heat Exchanger Network Berdasarkan Maksimum Pressure Drop Karena Fouling” adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya orang lain. Apabila di kemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini, maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenar-benarnya.

Surabaya, 27 Mei 2019  
Yang membuat pernyataan,



*“Halaman ini memang dikosongkan”*

**LEMBAR PENGESAHAN**

**DESAIN SAFETY INTEGRATED FUNCTION PADA  
HEAT EXCHANGER NETWORK BERDASARKAN  
MAKSIMUM PRESSURE DROP KARENA FOULING**

**TUGAS AKHIR**

**Oleh:**

**Lintang Gumebyar**

**NRP. 02311745000036**

**Surabaya, 29 Juli 2019**

**Menyetujui,  
Dosen Pembimbing**



**Ir. Jerri Susatio, M.T.**  
**NIPN. 19541017 1980031 005**

**Mengetahui,  
Ketua Departemen  
Teknik Fisika FTI-ITS**



**Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D.**  
**NIPN. 19780902 2003121 002**



*“Halaman ini memang dikosongkan”*

**LEMBAR PENGESAHAN**

**DESAIN SAFETY INTEGRATED FUNCTION PADA  
HEAT EXCHANGER NETWORK BERDASARKAN  
MAKSIMUM PRESSURE DROP KARENA FOULING**

**TUGAS AKHIR**

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

Oleh:

**Lintang Gumebyar**  
**NRP. 0231174500036**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Ir. Jerri Susatio, M.T. ..... (Pembimbing)
2. Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D ..... (Ketua Peguji)
3. Hendra Cordova, S.T, M.T ..... (Penguji I)
4. Lizda Johar Mawarani, S.T., M.T. .... (Penguji II)

**SURABAYA  
JULI, 2019**



*“Halaman ini memang dikosongkan”*



# **DESAIN SAFETY INTEGRATED FUNCTION PADA HEAT EXCHANGER NETWORK BERDASARKAN MAKSIMUM PRESSURE DROP KARENA FOULING**

**Nama** : Lintang Gumebyar  
**NRP** : 02311745000036  
**Departemen** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Ir. Jerri Susatio, M.T.

## **Abstrak**

Saat ini penukar panas shell and tube adalah jenis penukar panas yang paling umum digunakan di kilang minyak dan pabrik kimia besar lainnya, karena bisa digunakan dalam tekanan tinggi. Banyak proses di industri telah menerapkan upaya untuk meminimalkan konsumsi energi dengan memaksimalkan rekoveri panas melalui *Heat Exchanger Network* (HEN). *Heat Exchanger Network* (HEN) merupakan bagian penting dari struktur pabrik yang biasanya terdiri dari beberapa heat exchanger yang dirangkai series dan paralel, Heat Exchanger merupakan suatu peralatan mekanik yang digunakan dalam proses perpindahan panas untuk mentransfer energi dari fluida panas ke fluida dingin, ataupun sebaliknya. Kebocoran merupakan salah satu potensi bahaya pada heat exchanger, selain kebocoran ada juga beberapa potensi bahaya diantaranya meledak, tekanan yang berlebihan, kebocoran, jumlah air tidak terkontrol, dan kegagalan dari instrumen. Untuk mencegah kebocoran yang disebabkan oleh fouling maka diperlukan Analisis Safety Integrity Level (SIL) dengan Metode Layer of Protection Analysis (LOPA) dan prediksi dari sistem proteksi heat exchanger tersebut. dari data yang ada dan dilakukan analisa perhitungan didapatkan hasil SIL yang rata-rata NO SIL dan dapat disimpulkan bahwa pada SIL TARGET yang ditentukan tidak ada penambahan equipment SIF.

**Kata Kunci:** *Heat Exchanger Network, Fouling, SIF, SIL*

*“Halaman ini memang dikosongkan”*

***SAFETY INTEGRATED FUNCTION DESIGN ON HEAT  
EXCHANGER NETWORK BASED ON MAXIMUM  
PRESSURE DROP BECAUSE FOULING***

***Name*** : ***Lintang Gumebyar***  
***NRP*** : ***02311745000036***  
***Department*** : ***Teknik Fisika FTI-ITS***  
***Supervisors*** : ***Ir. Jerri Susatio, M.T.***

***Abstract***

*Currently the shell and tube heat exchanger is the most common type of heat exchanger used in oil refineries and other large chemical plants, because it can be used in high pressure. Many processes in the industry have implemented efforts to minimize energy consumption by maximizing heat recovery through the Heat Exchanger Network (HEN). The Heat Exchanger Network (HEN) is an important part of the factory structure which usually consists of several heat exchangers which are arranged in series and parallel, Heat Exchanger is a mechanical equipment used in the heat transfer process to transfer energy from hot fluid to cold fluid, or vice versa. Leakage is one of the potential hazards in a heat exchanger, besides leakage there are also several potential hazards including explosions, excessive pressure, leakage, uncontrolled amount of water, and failure of instruments. In addition to intrinsic dangers, human resource factors also influence the operation of heat exchangers. To prevent leaks caused by fouling, Safety Integrity Level (SIL) analysis is required with the Layer of Protection Analysis (LOPA) Method and predictions of the heat exchanger protection system. available data and analysis of calculations obtained SIL results that had NO average and it can be concluded that in the determined TARGET SIL there was no addition of SIF equipment.*

***Keyword: Heat Exchanger Network, Fouling, SIF, SIL***

*“Halaman ini memang dikosongkan”*

## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang senantiasa melimpahkan rahmat serta hidayah-Nya,,sehingga terselesaikannya tugas akhir beserta laporan tugas akhir yang berjudul **DESAIN SAFETY INTEGRATED FUNCTION PADA HEAT EXCHANGER NETWORK BERDASARKAN MAKSIMUM PRESSURE DROP KARENA FOULING.**

Penulis telah banyak memperoleh bantuan dari berbagai pihak dalam penyelesaian Tugas Akhir dan laporan Tugas Akhir ini. Penulis mengucapkan terimakasih kepada :

1. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D selaku Ketua Departemen Teknik Fisika yang telah memberikan petunjuk, ilmu, serta bimbingan selama menempuh pendidikan di Teknik Fisika.
2. Kedua Orang Tua Saya ,Terima kasih atas segala cinta, kasih sayang, doa, perhatian, serta dukungan moral dan materiil yang telah diberikan.
3. Bapak Ir. Jerri Susatio M.T.dan Bapak Totok Ruki Biyanto, ST, MT, Ph.D selaku dosen pembimbing yang telah dengan sabar memberikan petunjuk, ilmu, serta bimbingan yang sangat bermanfaat.
4. Bapak Totok Ruki Biyanto, S.T., M.T., Ph.D.selaku Kepala Laboratorium Rekayasa Instrumensi yang telah memberikan ilmu, petunjuk, nasihat, serta kemudahan perizinan.
5. Bapak Agus Muhamad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D selaku dosen wali yang telah membimbing penulis selama perkuliahan.
6. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu, terimakasih atas bantuannya.

Penulis sadar bahwa penulisan laporan tugas akhir ini tidak sempurna, namun semoga laporan ini dapat memberikan kontribusi yang berarti dan menambah wawasan yang bermanfaat bagi pembaca, keluarga besar Teknik Fisika khususnya, dan civitas akademik ITS pada umumnya. Semoga laporan tugas akhir ini

dapat bermanfaat sebagai referensi pengerjaan laporan tugas akhir bagi mahasiswa yang lain.

Surabaya, 20 Juli 2019

Penulis

## DAFTAR ISI

ABSTRAK .....	i
ABSTRACT .....	iii
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI .....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	ix
DAFTAR TABEL .....	xi
DAFTAR NOTASI .....	xiii
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	2
1.3 Tujuan .....	3
1.4 Lingkup Kerja .....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA .....	5
2.1 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> .....	5
2.2 <i>Heat Exchanger Network</i> .....	6
2.3 <i>Fouling</i> .....	7
2.4 Penurunan Tekanan Akibat Fouling .....	14
2.5 <i>Reability</i> .....	15
2.6 <i>Safety Integrity Level</i> .....	17
2.7 <i>Layer of Protection Analysis (LOPA)</i> .....	20
BAB III METODOLOGI PENELITIAN .....	25
3.1 Studi Literatur .....	26
3.2 Pengambilan Data .....	26
3.3 Perhitungan Pressure Drop .....	27
3.4 Pemilihan dan Penjelasan Titik Studi (Node) .....	29
3.5 Penentuan Komponen Instrumentasi .....	29
3.6 Estimasi Causes dan Consequences .....	29
3.7 Perhitungan Initiation Cause Likelihood .....	30
3.8 Identifikasi Independent Protection Layer (IPL) .....	30
3.9 Penentuan Target Mitigated Event Likelihood (TMEL) .....	32
3.10 Perhitungan Reability, Safety, dan SIL TARGET .....	33

3.11	Menentukan Nilai SIL Berdasarkan PFD (Probability Failure On Demand).....	35
BAB IV ANALISIS HASIL DAN PEMBAHASAN .....		37
4.1	Hasil Pengumpulan Data .....	37
4.2	Hasil Perhitungan Nilai <i>Fouling Resisstance</i> .....	37
4.3	Hasil Model Nilai <i>Fouling Resisstance</i> dan Hasil Perhitungan Nilai <i>Fouling Resisstance</i> .....	38
4.4	Hasil Perhitungan Nilai Pressure Drop.....	39
4.5	Pemilihan dan Penjelasan Titik Studi (Node).....	40
4.6	Estimasi Causes, Consequences dan Severity Level ....	40
4.7	Menentukan Nilai Initiating Likelihood dan Protection Layers (IPL).....	41
4.8	Menentukan Nilai Target SIL Berdasarkan Nilai PFD (Probability Failure On Demand).....	44
4.9	Pembahasan.....	48
BAB V PENUTUP.....		49
5.1	Kesimpulan .....	49
5.2	Saran .....	49
DAFTAR PUSTAKA .....		51



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.1</b>	Gambar heat exchanger tipe shell dan tube. ....	5
<b>Gambar 2.2</b>	Struktur heat exchanger tipe shell dan tube. ....	5
<b>Gambar 2.3</b>	Heat Exchanger Networks .....	6
<b>Gambar 2.4</b>	Distribusi temperatur fouling pada heat exchanger	7
<b>Gambar 2.5</b>	Faktor koreksi untuk 1 shell, 2 tube atau lebih .....	9
<b>Gambar 2.6</b>	Final element 1001 .....	17
<b>Gambar 2.7</b>	Final element 1002 .....	18
<b>Gambar 2.8</b>	Final element 1003 .....	18
<b>Gambar 2.9</b>	Final element 2002 .....	19
<b>Gambar 2.10</b>	LOPA ( <i>Layer Of Protection Area</i> ) .....	21
<b>Gambar 3.1</b>	Diagram Alir Tugas Akhir .....	25
<b>Gambar 3.2</b>	Diagram Alir Tugas Akhir (Lanjutan) .....	26
<b>Gambar 4.1</b>	Grafik fouling resistance pada heat exchanger 1 ..	37
<b>Gambar 4.2</b>	Grafik model fouling resistance heat exchanger ..	38
<b>Gambar 4.3</b>	Grafik Kenaikan Pressure Drop Heat Exchanger ..	39

*“Halaman ini memang dikosongkan”*

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2.1</b> Probability Density Function(PDF) dari SIL .....	19
<b>Tabel 3.1</b> Nilai PFD untuk IPL pada proses secara umum.....	31
<b>Tabel 3.2</b> Nilai PFD untuk IPL pada proses secara umum.....	32
<b>Tabel 4.1</b> Causes , Consequence dan Severity Level .....	40

*“Halaman ini memang dikosongkan”*

## DAFTAR NOTASI

BPCS	= Basic Process Control System
HAZOP	= Hazard and Operability
ICL	= Initiation Cause Likelihood
IPL	= Independent Protection Layer
IEL	= Intermediate Event Likelihood
LOPA	= Layer of Protection Analysis
MCR	= Maximum Continuous Rating
MTTF	= Mean Time To Failure
NCR	= Normal Continuous Rating
PFD*	= Probability of Failure on Demand
PFD**	= Process Flow Diagram
P&ID	= Piping and Instrumentation Diagram
RRF	= Risk Reduction Factor
SIF	= Safety Instrumented Function
SIL	= Safety Integrity Level
SIS	= Safety Instrumented System
TMEL	= Target Mitigated Event Likelihood



# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Saat ini *heat exchanger* tipe shell and tube adalah jenis penukar panas yang paling umum digunakan di kilang minyak dan pabrik kimia besar lainnya, karena bisa digunakan dalam tekanan tinggi. Banyak proses di industri telah menerapkan upaya untuk meminimalkan konsumsi energi dengan memaksimalkan rekoveri panas melalui *Heat Exchanger Network* (HEN). *Heat Exchanger Network* (HEN) merupakan bagian penting dari struktur pabrik yang biasanya terdiri dari beberapa *heat exchanger* yang dirangkai series dan paralel, *Heat Exchanger* merupakan suatu peralatan mekanik yang digunakan dalam proses perpindahan panas untuk mentransfer energi dari fluida panas ke fluida dingin, ataupun sebaliknya. Efisiensi *heat exchanger* bergantung pada desain dan kondisi operasi *heat exchanger*. Fouling menyebabkan penurunan efisiensi pada *heat exchanger*, dan keberadaan fouling tidak dapat dihindari, sehingga mitigasi fouling sangat diperlukan. Selain dapat menyebabkan penurunan efisiensi, fouling juga dapat menyebabkan adanya kebocoran (*leakage*) pada *body and tube heat exchanger*<sup>[1]</sup>.

Kebocoran merupakan salah satu potensi bahaya pada *heat exchanger*, selain kebocoran ada juga beberapa potensi bahaya diantaranya meledak, tekanan yang berlebihan, kebocoran, jumlah air tidak terkontrol, dan kegagalan dari instrumen. Selain bahaya intrinsik, faktor sumber daya manusia juga berpengaruh terhadap pengoperasian *heat exchanger*. Untuk mencegah kebocoran yang disebabkan oleh fouling maka diperlukan *Analisis Safety Integrity Level (SIL)* dengan Metode *Layer of Protection Analysis (LOPA)* dan prediksi dari sistem proteksi *heat exchanger* tersebut. Sistem proteksi merupakan sistem yang menjaga proses supaya tetap aman ketika keadaan yang berbahaya dan tidak diinginkan terdeteksi. Sistem proteksi biasanya disebut sebagai *Safety Instrumented System (SIS)* yang terdiri dari beberapa instrumen yang bekerja dalam satu sistem yang disebut sebagai *Safety Instrumented*

*Function* (SIF). SIS bukan merupakan sistem pengendalian umum yang menjamin bagaimana proses dapat berjalan sebagaimana yang diinginkan dan menghasilkan produk menurut desain *process engineer* (sesuai *set point*), tetapi menjamin keselamatan sebagaimana didesain oleh *process safety engineer* [2].

Hal yang paling penting dalam mendesain sebuah sistem *Safety Instrumented Function* (SIF) adalah analisa dari resiko yang ditimbulkan oleh *Equipment Under Control* (EUC) dan sistem pengendalian pada plant itu sendiri. Kegiatan ini meliputi identifikasi *hazard*, *analisa hazard* dan *risk assessment*. Desain sistem proteksi dilakukan berdasarkan *Hazard and Operability Study* (HAZOP). Pada Metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA) terdiri dari beberapa aspek diantara *Initiation Likelihood*, *General Process Design*, *BPCS*, *Alarms* dan respon dari operator, *Additional Mitigation Restricted Access*, *Additional Mitigations Dike (Bunds)* *pressure relief*. Untuk mendapatkan nilai *Probability of Failure on Demand* (PFD) *initiation likelihood* dari heat exchanger pada plant *heat exchanger network* Petronas Penapisan Malaysia diperlukan nilai failure rate. Nilai failure rate dapat didekati dari sisi thermal dan hidrolik, yaitu *Coefficient Heat Transfer* (U) dan *Pressure Drop* ( $\Delta P$ ). Prediksi nilai U dan  $\Delta P$  dapat didekati melalui prediksi *fouling resistance* (Rf). Dari nilai *Fouling Resistance* (Rf). SIL sendiri berhubungan dengan *Probability of Failure on Demand* (PFD) dari suatu SIF. Semakin tinggi nilai SIL, maka PFD dari SIS semakin kecil, sehingga perlu dilakukan analisa perhitungan SIL dengan metode Lopa untuk dapat Menentukan desain sif terhadap laju kegagalan dari heat exchanger akibat *fouling* yang dilakukan pada plant heat exchanger network Petronas Penapisan Malaysia<sup>[3]</sup>.

