



TUGAS AKHIR - TF 181801

PREDIKSI *RELIABILITY* DAN *SAFETY* PADA *HEAT EXCHANGER NETWORK CRUDE DISTILLATION UNIT (CDU)* BERDASARKAN KONDISI OPERASI DAN KORELASI PROPERTI FLUIDA

Muhammad Gikano Sabillah
NRP. 02311154000093

Dosen Pembimbing
Totok Ruki Biyanto, ST. MT. PhD

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



FINAL PROJECT - TF 181801

RELIABILITY AND SAFETY PREDICTION OF HEAT EXCHANGER NETWORK CRUDE DESTILLATION UNIT (CDU) BASED ON OPERATING CONDITION AND FLUID PROPERTIES CORRELATIONS

Muhammad Gikano Sabillah
NRP. 02311154000093

Supervisor
Totok Ruki Biyanto, ST. MT. PhD

DEPARTEMEN TEKNIK FISIKA
Faculty of Industrial Thecnology
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2019

PERNYATAAN BEBAS PLAGIARISME

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Muhammad Gikano Sabillah
NRP : 0231154000093
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 "Prediksi *Reliability* dan *Safety* pada *Heat Exchanger Network Crude Distillation Unit (CDU)* Berdasarkan Kondisi Operasi Korelasi Properti Fluida" adalah benar karya saya sendiri dan bukan plagiat dari karya yang lain. Apabila dikemudian hari terbukti terdapat plagiat pada Tugas Akhir ini maka saya bersedia menerima sanksi sesuai ketentuan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan penuh tanggung jawab.

Surabaya, 15 Mei 2019

Yang membuat pernyataan,



Gikano Sabillah
NRP. 0231154000093

LEMBAR PENGESAHAN

PREDIKSI *RELIABILITY AND SAFETY* PADA *HEAT EXCHANGER NETWORK CRUDE OIL DESTILLATION UNIT (CDU)* BERDASARKAN KONDISI OPERASI DAN KORELASI PROPERTI FLUIDA

TUGAS AKHIR

Oleh :

Muhammad Gikano Sabillah

NRP : 02311540000093

Surabaya, 25 Juli 2019

Mengetahui/Menyetujui



Pembimbing



Totok Ruki Biyanto, ST., MT., PhD

NIPN. 19710702 199802 1 001

Kepala Departemen
Teknik Fisika FTI-ITS



Agus Muhammad Hatta, S.T., M.Si., Ph.D.

NIPN. 197809022003121002

LEMBAR PENGESAHAN

PREDIKSI *RELIABILITY* DAN *SAFETY* PADA *HEAT EXCHANGER* BERDASARKAN KONDISI OPERASI DAN KORELASI PROPERTI FLUIDA

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 :

Muhammad Gikano Sabillah
NRP. 0231154000093

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Totok Ruki Biyanto, ST. MT. PhD (Pembimbing)
2. Heandra Cordova, S.T, M.T (Penguji)
3. Ir. Matradji, M.Sc (Penguji)
4. Ir. Zulkifli, M.Sc (Penguji)

SURABAYA
JULI, 2019

PREDIKSI *RELIABILITY* DAN *SAFETY* PADA *HEAT EXCHANGER CRUDE DISTILATION UNIT (CDU)* BERDASARKAN KONDISI OPERASI DAN KORELASI PROPERTI FLUIDA

Nama Mahasiswa : Muhammad Gikano Sabillah
NRP : 023115400093
Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Totok Ruki Biyanto, PhD
ABSTRAK

Abstrak

Heat Exchanger (HE) di kilang minyak mentah Exchanger Network (HEN) memiliki fungsi penting untuk memulihkan panas dari produk dan mentransfernya ke minyak mentah sebelum dikirim ke tungku dan kolom destilasi. Keandalan operasi unit ini harus dijaga dengan baik untuk mencegah kejadian bahaya dan penutupan yang tidak terjadwal. Dalam banyak kasus, kegagalan pada heat exchanger disebabkan oleh terbentuknya fouling yang membuat kinerja heat exchanger tidak optimal. Selain itu, fouling menyebabkan shutdown yang tidak terjadwal untuk menghindari kondisi yang tidak aman karena tingginya penurunan tekanan. Agar keandalan dan keamanan operasi dapat terjaga maka kegagalan dari sisi hidrolis ataupun thermal harus di prediksi. Model kenaikan pembentukan fouling harus di prediksi. Model kenaikan fouling rate menggunakan model linear, non-linear dan sigmoidal. Dengan kecepatan sampling dan waktu rentang waktu pengukuran yang sesuai, laju kenaikan fouling berbentuk sigmoidal. Hasil perhitungan pressure drop dan coefficient heat transfer didapatkan pembentukan endapan tidak tergantung dari fouling resistance saja, konduktivitas thermal (k_f) berpengaruh terhadap ketebalan endapan yang terbentuk. k_f fouling setiap heat exchanger berbeda-beda. Endapan yang terbentuk menyebabkan hambatan aliran fluida dan laju heat transfer bertambah besar. Dimana hal itu menyebabkan naiknya pressure drop dan turunnya coefficient heat transfer (U). Reliability dapat dilihat dari turunnya nilai U dan safety dapat dilihat dari kenaikan nilai pressure drop. Dengan berpacuan pada batas pressure drop yang diperbolehkan sesuai desain, nilai reliability dan safety dapat di

prediksi. Nilai reliability setiap heat exchanger sebesar 0,5;0,16;0,15;0,25;0,14;0,17;0,45;0,22;0,19;0,28;0,21.

Kata Kunci : *Heat Exchanger, Pressure Drop, Coefficient Heat Transfer, Reliability dan Safety*

:

RELIABILITY AND SAFETY PREDICTION OF HEAT EXCHANGER CRUDE DISTILATION UNIT (CDU) BASED ON OPERATING CONDITION AND FLUID PROPERTIES CORRELATIONS

Name : **Muhammad Gikano Sabillah**
NRP : **023115400093**
Department : **Department of Engineering Physics**
Supervisor : **Totok Ruki Biyanto, PhD**
ABSTRACT

Abstract

The Heat Exchanger (HE) at the Exchanger Network (HEN) crude oil refinery has an important function to recover heat from the product and move it to crude oil before being sent to the furnace and distillation column. The operating unit must be properly guarded to prevent hazard events and unscheduled shutdowns. In many cases, failure of the heat exchanger is caused by the formation of deposits (fouling) which makes the heat exchanger's performance not optimal. In addition, fouling causes unscheduled shutdown to avoid unsafe conditions due to pressure fluctuations. In order to be reliable and the security of the operation can be solved from the hydraulic or thermal side it must be predicted. The model of fouling must be predicted. The fouling rate increase model uses a linear, non-linear and sigmoidal model. With the sample speed and the appropriate time span, the speed of fouling rises to form sigmoidal. The results of the calculation of pressure drop and the heat transfer coefficient obtained do not depend on just impurities, thermal conductivity (kf) collected due to the thickness of the precipitate formed. The fouling kf of each heat exchanger is different. The precipitate formed causes fluid displacement and broad heat transfer. Where it causes an increase in pressure drop and the associated heat transfer coefficient (U). Reliability can be seen from the decrease in U value and safety can be seen from the increase in the value of pressure drop. With pressure drop pressure allowed according to the design, the value of reliability and safety can be predicted. The reliability value of each heat exchanger is 0.5; 0.16; 0.15; 0.25; 0.14; 0.17; 0.45; 0.22; 0.19; 0.28; 0.21.

Keywords : *Heat Exchanger, Pressure Drop, Coefficient Heat Transfer, Reliability and Safety*

KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis kepada Tuhan, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini. Tidak lupa juga penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada keluarga dan para sahabat. Oleh karena dukungan mereka, penulis mampu menyusun laporan tugas akhir yang berjudul:

“PREDIKSI *RELIABILITY* DAN *SAFETY* PADA *HEAT EXCHANGER NETWORK CRUDE DESTILLATION UNIT (CDU)* BERDASARKAN KONDISI OPERASI DAN KORELASI PROPERTI FLUIDA”

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam Program Studi S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orang tua penulis yang kebajikannya pada penulis tidak mungkin bisa penulis balas meski sampai penulis telah tiada.
2. Totok Ruki Biyanto, ST. MT. PhD selaku dosen pembimbing tugas akhir ini, yang selalu memberikan semangat dan ide ide baru.
3. Tim penguji yang telah memberikan saran dan perbaikan paper pada tugas akhir ini.
4. Bapak purwadi. selaku dosen wali penulis.
5. Segenap Bapak/Ibu dosen pengajar di departemen Teknik Fisika - ITS.
6. Inesya Permatasari selaku supporting system.
7. Segenap karyawan TU di jurusan Teknik Fisika - ITS
8. Keluarga besar F50 dan warga Teknik Fisika - ITS, yang senantiasa memberikan motivasi dan perhatian.
9. Adik-adik angkatan 2016, 2017, dan 2018.
10. Temen-temen pengurus lab dari Laboratorium Pengukuran Fisis Teknik Fisika
11. Bonek Heroes Campus yang selalu membuat saya melupakan sulitnya dunia perkuliahan dengan menyuruh untuk datang ke tribun mendukung kebanggaan PERSEBAYA SURABAYA
12. Rekan-rekan seperjuangan TA yang telah mendukung secara mental-batin dan memberikan bantuan bantuan dalam penyelesaian laporan tugas akhir ini.

13. Pak Sam, Bu Sam, Bu Jus, Babe, Cak Apin, yang banyak berjasa kepada penulis.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 25 Juli 2019

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN.....	vii
Abstrak.....	xi
Abstract	xiv
KATA PENGANTAR.....	xvii
DAFTAR ISI.....	xix
DAFTAR GAMBAR	i
DAFTAR TABEL.....	i
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Tujuan.....	2
1.4 Lingkup Kerja.....	2
1.5 Sistematika Laporan.....	3
BAB II DASAR TEORI.....	5
2.1 <i>Heat Exchanger</i>	5
2.2 <i>Fouling pada Heat Exchanger</i>	6
2.3 <i>Fouling Model</i>	12
2.4 <i>Penuruna Tekanan karena Fouling</i>	14
2.5 <i>Failure rate (Laju Kegagalan)</i>	16
2.6 <i>Reliability</i>	17
2.7 <i>Safety Integrity Level (SIL)</i>	19
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	21
3.1 Studi Literatur	22
3.2 Pengambilan Data	22
3.3 Perhitungan nilai <i>Pressure Drop</i>	22
3.4 Perhitungan nilai <i>Coefficient Heat Transfer</i>	23
3.5 Prediksi <i>Reliability</i>	23
3.6 Analisa data dan Pembuatan laporan Tugas Akhir...	23
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN.....	25
4.1 Model Prediksi Nilai <i>fouling resistance</i>	25
4.2 Hasil perhitungan <i>Pressure Drop</i> dan <i>Safety</i>	27
4.3 Hasil perhitungan <i>Coefficient Heat Transfer</i> dan <i>Reliability</i>	29
4.4 Prediksi <i>Reliability</i> berdasarkan batas <i>Pressure Drop</i> yang diperbolehkan	32

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	37
5.1 Kesimpulan	37
5.2 Saran	38
Daftar Pustaka	
Lampiran	
Biodata Penulis	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	<i>Heat Exchanger tipe shell dan tube</i>	5
Gambar 2.2	Struktur heat exchanger tipe shell dan tube	5
Gambar 2.3	Distribusi temperature yang melintasi fouling.....	7
Gambar 2.4	Faktor koreksi untuk 1 shell, 2 shell atau lebih	8
Gambar 2.5	Baththup Curve	17
Gambar 3.1	Heat Exchanger Network	23
Gambar 4.1	Fouling Resisstance pada HE-01	27
Gambar 4.2	Fouling Resisstance pada HE-07	28
Gambar 4.3	Model prediksi fouling resisstance	29
Gambar 4.4	Grafik pressure drop.....	30
Gambar 4.5	Grafik coefficient heat transfer.....	32
Gambar 4.6	Reliability pada HE-01	33
Gambar 4.7	Reliability vs Pressure Drop pada HE-01	34

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Probabilitas Density Function dari SIL.....	19
Tabel 4.1 Nilai TBF dan PFD pada Heat Exchanger	31
Tabel 4.2 Nilai Reliability setiap Heat Exchanger	35

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Di era modern ini, industri di dunia berkembang secara signifikan, menyebabkan kebutuhan energi semakin meningkat tiap tahunnya. Untuk mendapatkan hasil produksi yang maksimal, pengolahan energi harus dilakukan secara benar. Yaitu dengan memperhatikan proses dan peralatan di dalamnya. Salah satu peralatan penting dalam proses industri adalah *heat exchanger*. *Heat Exchanger* merupakan suatu peralatan mekanik yang digunakan dalam proses perpindahan panas untuk mentransfer energi dari fluida panas ke fluida dingin, ataupun sebaliknya, tanpa terjadi perpindahan massa didalamnya dan dapat digunakan sebagai pemanas maupun pendingin untuk memenuhi keluaran (*output*) yang ditentukan [1]. Studi mengatakan, *heat exchanger* ditemukan berkinerja dibawah kapasitas desain yang menyebabkan hilangnya hasil produk, dan masalahnya adalah bahwa fluida tidak dapat dipanaskan pada suhu yang diatur, mengidentifikasi adanya pengotoran penghambat transfer panas [2]. Pengotoran dihasilkan dari akumulasi material yang tidak diinginkan pada permukaan, yang terbentuk melalui kontak antara permukaan dengan fluida. Pengotoran yang tidak diprediksi merupakan masalah utama *heat exchanger* dan dapat berpengaruh pada keamanan dari *heat exchanger* dan berdampak pada proses produksi (hal kualitas maupun hal ekonomi).

Availability dan *safety* sangat penting untuk diperhatikan, terutama untuk peralatan utama pada proses industri seperti *heat exchanger* karna mewakili kemampuan untuk mengelola panas dan aliran daya secara terus menerus dengan cara biasa dan teratur *Availability* dipengaruhi oleh *reliability*. *Reliability* adalah kemungkinan/probabilitas dari peralatan atau sistem untuk berhasil menjalankan fungsi dan tugasnya untuk suatu periode waktu tertentu. [3]. Sedangkan *reliability* dipengaruhi oleh nilai *failure rate*, yang dimana nilai *failure rate* bisa didapatkan dengan melihat banyaknya kegagalan dari *heat exchanger* dalam interval waktu

tertentu. Penyebab kegagalan sangat bervariasi, termasuk kerusakan mekanis, korosi, dan masalah *fouling*. Menganalisa kegagalan adalah cara penting untuk menentukan *availability* dan *reliability* suatu sistem, seperti kegagalan akibat pengotoran. *Failure rate* pada *heat exchanger* dapat didekati dari sisi hidrolik dan thermal, yaitu *pressure drop* (ΔP) dan *coefficient heat transfer* (U). Prediksi nilai U dan ΔP dapat didekati melalui prediksi *fouling resistance* (R_f). Berdasarkan penelitian sebelumnya, nilai R_f dapat didekati dengan beberapa model seperti polley model, dan dapat diprediksi dengan menggunakan *artificial neural network* (*ANN*).