## 1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang diatas, rumusan masalah dari penulisan tugas akhir ini adalah:

- Bagaimana menentukan SIL target pada *heat exchanger network* berdasarkan laju kegagalan karena *fouling*?



### 1.3 Tujuan

Berdasarkan pemaparan latar belakang dan permasalahan maka tujuan dari penelitian tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

- Menentukan SIL target pada *heat exchanger network* berdasarkan laju kegagalan karena *fouling*.

### 1.4 Lingkup Kerja

Adapun lingkup kerja pada tugas akhir ini adalah melakukan permodelan *fouling* pada *heat exchanger* menggunakan data. Kemudian melakukan analisa SIF dengan melihat hubungan antar *fouling resistance* dengan *pressure drop* lalu melakukan perhitungan SIL.

*“Halaman ini memang dikosongkan”*

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

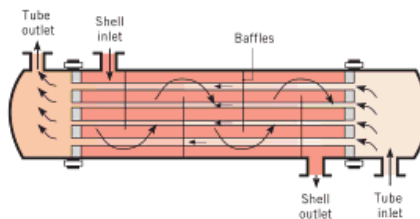
### 2.1 *Shell and Tube Heat Exchanger*

*Heat exchanger* adalah alat yang digunakan untuk memindahkan panas dari sistem ke sistem lain tanpa perpindahan massa yang bisa berfungsi sebagai pemanas maupun pendingin yang ditunjukkan pada gambar 2.1



**Gambar 2.1** Gambar heat exchanger tipe shell dan tube. [5]

Perpindahan panas ini sebagai perbandingan antara perpindahan panas yang diharapkan (nyata) dengan perpindahan panas maksimum yang mungkin terjadi dalam heat exchanger tersebut. Perpindahan panas maksimum mungkin terjadi bila salah satu fluida mengalami perbedaan suhu sebesar beda suhu maksimum yang terdapat dalam *heat exchanger* tersebut, yaitu selisih antara suhu masuk fluida panas dan fluida dingin. Fluida yang mungkin mengalami perbedaan suhu maksimum ini adalah fluida yang mempunyai nilai kapasitas panas minimum [4].



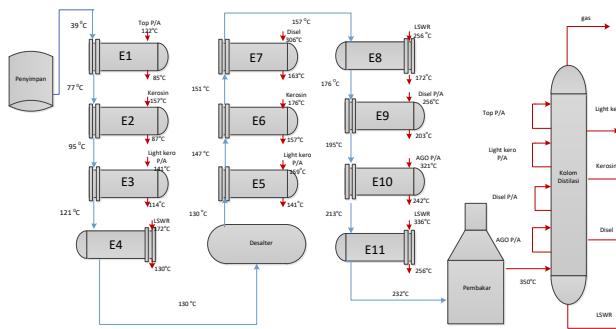
**Gambar 2.2** Struktur heat exchanger tipe shell dan tube [5]

*Heat exchanger* umumnya digolongkan berdasarkan arah aliran fluidanya. *Heat exchanger* paling sederhana adalah untuk mengalirkan fluida panas dan dingin yang bergerak di arah yang sama atau berlawanan dan keluar dari *heat exchanger* dari tempat yang sama. *Heat exchanger* paling sederhana adalah dengan konfigurasi beberapa jumlah perlintasan *shell* dan *tube*. *Baffle* digunakan untuk meningkatkan koefisien konveksi fluida sisi *shell* dengan manginduksi turbulensi dan sebuah kecepatan aliran menyeberang *tube*. Dalam pengaplikasiannya *baffle* akan mengurangi vibrasi pada *tube* akibat aliran induksi fluida yang menyeberang.

Klasifikasi penting *heat exchanger* digunakan untuk mencapai area permukaan *heat transfer* per unit volume yang luas ( $>400 \text{ m}^2/ \text{m}^3$  untuk cairan dan  $>700 \text{ m}^2/ \text{m}^3$  untuk gas). Pengkarakterisasian *heat exchanger* termasuk berapa jumlah *finned* atau *plate* pada *tube*, paling tidak memerlukan data berupa jenis fluida (cair atau gas) dan berapa koefisien konveksinya [5].

## 2.2 Heat Exchanger Network

Data diambil dan diolah menggunakan *Ms. Office Excel* untuk kemudian didapatkan nilai resistansi fouling dari sebelas *Heat Exchanger* yang dirangkai membentuk *Heat Exchanger Networks (HEN)*. *Heat Exchanger Networks (HEN)* pada *Crude Distillation Unit (CDU)* dapat dilihat pada gambar 2.3 dan juga pada lampiran

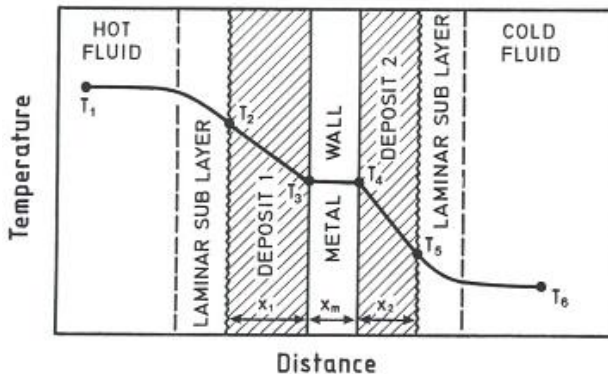


**Gambar 2.3** Heat exchanger networks [6]

### 2.3 Fouling

Menurut Bott *fouling* pada *heat exchanger* merupakan akumulasi lapisan pada permukaan *shell* dan *tube heat exchanger*. Keberadaan lapisan ini menyebabkan perubahan resistansi pada *heat exchanger* sehingga mengurangi efisiensinya. *Foulant* terjadi akibat kombinasi temperatur dan kecepatan fluida pada kondisi operasi. *Foulant* bisa berbentuk kristal, materi biologis, atau korosi.

Pada operasi normal *heat exchanger* permukaan akan terkena *fouling* oleh impuriti fluida, formasi abu, atau reaksi lain antara fluida dengan material dinding. Lapisan film pada permukaan dapat meningkatkan resistansi pada *heat transfer* antar fluida. Nilai *fouling* faktor tergantung pada temperatur operasi, kecepatan fluida dan lama penggunaan *heat exchanger* [5].



**Gambar 2.4** Distribusi temperatur yang melintasi fouling pada permukaan heat exchanger. [6]

$T_1$  merupakan temperatur *bulk* fluida panas pada bagian *Shell* dan  $T_6$  adalah *bulk* fluida dingin pada bagian *tube*. Sub layer adalah laminar akibat gesekan fluida dengan *fouling*. Umumnya konduktivitas *foulant* adalah rendah tidak seperti besi yang relatif tinggi. Dengan konduktivitas *foulant* rendah mengakibatkan energi panas fluida  $T_1$  ke fluida  $T_6$  melalui dinding *tube* menjadi terhambat. [7]

Resistensi fouling dapat dihitung menggunakan :

$$R_f = \frac{1}{U_a} - \frac{1}{U_c} \quad (2.1)$$

Dengan :  $U_a$  = koefisien *heat transfer* pada kondisi aktual  
(W/ m<sup>2</sup> K)

$U_c$  = koefisien *heat transfer* pada kondisi bersih  
(W/ m<sup>2</sup> K)

Sedangkan resistansi aktual pada *HE* tipe *segmental* adalah

$$\frac{1}{U_a} = \frac{AF\Delta T_{lm}}{Q} \quad (2.2)$$

Dengan:  $A$  = luas *heat transfer* (m<sup>2</sup>)

$F$  = faktor koreksi *HE* tipe *segmental*

$\Delta T_{lm}$  = perbedaan temperatur rata-rata (°C)

$Q$  = laju *heat transfer* (W)

Luas *heat transfer* mempunyai persamaan

$$A = \frac{q}{U_D F LMTD} \quad (2.3)$$

Dengan :  $U_D$  = koefisien *heat transfer* keseluruhan (W/ m<sup>2</sup> K)

$LMTD$  = *Log Mean Temperature Difference*

$$LMTD = \frac{(T_{o\ out} - T_{o\ in}) - (T_{i\ out} - T_{i\ in})}{\ln\left(\frac{T_{o\ out} - T_{o\ in}}{T_{i\ out} - T_{i\ in}}\right)} \quad (2.4)$$

Dengan :  $T_{o\ in}$  = Temperature inlet *shell* (°C)

$T_{o\ out}$  = Temperature outlet *shell* (°C)

$T_{i\ in}$  = Temperature inlet *tube* (°C)

$T_{i\ out}$  = Temperature outlet *tube* (°C)

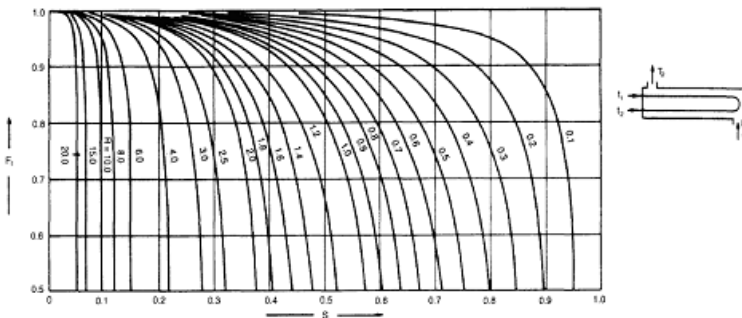
Faktor koreksi mempunyai persamaan

$$F = \frac{\sqrt{(R^2+1)} \ln \left[ \frac{(1-S)}{(1-RS)} \right]}{(R-1) \ln \left[ \frac{2-S[R+1-\sqrt{R^2+1}]}{2-S[R+1+\sqrt{R^2+1}]} \right]} \quad (2.5)$$

$$R = \frac{(T_{o \text{ in}} - T_{o \text{ out}})}{(T_{i \text{ out}} - T_{i \text{ in}})} \quad (2.6)$$

$$S = \frac{(T_{i \text{ out}} - T_{i \text{ in}})}{(T_{o \text{ in}} - T_{i \text{ in}})} \quad (2.7)$$

Faktor koreksi untuk 1 shell, 2 tube heat exchanger tipe *segmental* dapat ditentukan dengan chart pada gambar 2.5



**Gambar 2.5** Faktor koreksi untuk 1 shell, 2 tube <sup>[7]</sup>

Perbedaan temperature rata-rata dapat ditentukan dengan

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{o \text{ in}} - T_{i \text{ out}}) - (T_{o \text{ out}} - T_{i \text{ in}})}{\ln \frac{(T_{o \text{ in}} - T_{i \text{ out}})}{(T_{o \text{ out}} - T_{i \text{ in}})}} \quad (2.8)$$

Sedangkan  $Q$  pada *HE* mempunyai persamaan

$$Q = mc\Delta T \quad (2.9)$$

Dengan :  $m$  = mass flow rate (kg/h)

$c$  = spesifik panas fluida (J/ kg °C)

$\Delta T$  = perbedaan temperatur input fluida antara *shell* dan *tube* ( $^{\circ}\text{C}$ )

Suatu metode pendekatan perhitungan untuk variasi spesifik koefisien *heat transfer* untuk aliran *counterflow* dibuat oleh *Colburn*. Maka didapatkan persamaan untuk resistansi bersih pada *HE* tipe *segmental* dari persamaan *Colburn* ini adalah

$$\frac{1}{U_c} = \frac{d_o}{d_i h_{i,a}} + \frac{d_o (R_{f,i})_0}{d_i} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + (R_{f,o})_0 + \frac{1}{h_{o,a}} \quad (2.10)$$

Dengan :  $d_o$  = diameter output *tube* ( $\text{m}^2$ )

$d_i$  = diameter input *tube* ( $\text{m}^2$ )

$(R_{f,i})_0$  = resistansi *fouling* bagian input tube pada kondisi awal ( $\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C} / \text{W}$ )

$(R_{f,o})_0$  = resistansi *fouling* bagian input shell pada kondisi awal ( $\text{m}^2 \cdot ^{\circ}\text{C} / \text{W}$ )

$k_w$  = konduktivitas termal dinding ( $\text{W} / \text{m} \cdot ^{\circ}\text{K}$ )

$h_o$  = koefisien *heat transfer shell* pada *HE segmental* ( $\text{W} / \text{m}^2 \cdot \text{K}$ )

$h_i$  = koefisien *heat transfer tube* pada *HE segmental* ( $\text{W} / \text{m}^2 \cdot \text{K}$ )

Suatu metode dibuat oleh Bell Delaware mengasumsikan bahwa *flow rate* dan temperature *inlet* dan *outlet* fluida sisi *shell* adalah spesifik dan densitas, viskositas, konduktivitas termal, dan panas spesifik fluida sisi shell diketahui.

Berdasarkan metode Bell-Delaware,  $h_i$  pada *HE segmental* mempunyai persamaan

$$h_i = \frac{0.023 Re_t^{0.8} Pr_t^{0.4} \left(\frac{\mu_s}{\mu_w}\right)^{0.14} k}{d_i} \quad (2.11)$$

Dengan :  $Re_t$  = bilangan *Reynold* pada tube

$Pr_t$  = bilangan *Prandtl* pada tube

$\mu_s$  = viskositas pada *bulk mean* temperatur fluida sisi *tube* ( $\text{kg} / \text{m} \cdot \text{s}$ )



$\mu_w$  = viskositas pada temperature dinding *tube* fluida sisi *tube* (kg/m.s)

$k$  = *shear stress* (kg/ m<sup>2</sup>)

Persamaan untuk bilangan Reynold pada *tube*

$$Re_t = \frac{G_t ID_t}{\mu_t} \quad (2.12)$$

Dengan :  $ID_t$  = diameter dalam tube (m<sup>2</sup>)

$G_t$  = kecepatan aliran massa pada tube (kg/m<sup>2</sup> h)

$\mu_t$  = viskositas *crude oil* (kg/ m h)

Persamaan untuk bilangan *Prandtl* pada tube

$$Pr_t = \frac{cp_t \mu_t}{k_t} \quad (2.13)$$

Dengan :  $cp_t$  = panas spesifik *crude oil* (W h/Kg K)

$k_t$  = konduktivitas termal *crude* (W/ m K)

Sedangkan  $h_o$  pada *HE segmental* mempunyai persamaan

$$h_o = h_{id} J_c J_l J_b J_s J_r \quad (2.14)$$

$$h_{id} = \frac{J_i C_{p,s} G_s \left( \frac{\mu_s}{\mu_w} \right)^{0.14}}{P_r^{2/3}} \quad (2.15)$$

Dengan :  $h_{id}$  = koefisien transfer panas *tube* desain (W/ m<sup>2</sup> K)

$J_c$  = faktor koreksi untuk *baffle cut* dan *spacing*

$J_l$  = faktor koreksi untuk efek kebocoran *baffle*

$J_b$  = faktor koreksi untuk *bundle* aliran *bypass*

$J_s$  = faktor koreksi untuk *baffle spacing* variabel pada inlet dan outlet

$J_r$  = faktor koreksi untuk kerugian penumpukan gradien temperature pada aliran laminar

$J_i$  = faktor j ideal *Coulburn* untuk *shell*

$C_{p,s}$  = kapasitas panas (J/Kg °C)

$G_s$  = kecepatan massa pada *shell* (Kg/ m<sup>2</sup> h)

$\mu_s$  = viskositas pada *bulk mean* temperatur fluida sisi

$shell$ (kg/m.s)  
 $\mu_w$  = viskositas pada temperature dinding *tube* fluida sisi  
 $shell$  (kg/m.s)  
 $Pr$  =bilangan *prandtl* pada *shell*

Bilangan *Prandtl* pada *shell* dapat ditentukan dengan persamaan

$$Pr = \frac{cp_s \mu_s}{k_s} \quad (2.16)$$

Dengan :  $cp_s$  = panas spesifik *product* (W h/Kg K)  
 $\mu_s$  = viskositas *product* (kg/ m h)  
 $k_s$  = konduktivitas termal *product* (W/ m K)

Kecepatan massa pada shell dapat ditentukan dengan

$$G_s = \frac{W_s}{a_s} \quad (2.17)$$

Dengan :  $W_s$  = Laju aliran massa pada *shell* (kg/ h)  
 $a_s$  = Luas daerah aliran pada *shell* (m<sup>2</sup>)

Terdapat suatu persamaan korelasi laju *fouling linear* sebagai prediksi *fouling* dan temperatur *film threshold* dan kecepatan fluida dari Ebert dan Panchal [1995]:

$$\frac{dR_f}{dt} = \alpha Re^{-\beta} \exp\left(-E/RT_f\right) - \gamma \tau_w \quad (2.18)$$

Dengan :  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $E$  dan  $\gamma$  = konstanta yang ditentukan dari data eksperimen.

$T_f$  = Rata rata temperatur film

Model Ebert dan Panchal mengabaikan pengaruh konduktivitas termal minyak mentah dan panas spesifik dan hanya bergantung pada pengaruh densitas dan viskositas melalui nomor

*Reynold*. Maka Ebert dan Panchal mengubah modelnya dengan keikutsertaan nomor *Prandtl*

$$\frac{dR_f}{dt} = \alpha \text{Re}^{-\beta} \text{Pr}^{-0.33} \exp(-E/RT_f) - \gamma \tau_w \quad (2.19)$$

Nilai  $\beta$  diasumsikan -0.66 dan temperature film  $T_f$  ditentukan oleh

$$T_f = T_b + 0.55(T_s - T_b) \quad (2.20)$$

Dalam model ini temperatur menyajikan kontribusi *fouling* oleh reaksi kimia yakni penggunaan temperature film atau temperature permukaan tergantung pada peraihan reaksi kimia. Maka dari itu temperature permukaan digunakan jika reaksi kimia diraih pada permukaan *heat transfer*, sementara temperature permukaan digunakan jika reaksi kimia diraih dalam layer batas termal. Maka Polley [2002] mengamati :

- Untuk aliran turbulen melalui tube sirkular, nomor Reynold lebih mendekati -0.8 daripada -0.66
- Penggunaan temperature dinding dalam istilah *Arrhenius* lebih mendekati daripada temperature film
- Mekanisme *removal* adalah oleh transfer massa sebelum pembentukan deposit, yang menggunakan nomor *Reynold* 0.2.

Berdasarkan pengamatan Polley membuat perubahan sederhana dari Ebert dan Panchal :

$$\frac{dR_f}{dt} = \alpha \text{Re}^{-\beta} \text{Pr}^{-0.33} \exp(-E/RT_s) - \gamma \text{Re}^{0.8} \quad (2.21)$$

Kemudian Nasr dan Givi memberikan pengaruh model *fouling threshold* yang tergantung pada nomor *Prandtl*

$$\frac{dR_f}{dt} = \alpha \text{Re}^{-\beta} \exp(-E/RT_f) - \gamma \text{Re}^{0.4} \quad (2.22)$$

Model Nasr dan Givi menjadi lebih empiris dari model awal karena nilai  $\beta$  adalah -1.547.

## 2.4 Penurunan Tekanan Akibat Fouling

Dalam kondisi permukaan perpindahan panas yang bersih, luas penampang untuk aliran adalah maksimum. Karena tidak ada endapan yang mengendap pada tube. Namun, ketika adanya pengotoran tubuh dalam tube selama operasi, dapat mengurangi luas penampang tube dan menyebabkan pressure drop di sisi tube meningkat. Ketebalan foulant dapat dihitung dengan menggunakan persamaan tahanan thermal foulant seperti yang ditunjukkan pada [8].

$$R_f = \frac{d_c \ln\left(\frac{d_c}{d_f}\right)}{2k_f} \quad (2.23)$$

Atau

$$d_f = d_c \exp\left(\frac{2k_f R_f}{d_c}\right) \quad (2.24)$$

dimana,

$d_c$  = diameter dalam *tube* kondisi bersih

$d_f$  = diameter dalam *tube* kondisi kotor

$k_f$  = *thermal conductivity*

$R_f$  = *fouling resistance*

Penurunan tekanan dalam tube untuk aliran fase tunggal dapat dihitung dengan :

$$\Delta P = 4f \left(\frac{L}{d_f}\right) \frac{\rho u_m^2}{2} \quad (2.25)$$

dimana,

$f$  = *fanning friction factor*

$L$  = panjang *tube*

$U_m$  = *mean velocity*

$\Delta P$  = *pressure drop*

$\rho$  = *desity fluida*

Perlu di catat bahwa pressure drop meningkat karena beberapa hal : (i) pengurangan diameter dalam tube dan (ii) peningkatan kecepatan aliran karena penurunan luas penampang untuk aliran.

Mean velocity ( $U_m$ ) dihitung sebagai berikut :

$$m = \rho u_m \frac{\pi d^2}{4} = \frac{\rho^2 u_m^2 \pi^2 d^2}{16} \rightarrow u_m^2 \propto \frac{m^2}{d^4} \quad (2.26)$$

Mempertimbangkan persamaan(2.25):

$$\Delta P \propto f \left( \frac{1}{d} \right) u_m^2$$

Menggunakan persamaan (2.25) dan (2.26):

$$\Delta P \propto f \left( \frac{m^2}{d^4} \right) \quad (2.27)$$

Dan pressure drop dibawah kondisi kotor dan bersih dapat dikaitkan sebagai berikut :

$$\frac{\Delta P_f}{\Delta P_c} = \left( \frac{d_c}{d_f} \right)^5 \quad (2.28)$$

## 2.5 Reability

*Reliability* atau keandalan merupakan kemungkinan dari suatu komponen atau sistem untuk dapat beroperasi atau melaksanakan fungsinya [Ebeling]. Fungsi tersebut telah ditetapkan pada kondisi pengoperasian tertentu dan dalam lingkungan tertentu untuk periode waktu yang telah ditentukan pula. Jadi, keandalan adalah kemungkinan untuk tidak mengalami kegagalan atau dapat melaksanakan fungsinya selama periode waktu ( $t$ ) atau lebih. Keandalan komponen, subsistem atau sistem produksi merupakan salah satu aspek yang dapat mempengaruhi kesuksesan proses produksi. Evaluasi keandalan dapat membantu dalam memperkirakan peluang sebuah sistem atau komponen untuk dapat melaksanakan fungsinya dalam jangka waktu tertentu dan dalam

kondisi tertentu pula. Sistem atau komponen masih dapat beroperasi walaupun tidak dapat memenuhi fungsinya secara maksimal. Evaluasi keandalan ada beberapa yang harus diperhatikan, antara lain sebagai berikut. <sup>[9]</sup>

- a. Kegagalan dari komponen maupun sistem harus jelas dan dapat diobservasi.
- b. Waktu kegagalan dapat diidentifikasi.
- c. Pada saat kondisi normal, performansinya dapat diobservasi dengan jelas.

Nilai fungsi *reliability* merupakan nilai probabilitas, maka nilai fungsi *reliability* (R) bernilai  $0 \leq R \leq 1$ . Fungsi *reliability* dinotasikan sebagai R(t) dari sistem jika dipakai selama t satuan waktu. Probabilitas sistem dapat berfungsi dengan baik selama pemakaian [0,t]. Parameter yang akan diukur di dalam pengolahan data yaitu laju kegagalan komponen. Parameter tersebut merupakan variable *random* yang dapat didefinisikan secara kontinyu. Perhitungan nilai keandalan secara umum, menggunakan persamaan berikut ini. <sup>[3]</sup>

$$R(t) = 1 - F(t) = \int_0^{\infty} f(t)dt \quad (2.29)$$

- a. Distribusi normal

$$R(t) = 1 - \Phi\left(\frac{t-\mu}{\sigma}\right) \quad (2.30)$$

- b. Distribusi lognormal

$$R(t) = 1 - \int_0^t \frac{1}{\sigma t \sqrt{2\pi}} \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{\ln(t-\mu)}{\sigma}\right)^2\right] dt \quad (2.31)$$

- c. Distribusi weibull

- Dua parameter

$$R(t) = \exp\left[-\left(\frac{t-\gamma}{\eta}\right)^\beta\right] \quad (2.32)$$

- Tiga parameter

$$R(t) = \exp \left[ - \left( \frac{t-t_0}{\eta} \right)^\beta \right] \quad (2.33)$$

- d. Distribusi Eksponensial

$$R(t) = e^{-\lambda(t\gamma)} \quad (2.34)$$

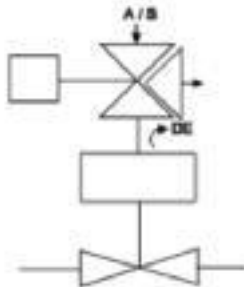
## 2.6 Safety Integrity Level

SIL adalah level keamanan dari *Safety Instrumented System* (SIS). SIL diartikan sebagai SIL 1, 2, 3, dan 4. Semakin tinggi tingkatan SIL, maka keamanan dari SIS lebih baik. Kinerja SIS yang lebih baik dicapai dengan ketersediaan keamanan yang lebih tinggi<sup>[3]</sup>.

*Safety Integrity Level* (SIL) didefinisikan sebagai kategori tingkat keamanan dari suatu konfigurasi sistem instrumentasi yang disebut *Safety Instrumented System* (SIS). SIS akan bekerja ketika ada indikasi bahaya dari suatu jalannya proses seperti *over pressure, over flow* dan bahaya lainnya. Dalam istilah sederhana, SIL adalah pengukuran kinerja yang diperlukan untuk keselamatan fungsi instrumentasi (SIF). SIF berfungsi untuk melindungi terhadap bahaya, melakukan fungsi keselamatan dan SIF bersifat independen dibanding proteksi atau sistem mitigasi lainnya.

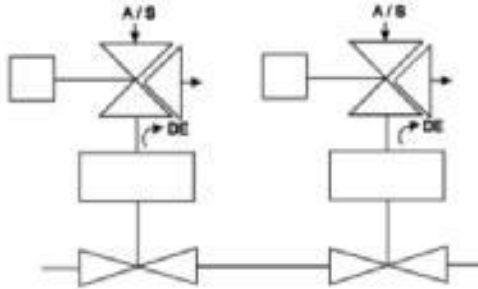
Setiap SIF mempunyai arsitektur yang berbeda, terdapat enam macam arsitektur SIF yaitu:

1. 1oo1 artinya *one out of one*, terdapat 1 keluaran dari 1 SIF. Atau dapat diartikan memiliki satu sensor dan satu aktuator. Arsitektur dari 1oo1 ditampilkan pada Gambar 2.5



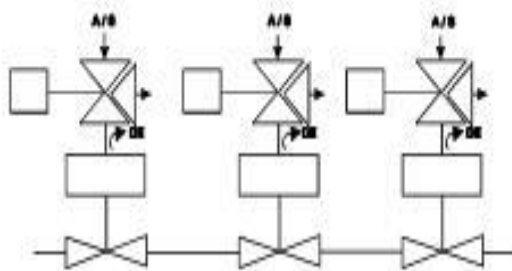
**Gambar 2.6** Final element 1oo1 <sup>[7]</sup>

2. 1oo2 artinya *one out of two*, terdapat 1 keluaran dari 2 SIF. Atau dapat diartikan memiliki satu sensor dan dua aktuator. Arsitektur dari 1oo2 ditampilkan pada Gambar 2.6



**Gambar 2.7** Final element 1oo2<sup>[7]</sup>

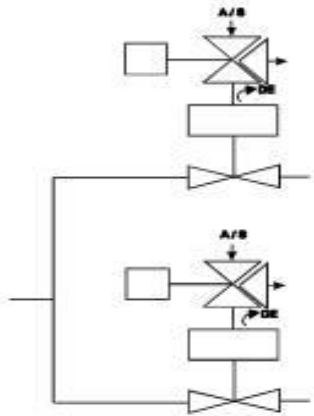
3. 1oo3 artinya *one out of three*, terdapat 1 keluaran dari 3 SIF. Atau dapat diartikan memiliki satu sensor dan tiga aktuator. Arsitektur dari 1oo3 ditampilkan pada Gambar 2.7



**Gambar 2.8** Final element 1oo3.<sup>[7]</sup>

4. 2oo2 artinya *two out of two*, terdapat 2 keluaran dari 2 SIF. Atau dapat diartikan memiliki dua sensor dan dua aktuator. Arsitektur dari 2oo2 ditampilkan pada Gambar 2.8





**Gambar 2.9** Final element 2oo2<sup>[7]</sup>

5. 2oo3 artinya *two out of three*, terdapat 2 keluaran dari 3 SIF.
6. 2oo4 artinya *two out of four*, terdapat 2 keluaran dari 4 SIF.

**Tabel 2.1** Probability Density Function(PDF) dari SIL<sup>[3]</sup>

DEMAND MODE OF OPERATION		
Safety integrity level (SIL)	Target average probability of failure on demand	Target risk reduction
4	$\geq 10^{-5}$ to $< 10^{-4}$	$> 10,000$ to $\leq 100,000$
3	$\geq 10^{-4}$ to $< 10^{-3}$	$> 1000$ to $\leq 10,000$
2	$\geq 10^{-3}$ to $< 10^{-2}$	$> 100$ to $\leq 1000$
1	$\geq 10^{-2}$ to $< 10^{-1}$	$> 10$ to $\leq 100$

Penentuan nilai SIL sangat penting dalam tahapan pembuatan life cycle SIL. Metode dalam perhitungan SIL menggunakan metode kuantitatif dengan menggunakan persamaan:

$$PFD_{sys} = PFD_s + PFD_l + PFD_{fe} \quad (2.34)$$

Dimana :

- $PFD_{sys}$  : PFD rata-rata dari fungsi pengamanan
- $PFD_s$  : PFD dari sensor *subsystem*
- $PFD_l$  : PFD dari *logic subsystem*
- $PFD_{fe}$  : PFD dari *final element subsystem*

Untuk single-channel (1oo1) rumus yang digunakan untuk menghitung PFD adalah :

$$PFD_{1oo1} = \frac{\lambda_{du} \times T_1}{2} \quad (2.35)$$

Dimana :

$PFD_{1oo1}$  = *Probability Failure on Demand Average*

$\lambda_{du}$  = Laju kegagalan (*failure rate*)

$T_1$  = *Interval time / test function (hour)*. [3]

Safety integrity level (SIL) ditentukan dengan menghitung probabilitas suatu kegagalan akan terjadi dengan menggunakan persamaan:

$$\lambda = 1/MTTF \quad (2.36)$$

Dimana :

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

MTTF = *Mean Time To Failure*

Langkah terakhir adalah mencocokkan nilai PFD *average* dengan kriteria SIL pada tabel 1. Dari PFD selanjutnya dapat diketahui nilai *risk reduction factor* (RRF). *Risk reduction factor* merupakan tingkat penurunan risiko suatu equipment mengalami kegagalan. RRF dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

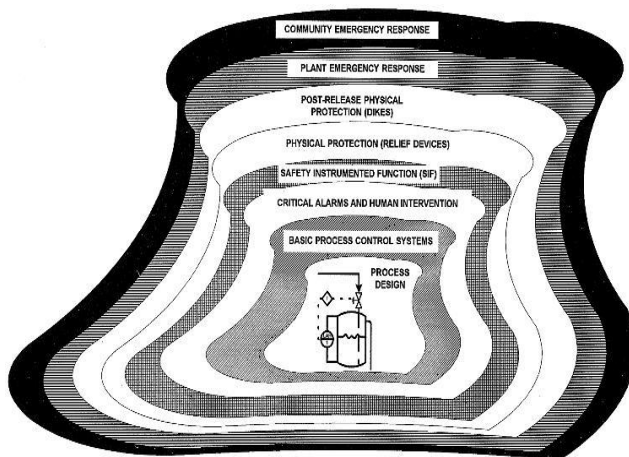
$$RRF = \frac{1}{PFD} \quad (2.37)$$

## 2.7 Layer of Protection Analysis (LOPA)

*Layer of Protection Analysis* (LOPA) merupakan metode semi-kuantitatif yang menggunakan tingkatan kategori sebagai pendekatan parameter untuk menganalisis dan menilai risiko (CCPS, 2001). Pendekatan dilakukan dengan mengevaluasi skenario yang diperoleh dan diidentifikasi potensi bahaya. Frekuensi dari konsekuensi yang tidak diinginkan dapat diketahui dengan mengalikan *Probability of Failure on Demand*

(PFD) lapisan pelindung dengan frekuensi kejadian awal. Lapisan pelindung pada LOPA berupa *general process design*, *basic process control system (BPCS)*, *alarm and human intervention*, *emergency shutdown system (ESD)*, dan *active and passive protection*. Dengan membandingkan frekuensi dari konsekuensi yang tidak diinginkan dengan frekuensi risiko yang dapat ditoleransi maka pengurangan risiko dan nilai SIL dapat ditentukan [7].

Tujuan utama dari metode LOPA adalah memastikan bahwa telah ada lapisan perlindungan yang sesuai untuk mengurangi skenario kecelakaan dan menghitung tingkat keamanan dari lapisan tersebut. Skenario bahaya mungkin saja membutuhkan satu atau lebih lapisan pelindung tergantung pada kompleksitas proses industri dan tingkat keparahan dari bahaya tersebut. Bentuk dari LOPA mirip dengan struktur bawang, yang ditampilkan pada Gambar 2.9 berikut ini.