Melihat permasalahan mengenai *heat exchanger* yang di pengaruhi oleh *fouling*, sehingga dapat dilakukan prediksi *reliability* dan *safety* pada *heat exchanger* dengan melihat hubungan R_f pada *heat exchanger*. Sehingga pada penelitian ini, fokus pada prediksi hubungan antara *fouling resistance* terhadap dan *reliability* dan *safety*.

1.2 Rumusan Masalah

Rumusan permasalahan dalam tugas akhir ini, yaitu:

- a. Dibutuhkan analisa hubungan antara *fouling resistance* terhadap *pressure drop* dan *coefficient heat transfer*.
- b. Dibutuhkan analisa hubungan antara *coefficient heat transfer* dan *pressure drop* terhadap *reliability* dan *safety*

1.3 Tujuan

Tujuan dari tugas akhir ini adalah:

- a. Menganalisa hubungan antara *fouling resistance* terhadap *pressure drop* dan *coefficient heat transfer*.
- b. Menganalisa hubungan antara *coefficient heat transfer* dan *pressure drop* terhadap *reliability* dan *safety*

1.4 Lingkup Kerja

Adapun lingkup kerja pada tugas akhir ini adalah melakukan menganalisa hubungan *fouling* terhadap *pressure drop* (ΔP) *coefficient heat transfer* (U). Kemudian melakukan prediksi *safety* dan *reliability* dengan melihat hubungan antar *fouling resistance* dengan *pressure drop* (ΔP)

1.5 Sistematika Laporan

Laporan tugas akhir ini akan disusun secara sistematis dibagi dalam beberapa bab, dengan perincian sebagai berikut:

BAB I Pendahuluan

Bab ini berisikan penjelasan latar belakang, perumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah, metodologi penelitian dan sistematika laporan.

BAB II Tinjauan Pustaka

Bab ini berisi penjelasan singkat tentang literatur yang digunakan dalam pengerjaan Tugas Akhir.

BAB III Metodologi Penelitian

Bab ini berisi penjelasan mengenai detail langkah – langkah yang harus dilalui untuk mencapai tujuan akhir dari penelitian Tugas Akhir ini yang meliputi perhitungan *pressure drop* dan *coefficient heat transfer* dengan menggunakan data model prediksi fouling yang didapat dari penelitian sebelumnya. Kemudian melakukan perhitungan *reliability* dan *safety* dengan melihat dari nilai *pressure drop* dan *coefficient heat transfer* dan terakhir memprediksi *reliability* dari setiap heat exchanger berdasarkan hubungan antara *reliability* dan batas maksimal *pressure drop*

BAB IV Pengujian dan Analisa Hasil Data

Bab ini berisi tentang analisa bentuk model prediksi fouling resistance, perhitungan *pressure drop* dan *coefficient heat transfer*, kemudian dilakukan analisa tentang *reliability* dan *safety* serta pembahasan yang berorientasi pada tujuan penelitian yang telah ditetapkan.

BAB V Kesimpulan dan Saran

Bab ini berisi tentang kesimpulan pokok dari seluruh rangkaian penelitian yang telah dilakukan dan saran yang dapat dijadikan sebagai pengembangan penelitian selanjutnya

BAB II DASAR TEORI

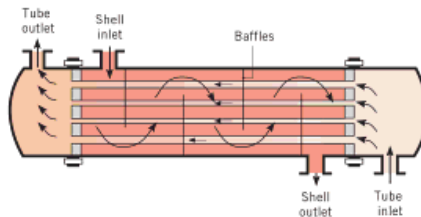
2.1 *Heat Exchanger*

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 *Heat Exchanger* tipe *shell* dan *tube*

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]

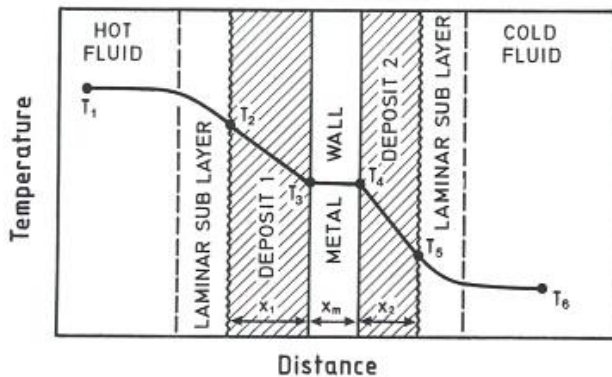
Heat exchanger umumnya digolongkan berdasarkan arah aliran fluidanya. *Heat exchanger* paling sederhana adalah untuk mengalirkan fluida panas dan dingin yang bergerak di arah yang sama atau berlawanan dan keluar dari *heat exchanger* dari tempat yang sama. *Heat exchanger* paling sederhana adalah dengan konfigurasi beberapa jumlah perlintasan *shell* dan *tube*. *Baffle* digunakan untuk meningkatkan koefisien konveksi fluida sisi *shell* dengan menginduksi 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 Fouling pada Heat Exchanger

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 2.3 Distribusi temperatur yang melintasi *fouling* pada permukaan *heat exchanger*

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. [6]

Fouling resistance 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/ m² K)

U_c = koefisien *heat transfer* pada kondisi bersih
(W/ m² 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* (m²)

F = faktor koreksi *HE* tipe *segmental*

ΔT_{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/ m² 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)

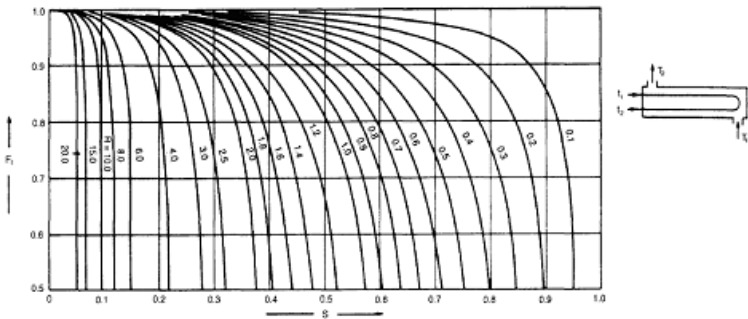
Faktor koreksi mempunyai persamaan

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

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

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

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



Gambar 2.4 Faktor koreksi untuk 1 *shell*, 2 *tube* atau lebih

Perbedaan temperature rata-rata dapat ditentukan dengan

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

Sedangkan Q pada HE mempunyai persamaan

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

Dengan : $m = \text{mass flow rate (kg/h)}$

$c = \text{spesifik panas fluida (J/ kg } ^\circ\text{C)}$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Dengan : $Re_t = \text{bilangan Reynold pada tube}$

Pr_t = bilangan *Prandtl* pada tube

μ_s = viskositas pada *bulk mean* temperatur fluida sisi tube (kg/m.s)

μ_w = viskositas pada temperature dinding tube fluida sisi tube (kg/m.s)

k = *shear stress* (kg/ m²)

Persamaan untuk bilangan Reynold pada tube

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

Dengan : ID_t = diameter dalam tube (m²)

G_t = kecepatan aliran massa pada tube (kg/m² h)

μ_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_0 pada *HE segmental* mempunyai persamaan

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

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

Dengan : h_{id} = koefisien transfer panas tube desain (W/ m² 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/ m² h)

μ_s = viskositas pada *bulk mean* temperatur fluida sisi *shell* (kg/m.s)

μ_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)
 μ_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* (m²)

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

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

Dengan :
 α, β, E dan γ = 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*

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

Nilai β 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 mengamati :

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

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 β adalah -1.547

2.3 *Fouling Model*

Pada tahun 1979, Crittenden dan Kolaczkowski [7] melakukan percobaan sistematis untuk menentukan endapan stirena dari minyak tanah dan mengusulkan model umum yang mempertimbangkan pengangkutan bahan kimia dan bahan kimia pengotoran. Crittenden dan Kolaczkowski [8] juga mengusulkan

model fouling yang dimodifikasi untuk menentukan deposisi polistiren dari larutan encer stirena dalam minyak tanah sebagai:

$$\frac{dRf}{dt} = \frac{1}{\rho_f k_f} \left[\frac{C_{rb}}{\frac{\rho(d-2x)^{1,8}(Sc_T)^{0,67}}{1,213\lambda_1\eta^{0,2}G^{0,8}} + \frac{1}{AeRT}} - \frac{1,213\lambda_1\eta^{0,2}G^{0,8}C_{Di}}{\rho(d-2x)^{1,8}(Sc_D)^{0,67}} \right] \quad (2.23)$$

Dimana,

- λ_1 = resistensi fouling termal pada waktu t
- ρ_f = densitas fouling
- ρ = densitas fluida
- η = viskositas fluida
- A = Konstan
- E = Energi aktivasi
- C_{rb} = konstanta, tergantung pada properti sistem
- C_{Di} = resistensi fouling termal pada waktu tak terbatas
- d = diameter tabung
- G = laju aliran massa
- k_f = foulant thermal conductivity
- R = Konstanta gas universal
- Sc_R = Schmidt number of precursor
- Sc_D = Schmidt number of deposit
- T = Suhu
- x = Ketebalan kotoran

kemudian penelitian berkembang lagi dengan Konsep threshold fouling untuk minyak mentah pertama kali dilaporkan [8] dari rumus umum untuk fouling dengan pendekatan rumus semi empiris model Seperti rumus dibawah ini

$$\frac{dRf}{dt} = \alpha' Re^{-0,9} Pr^{-0,33} \exp\left(\frac{-E}{RT_w}\right) - \gamma' Re^{0,8} \quad (2.24)$$

Penerapan model *fouling* teoretis dan semi-empiris untuk menganalisis pengotoran pada penukar panas industri, terutama pada kereta panas awal minyak mentah tampaknya tidak praktis karena kilang menggunakan berbagai campuran minyak mentah

dengan laju aliran minyak mentah yang bervariasi. Tidak tersedianya sejumlah sifat minyak mentah dan kurangnya pemahaman tentang efek pencampuran pada sifat fisik menghambat penggunaan tipe model di atas. Model empiris yang melibatkan sedikitnya jumlah parameter dapat dengan mudah dikembangkan dengan data operasi. Secara umum, model empiris ini memprediksikan resistensi pengotoran sebagai fungsi waktu dan tidak secara langsung bergantung pada sifat fisik minyak mentah atau campuran minyak mentah. Model linear, tingkat jatuh dan pelarangan eksponensial telah dilaporkan digunakan dalam masalah optimisasi jadwal pembersihan HEN untuk mengurangi beban komputasi selama solusi masalah optimisasi [6]. Dua model *fouling* empiris yang paling umum digunakan adalah model pengotoran linier dan eksponensial. Dan berikut adalah rumus untuk *fouling* empiris linear

$$R_f = at \quad (2.25)$$

Dua model pengotoran empiris yang paling umum digunakan adalah linier dan di mana parameter, a , mewakili laju pengotoran konstan. Dan model *fouling* eksponensial sebagai berikut

$$R_f(t) = R_f^\infty \left(1 - \exp\left(\frac{-t}{\tau_t}\right)\right) \quad (2.26)$$

Dimana,

R_f^∞ = asymptotic fouling resistance

t = waktu terakhir sejak pembersihan terakhir

τ_t = waktu karakteristik dari fouling

2.4 Penuruna Tekanan karena 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 [9]

$$R_f = \frac{d_c \ln\left(\frac{d_c}{d_f}\right)}{2k_f} \quad (2.27)$$

Atau

$$d_f = d_c \exp\left(\frac{2k_f R_f}{d_c}\right) \quad (2.28)$$

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 :

$$\Delta P = 4f \left(\frac{L}{d_f}\right) \frac{\rho u_m^2}{2} \quad (2.29)$$

dimana,

f = fanning friction factor

L = panjang tube

U_m = mean velocity

ΔP = pressure drop

ρ = 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 :

$$m = \rho u_m \frac{\pi d^2}{4} = \frac{\rho^2 u_m^2 \pi^2 d^2}{16} \rightarrow u_m^2 \propto \frac{m^2}{d^4} \quad (2.30)$$

Mempertimbangkan persamaan (2.25)

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

Menggunakan persamaan (2.25) dan (2.26):

$$\Delta P \propto f \left(\frac{m^2}{d^4} \right) \quad (2.31)$$

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

$$\frac{\Delta P_f}{\Delta P_c} = \left(\frac{d_c}{d_f} \right)^5 \quad (2.32)$$

2.5 Failure rate (Laju Kegagalan)

Laju kegagalan (λ) adalah banyaknya kegagalan per satuan waktu. Laju kegagalan dapat dinyatakan sebagai perbandingan antara banyaknya kegagalan yang terjadi selama selang waktu tertentu, dengan total waktu operasi komponen, subsistem, atau sistem [10]. *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

$$\lambda = \frac{f}{T} \quad (2.33)$$

Dimana:

F = banyaknya kegagalan

T = Total waktu operasi

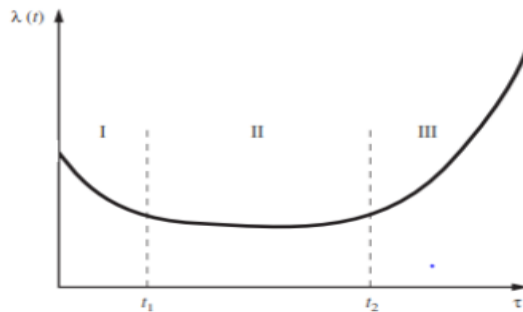
$$\lambda(t) = \frac{f(t)}{R(t)} \quad (2.34)$$

Dimana:

$f(t)$ =fungsi kegagalan

$R(t)$ =fungsi kehandalan

Laju kegagalan merupakan salah satu indikator yang dipakai dalam menganalisa *reliability*. Laju kegagalan memiliki karakteristik DFR (*Decreasing Failure Rate*), CFR (*Constant Failure Rate*) dan IFR (*Increase Failure Rate*) yang digambarkan dalam *Bathup Curve* sebagai berikut:



Gambar 2.5 *Bathup Curve*

2.6 Reliability

Reliability atau keandalan merupakan kemungkinan dari suatu komponen atau sistem untuk dapat beroperasi atau melaksanakan fungsinya [3]. 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 .

- 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 $0 \leq R \leq 1$ [3]. 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 [3]

$$R(t) = 1 - F(t) = \int_0^{\infty} f(t)dt \quad (2.35)$$

Dimana:

R(t)= fungsi kehandalan

F(t)= fungsi distribusi kegagalan

f(t) = probabilitas kegagalan

2.6.1 Distribusi data waktu kegagalan

- a. Distribusi normal

$$R(t) = 1 - \Phi\left(\frac{t-\mu}{\sigma}\right) \quad (2.36)$$

- b. Distribusi lognormal

$$R(t) = 1 - \int_0^t \frac{1}{\sigma t \sqrt{2\pi}} \exp\left[-\frac{1}{2}\left(\frac{\ln(t-\mu)}{\sigma}\right)^2\right] dt \quad (2.37)$$

- c. Distribusi weibull

- Dua parameter

$$R(t) = \exp\left[-\left(\frac{t-\gamma}{\eta}\right)^\beta\right] \quad (2.38)$$

- Tiga parameter

$$R(t) = \exp \left[- \left(\frac{t-t_0}{\eta} \right)^\beta \right] \quad (2.39)$$

- d. Distribusi Eksponensial

$$R(t) = e^{-\lambda(t\gamma)} \quad (2.40)$$

2.7 Safety Integrity Level (SIL)

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.

Tabel 2.1 *Probability Density Function*(PDF) dari SIL [3]

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 ≤ 1000
1	$\geq 10^{-2}$ to $< 10^{-1}$	> 10 to ≤ 100

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

$$PFD_{sys} = PFD_s + PFD_l + PFD_{fe} \quad (2.41)$$

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 (1001) rumus yang digunakan untuk menghitung PFD adalah :

$$PFD_{1001} = \frac{\lambda_{du} \times T_1}{2} \quad (2.42)$$

Dimana :

PFD_{1001} = *Probability Failure on Demand Average*

λ_{du} = *Laju kegagalan (failure rate)*

T_1 = *Interval time / test function (hour)*

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

$$\lambda = 1/MTT \quad (2.43)$$

Dimana :

λ = *failure rate (laju kegagalan)*

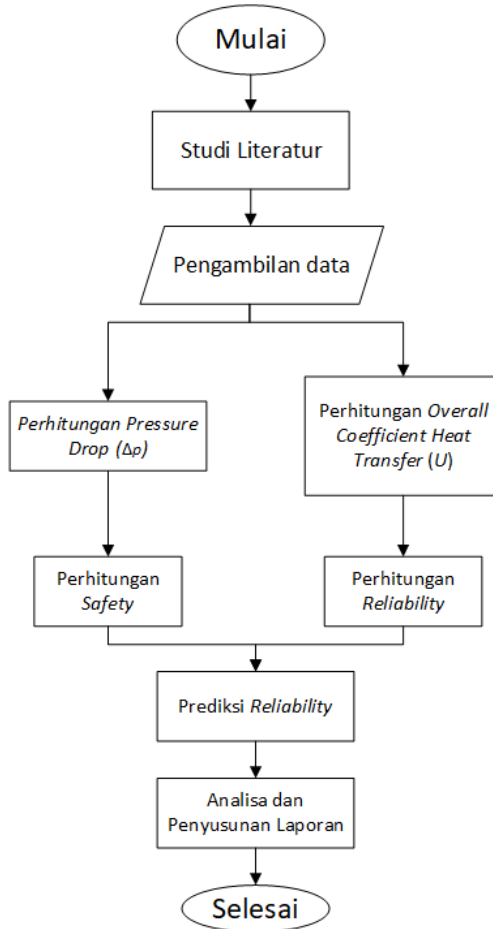
MTTF = *Mean Time To Failure*

Langkah terakhir adalah mencocokkan nilai PFD *average* dengan kriteria SIL pada tabel 2.1. 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:

$$RRF = \frac{1}{PFD} \quad (2.44)$$

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Pada bab ini dijelaskan tahapan-tahapan penelitian yang dilakukan mulai dari studi literatur, pengambilan data awal, pengolahan data, kemudian penyusunan laporan.



Gambar 3.1 Diagram alir metodologi penelitian

Dalam melakukan penelitian ini terdapat beberapa tahapan adapun tahapannya sebagai berikut:

1. Studi Literatur
2. Pengumpulan data
 - a. Pengumpulan data operasional menggunakan *Ms. Office Excel* dari penelitian sebelumnya
 - b. Pengambilan data model prediksi fouling resistance
3. Perhitungan *pressure drop* dan *coefficient heat transfer*
4. Perhitungan *reliability* dan *safety*
Menentukan nilai *Reliability* dengan melihat *coefficient heat transfer*. Menentukan *Safety* dengan melihat *pressure drop*
5. Prediksi *reliability*
Prediksi nilai *reliability* berdasarkan batas maksimum *pressure drop* yang diijinkan
6. Analisa data dan Penyusunan Laporan Tugas Akhir

3.1 Studi Literatur

Bagian studi literatur ini yaitu melakukan pencarian referensi dan literatur baik jurnal maupun *handbook* yang bertujuan untuk meningkatkan pemahaman akan latar belakang ilmu yang digunakan dan berkaitan dalam penelitian ini seperti heat exchanger, *fouling*, *reliability* dan *safety* dan lain-lain

3.2 Pengambilan Data

Pengambilan data operasional dan data model prediksi fouling resistance *Heat Exchanger* pada *Crude Distillation Unit (CDU)* diperoleh dari data sekunder atau jurnal/laporan sebelumnya menggunakan *Ms. Office Excel*.

3.3 Perhitungan nilai *Pressure Drop*

Perhitungan *pressure drop* dilakukan dengan menggunakan nilai model prediksi fouling resistance. Nilai *pressure drop* di cari untuk kepentingan *safety* pada heat exchanger. Dimana digunakan sebagai parameter lama waktu pemakaian heat exchanger yang

sesuai dengan melihat batas pressure drop yang diijinkan pada datasheet desain heat exchanger.

3.4 Perhitungan nilai *Coefficient Heat Transfer*

Perhitungan coefficient heat transfer (U) dilakukan dengan menggunakan nilai model prediksi fouling resistance. Setelah itu nilai U digunakan untuk perhitungan prediksi nilai reliability pada heat exchanger.

3.5 Perhitungan *Reliability dan Safety*

Perhitungan Reliability didekati dari nilai coefficient heat transfer (U). Dan safety didekati dari nilai pressure drop (ΔP).

3.6 Prediksi *Reliability*

Dari hasil pengolahan data yang didapatkan, maka dilakukan prediksi nilai reliability dengan melihat batas maksimum nilai pressure drop yang diijinkan

3.7 Analisa data dan Pembuatan laporan Tugas Akhir

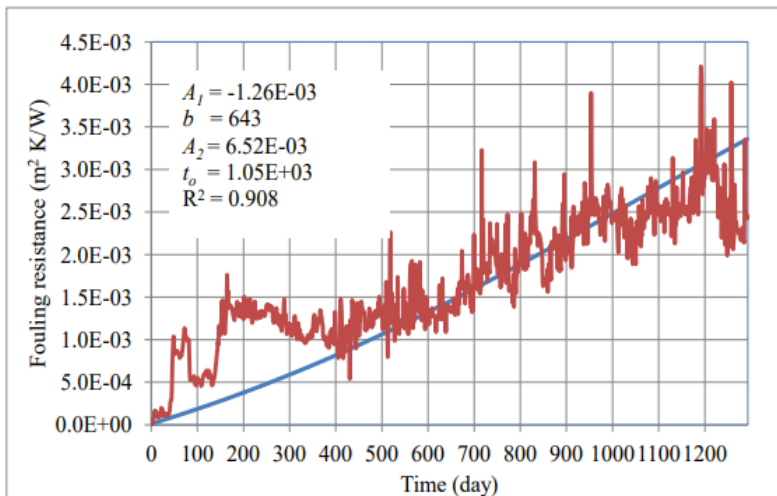
Dari hasil pengolahan data yang didapatkan nilai fouling resistance, pressure drop, coefficient heat transfer, dan reliability dilakukan analisa data yang menjawab tujuan dari penelitian.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Model Prediksi Nilai *fouling resistance*

Fouling setiap *heat exchanger* mempunyai pola yang berbeda-beda. Dari 11 *heat exchanger* yang dikaji diperoleh 3 pola yaitu linear, *exponesial* dan sigmoid. Pola linier bisa diamati pada *heat exchaner* 01, seperti terlihat pada Gambar 4.1. Pola linear bisa terbentuk karena laju *fouling* sangat lama, sehingga tidak cukup waktu untuk mengamati terjadinya kesetimbangan pembentukan dan penggerusan *fouling*.

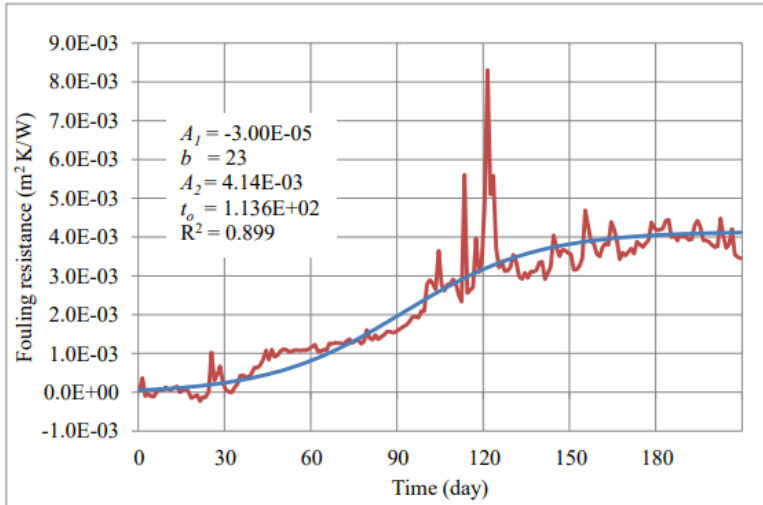


Gambar 4.1 Grafik *fouling resistance* pada HE-01

Pola pembentukan *exponensial* bisa terbentuk karena laju *fouling* sangat cepat sehingga *initiation fouling* tidak bisa diamati, namun *asimptotik fouling* dapat diamati pada waktu tertentu didalam periode yang dikaji.

Pola pembentukan *sigmoidal* teramati pada *heat exchanger* nomer 07. Pola *sigmoidal* adalah pola yang menunjukkan kesempurnaan *sampling* pengukuran dan masa rentang pengukuran. *Initiation fouling* bisa diamati karena waktu

sampling lebih cepat daripada waktu pembentukan fouling. Fase sigmoid bisa diamati disebabkan rentang waktu pengukuran yang memadai. Dengan kata lain, bila sampling pengukuran dan rentang waktu pengukuran sesuai, maka semua model fouling akan berbentuk sigmoidal. Hal ini dapat terlihat pada gambar 4.2.



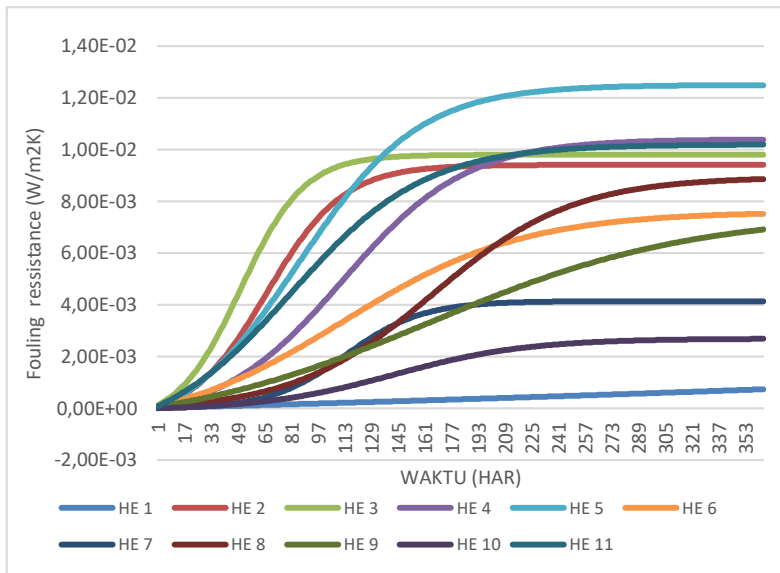
Gambar 4.2 Grafik *fouling resistance* pada HE-07

Untuk gambar grafik dari heat exchanger lain disajikan dalam lampiran 1.

❖ Model *fouling resistance*

Model fouling yang berbeda, yaitu : linear, *exponential* dan sigmoidal telah digunakan untuk menggambarkan laju fouling pada 11 heat exchanger. Grafik model laju *fouling* dapat dilihat pada Gambar 4.3. Didapatkan dari 11 heat exchanger bahwa model yang mendekati untuk mendekati kenaikan nilai *fouling* adalah mode pola sigmoidal. Dimana dari hasil model didapatkan hanya heat exchanger nomer 1 yang memiliki pola linear, sedangkan 10 heat exchanger lain berpola *exponential* yang lebih ke arah pola sigmoidal. Hasil nilai model *fouling* ini digunakan untuk perhitungan data selanjutnya, yaitu untuk menghitung nilai pressure drop dengan persamaan (2.32) dan menghitung nilai

coefficient heat transfer dengan persamaan (2.1) Perhitungan *pressure drop* dan *coefficient heat transfer* juga menggunakan data operasional dari *heat exchanger* sendiri.