**Gambar 2.10** LOPA (*Layer of protection area*) [7].

Sistem proteksi pada LOPA terdiri dari beberapa lapisan pelindung diantaranya:

*Basic Process Control System*

*Critical Alarms and Human Intervention Safety  
Instrumented System (SIF)  
Physical Protection (Relief Devices)  
Postrelease Physical Protection  
Plant Emergency Response  
Community Emergency Response*

*Independent Protection Layer (IPL)* adalah sebuah alat, sistem, atau tindakan yang dapat mencegah skenario berproses menjadi *consequence* yang tidak diinginkan dari *initiating events*. Perbedaan antara IPL dan *safeguard* adalah penting. *Safeguard* adalah alat, sistem atau tindakan yang akan menghentikan rantai kejadian setelah *initiating events*. Efektivitas IPL dihitung dengan istilah *probability failure on demand (PFD)* yang merupakan kemungkinan suatu sistem akan gagal melaksanakan fungsinya yang spesifik. PFD adalah angka tanpa dimensi antara 0 dan 1. Karakteristik lapisan perlindungan dan bagaimana seharusnya dikelompokkan sebagai IPL dalam metode LOPA dibahas pada penjelasan di bawah ini: <sup>[7]</sup>

- *Process Design*

Pada banyak perusahaan, diasumsikan bahwa beberapa skenario tidak dapat terjadi karena desain yang *inherently safer* pada peralatan dan proses. Pada perusahaan lainnya, beberapa fitur pada desain proses yang *inherently safer* dianggap *nonzero* PFD masih terjadi, artinya masih mungkin mengalami kegagalan industri. Desain proses harus dianggap sebagai IPL, atau ditetapkan sebagai metode untuk mengeliminasi skenario, tergantung pada metode yang digunakan oleh industri.

- *Basic Process Control System (BPCS)*

BPCS meliputi kendali manual normal, adalah level perlindungan pertama selama operasi normal. BPCS didesain untuk menjaga proses berada pada area aman. Operasi normal dari BPCS *control loop* dapat dimasukkan sebagai IPL jika sesuai kriteria. Ketika memutuskan menggunakan BPCS sebagai IPL, analisis harus mengevaluasi efektivitas akses kendali dan sistem

keamanan ketika kesalahan manusia dapat menurunkan kemampuan BPCS.

- *Critical Alarms and Human Intervention*

Sistem ini merupakan level perlindungan kedua selama operasi normal dan harus diaktifkan oleh BPCS. Tindakan operator, diawali dengan alarm atau observasi, dapat dimasukkan sebagai IPL ketika berbagai kriteria telah dapat memastikan keefektifan tindakan.

- *Safety Instrumented Function (SIF)*

SIF adalah kombinasi sensor, *logic solver* dan *final element* dengan tingkat integritas keselamatan spesifik yang mendeteksi keadaan diluar batas dan membawa proses berada pada fungsi yang aman. SIF merupakan fungsi *independent* dari BPCS. SIF normalnya ditetapkan sebagai IPL dan desain dari suatu sistem, tingkat pengurangan, dan jumlah dan tipe pengujian akan menentukan PFD dari SIF yang diterima LOPA.

- *Physical Protection (Relief Valves, Rupture Disc, etc)*

Alat ini, ketika ukuran, desain, dan perawatannya sesuai, adalah IPL yang dapat menyediakan perlindungan tingkat tinggi untuk mencegah tekanan berlebih. Keefektifan alat ini dapat rusak akibat kotor dan korosi, jika *block valves* dipasang di bawah *relief valve*, atau jika aktivitas inspeksi dan perawatan sangat memprihatinkan.

- *Post Release Protection (Dikes, Blast Walls, etc)*

IPLs ini adalah alat pasif yang dapat menyediakan perlindungan tingkat tinggi jika didesain dan dirawat dengan benar. Walaupun laju kegagalan rendah, kemungkinan gagal harus dimasukkan dalam skenario.

- *Plant Emergency Respons*

Fitur ini (pasukan pemadam kebakaran, sistem pemadaman manual, fasilitas evakuasi, dll) secara normal tidak ditetapkan sebagai IPLs karena diaktifkan setelah pelepasan awal dan terlalu

24

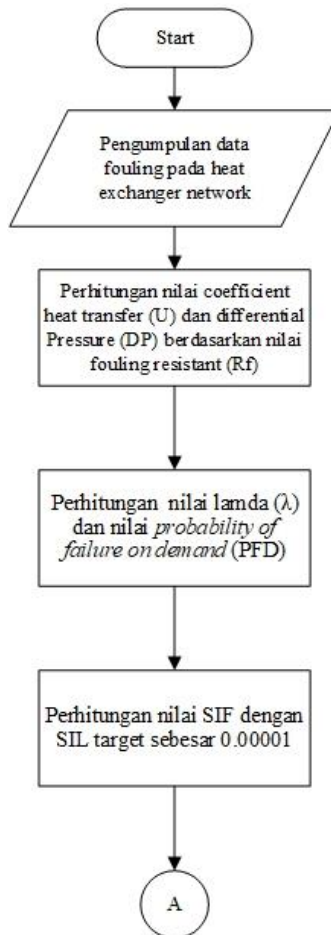
banyak variabel mempengaruhi keseluruhan efektivitas dalam mengurangi skenario.

- *Community Emergency Response*

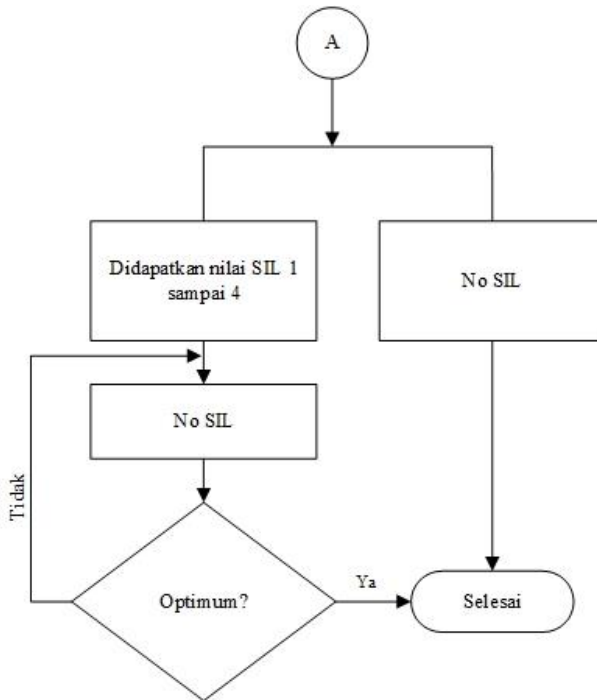
Pengukuran meliputi evakuasi komunitas dan tempat perlindungan secara normal tidak ditetapkan sebagai IPLs karena diaktifkan setelah pelepasan awal dan terlalu banyak variabel mempengaruhi keseluruhan efektivitas dalam mengurangi skenario. Hal ini tidak menyediakan perlindungan terhadap personil *plant*.

### BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Pada bagian ini akan dijelaskan mengenai metodologi dalam melakukan pengerjaan Tugas Akhir, sehingga langkah-langkah pengerjaan menjadi lebih sistematis dan terorganisir. Berikut merupakan *flowchart* dilakukannya Tugas Akhir



**Gambar 3.1** Diagram alir tugas akhir



**Gambar 3.2** Diagram alir tugas akhir (lanjutan)

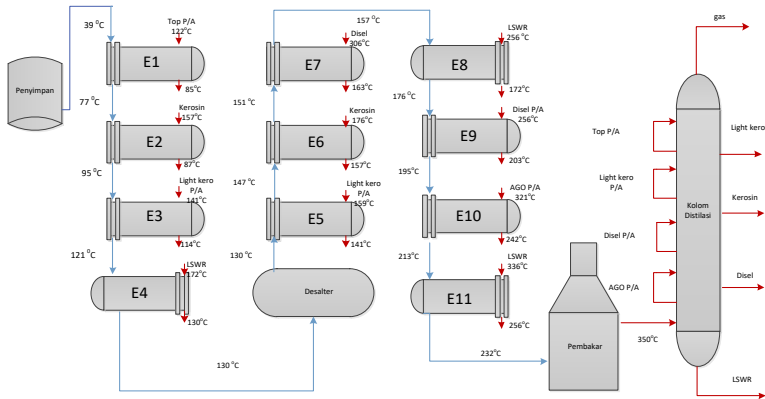
### 3.1 Studi Literatur

Studi literatur merujuk pada penelitian sebelumnya, berupa tugas akhir mahasiswa, buku mengenai *Layer of Protection Analysis (LOPA)* dan standar yang menunjang untuk menyelesaikan penelitian tugas akhir ini. Selain studi pustaka, juga dilakukan studi lapangan untuk mengetahui kondisi aktual unit *boiler* yang dijadikan penelitian tugas akhir.

### 3.2 Pengambilan Data

Pada bagian ini penulis akan mengumpulkan data menggunakan *Ms. Office Excel* untuk kemudian didapatkan nilai resistansi fouling dari sebelas *Heat Exchanger* pada *Crude Destillation Unit (CDU)* dapat dilihat pada gambar 3.1





Gambar 3.3 Heat exchanger networks [7]

- **Pengolahan data untuk mengolah data-data yang telah diambil menggunakan Ms. Office Excel.**

Pengolahan data digunakan untuk mencari permodelan nilai *fouling resisstance* dan mencari nilai *pressure drop* dari Heat Exchanger.

### 3.3 Perhitungan Pressure Drop

Pada bagian ini penulis akan menghitung nilai *pressure drop* dengan menggunakan nilai *fouling* yang sudah didapat menggunakan persamaan yang ada pada jurnal terdahulu<sup>[8]</sup>.

$$R_f = \frac{d_c \ln\left(\frac{d_c}{d_f}\right)}{2k_f} \quad (3.1)$$

Atau

$$d_f = d_c \exp\left(\frac{2k_f R_f}{d_c}\right) \quad (3.2)$$

dimana,

$d_c$  = diameter dalam tube kondisi bersih

$d_f$  = diameter dalam tube kondisi kotor

$k_f = \text{hermal conductivity}$

$R_f = \text{fouling resistance}$

Penurunan tekanan dalam tube untuk aliran fase tunggal dapat dihitung dengan :

$$\Delta P = 4f \left( \frac{L}{d_f} \right) \frac{\rho u_m^2}{2} \quad (3.3)$$

dimana,

$f = \text{fanning friction factor}$

$L = \text{panjang tube}$

$U_m = \text{mean velocity}$

$\Delta P = \text{pressure drop}$

$\rho = \text{desity fluida}$

Perlu di catat bahwa *pressure drop* meningkat karena beberapa hal : (i) pengurangan diameter dalam *tube* dan (ii) peningkatan kecepatan aliran karena penurunan luas penampang untuk aliran. Mean velocity ( $U_m$ ) dihitung sebagai berikut :

$$m = \rho u_m \frac{\pi d^2}{4} = \frac{\rho^2 u_m^2 \pi^2 d^2}{16} \rightarrow u_m^2 \propto \frac{m^2}{d^4} \quad (3.4)$$

Mempertimbangkan persamaan (2.25)

$$\Delta P \propto f \left( \frac{1}{d} \right) u_m^2$$

Menggunakan persamaan (2.25) dan (2.26):

$$\Delta P \propto f \left( \frac{m^2}{d^4} \right) \quad (3.5)$$

Dan *pressure drop* dibawah kondisi kotor dan bersih dapat dikaitkan sebagai berikut :

$$\frac{\Delta P_f}{\Delta P_c} = \left( \frac{d_c}{d_f} \right)^5 \quad (3.6)$$

### 3.4 Pemilihan dan Penjelasan Titik Studi (Node)

Unit yang dipilih untuk dilakukan analisis bahaya pada tugas akhir ini adalah heat exchanger network Petronas Penapisan Malaysia. Unit Heat Exchanger merupakan suatu peralatan mekanik yang digunakan dalam proses perpindahan panas untuk mentransfer energi dari fluida panas ke fluida dingin, ataupun sebaliknya. Node adalah pemisahan suatu unit proses menjadi beberapa bagian agar studi dapat dilakukan lebih terorganisir. Bertujuan untuk membantu dalam menguraikan dan mempelajari suatu bagian proses. Node yang diambil pada plant heat exchanger.

### 3.5 Penentuan Komponen Instrumentasi

Dari tiap titik studi yang ada, ditentukan komponen mana yang harus dalam keadaan baik guna mengatur proses di unit tersebut, dari mulai *input* yang menjadi bahan untuk proses, kemudian bagaimana proses pengolahan bahan baku yang terjadi, dan bagaimana *output* yang dihasilkan. Komponen tersebut terdiri dari *transmitter*, *indicator*, *controller* maupun *actuator* yang disertakan dalam *tag number* yang ada di P&ID.

### 3.6 Estimasi Causes dan Consequences

Tiap komponen dalam sebuah proses tentunya memiliki risiko. Salah satu komponen risiko dari scenario kecelakaan adalah cause dan consequences. Dalam LOPA, cause dan consequences diperkirakan berdasarkan tingkat keparahan. Cause adalah penyebab dari suatu kejadian yang mengalami penyimpangan. Consequences adalah akibat yang tidak diinginkan. Salah satu keputusan yang harus dibuat ketika memilih untuk mengimplementasikan LOPA adalah menentukan titik akhir dari consequences. Metode yang digunakan untuk mengkategorikan consequences harus konsisten dengan kriteria risiko yang dapat ditolerir perusahaan.

### 3.7 Perhitungan Initiation Cause Likelihood

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

$$MTTF = \frac{\sum TTF}{n TTF} \quad (3.7)$$

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

$$\lambda/\text{jam} = \frac{1}{MTTF} \quad (3.8)$$

$$\lambda/\text{tahun} = \frac{\lambda}{\text{jam}} \times 24 (\text{jam}) \times 365 (\text{hari}) \quad (3.9)$$

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

$$R(t) = e^{-\lambda t} \quad (3.10)$$

$$ICL = 1 - R(t) \quad (3.11)$$

### 3.8 Identifikasi Independent Protection Layer (IPL)

Pada tahap ini melakukan identifikasi terhadap tiap-tiap lapisan pelindung dari boiler B-6203 dan menghitung PFD dari tiap lapisan pelindung. Lapisan pelindung yang digunakan dalam LOPA meliputi IPL aktif dan pasif. Pada umumnya IPL aktif

disediakan dengan perlindungan tingkat tinggi dapat berupa sistem atau tindakan yang langsung diambil oleh operator yang selalu bergerak dari satu posisi ke posisi lain sebagai respon terhadap perubahan seperti proses yang terukur atau sinyal dari sumber lainnya. Hal ini berbeda halnya dengan IPL pasif yang hanya memberi perlindungan tinggi namun tidak terdapat tindakan yang dapat mengurangi risiko contohnya parit, tanggul, tembok tinggi, dan lainnya.

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

PFD dari masing-masing IPL ditunjukkan pada Tabel 3.3 berikut ini.

**Tabel 3.1** Nilai PFD untuk IPL pada proses secara umum. <sup>[10]</sup>

No	IPL	PFD
1	Sistem pengendalian proses dasar, jika tidak terkait dengan penyebab awal yang dipertimbangkan	$1.10^{-1}$
2	Alarm operator dengan waktu yang cukup untuk merespon	$1.10^{-1}$
3	<i>Relief valve</i>	$1.10^{-2}$
4	<i>Rupture disk</i>	$1.10^{-2}$
5	Flame / detonation arrestors	$1.10^{-2}$
6	Tanggul (bund/dike)	$1.10^{-2}$
7	Sistem drainase bawah tanah	$1.10^{-2}$
8	Saluran udara terbuka ( <i>open vent</i> )	$1.10^{-2}$
9	Anti api ( <i>fireproofing</i> )	$1.10^{-2}$
10	Dinding penahan ledakan/lubang perlindungan ( <i>Blast-wall/bunker</i> )	$1.10^{-3}$
11	Alat cadangan yang identik ( <i>redundant</i> )	$1.10^{-1}$ ( <i>maximum credit</i> )
12	Alat cadangan yang berbeda	$1.10^{-1} - 1.10^{-2}$

**Tabel 3.2** Nilai PFD untuk IPL pada proses secara umum (lanjutan).<sup>[10]</sup>

No	IPL	PFD
13	Kejadian lain	Berdasarkan pengalaman personal
14	SIS dengan SIL 1	$1.10^{-1}$ - $1.10^{-2}$
15	SIS dengan SIL 2	$1.10^{-2}$ - $1.10^{-3}$
16	SIS dengan SIL 3	$1.10^{-3}$ - $1.10^{-4}$
17	Trip pengaman mekanikal internal yang independen terhadap SIS	$1.10^{-1}$ - $1.10^{-2}$
18	Katup satu arah (NRV) atau <i>check valve</i>	$1.10^{-1}$
19	" <i>Inherently Safe</i> " Design	$1.10^{-2}$

### 3.9 Penentuan Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)

Untuk menentukan PFD dengan metode LOPA, yaitu dengan cara membagi nilai Target Mitigated Event Likelihood (TMEL). Target pengurangan kemungkinan kejadian merupakan nilai yang ditentukan oleh manajemen perusahaan mengenai target pencegahan kemungkinan bahaya yang terjadi dari suatu konsekuensi. Apabila nilai dari IEL = TMEL tidak diperlukan pengurangan risiko. Nilai TMEL ditampilkan pada Tabel 3.5 berikut ini.