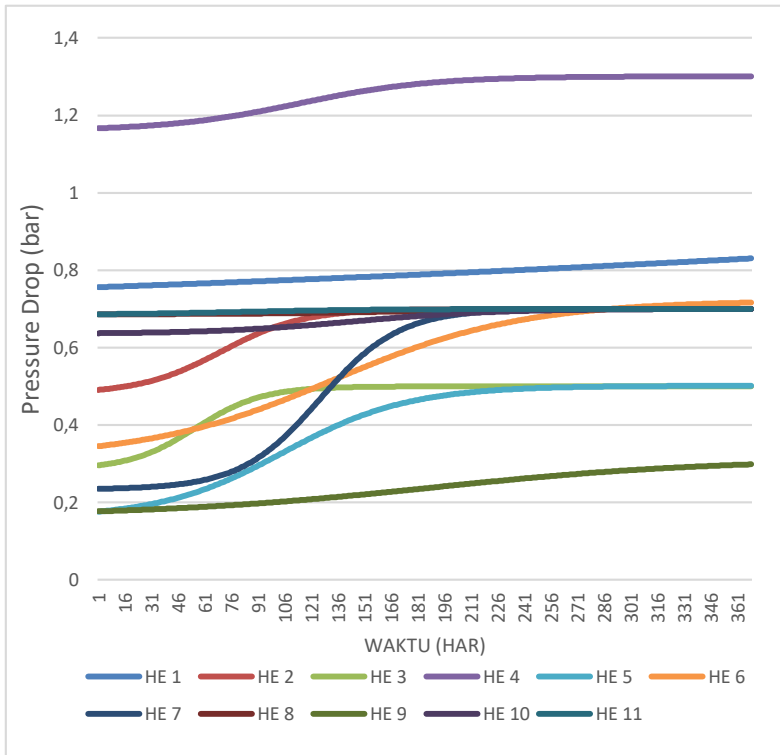
Gambar 4.3 Grafik model prediksi *fouling resistance*

4.2 Hasil perhitungan *Pressure Drop* dan *Safety*

❖ *Pressure Drop*

Perhitungan *pressure drop* dengan menggunakan persamaan (2.32) sudah dilakukan. Grafik perhitungan *pressure drop* dapat dilihat pada gambar 4.4. Didapatkan nilai *pressure drop* yang semakin meningkat setiap harinya. Penyebab utama naiknya *pressure drop* yaitu dipengaruhi oleh *fouling*. Dengan timbulnya endapan (*fouling*) yang terbentuk didalam tube menyebabkan berkurangnya luas penampang atau saluran aliran fluida. Selain itu, peningkatan kekasaran permukaan akibat pengotoran akan meningkatkan hambatan gesekan aliran dan berefek pada peningkatan *pressure drop* di *heat exchanger*. Berubah nya diameter pada tube dipengaruhi oleh ketebalan endapan yang terbentuk di dalam tube tersebut. Ketebalan endapan dipengaruhi

oleh *fouling resistance* (rf) dan konduktivitas termal (kf). Konduktivitas termal yang lebih tinggi dengan nilai *fouling resistance* yang sama menghasilkan endapan yang lebih tebal. Pada penelitian kali ini tidak membahas masalah konduktivitas termal (kf) dan mengasumsikan nilai kf adalah variabel yang berubah.



Gambar 4.4 Grafik *pressure drop*

❖ Prediksi *Safety*

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 penentuan *time to failure* (TBF). Didapatkan nilai TBF berdasar batas pressure drop yang di ijinakan apda tabel 4.1. Nilai TBF digunakan untuk menghitung PDF heat exchanger dengan persamaan (2.42). Nilai PFD yang diperoleh merupakan PFD_{desain} dan dapat dijadikan acuan untuk menentukan safety pada sistem heat exchanger network

Tabel 4.1 Nilai TBF dan PFD setiap *Heat Excanger*

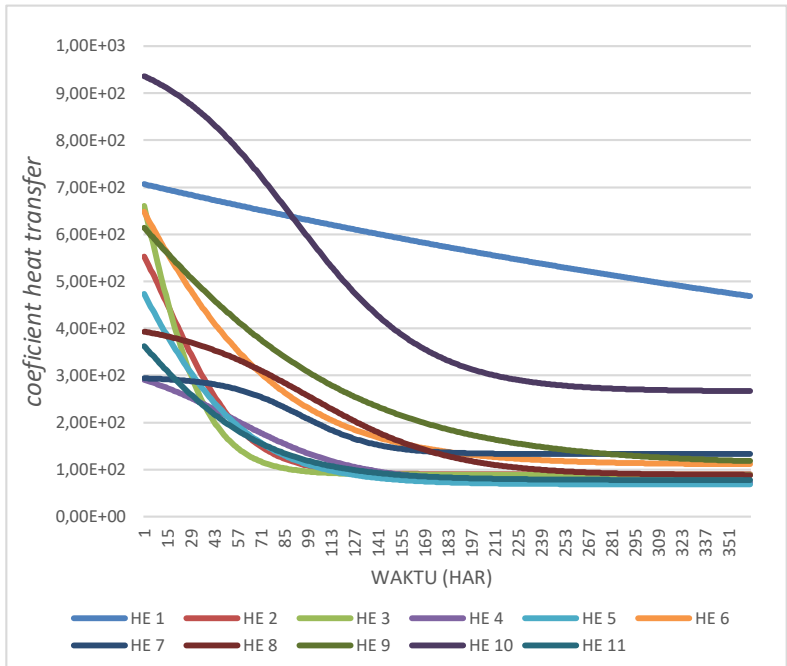
Heat Exchanger	$\Delta P_{allowed}$	TBF	PFD_{desain}
1	0,9	618	0,295307443
2	0,7	590	0,309322034
3	0,5	300	0,608333333
4	1,3	290	0,629310345
5	0,5	289	0,631487889
6	0,7	280	0,651785714
7	0,7	270	0,675925926
8	0,7	580	0,314655172
9	0,3	380	0,480263158
10	0,7	379	0,481530343
11	0,7	358	0,509776536

4.3 Hasil perhitungan *Coefficient Heat Transfer* dan *Reliability*

❖ *Coefficient Heat Transfer*

Perhitungan *coefficient heat transfer* (U) dengan menggunakan persamaan (2.1) sudah dilakukan. Didapatkan bahwa nilai U mengalami penurunan setiap harinya. Turunnya nilai U di sebabkan oleh pembentukan endapan (fouling) pada tube, dimana nilai U semakin menurun seiring naiknya nilai fouling, hal itu dikarenakan endapan (fouling) yang terbentuk pada sisi dalam tube menyebabkan luasan heat transfer semakin

besar dan membuat resistansi *heat transfer* semakin besar juga. Selain itu, perubahan nilai U juga dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor lain seperti laju aliran massa dan temperatur rata-rata pada sisi *tube*. Dimana semakin besar perbedaan temperatur membuat pembentukan endapan semakin cepat yang membuat nilai U menurun juga. Hasil grafik nilai U dapat dilihat pada gambar 4.5

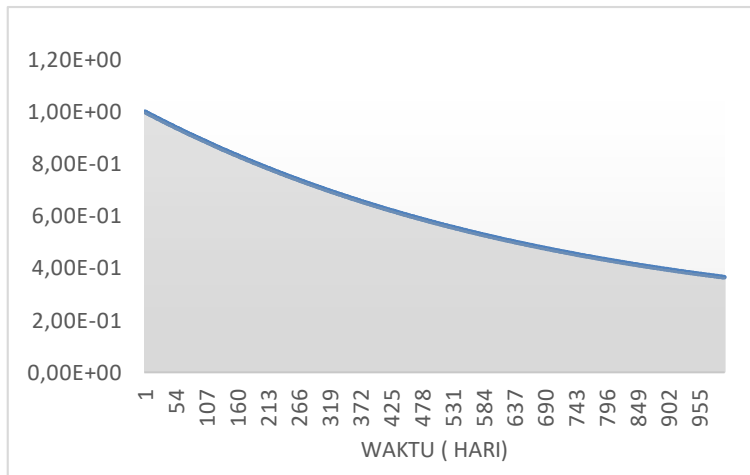


Gambar 4.5 Grafik *Coefficient Heat Transfer*

U awal atau U desain setiap heat exchanger memiliki nilai yang berbeda beda. Bedanya nilai U awal heat exchanger tergantung dari desain heat exchanger itu sendiri, dan dilihat dari geometri *heat exchanger*, propertis material yang digunakan dan kondisi operasi yang berbeda pada setiap *heat exchanger*. Nilai U desain dapat dilihat pada lampiran 2

❖ Prediksi *Reliability*

Nilai *reliability* pada heat exchanger didapatkan dari pendekatan nilai *coefficient heat transfer* (U), yaitu dengan perhitungan nilai U_{aktual}/U_{desain} . Dimana dengan menurunnya nilai U membuat nilai *reliability* juga semakin menurun. U_{aktual} turun seiring dengan kenaikan *fouling*. Sehingga dapat ditarik kesimpulan, bahwa *reliability* tergantung pada U_{desain} dan *fouling rate*. U_{desain} tergantung pada propertis fluida, geometri *heat exchanger* dan kondisi operasi.. Grafik *reliability* heat exchanger 01 dapat di lihat pada gambar 4.6. Untuk gambar grafik *reliability* lain dapat dilihat pada lampiran 3



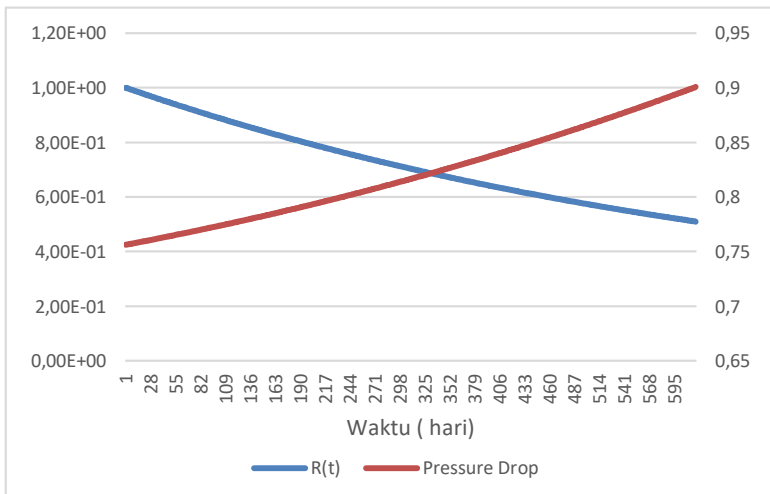
Gambar 4.6 Grafik *Reliability* Heat Exchanger 01

Pada gambar grafik diatas didapatkan nilai *reliability* semakin menurun karena pengaruh dari *fouling rate*. Dapat disimpulkan bahwa, menurunnya *reliability* disebabkan oleh nilai U yang semakin kecil, yang dimana nilai U semakin kecil karena luasan *heat transfer* bertambah besar akibat endapan yang terbentuk. Endapan yang terbentuk juga berpengaruh pada naiknya *pressure drop*. Nilai *reliability* yang sangat kecil sangat tidak diperbolehkan pada peralatan seperti heat exchanger,

karena menandakan *pressure drop* juga semakin besar dan dapat menyebabkan kerusakan pada heat exchanger. Dengan melihat hubungan *pressure drop* dengan *reliability*, didapatkan nilai *reliability* heat exchanger sesuai desain *pressure drop* yang diperbolehkan sebesar 0,5 ketika *pressure drop* mencapai 0,9 bar. Nilai *reliability* ketika *pressure drop* mencapai batas desain pada heat exchanger lain dapat dilihat pada tabel 4.1 dibawah. Datasheet desain untuk batas *pressure drop* yang diperbolehkan dapat dilihat pada lampiran 2.

4.4 Prediksi Reliability berdasarkan batas Pressure Drop yang diperbolehkan

Nilai *reliability* desain ($R(t)_{desain}$) dapat di prediksi dengan melihat hubungan dengan *pressure drop*. Grafik hubungan *reliability* dan *pressure drop* pada heat exchanger 01 dapat dilihat pada gambar 4.7. Untuk grafik heat exchanger lain dapat dilihat pada lampiran 4



Gambar 4.7 Grafik *Reliability vs Pressure Drop* pada Heat Exchanger 01

Dengan berpacuan pada batas maksimal pressure drop yang diijinkan, didapatkan nilai $R(t)_{desain}$ sebesar 0,5. Untuk prediksi $R(t)_{desain}$ heat exchanger lain dapat dilihat pada tabel 4.2.

Tabel 4.2 Nilai *Reliability* setiap *Heat Exchanger*

Heat Exchanger	$R(t)_{desain}$
1	0,5
2	0,16
3	0,14
4	0,25
5	0,14
6	0,17
7	0,45
8	0,22
9	0,19
10	0,28
11	0,21

Karena $R(t)_{desain}$ yang di peroleh dari nilai U, maka dapat di simpulkan bahwa $R(t)_{desain}$ dapat diangaap sebagai nilai efisisensi kerja pada heat exchanger.

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

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

1. Telah dimodelkan laju kenaikan fouling pada Heat Exchanger di *Heat Exchanger Networks (HEN) Crude Distillation Unit (CDU)* dengan menggunakan pendekatan empiris linier, non linier dan sigmoidal. Didapatkan bahwa model yang mendekati dan menggambarkan fouling rate adalah model sigmoidal.
2. Kenaikan nilai fouling menyebabkan kenaikan pada *pressure drop* dan menurunnya nilai *coefficient heat transfer* pada heat exchanger. Hal itu disebabkan oleh endapan yang terbentuk pada permukaan dalam tube. Endapan yang terbentuk pada permukaan sisi dalam tube menyebabkan hambatan aliran fluida semakin besar. Selain itu, naiknya fouling menyebabkan menurunnya nilai *coefficient heat transfer* pada heat exchanger. Endapan yang terbentuk menyebabkan semakin besarnya luasan *heat transfer*. Ketebalan endapan dipengaruhi oleh nilai konduktivitas fouling, dimana dengan nilai konduktivitas yang semakin besar menyebabkan ketebalan endapan semakin besar.
3. Reliability dan safety dapat di prediksi dari sisi thermal dan hidrolik. Dari sisi thermal, dapat diprediksi nilai reliability. Dimana, nilai reliability didekati dari nilai *coefficient heat transfer (U)*. dan dicari dengan menghitung nilai U_{aktual}/U_{desain} . Dan didapatkan bahwa, menurunnya nilai *reliability* tergantung dari nilai U_{desain} dan *fouling rate*. Dari sisi hidrolik, dapat di prediksi safety dari heat exchanger. Dengan melihat batas *pressure drop* desain yang diperbolehkan, didapatkan nilai TBF_{desain} . Nilai TBF dari semua heat exchanger adalah 618; 590; 300; 290; 289; 280; 270; 580; 380; 379; 358.

Nilai TBF digunakan untuk memprediksi sistem safety heat exchanger dengan merubah menjadi nilai $PF D_{desain}$ untuk penentuan nilai SIL dalam LOPA.