**Tabel 3.2** *Target mitigated event likelihood*

Severity Level	Safety Consequences	Target Mitigated Event Likelihood/year
C <sub>A</sub>	Satu orang mengalami cedera ( <i>single first aid injury</i> )	3,E-02
C <sub>B</sub>	Banyak orang mengalami cedera ( <i>multiple first aid injuries</i> )	3,E-03
C <sub>C</sub>	Satu orang mengalami cacat fisik atau banyak orang mengalami cedera serius ( <i>single disabling injury or multiple serious injuries</i> )	3,E-04
C <sub>D</sub>	Kematian tunggal di lokasi kejadian ( <i>single on-site fatality</i> )	3,E-05
C <sub>E</sub>	Kematian lebih dari satu sampai tiga di lokasi kejadian ( <i>more than one and up to three on-site fatalities</i> )	1,E-05

### 3.10 Perhitungan Reability,Safety, dan SIL TARGET

Pada bagian ini penulis akan menghitung nilai *reliability* berdasarkan nilai *failure rate*. Dimana nilai *failure rate* didapatkan dari kegagalan heat exchanger yang dilihat dari jadwal pembersihan heat exchanger menurut *pressure drop* desain. Dan menghitung nilai pfd SIL untuk *heat exchanger*.

Fungsi keandalan (*reliability*) dinotasikan sebagai R(t) dari sistem jika dipakai selama t (satuan waktu). Probabilitas sistem dapat berfungsi dengan baik selama pemakain [0,t].<sup>[8]</sup>

$$R(t) = 1 - F(t) = 1 - \int_0^t f(t) dt \quad (3.12)$$

Dimana:

$R(t)$  = fungsi kehandalan

$F(t)$  = fungsi distribusi kegagalan

$f(t)$  = probabilitas kegagalan

*Failure Rate* atau laju kegagalan merupakan banyaknya kerusakan dari peralatan atau sistem yang terjadi pada interval waktu tertentu. Laju kegagalan secara matematis dirumuskan sebagai berikut

$$\lambda = \frac{f}{T} \quad (3.13)$$

Dimana:

F = banyaknya kegagalan

T = Total waktu operasi

$$\lambda(t) = \frac{f(t)}{R(t)} \quad (3.14)$$

Dimana:

$f(t)$  = fungsi kegagalan

$R(t)$  = fungsi kehandalan

Penentuan nilai SIL sangat penting dalam tahapan pembuatan life cycle SIL. Metode dalam perhitungan SIL menggunakan metode kuantitatif dengan menggunakan persamaan:

$$PFD_{sys} = PFD_s + PFD_l + PFD_{fe} \quad (3.15)$$

Dimana :

$PFD_{sys}$  : PFD rata-rata dari fungsi pengamanan *safety-related system*

$PFD_s$  : PFD dari sensor *subsystem*

$PFD_l$  : PFD dari *logic subsystem*

$PFD_{fe}$  : PFD dari *final element subsystem*

Safety integrity level (SIL) ditentukan dengan menghitung probabilitas suatu kegagalan akan terjadi dengan menggunakan persamaan:

$$\lambda = 1/MTTF \quad (3.16)$$



Dimana :

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

MTTF = *Mean Time To Failure*

Langkah terakhir adalah mencocokkan nilai PFD *average* dengan kriteria SIL pada tabel 1. Dari PFD selanjutnya dapat diketahui nilai *risk reduction factor* (RRF). *Risk reduction factor* merupakan tingkat penurunan risiko suatu equipment mengalami kegagalan. RRF dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$RRF = \frac{1}{PFD} \quad (3.17)$$

$$PFD = \left( \frac{\lambda \times Ti}{2} \right) \quad (3.18)$$

$$R(t) = e^{-\lambda t} \quad (3.19)$$

### 3.11 Menentukan Nilai SIL Berdasarkan PFD (Probability Failure On Demand)

Persyaratan untuk SIL yang diberikan tidak tetap di antara semua standar fungsional keselamatan. Dalam standar fungsional keselamatan Eropa berdasarkan IEC 61508 standar SIL ditetapkan sebanyak empat, dengan SIL 4 paling diandalkan dan SIL 1 sebagai standar. Sebuah SIL ditentukan berdasarkan sejumlah faktor kuantitatif dalam kombinasi dengan faktor-faktor kualitatif seperti proses pengembangan dan manajemen siklus keselamatan.

Nilai SIL diperoleh dari nilai *Probability Failure on Demand* (PFD) dan *Risk Reduction Factor* (RRF). Nilai SIL bukanlah hasil perhitungan matematis, melainkan hanya berupa nilai konversi dari nilai PFD dan RRF yang telah didapatkan. Untuk mengkonversikan nilai tersebut digunakan standar IEC 61508, yang dapat dilihat dalam Tabel 2.2 dibawah ini:

**Tabel 3.2** Probability density function(PDF) dari SIL. <sup>[10]</sup>

<b>DEMAND MODE OF OPERATION</b>		
<b>Safety integrity level (SIL)</b>	<b>Target average probability of failure on demand</b>	<b>Target risk reduction</b>
4	$\geq 10^{-5}$ to $< 10^{-4}$	$> 10,000$ to $\leq 100,000$
3	$\geq 10^{-4}$ to $< 10^{-3}$	$> 1000$ to $\leq 10,000$
2	$\geq 10^{-3}$ to $< 10^{-2}$	$> 100$ to $\leq 1000$
1	$\geq 10^{-2}$ to $< 10^{-1}$	$> 10$ to $\leq 100$

## BAB IV ANALISIS HASIL DAN PEMBAHASAN

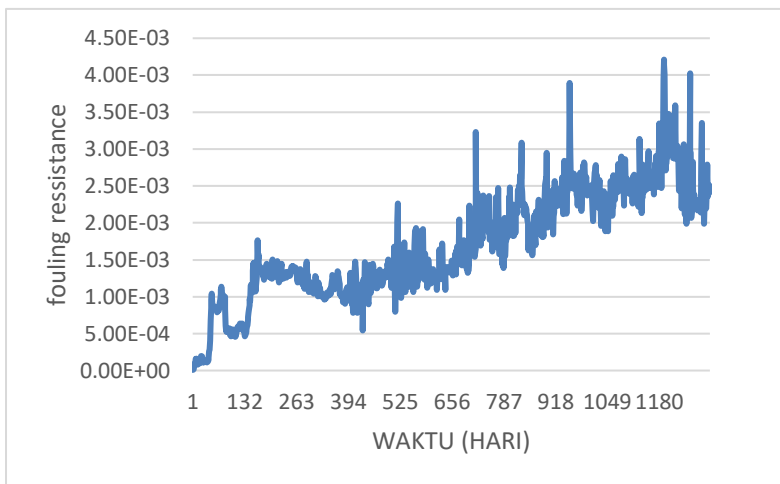
Pada bab ini dipaparkan hasil analisa dari penelitian yang telah dilakukan. Hasil analisa diharapkan mampu menjawab semua permasalahan yang telah ditentukan sehingga dapat memenuhi tujuan akhir dari penelitian.

### 4.1 Hasil Pengumpulan Data

Data yang dikumpulkan berupa data Piping and Instrumentation Diagram (P&ID), data Process Flow Diagram (PFD), data historical maintenance, data proses dari heat exchanger network.

### 4.2 Hasil Perhitungan Nilai *Fouling Resistance*

Dari hasil perhitungan *fouling resistance*, didapatkan grafik nilai yang sangat fluktuatif terhadap waktu. Data nilai fouling resistance dapat dilihat di gambar grafik berikut :



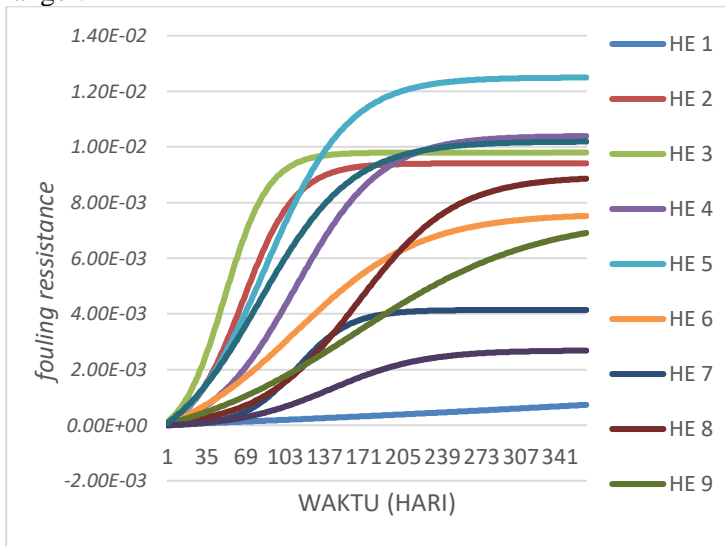
**Gambar 4.1** Grafik fouling resistance pada heat exchanger 1.

Dari grafik pada gambar 4.1 diatas, menunjukkan hubungan antara nilai fouling resistance dengan waktu. Terlihat bahwa nilai

fouling resistance sangat fluktuatif terhadap waktu. Untuk gambar grafik data fouling resistance heat exchanger lain di sajikan dalam lampiran 1.

#### 4.3 Hasil Model Nilai *Fouling Resistance* dan Hasil Perhitungan Nilai *Fouling Resistance*

Didapatkan nilai *fouling resistance* yang fluktuatif terhadap waktu dikarenakan beberapa faktor, karena dari data operasional tidak dapat menghasilkan grafik asimptotik tetapi dari data operasional yang diperoleh mencatat hasil operasional yang cukup lama, maka perlu dilakukan pendekatan regresi non-linear, untuk mendapatkan hasil yang linier. Berikut gambar grafik hasil model pendekatan regresi non-linear fouling resistance dari 11 heat exchanger.



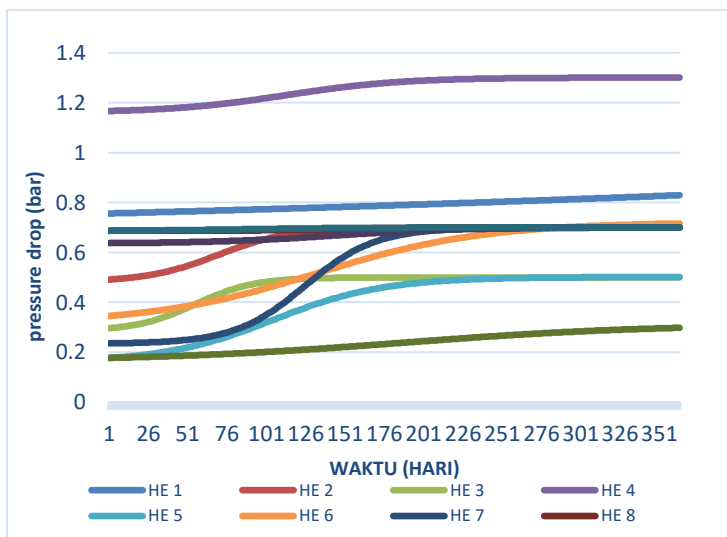
**Gambar 4.2** Grafik model fouling resistance pada heat exchanger.

Dari grafik pada gambar 4.2 diatas, menunjukkan data fouling resistance hasil model regresi non-linear dari 11 heat exchanger. Model pendekatan yang dipakai menggunakan regresi

asymptotik yang dimana sudah dijelaskan pada penelitian sebelumnya.

#### 4.4 Hasil Perhitungan Nilai Pressure Drop

Gambar 4.3 menunjukkan grafik hasil nilai kenaikan pressure drop berdasarkan perhitungan dengan data pendekatan model fouling resistance.



**Gambar 4.3** Grafik kenaikan pressure drop pada heat exchanger

Dari grafik pada gambar 4.3 diatas menunjukkan data *pressure drop* yang didapat dari perhitungan menggunakan data *fouling resistance* menggunakan persamaan (2.24). didapatkan nilai *pressure drop* semakin naik. Nilai *pressure drop* berbanding lurus dengan nilai *fouling resistance*, yang dimana semakin besar nilai *fouling resistance* membuat nilai *pressure drop* semakin besar juga. Tetapi besarnya *pressure drop* sendiri juga dipengaruhi oleh ketebalan kerak fouling ( $k_f$ ), nilai  $k_f$  sangat berpengaruh pada besar kecilnya *pressure drop*.

#### 4.5 Pemilihan dan Penjelasan Titik Studi (Node)

Unit yang dipilih untuk dilakukan analisis bahaya pada tugas akhir ini adalah heat exchanger network Petronas Penapisan Malaysia. Unit Heat Exchanger merupakan suatu peralatan mekanik yang digunakan dalam proses perpindahan panas untuk mentransfer energi dari fluida panas ke fluida dingin, ataupun sebaliknya. Node adalah pemisahan suatu unit proses menjadi beberapa bagian agar studi dapat dilakukan lebih terorganisir. Bertujuan untuk membantu dalam menguraikan dan mempelajari suatu bagian proses. Node yang diambil pada heat exchanger network ini adalah E1101 – E1111 .

#### 4.6 Estimasi Causes, Consequences dan Severity Level

Pada plant heat exchanger network E1101 – E 1111 tidak ditemukan BPCS , alarm dan mitigation restricted access maka salah satu causes and consequences dapat ditinjau dari fouling resistant pada 11 HE, dari gambar 4.2 dapat dilihat setiap HE mengalami kenaikan nilai fouling resistant, dan fouling resistant berpengaruh pada pressure drop dan jika terjadi perbedaan tekanan yang besar dapat menyebabkan kebocoran (leakage) pada sisi shell maupun tube , maka dapat disimpulkan causes and consequences pada 11 HE ini adalah shell dan tube leakage dan disebabkan oleh adanya fouling pada sisi shell dan tube .

**Tabel 4.1** Causes ,consequence dan severity level

No	Causes	Consequence	Severity level
He 1101a/b	More fouling in shell and tube heat exchanger	Different pressure, shell and tube leakage	Ce

Pada tabel 4.1 dijelaskan causes ,consequence dan severity level, pada HE 1101A/B didapatkan causes more fouling in shell and tube heat exchanger, Consequence different pressure, shell and tube leakage dan Severity Level CE. Karena HE 1101 - HE 1111

merupakan HE yang identik maka Causes ,Consequence dan Severity levelnya sama. Bisa dilihat pada Lampiran B.

#### 4.7 Menentukan Nilai Initiating Likelihood dan Protection Layers (IPL)

*Initiation likelihood* adalah salah satu protection layer dimana desain P&ID perusahaan didapatkan dari nilai PFD dari proses dan dapat dilihat dari oreda seperti tabel 4.3 dibawah ini.

**Tabel 4.2** Nilai lambda dari body leakage GPD dari oreda 2002  
Item: Heat Exchangers - Shell and tube

	AIR	ELP	ELU	IHT	INL	OTH
Blockage/plugged	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Breakage	1.39	0.00	1.39	0.00	0.00	0.00
Cavitation	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Corrosion	2.78	1.39	0.00	0.00	0.00	0.00
Deformation	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
External influence - general	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Faulty signal/indication/alarm	1.39	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Instrument failure - general	4.17	0.00	2.78	0.00	0.00	0.00
Leakage	0.00	11.11	0.00	0.00	0.00	0.00
Looseness	0.00	0.00	1.39	0.00	0.00	0.00
Material failure - general	0.00	0.00	1.39	0.00	0.00	0.00
Mechanical Failure - general	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
No signal/indication/alarm	2.78	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Other	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.39
Out of adjustment	5.56	0.00	1.39	0.00	0.00	0.00
Sticking	1.39	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Unknown	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.39
Vibration	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Wear	1.39	1.39	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	20.83	13.89	8.33	0.00	0.00	2.78

Nilai dari lambda yang didapatkan dari oreda dimasukkan ke dalam persamaan 3.9 dan didapatkan nilai PFD sebesar 0.973236. Karena HE 1101 - HE 1111 merupakan HE yang identik maka nilai PFD dapat digunakan pada seluruh proses.

*General Procces Design* didapatkan berdasarkan nilai PFD (Probability Failure On Demand), Dari nilai TBF yang didapatkan melalui perhitungan nilai fouling resistant berdasarkan pressure

drop maka dapat dihitung nilai laju keagalannya untuk digunakan menghitung nilai PFD dari 11 heat exchanger.

**Tabel 4.3** nilai TBF dan failure rate

Heat Exchanger	TBF	lamda	$pdf = (\lambda \times t) / 2$
HE 1101A/B	618	0.001618123	0.001618123
HE 1102A/B	590	0.001694915	0.001694915
HE 1103A/B	300	0.003333333	0.003333333
HE 1104A/B/C/D	290	0.003448276	0.003448276
HE 1105A/B/C/D	289	0.003460208	0.003460208
HE 1106	280	0.003571429	0.003571429
HE 1107	270	0.003703704	0.003703704
HE 1108A/B/C/D	580	0.001724138	0.001724138
HE 1109	380	0.002631579	0.002631579
HE 1110	370	0.002702703	0.002702703
HE 1111A/B	370	0.002702703	0.002702703

Dengan menggunakan persamaan (3.10) maka didapatkan nilai laju kegagalan dan dimasukkan kedalam persamaan (3.19), sehingga didapatkan PFD Desain dari General Proses Desain.

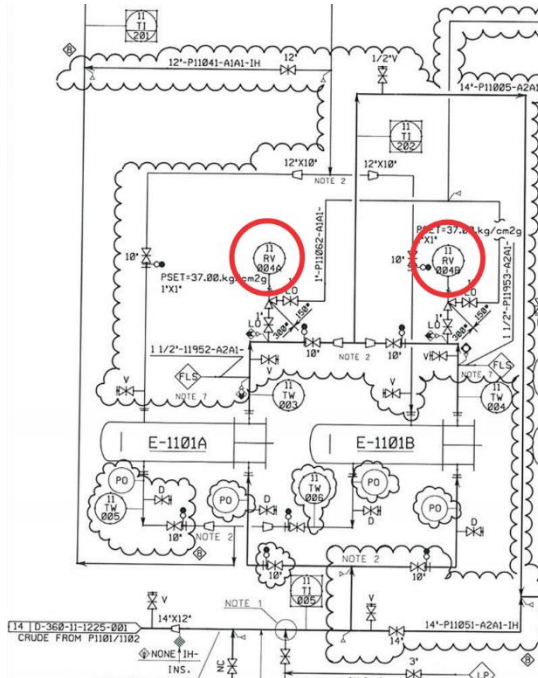
Basic Process Control System (BPCS) adalah protection layer dimana pada umumnya terbuat dari kontrol PID yang berfungsi menjaga kondisi proses pada lingkup yang aman (sesuai set point). Alarm adalah pesan peringatan ketika terjadi penurunan/kenaikan dan kegagalan dari suatu proses. Jika tidak terdapat BPCS atau alarm diberi nilai 1, jika ada maka dicari nilai probability failure on demand dari BPCS dan alarm tersebut.

Additional Restricted Access dapat berupa tanda larangan masuk daerah terbatas, namun pada plant tidak dapat diterapkan



karena di daerah tersebut terdapat banyak manusia yang bekerja. Oleh karena itu diberikan nilai 1.

Additional Restricted Dikes/Bunds atau dapat berupa relief valve. Relief valve adalah katup yang bekerja untuk membatasi tekanan dan mengatur apabila ada tekanan berlebih dengan membuka katup dimana selanjutnya fluida tersebut dapat dibuang atau dikembalikan ke reservoir.



**Gambar 4.4** P&ID Heat exchanger E 1101A/B

Pada HE 1101A/B Terdapat dua buah relief valve RV 004A dan RV 004B yang disusun secara 1oo2, dengan nilai PFD 0.001, dan untuk HE 1102 – HE 1111 terdapat 2 buah relief valve yang sama kecuali HE 1102, HE 1103, HE 1106, HE 1109, HE 1110 yang dapat dilihat pada LAMPIRAN B.

#### **4.8 Menentukan Nilai Target SIL Berdasarkan Nilai PFD (Probability Failure On Demand)**

Tahap selanjutnya adalah menghitung nilai IEL. IEL merupakan kemungkinan kejadian menengah yang sesuai dengan severity level. Nilai dari safeguard plant yang dibagi menjadi beberapa Independent Protection Layer (IPL) dijumlahkan menjadi satu bagian yaitu berupa nilai Safety Integrity Level. Nilai probability failure on demand (PFD) masing-masing Independent Protection Layer (IPL) diolah dengan mengalikan dengan nilai probability failure on demand. Hasil dari perhitungan akan menjadi nilai probability failure on demand (PFD).

Menghitung Intermediate Event Likelihood (IEL) Untuk menentukan PFD dengan metode LOPA, yaitu dengan cara membagi nilai Target Mitigated Event Likelihood (TMEL). Target pengurangan kemungkinan kejadian merupakan nilai yang ditentukan oleh manajemen perusahaan mengenai target pencegahan kemungkinan bahaya yang terjadi dari suatu konsekuensi. Nilai TMEL diberi nilai target  $10^{-5}$  sesuai dengan target diinginkan. Lalu dilakukan perhitungan SIL pada tabel 4.2 dibawah ini, untuk tabel yang lebih jelas dapat dilihat pada LAMPIRAN C.

**Tabel 4.4** Pehitungan nilai SIL

NO	1	2	3	4	5			6		7	8	9	10	11
					Protection Layers (PLs)									
HEAT EXCHANGER	Impact event description	Severity level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	General Process Design	BPCS	Alarms dan respon dari operator	Additional Mitigation. Restricted Access	Additional Mitigation s Dike (Bunds). Pressure	Intermediate Event Likelihood (IEL)	Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)	PFD = TMEL/IEL	SIL (determined by ratio of TMEL and IEL)	
					a	b	a	b						
HE 1101A/B	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	1.62E-03	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E-03	1.57E-06	1.00E-05	6.35E+00	<b>NO SIL</b>	
HE 1102A/B	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	1.69E-03	1.00E-01	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	1.65E-07	1.00E-05	6.06E+01	<b>NO SIL</b>	
HE 1103A/B	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	3.33E-03	1.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	3.24E-06	1.00E-05	3.08E+00	<b>NO SIL</b>	
HE 1104A/B/C/D	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	3.45E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	3.36E-06	1.00E-05	2.98E+00	<b>NO SIL</b>	

**Tabel 4.4** Pehitungan nilai SIL(lanjutan)

NO	1	2	3	4	5		6		7	8	9	10	11
	Impact event description				Severity level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	Protection Layers (PLs)					
HEAT EXCHANGER					General Process Design	BPCS	Alarms dan respon dari operator	Additional Mitigation. Restricted Access	Additional Mitigation's Dike (Bunds). Pressure				
					a	b	a	b					
HE 1105A/B/C/D	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	3.46E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	3.37E-06	1.00E-05	2.97E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1106	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	3.57E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	3.48E-06	1.00E-05	2.88E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1107	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	3.70E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	3.60E-06	1.00E-05	2.77E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1108A/B/C/D	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	1.72E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	1.68E-06	1.00E-05	5.96E+00	<b>NO SIL</b>

**Tabel 4.4** Pehitungan nilai SIL(lanjutan)

NO	1	2	3	4	5		6		7	8	9	10	11
	Impact event description				Severity level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	General Process Design	BPCS				
					a	b	a	b					
HE 1109	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	2.63E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	2.56E-06	1.00E-05	3.90E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1110	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	2.70E-03	1.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	2.63E-06	1.00E-05	3.80E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1111A/B	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	2.70E-03	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E-03	2.63E-06	1.00E-05	3.80E+00	<b>NO SIL</b>

#### 4.9 Pembahasan

Pada gambar grafik pada gambar 4.3 diatas menunjukkan data *pressure drop* yang didapat dari perhitungan menggunakan data *fouling resistance* menggunakan persamaan (2.24). didapatkan nilai *pressure drop* semakin naik. Nilai *pressure drop* berbanding lurus dengan nilai *fouling resistance*, yang dimana semakin besar nilai *fouling resistance* membuat nilai *pressure drop* semakin besar juga. Tetapi besarnya *pressure drop* sendiri juga dipengaruhi oleh ketebalan kerak fouling (kf), nilai kf sangat berpengaruh pada besar kecilnya *pressure drop*.

Dari grafik 4.3 nilai *pressure drop* akan naik sampai melewati batas yang di perbolehkan dengan kenaikan fouling. *Pressure drop* maksimum adalah batas *pressure drop* yang boleh terjadi pada heat exchanger sebelum terjadinya trip pada heat exchanger untuk menghindari kerugian yang lebih fatal. Penentuan batas *pressure drop* desain dipengaruhi oleh ketebalan material heat exchanger. Batas maksimum *pressure drop* yang di perbolehkan dijadikan acuan sebagai batas penentuan mean time to failure (MTTF). Dengan melihat hubungan *pressure drop* dengan reliability, MTTF heat exchanger E1101A/B adalah 618 hari ketika *pressure drop* mencapai nilai 0,9 bar sesuai batas desain. Nilai MTTF digunakan dalam perhitungan untuk mendapatkan nilai PFD dari inisiang likelihood, nilai PFD dari heat exchanger E1101A/B 0.001618123, lalu sisanya dapat dilihat di tabel 4.2.

Dari Tabel 4.4 diatas didapatkan hasil SIL yang rata-rata NO SIL dan dapat disimpulkan bahwa pada SIL TARGET yang ditentukan tidak ada penambahan equipment SIF.

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Setelah dilakukan analisa serta pembahasan maka didapatkan beberapa kesimpulan pada penelitian ini yaitu:

- Telah didapatkan nilai SIL yang rata-rata NO SIL pada sistem *Heat Exchanger Networks (HEN)* di Petronas Penapisan Malaysia berdasarkan laju kegagalan karena fouling, dan tidak perlu dilakukan penambahan safety integrated function.

#### **5.2 Saran**

Penulis memberikan saran untuk pengembangan penelitian lebih lanjut sebagai berikut:

- Untuk penelitian berikutnya diperlukan validasi perhitungan pemodelan nilai kenaikan fouling resistance dan penentuan nilai kf agar hasil pressure drop lebih valid lagi
- Preventive maintenance akan bermanfaat untuk memperpanjang umur produktivitas sebuah aset dengan mendeteksi dini bahwa sebuah aset memiliki titik kritis penggunaan (critical wear point) dan mungkin akan mengalami kerusakan. Akan lebih baik bahwa peralatan diproteksi, walau dengan biaya awal (initial cost) yang mahal namun akan berpengaruh dalam jangka panjang.