5.2 Saran

Saran yang dapat diberikan berdasarkan serangkaian kegiatan Tugas Akhir ini adalah

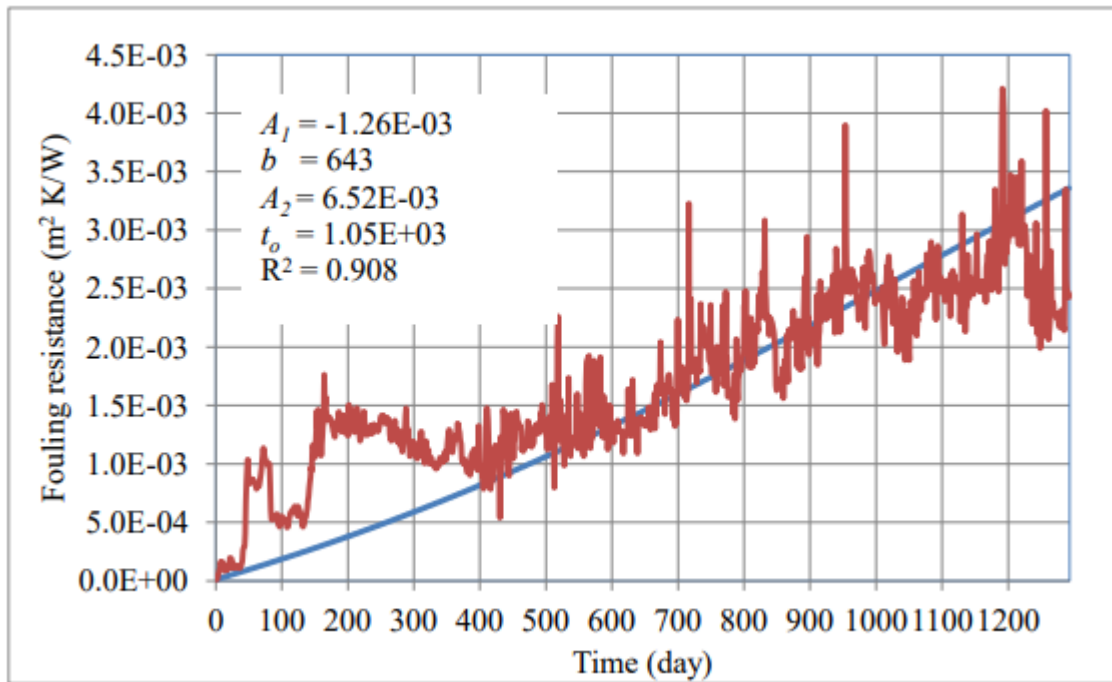
1. Untuk penelitian berikutnya diperlukan validasi perhitungan pemodelan nilai kenaikan pressure drop dengan penentuan nilai kf agar hasil pressure drop lebih valid lagi
2. Untuk penelitian berikutnya bisa ditambahkan perhitungan masalah jadwal pembersihan fouling agar didapatkan biaya optimum untuk masalah pembersihan.

Daftar Pustaka

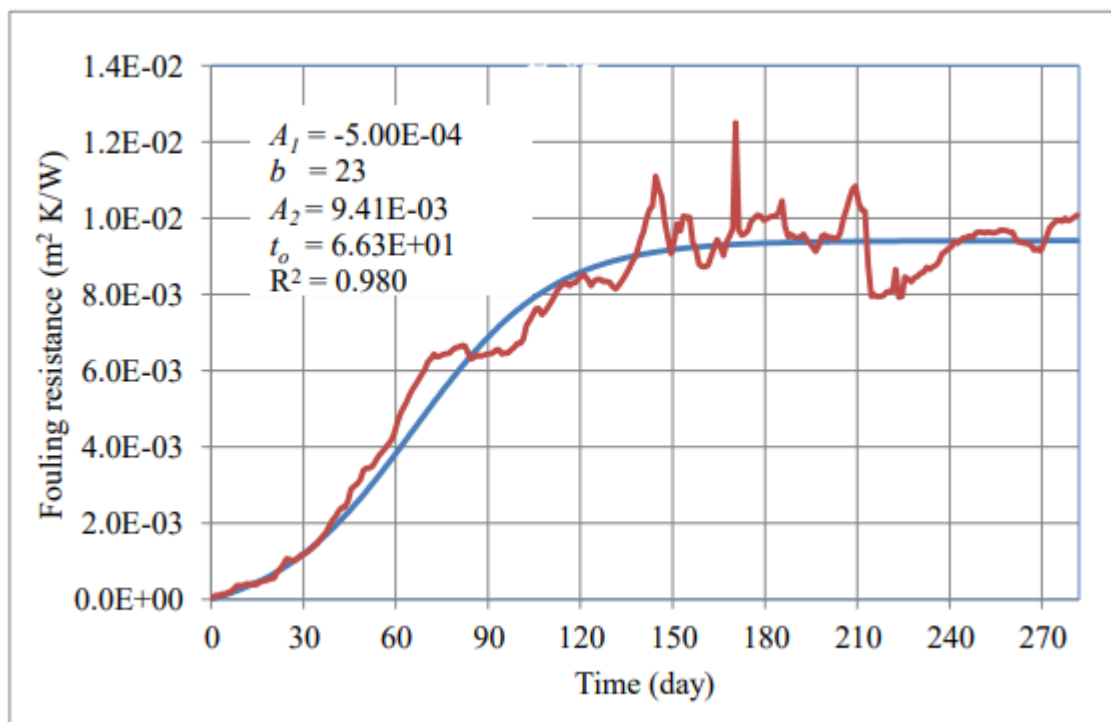
- [1] D. P. Sekulic, "Heat Transfer, A reconsideration of the definition of a heat exchanger," 1989, pp. 2748-2750.
- [2] R. O. S Lingeswara and I. M. G. T, "Reliability analysis on a shell and tube heat exchanger," in *IOPScience*, Malaysia, 2016.
- [3] C. E. Ebeling, *An Introduction to Reliability and Maintainability Engineering*, Singapura: McGraw Hill Book.co, 1997.
- [4] T. Kuppan, *Heat Exchanger Design Hand Book*, 2000.
- [5] P. I. Frank and S. Adrienne, *Fundamental of Heat and Mass Transfer*, United States of America, 2002.
- [6] R. B. T, "Fouling of Heat Exchanger," in *Elsevier Science and Technology Books*, 1995.
- [7] Kolaczkowski and D. C. B, "Mass transfer and chemical kinetics in hydrocarbon fouling," in *Conf. Fouling – Science or Art?*, Guildford, 1979.
- [8] W. W. Panchal dan B. C, *Analysis of Exxon crude-oil-slip stream coking data*, IL (United States, 1995.
- [9] S. F, S. V. V and I. W. D, "Mitigation of fouling in refinery heat exchanger networks by optimal management of cleaning," 2001, pp. 1038-1056.
- [10] Yuhelson, Bustami Syam, Sukaria Sunalingga dan I. Ikhwansyah, "Analsisis Reliability dan Availability Mesin Pabrik Kelapa Sawit PT Perkebunan Nusantara 3," *Jurnal Dinamis*, 2010.
- [11] Pepperl and Fuchs, "Manual Safety Integrity Level (SIL)," in *IEC*, 2007.

Lampiran 1Profil *fouling resistance* dan Model *fouling* dari seluruh Heat Exchanger