*“Halaman ini memang dikosongkan”*



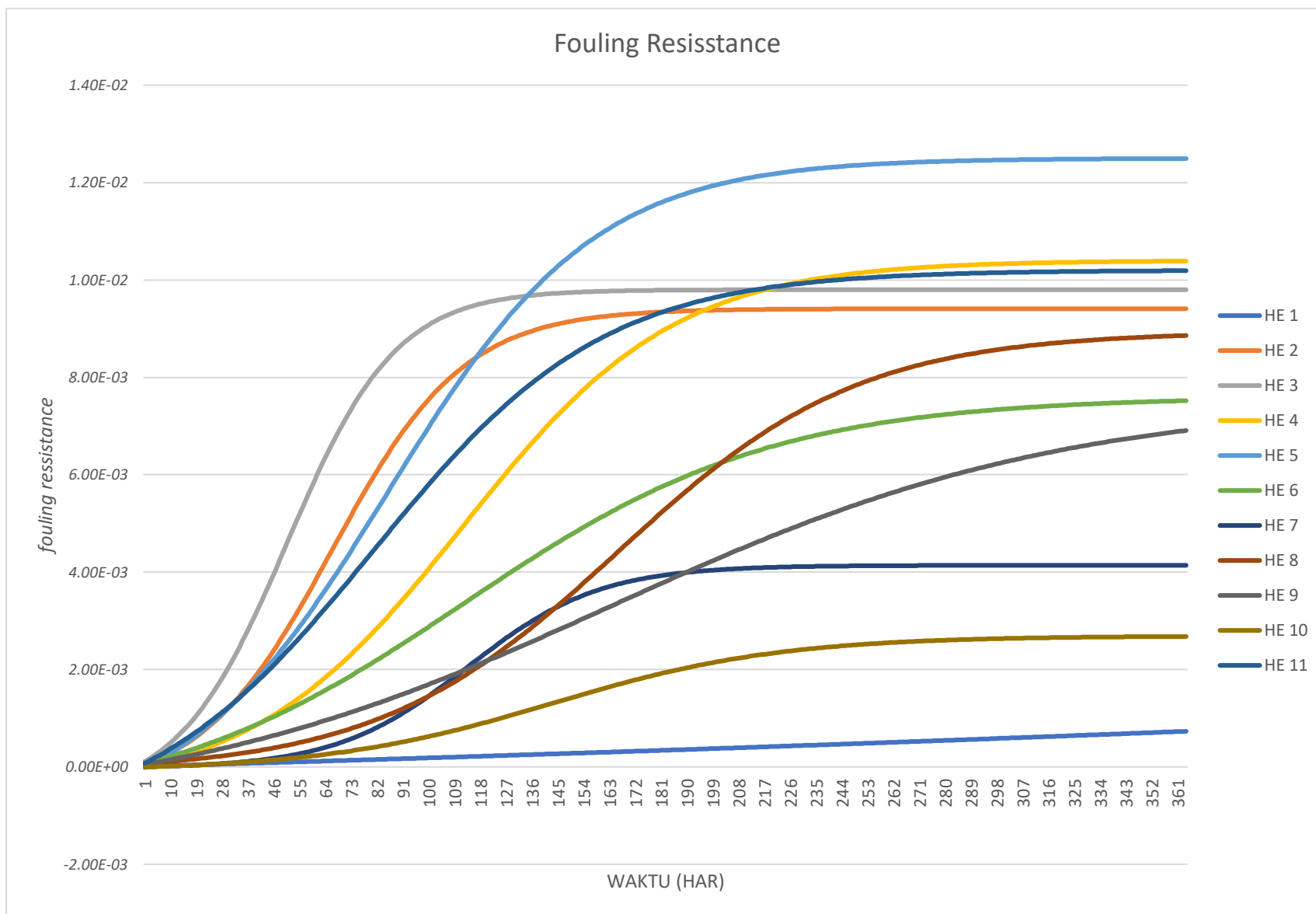
## DAFTAR PUSTAKA

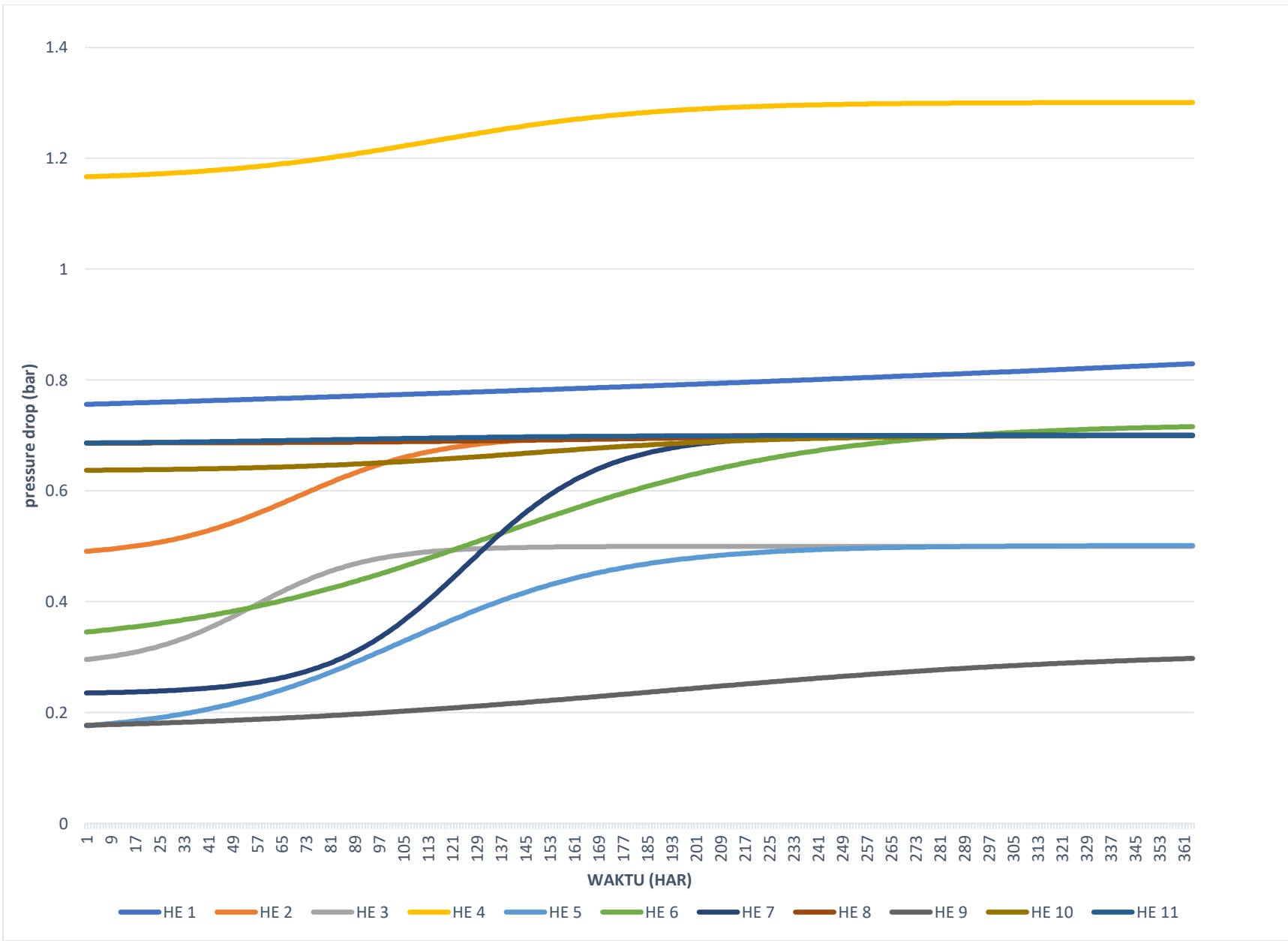
- [1] D. P. Sekulic, "Heat Transfer, A reconsideration of the definition of a heat exchanger," 1989, pp. 2748-2750.
- [2] E. Maiyana, Ya'umar and M. Ilyas Hs, "Evaluasi Safety Integrity Level Pada Element – Element Sistem Pengendalian Level Ammonia Stripper Di Pabrik I PT Petrokimia Gresik," JURNAL TEKNIK POMITS, vol. 1, no.1, pp. 1-6, 2013.
- [3] R. O. S Lingeswara and I. M. G. T, "Reliability analysis on a shell and tube heat exchanger," in *IOPScience*, Malaysia, 2016.
- [4] R. B. T, "Fouling of Heat Exchanger," in *Elsevier Science and Technology Books*, 1995.
- [5] P. I. Frank and S. Adrienne, *Fundamental of Heat and Mass Transfer*, United States of America, 2002.
- [6] Kolaczowski and D. C. B, "Mass transfer and chemical kinetics in hydrocarbon fouling," in *Conf. Fouling – Science or Art?*, Guildford, 1979.
- [7] *Chemical Process Safety*, Daniel A, Crowl dan Josep F.Louvar, 2002.
- [8] Elegbede C, Adjallah K. **Availability allocation to repairable systems with genetic algorithms: a multi-objective formulation.** *Rel Eng Syst Saf* 2003;82(3):319–30.
- [9] A. I. o. C. Engineers, *Simplified Process Risk Assessment Layer of Protection Analysis*, New York: Center for Chemical Process Safety (CCPS), 2001.
- [10] Hari Pradana, Septian. 2014. **Analisis Hazard and Operability (HAZOP) untuk Deteksi Bahaya dan Manajemen Risiko pada Unit Boiler (B-6203) di Pabrik III PT. Petrokimia Gresik.** Surabaya: Teknik Fisik, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- [11] F. Anton A, "The Layer of Protection Analysis (LOPA) method," pp. 1-9, 2002.

- [12] F. Anton A, "The Layer of Protection Analysis (LOPA) method," pp. 1-9, 2002.
- [13] Torres-Echeverria, A.C, Martorell, S, Thompson, H.A. 2012. **Multi-objective optimization of design and testing of safety instrumented systems with Moon voting architectures using a genetic algorithm.** Department of Automatic Control and System Engineering, The University of Sheffield: Elsevier.
- [14] Rausand, Marvin. Hoyland, Arnjlot. 2004. **System Reliability Theory.** United States of America: John Wiley & Sons, Inc. Second edition, pp 420-426
- [15] Torres-Echeverria, A. C., Martorell S. and Thompson H. A. 2009. **Design optimization of a safety-instrumented system based on RAMS+C addressing IEC 61508 requirements and diverse redundancy** [Journal]. - Sheffield : Elsevier-Reliability Engineering & Safety System
- [16] Biyanto TR. Fibrianto HY. Ramasamy M. 2016. **Thermal and Hydraulic Impacts Consideration in Refinery Crude Preheat Train Cleaning Scheduling Using Recent Stochastic Optimization Methods.** Sciencedirect.
- [17] Sallak M., Simon C., and Aubry J. **Optimal Design of Safety Instrumented Systems,** HAL (2006).
- [18] Goldberg D. E. 1989. **Genetic Algorithm in Search, Optimization & Machine Learning.** Addison-Wesley Publishing Company, Inc.
- [19] A. Shafaghi, "Introduction to Process Safety & Risk Assessment," WorleyParsons, Kingston, 2013.
- [20] Torres-Echeverria, A.C, Martorell, S, Thompson, H.A. 2009. **Multiobjective optimization of strategies for operation and testing of low-demand safety instrumented systems using a genetic algorithm and fault trees.** Department of Automatic Control and System Engineering, The University of Sheffield. Elsevier.



# LAMPIRAN A

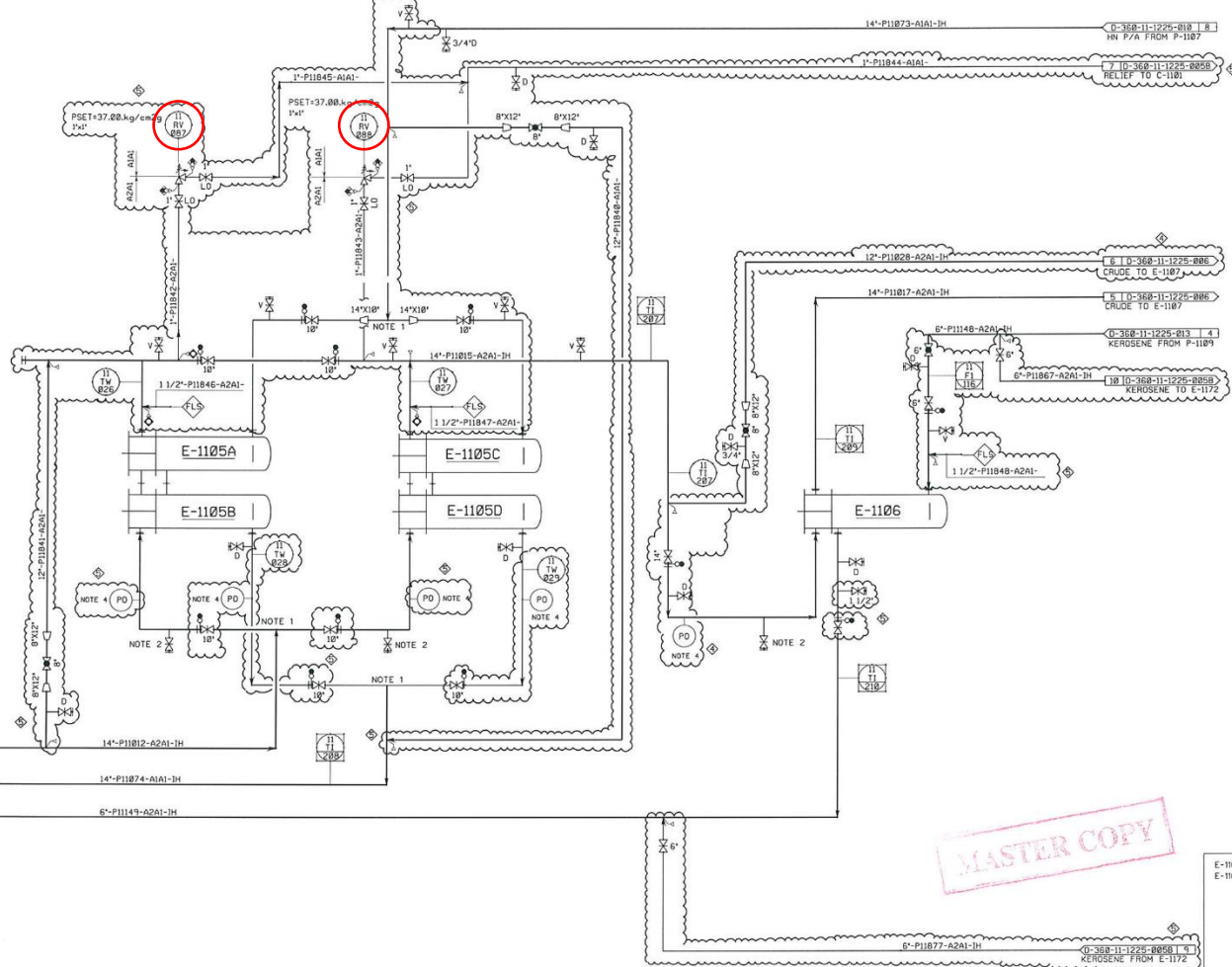




1 2 3 4 5 6 7 8 9

A  
B  
C  
D  
E  
F

E-1105A		E-1105B		E-1105C		E-1105D		E-1106	
DESALTED CRUDE/HEAVY NAPHTHA PUMPAROUND EXCHANGER		DESALTED CRUDE/HEAVY NAPHTHA PUMPAROUND EXCHANGER		DESALTED CRUDE/HEAVY NAPHTHA PUMPAROUND EXCHANGER		DESALTED CRUDE/HEAVY NAPHTHA PUMPAROUND EXCHANGER		DESALTED CRUDE/HEAVY NAPHTHA PUMPAROUND EXCHANGER	
EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)		EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)		EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)		EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)		EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)	
ITEM NO.	E-1105A	ITEM NO.	E-1105B	ITEM NO.	E-1105C	ITEM NO.	E-1105D	ITEM NO.	E-1106
THERMAL DUTY	2,5000 MW	THERMAL DUTY	2,5000 MW	THERMAL DUTY	2,5000 MW	THERMAL DUTY	2,5000 MW	THERMAL DUTY	8,0000 MW
BARE TUBE AREA	1624 m <sup>2</sup>	BARE TUBE AREA	1624 m <sup>2</sup>	BARE TUBE AREA	1624 m <sup>2</sup>	BARE TUBE AREA	1624 m <sup>2</sup>	BARE TUBE AREA	238 m <sup>2</sup>
DESIGN PRESS.(SHELL)	24.70 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(SHELL)	24.70 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(SHELL)	24.70 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(SHELL)	24.70 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(SHELL)	24.70 kg/cm2g
DESIGN PRESS.(TUBE)	37 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(TUBE)	37.00 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(TUBE)	37.00 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(TUBE)	37.00 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(TUBE)	37.00 kg/cm2g
DESIGN TEMP.(SHELL)	190.00 degC	DESIGN TEMP.(SHELL)	190.00 degC	DESIGN TEMP.(SHELL)	190.00 degC	DESIGN TEMP.(SHELL)	190.00 degC	DESIGN TEMP.(SHELL)	285.00 degC
DESIGN TEMP.(TUBE)	160.00 degC	DESIGN TEMP.(TUBE)	160.00 degC	DESIGN TEMP.(TUBE)	160.00 degC	DESIGN TEMP.(TUBE)	160.00 degC	DESIGN TEMP.(TUBE)	160.00 degC



- NOTES
- SYMMETRICAL FOR SHELL/TUBE SIDE INLET/OUTLET PIPING.
  - PRESSURE SURVEY SPOOL CONNECTION.
  - KEROSENE IS ZERO IN POST REVAMP OPERATION.
  - DETAIL OF PD.

APPROVED BY  
Signature \_\_\_\_\_ Date \_\_\_\_\_  
Name \_\_\_\_\_ Position \_\_\_\_\_

NO.	DATE	DESCRIPTION	PREP	CHKD	APPD
1	17/05/07	AS PER PN 11-0210	ZH	MFS	MSD
2	18/05/07	AS PER PN 11-0215	ZH	MFS	MSD
3	08/03/04	AS PER P&ID VALIDATION WORKSHOP	MJ	SBS	MSD
4	23/11/99	POS2D CONVERSION	MY	TK	
5	23/11/98	POS2D CONVERSION			

REVISIONS

**PENAPISAN MELAKA**

**PETRONAS PENAPISAN (MELAKA) SDN BHD**

MELAKA REFINERY  
REFINERY PHASE 1

PROJECT NO. 360

MASTER COPY

E-1105A-D  
E-1106

PIPING AND INSTRUMENT DIAGRAM  
CRUDE DISTILLATION UNIT  
DESALTED CRUDE PREHEATING  
SECTION (1/4)

DATE: 15-Jan-1999 SCALE: \_\_\_\_\_

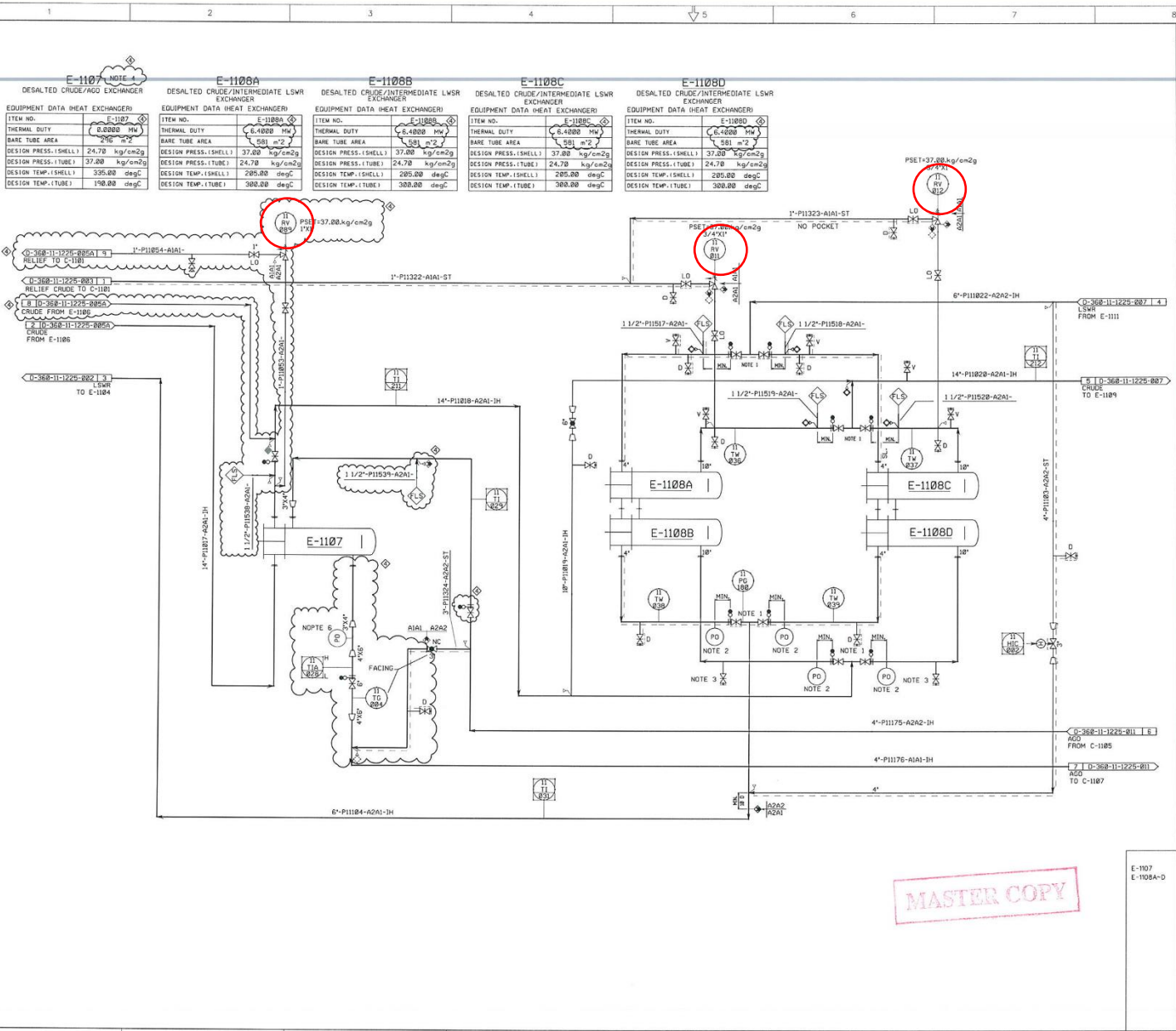
PREP: \_\_\_\_\_ CHKD: \_\_\_\_\_ APPD: \_\_\_\_\_

SHEET 5 OF 30

DWG NO: D-360-11-1225-005A

PETRONAS DWG NO: \_\_\_\_\_

THIS DRAWING IS REPRODUCED FROM DRAWING D-11-1225-005 REV. 4



E-1107A		E-1108A		E-1108B		E-1108C		E-1108D	
DESALTED CRUDE/AGO EXCHANGER		DESALTED CRUDE/INTERMEDIATE LSWR EXCHANGER		DESALTED CRUDE/INTERMEDIATE LSWR EXCHANGER		DESALTED CRUDE/INTERMEDIATE LSWR EXCHANGER		DESALTED CRUDE/INTERMEDIATE LSWR EXCHANGER	
EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)		EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)		EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)		EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)		EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)	
ITEM NO.	E-1107	ITEM NO.	E-1108A	ITEM NO.	E-1108B	ITEM NO.	E-1108C	ITEM NO.	E-1108D
THERMAL DUTY	(6.0000 MW)	THERMAL DUTY	(6.4000 MW)	THERMAL DUTY	(6.4000 MW)	THERMAL DUTY	(6.4000 MW)	THERMAL DUTY	(6.4000 MW)
BARE TUBE AREA	290 m <sup>2</sup>	BARE TUBE AREA	561 m <sup>2</sup>	BARE TUBE AREA	561 m <sup>2</sup>	BARE TUBE AREA	561 m <sup>2</sup>	BARE TUBE AREA	561 m <sup>2</sup>
DESIGN PRESS.(SHELL)	24.70 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(SHELL)	37.00 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(SHELL)	37.00 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(SHELL)	37.00 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(SHELL)	37.00 kg/cm2g
DESIGN PRESS.(TUBE)	37.00 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(TUBE)	24.70 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(TUBE)	24.70 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(TUBE)	24.70 kg/cm2g	DESIGN PRESS.(TUBE)	24.70 kg/cm2g
DESIGN TEMP.(SHELL)	335.00 degC	DESIGN TEMP.(SHELL)	205.00 degC	DESIGN TEMP.(SHELL)	205.00 degC	DESIGN TEMP.(SHELL)	205.00 degC	DESIGN TEMP.(SHELL)	205.00 degC
DESIGN TEMP.(TUBE)	150.00 degC	DESIGN TEMP.(TUBE)	300.00 degC	DESIGN TEMP.(TUBE)	300.00 degC	DESIGN TEMP.(TUBE)	300.00 degC	DESIGN TEMP.(TUBE)	300.00 degC

- NOTES
1. SYMMETRICAL FOR SHELL/TUBE SIDE INLET/OUTLET PIPING.
  2. SEE DWG NO. D-50-1225-042
  3. PRESSURE SURVEY SPOOL CONNECTION
  4. AGO PRODUCT IS ZERO IN POST REVAMP OPERATION.
  5. PRESSURE SURVEY SPOOL CONNECTION.
  6. DETAIL OF PO.

APPROVED BY  
 Signature \_\_\_\_\_ Date \_\_\_\_\_  
 Name \_\_\_\_\_ Position \_\_\_\_\_

NO.	DATE	DESCRIPTION	PREP'D	CHK'D	APP'D
1					

REVISIONS

**PENAPISAN MELAKA**

**PETRONAS PENAPISAN (MELAKA) SDN BHD**

MELAKA REFINERY  
 REFINERY PHASE 1

PROJECT NO. 360

PIPING AND INSTRUMENT DIAGRAM  
 CRUDE DISTILLATION UNIT  
 DESALTED CRUDE PREHEATING  
 SECTION (3/4)

DATE: 11-May-1999 SCALE: A3

PREP'D: SKS JFFD

SHEET 6 OF 30

DWG NO: D-360-11-1225-006

PETRONAS DWG NO:

MASTER COPY

THIS DRAWING IS REPRODUCED FROM DRAWING D-11-1225-006 REV. 5



**E-1109**  
DESALTED CRUDE DIESEL PUMPAROUND EXCHANGER

EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)	
ITEM NO.	E-1109
THERMAL DUTY	5,1688 MW
BARE TUBE AREA	243 m <sup>2</sup>
DESIGN PRESS. (SHELL)	24.78 kg/cm <sup>2</sup> g
DESIGN PRESS. (TUBE)	37.00 kg/cm <sup>2</sup> g
DESIGN TEMP. (SHELL)	317.00 degC
DESIGN TEMP. (TUBE)	228.00 degC

**E-1110**  
DESALTED CRUDE/AGO PUMPAROUND EXCHANGER

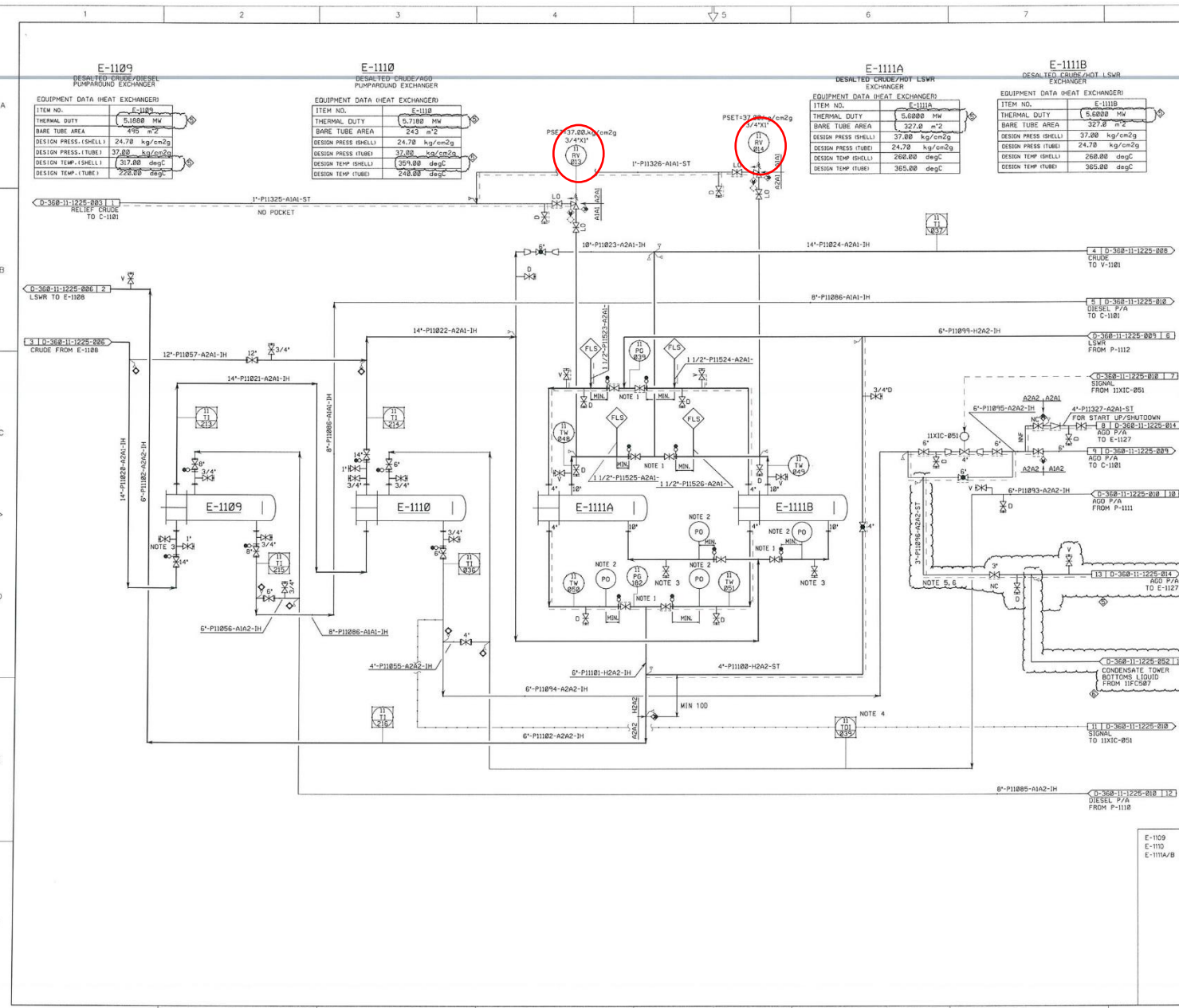
EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)	
ITEM NO.	E-1110
THERMAL DUTY	5,7188 MW
BARE TUBE AREA	243 m <sup>2</sup>
DESIGN PRESS. (SHELL)	24.78 kg/cm <sup>2</sup> g
DESIGN PRESS. (TUBE)	37.00 kg/cm <sup>2</sup> g
DESIGN TEMP. (SHELL)	329.00 degC
DESIGN TEMP. (TUBE)	248.00 degC

**E-1111A**  
DESALTED CRUDE/PTO LSWR EXCHANGER

EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)	
ITEM NO.	E-1111A
THERMAL DUTY	5,6000 MW
BARE TUBE AREA	327.00 m <sup>2</sup>
DESIGN PRESS. (SHELL)	37.00 kg/cm <sup>2</sup> g
DESIGN PRESS. (TUBE)	24.78 kg/cm <sup>2</sup> g
DESIGN TEMP. (SHELL)	268.00 degC
DESIGN TEMP. (TUBE)	365.00 degC

**E-1111B**  
DESALTED CRUDE/PTO LSWR EXCHANGER

EQUIPMENT DATA (HEAT EXCHANGER)	
ITEM NO.	E-1111B
THERMAL DUTY	5,6000 MW
BARE TUBE AREA	327.00 m <sup>2</sup>
DESIGN PRESS. (SHELL)	37.00 kg/cm <sup>2</sup> g
DESIGN PRESS. (TUBE)	24.78 kg/cm <sup>2</sup> g
DESIGN TEMP. (SHELL)	268.00 degC
DESIGN TEMP. (TUBE)	365.00 degC



- NOTES**
1. SYMMETRICAL FOR SHELL/TUBE SIDE INLET/OUTLET PIPING.
  2. SEE DWG NO. D-50-1225-042
  3. PRESSURE SURVEY SPOOL CONNECTION
  4. TDI 039 HAS A&B  
-TDI 039A CONNECTED TO 6"-P11093-A2A2-IH  
-TDI 039B CONNECTED TO 6"-P11094-A2A2-IH
  5. MODIFICATION IN AGO CIRCUIT IS ADDITIONAL PETRONAS REQUIREMENT. FEASIBILITY OF THIS MODIFICATION / OPERATION IS STUDIED AND APPROVED BY PETRONAS. F.W TO ONLY FACILITATE PETRONAS PROPOSED MODIFICATION.
  6. IN CASE OF NO LSWR FLOW TO (LSWR PRODUCT COOLERS) E-1127, FLOW OF AGO TO E-1127 TO BE ISOLATED BY OPERATOR.

**APPROVED BY**  
Signature \_\_\_\_\_ Date \_\_\_\_\_  
Name \_\_\_\_\_ Position \_\_\_\_\_

**MASTER COPY**

No.	DATE	DESCRIPTION	PREP'D	CHECK'D	APP'D
04/10/07	AS PER CAF 1807-24-P		ZH	HWA	MSD
21/05/07	AS PER PN 14-0006		MJ	HRI	MSD
08/03/04	AS PER P&ID VALIDATION WORKSHOP		MJ	SBS	MSD
29/7/02	AS PER PN 14-165		MJ	SBS	AMF
23/11/98	PESS2 CONVERSION		WY	TK	
23/11/98	POS2 CONVERSION				

**PENAPISAN MELAKA**  
**PETRONAS PENAPISAN (MELAKA) SDN BHD**  
MELAKA REFINERY  
REFINERY PHASE 1  
PROJECT NO. 360

**E-1109  
E-1110  
E-1111A/B**

**PIPING AND INSTRUMENT DIAGRAM  
CRUDE DISTILLATION UNIT  
DESALTED CRUDE PREHEATING  
SECTION (4/4)**

DATE	30-Dec-1998	SCALE	
DRAWN	CHW	APP'D	
SHEET 7 OF 30			
DWG NO.	D-360-11-1225-007	REV.	A3
PETRONAS DWG NO.			

THIS DRAWING IS REPRODUCED FROM DRAWING D-11-1225-007 REV. 5



### LAMPIRAN C

NO	1	2	3	4	5	6		7	8	9	10	11	
					Protection Layers (PLs)								
HEAT EXCHANGER	Impact event description	Severity level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	General Process Design	BPCS	Alarms dan respon dari operator	Additional Mitigation. Restricted Access	Additional Mitigation s Dike (Bunds). Pressure	Intermediate Event Likelihood (IEL)	Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)	PFD = TMEL/IEL	SIL (determined by ratio of TMEL and IEL)
					a	b	a	b					
HE 1101A/B	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	1.62E-03	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E-03	1.57E-06	1.00E-05	6.35E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1102A/B	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	1.69E-03	1.00E-01	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	1.65E-07	1.00E-05	6.06E+01	<b>NO SIL</b>
HE 1103A/B	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	3.33E-03	1.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	3.24E-06	1.00E-05	3.08E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1104A/B/C/D	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	3.45E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	3.36E-06	1.00E-05	2.98E+00	<b>NO SIL</b>

NO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11		
					Protection Layers (PLs)								
HEAT EXCHANGER	Impact event description	Severity level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	General Process Design	BPCS	Alarms dan respon dari operator	Additional Mitigation. Restricted Access	Additional Mitigation s Dike (Bunds). Pressure	Intermediate Event Likelihood (IEL)	Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)	PFD = TMEL/IEL	SIL (determined by ratio of TMEL and IEL)
					a	b	a	b					
HE 1106	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	3.57E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	3.48E-06	1.00E-05	2.88E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1107	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	3.70E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	3.60E-06	1.00E-05	2.77E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1108A/B/C/D	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	1.72E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	1.68E-06	1.00E-05	5.96E+00	<b>NO SIL</b>

NO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11		
					Protection Layers (PLs)								
HEAT EXCHANGER	Impact event description	Severity level	Initiating Cause	Initiation Likelihood	General Process Design	BPCS	Alarms dan respon dari operator	Additional Mitigation. Restricted Access	Additional Mitigation s Dike (Bunds). Pressure	Intermediate Event Likelihood (IEL)	Target Mitigated Event Likelihood (TMEL)	PFD = TMEL/IEL	SIL (determined by ratio of TMEL and IEL)
					a	b	a	b					
HE 1109	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	2.63E-03	0.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	2.56E-06	1.00E-05	3.90E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1110	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	2.70E-03	1.00E+00	1.00E+00	0.00E+00	1.00E-03	2.63E-06	1.00E-05	3.80E+00	<b>NO SIL</b>
HE 1111A/B	MORE FOULING IN SHELL AND TUBE HEAT EXCHANGER	CE	DIFFERENT PRESSURE, SHELL AND TUBE LEAKAGE	9.73E-01	2.70E-03	1.00E+00	1.00E+00	1.00E+00	1.00E-03	2.63E-06	1.00E-05	3.80E+00	<b>NO SIL</b>

## BIODATA PENULIS



Nama Lengkap penulis Lintang Gumebyar yang dilahirkan di Kota Kediri pada tanggal 29 Agustus 1996 dari Ayah bernama Sigit Sugiharto dan Ibu bernama Risetwati Kusnaningrum. Saat ini penulis tinggal di Puri Indah BD 22-23 Sidoarjo. Pada tahun 2008, penulis telah menyelesaikan pendidikannya di SDN Tropodo IV Waru. Kemudian pada tahun 2011 penulis telah menyelesaikan pendidikan tingkat menengah pertama di SMPN 1 Waru. Tahun 2014 berhasil menyelesaikan pendidikan tingkat menengah atas di SMAN 2 Sidoarjo dan melanjutkan studi di Program Studi D3 Metrologi dan Instrumentasi. Pada tahun 2017 ini, penulis melanjutkan studi lintas jalur S1 Teknik Fisika ITS dan mampu menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul “**DESAIN SAFETY INTEGRATED FUNCTION PADA HEAT EXCHANGER NETWORK BERDASARKAN MAKSIMUM PRESSURE DROP KARENA FOULING**”. Bagi pembaca yang memiliki kritik, saran atau ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai Tugas Akhir maka dapat menghubungi penulis melalui email [lintanggumebyar@gmail.com](mailto:lintanggumebyar@gmail.com)