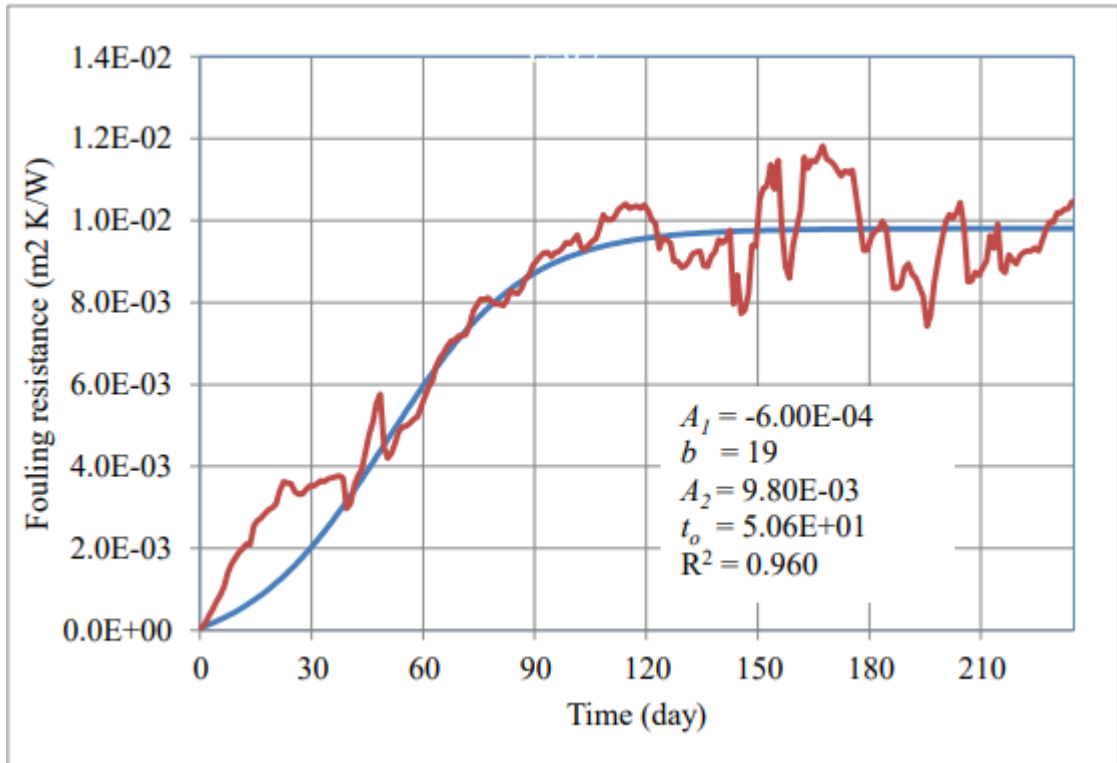
❖ Heat Exchanger 1



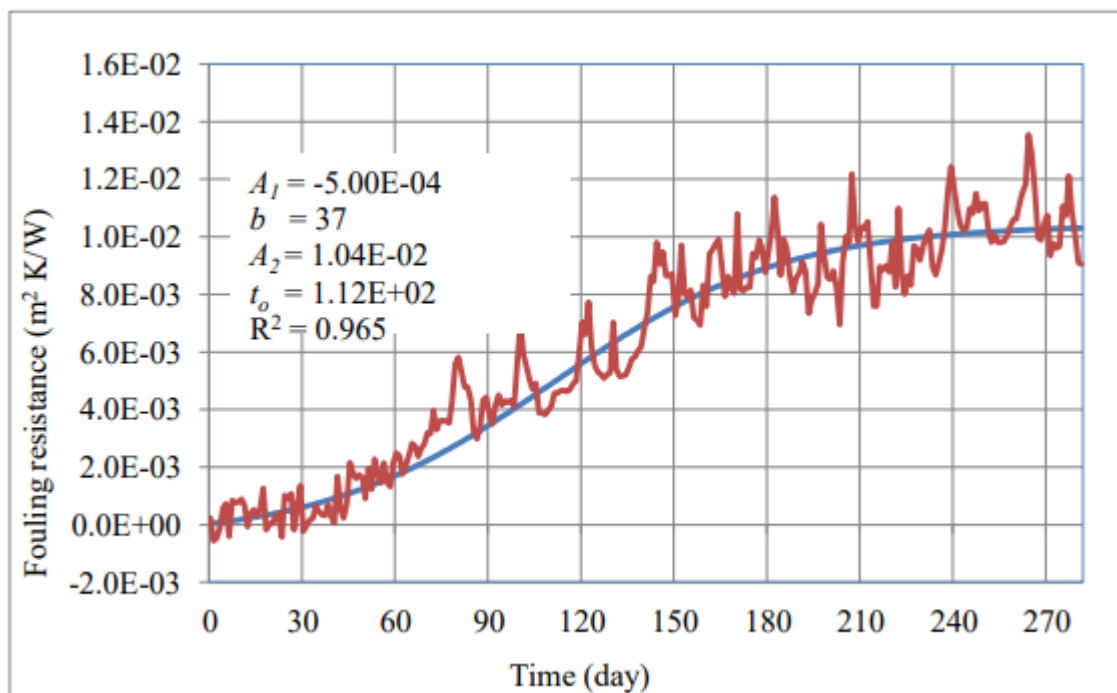
❖ Heat Exchanger 2



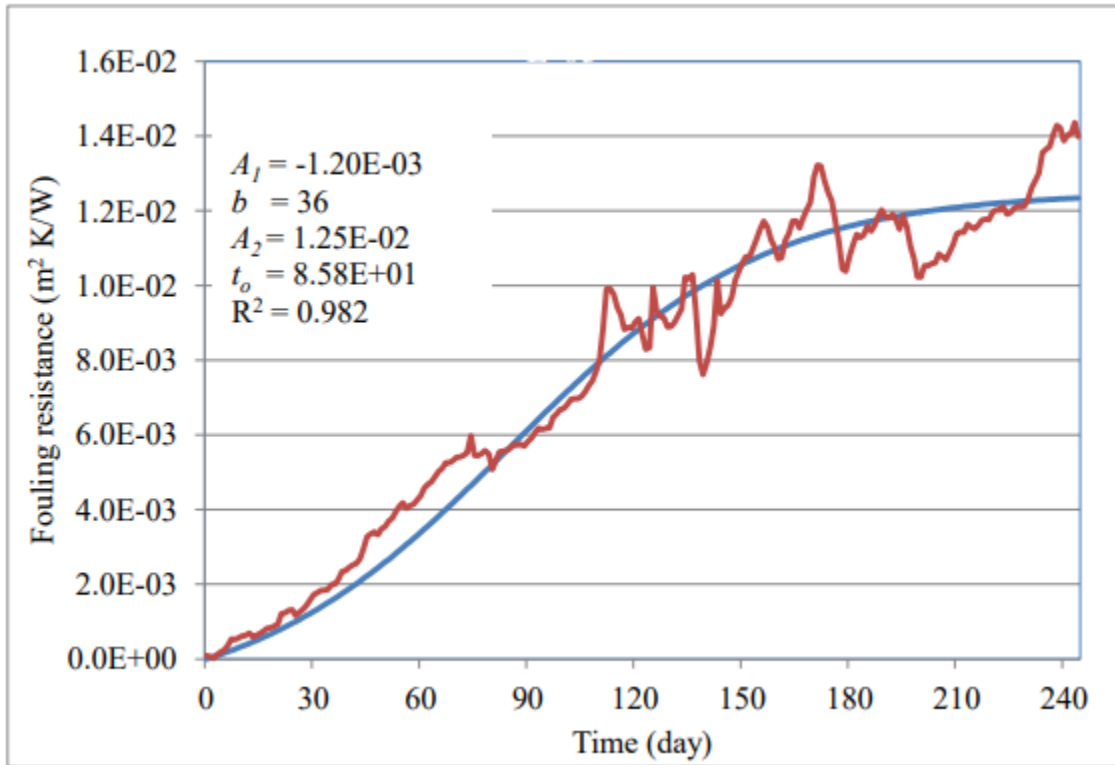
❖ Heat Exchanger 3



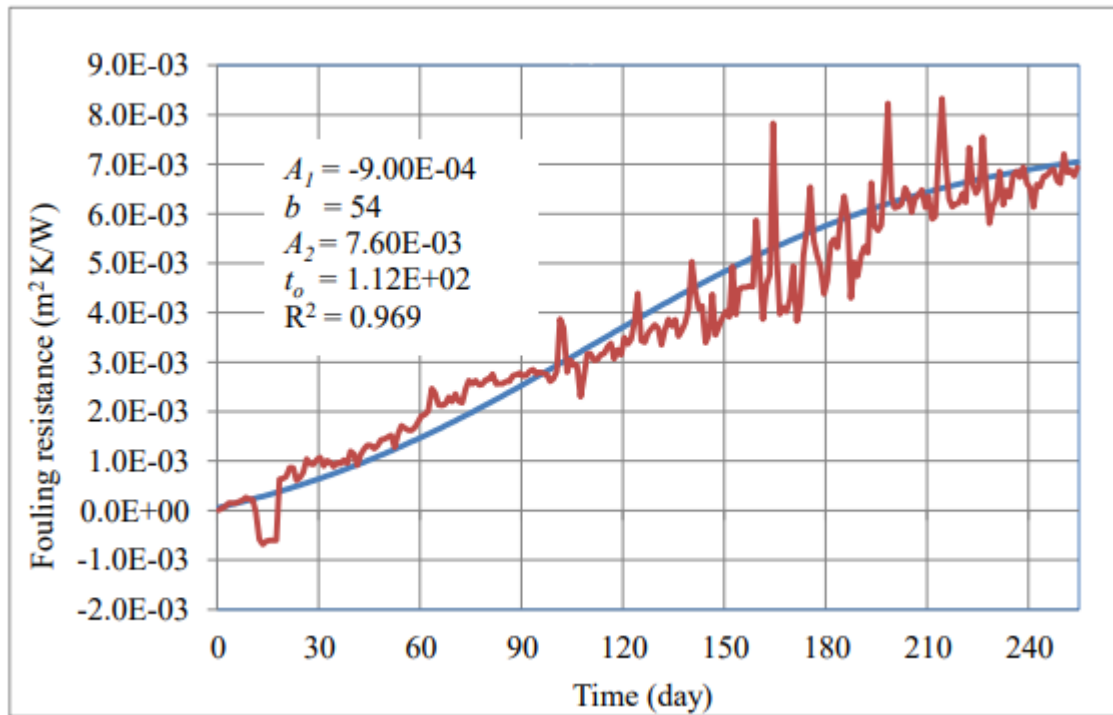
❖ Heat Exchanger 4



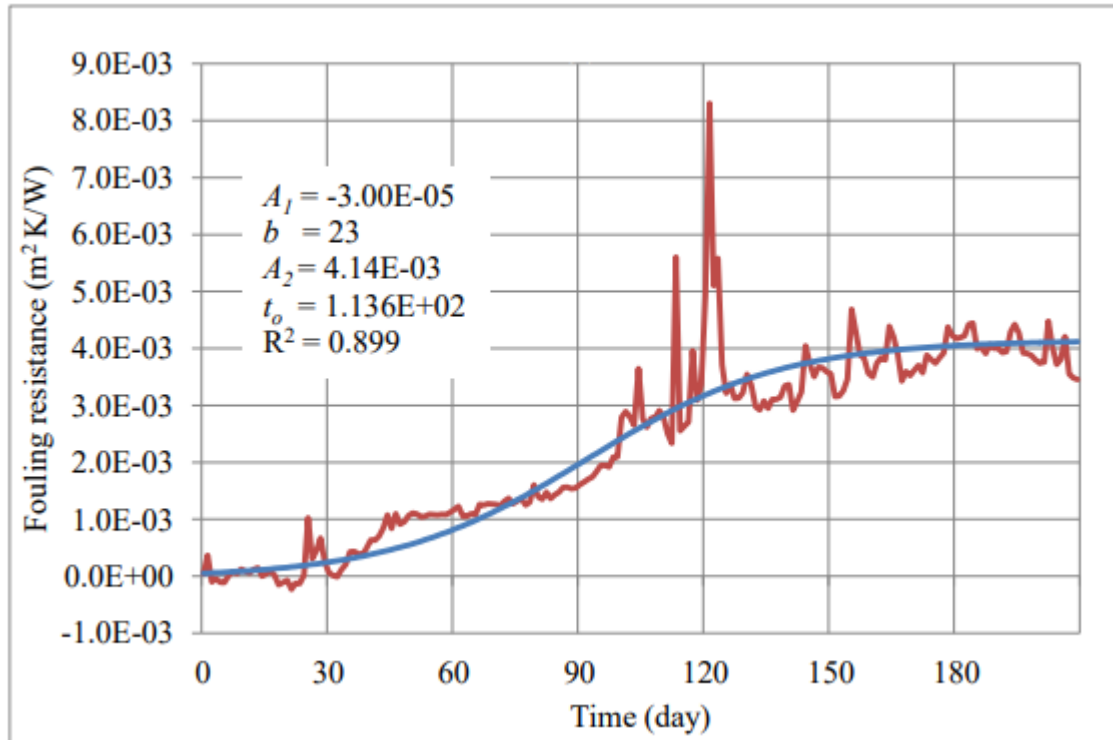
❖ Heat Exchanger 5



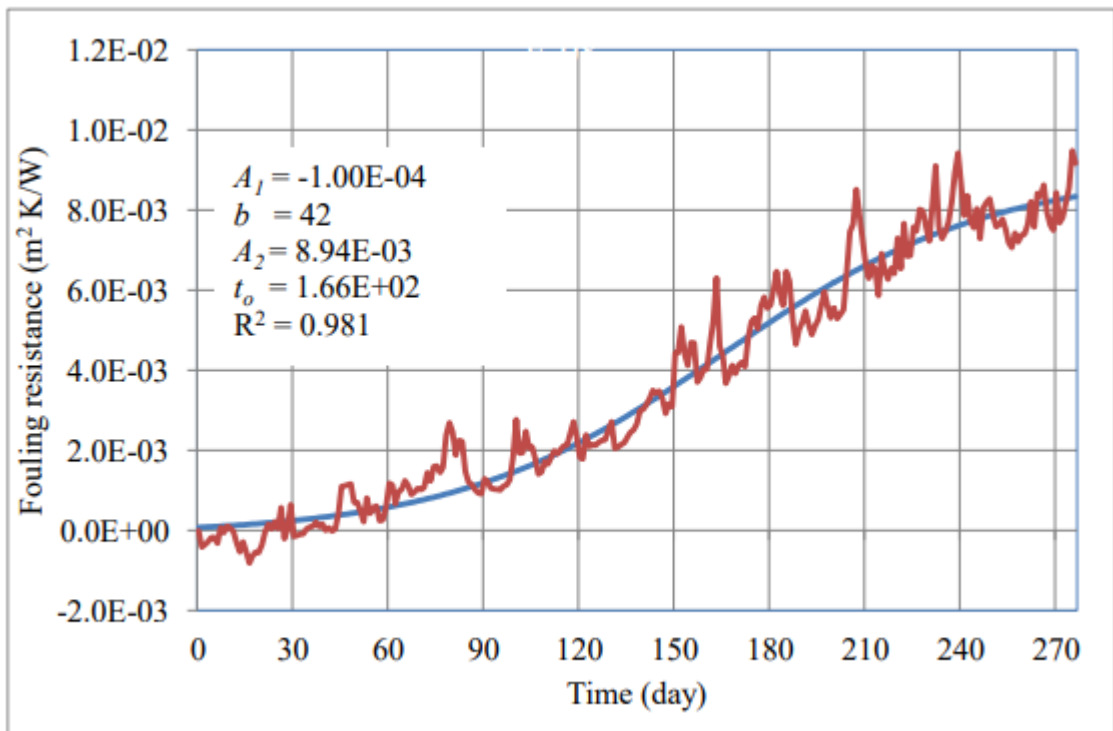
❖ Heat Exchanger 6



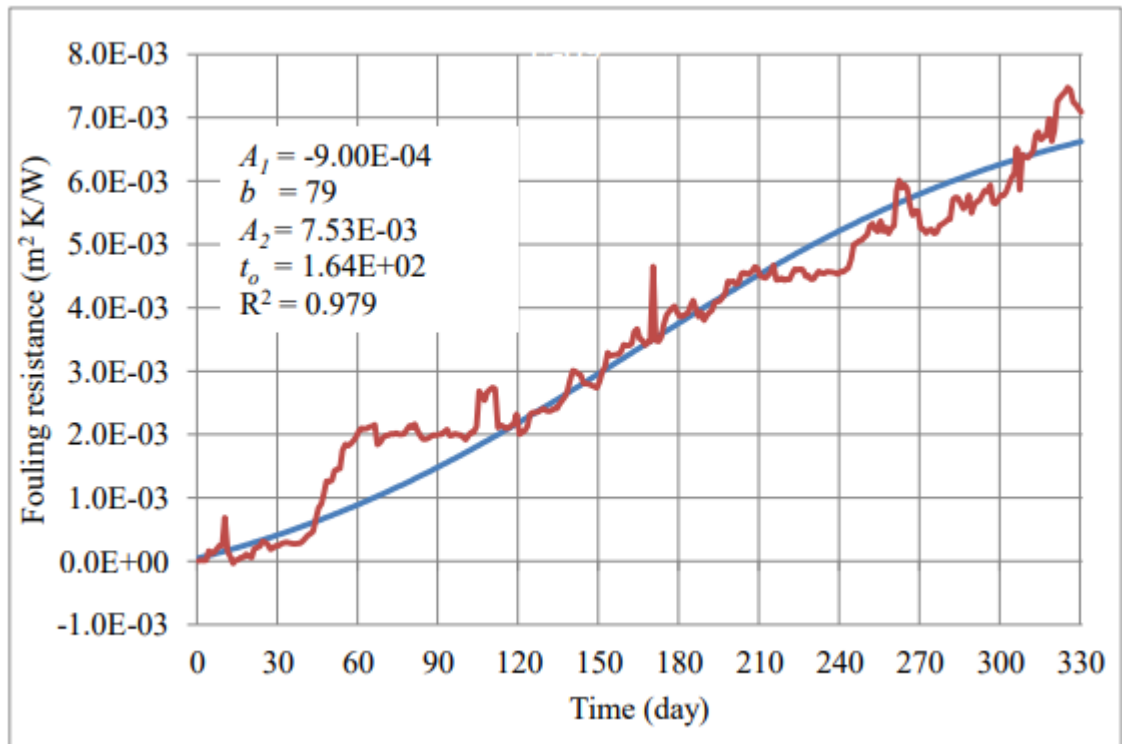
❖ Heat Exchanger 7



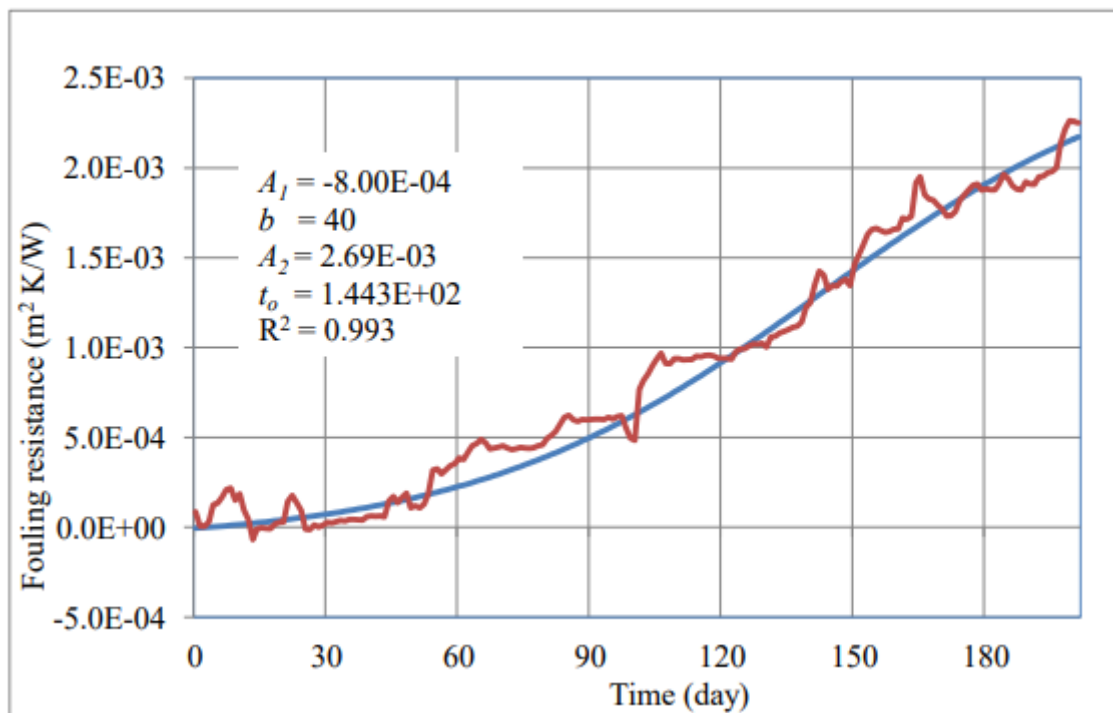
❖ Heat Exchanger 8



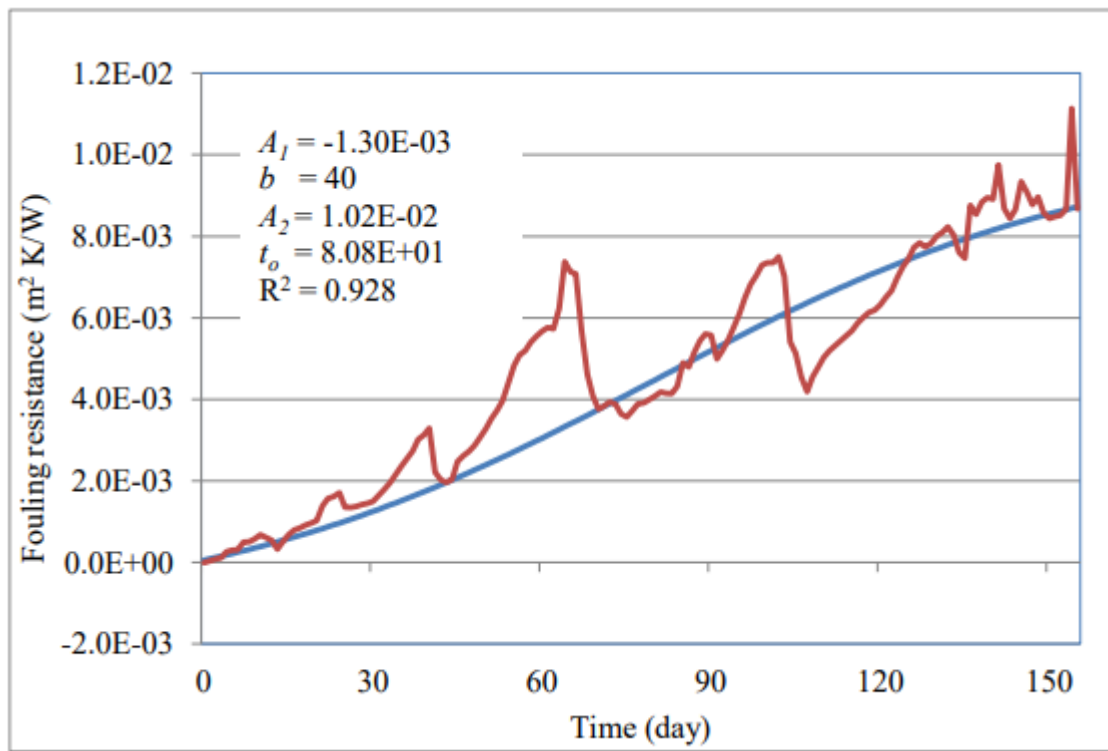
❖ Heat Exchanger 9



❖ Heat Exchanger 10



❖ Heat Exchanger 11



Lampiran 2

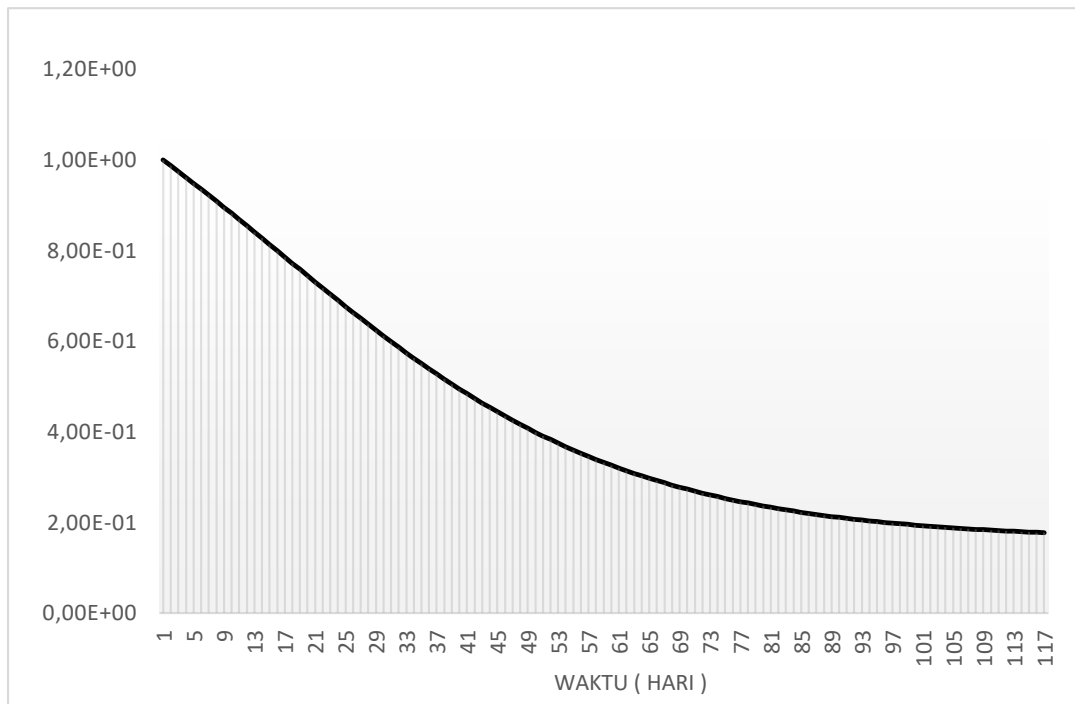
Data desain Heat Exchanger berdasarkan datasheet

Heat Exchanger	Tube							
	allowed ΔP (bar)	Flow rate in/out (kg/h)	Wall Thickness (mm)	Pitch (mm)	Lenght (m)	Uawal	ΔP_c	dc
1	0,9	420,279	2,11	25,4	6,096	713	0,77	0,008
2	0,7	420,279	2,11	25,4	4,877	568	0,5	0,01483
3	0,5	420,279	2,11	25,4	6,096	713	0,3	0,01483
4	1,3	96,0001	2,11	25,4	6,096	292	1,19	0,01483
5	0,5	420,085	2,11	25,4	6,096	470	0,18	0,01483
6	0,7	420,085	2,11	25,4	4,877	676	0,35	0,01483
7	0,7	420,085	2,11	25,4	4,877	294	0,24	0,01483
8	0,7	96,0001	2,11	25,4	6,096	405	0,7	0,01483
9	0,3	420,085	2,11	25,4	6,096	634	0,18	0,01483
10	0,7	420,085	2,11	25,4	6,096	934	0,65	0,01483
11	0,7	96,0001	1,65	25,4	6,096	373	0,7	0,0158

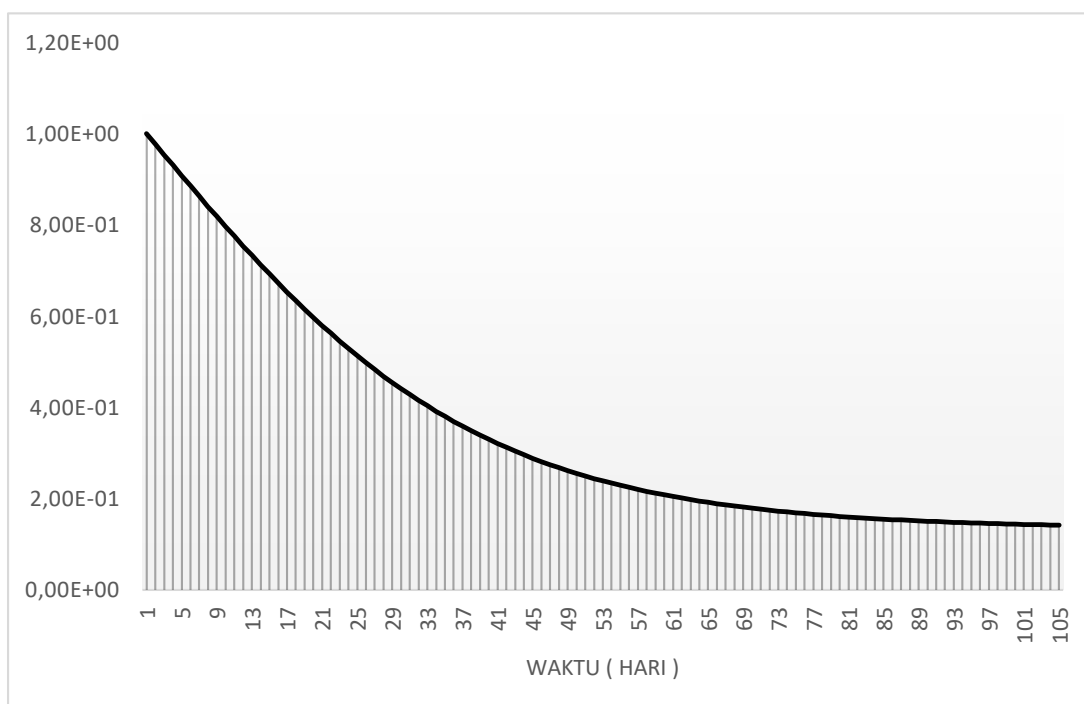
Lampiran 3

Grafik *Reliability*

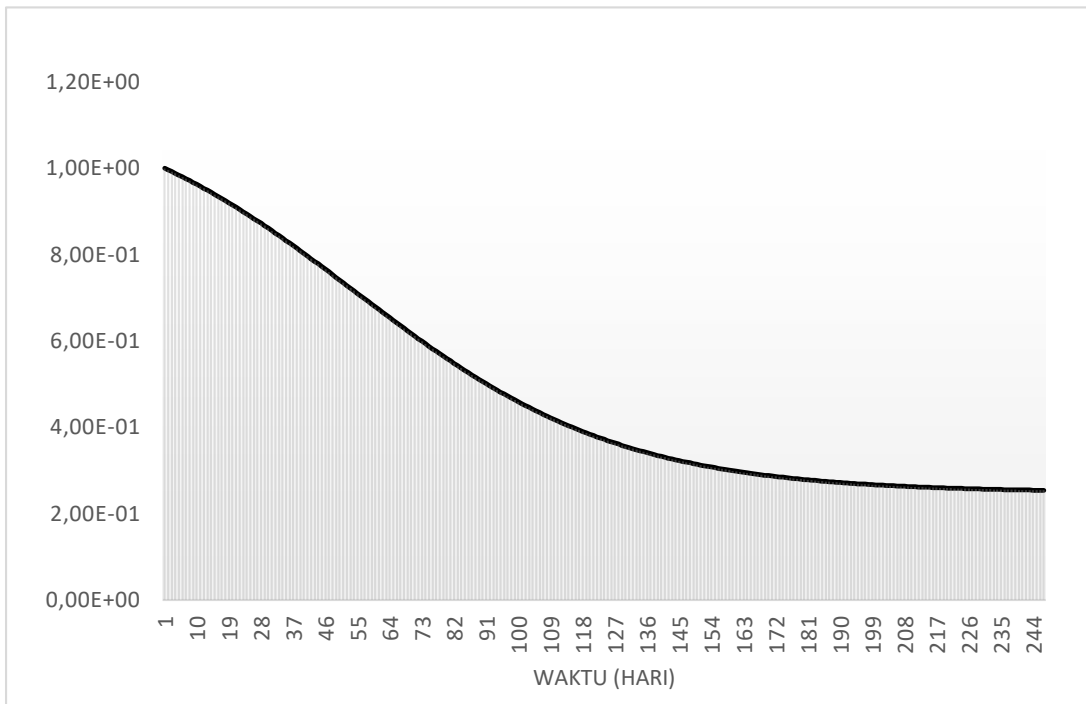
❖ Heat Exchanger 2



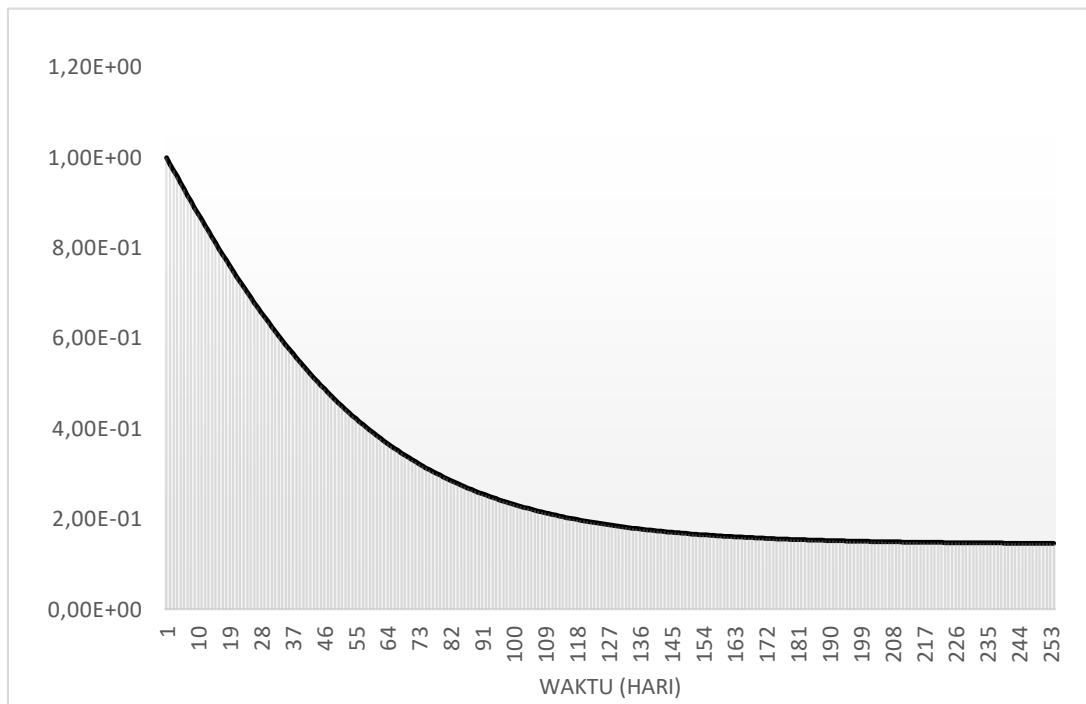
❖ Heat Exchanger 3



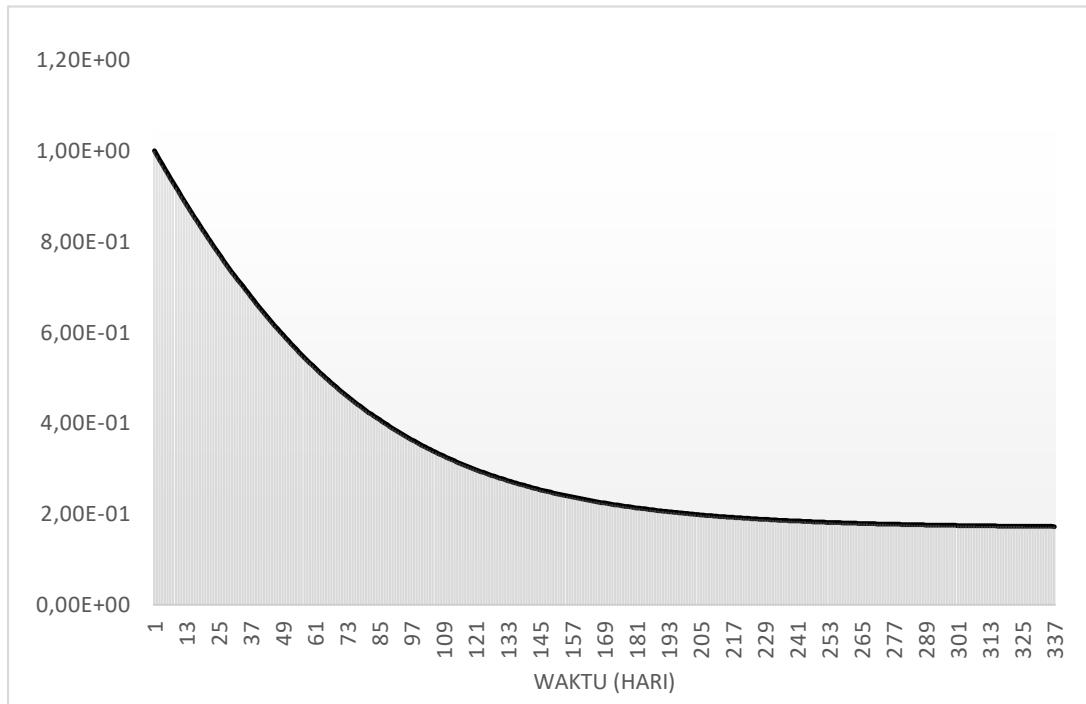
❖ Heat Exchanger 4



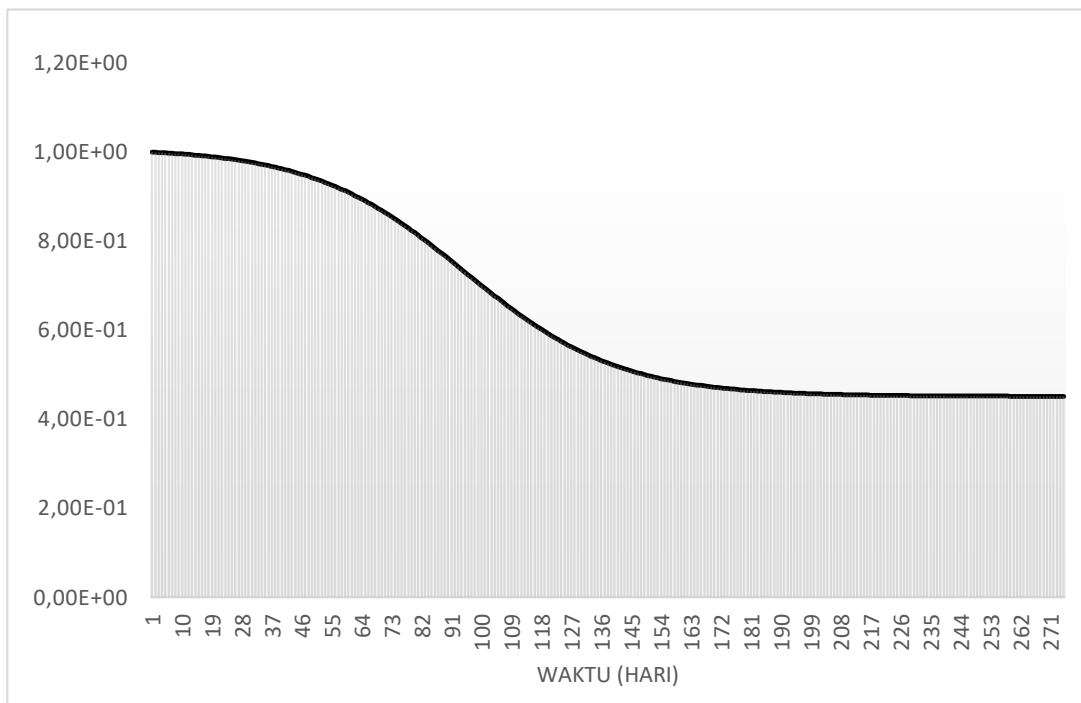
❖ Heat Exchanger 5



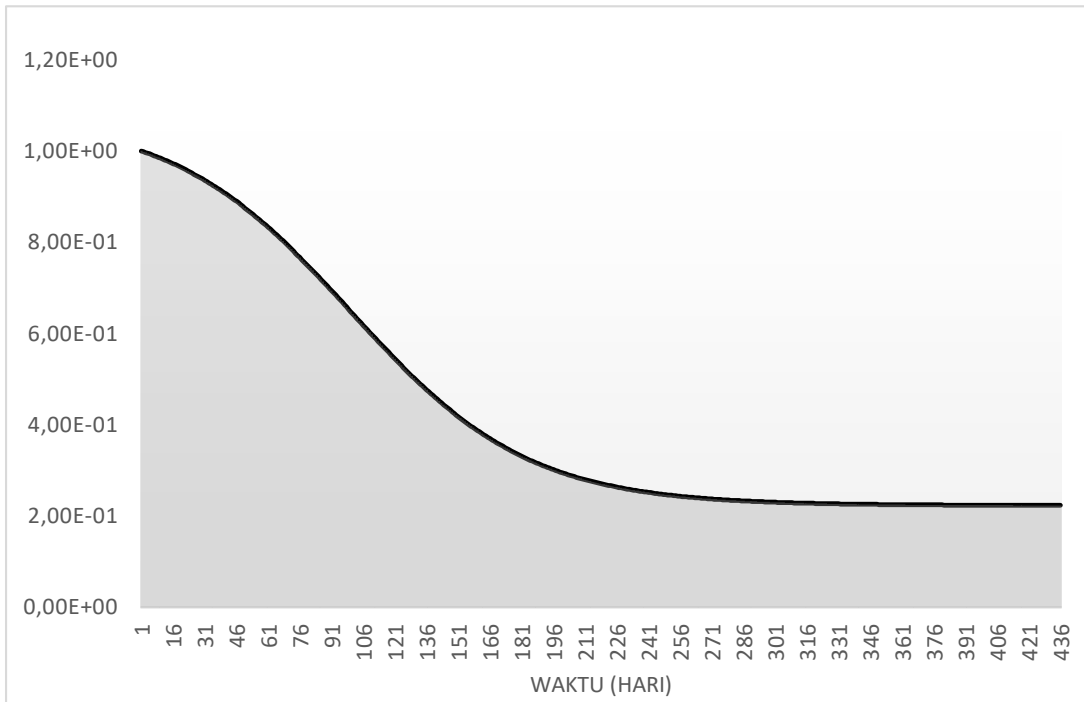
❖ Heat Exchanger 6



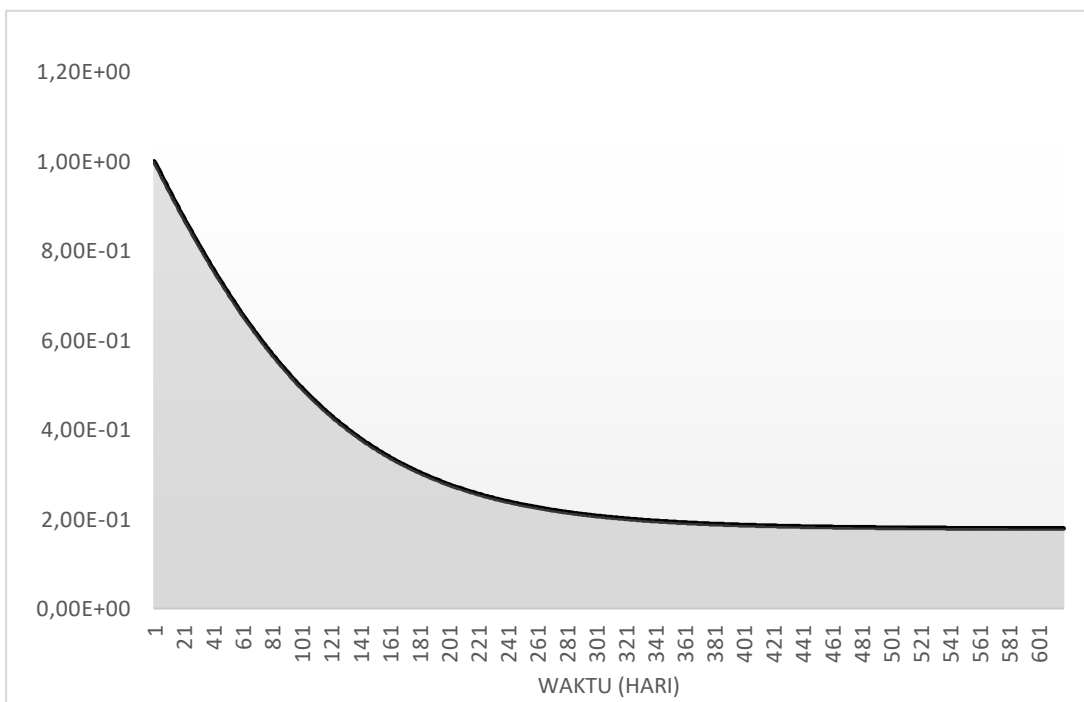
❖ Heat Exchanger 7



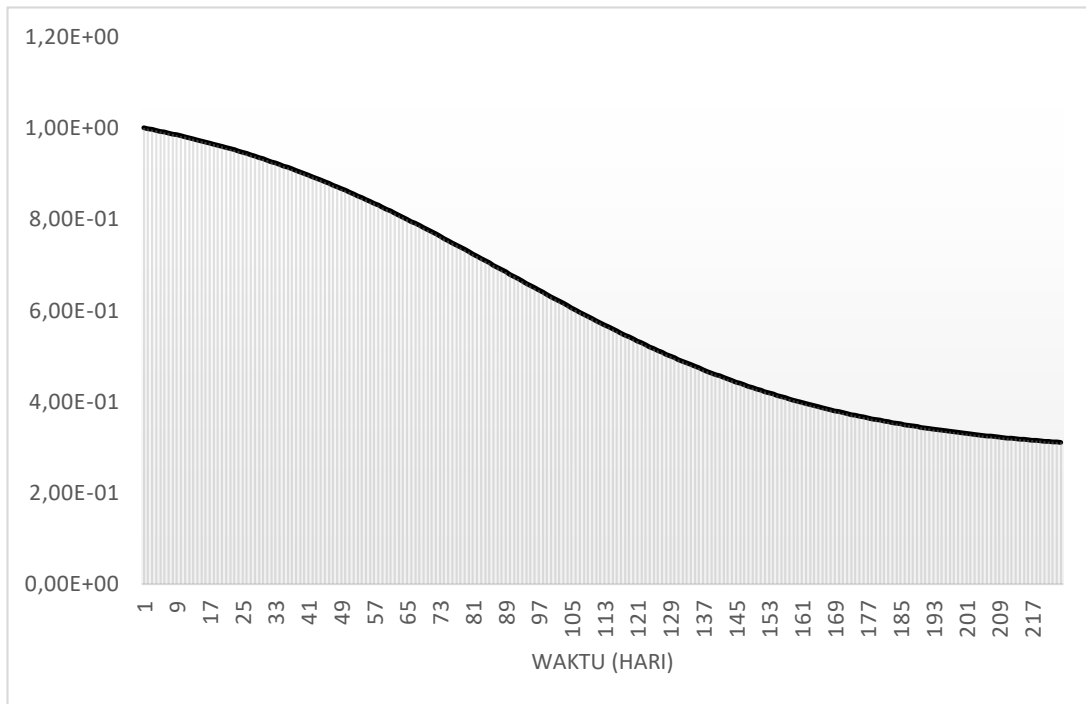
❖ Heat Exchanger 8



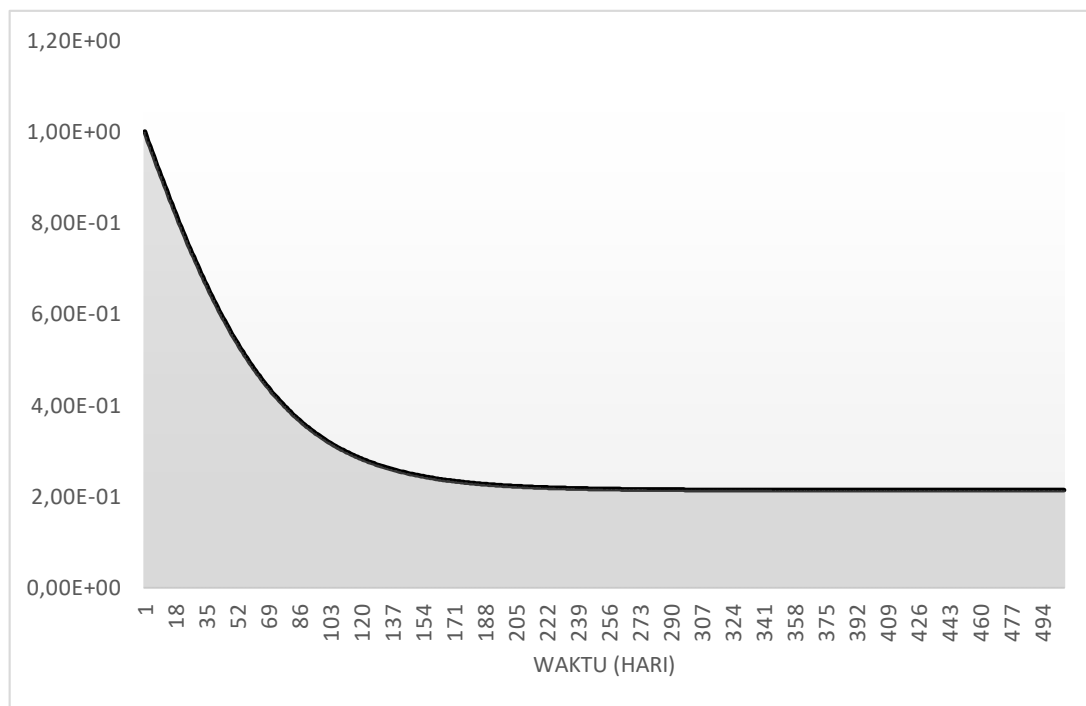
❖ Heat Exchanger 9



❖ Heat Exchanger 10



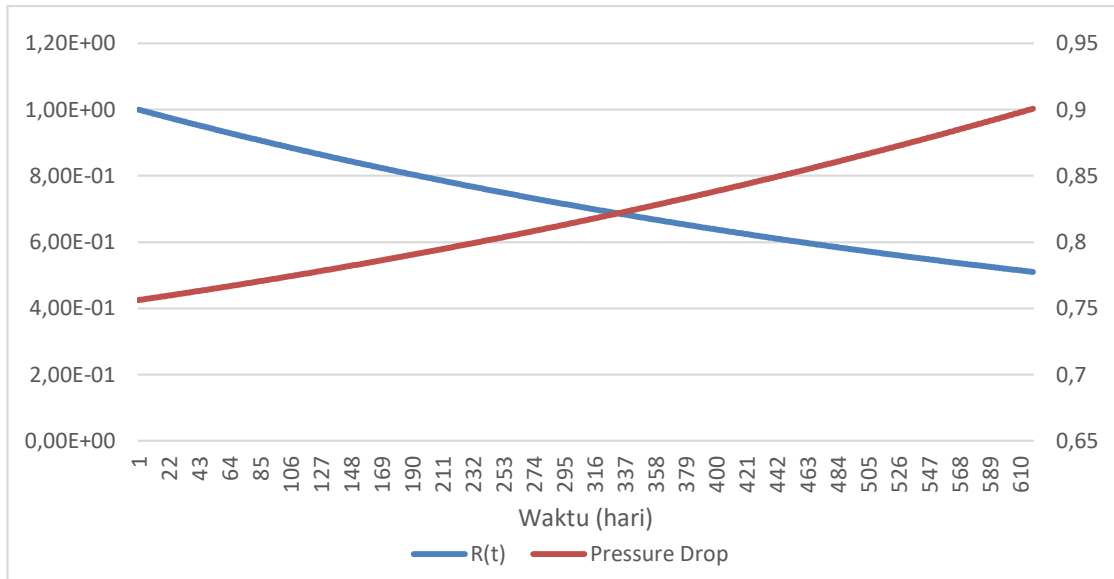
❖ Heat Exchanger 11



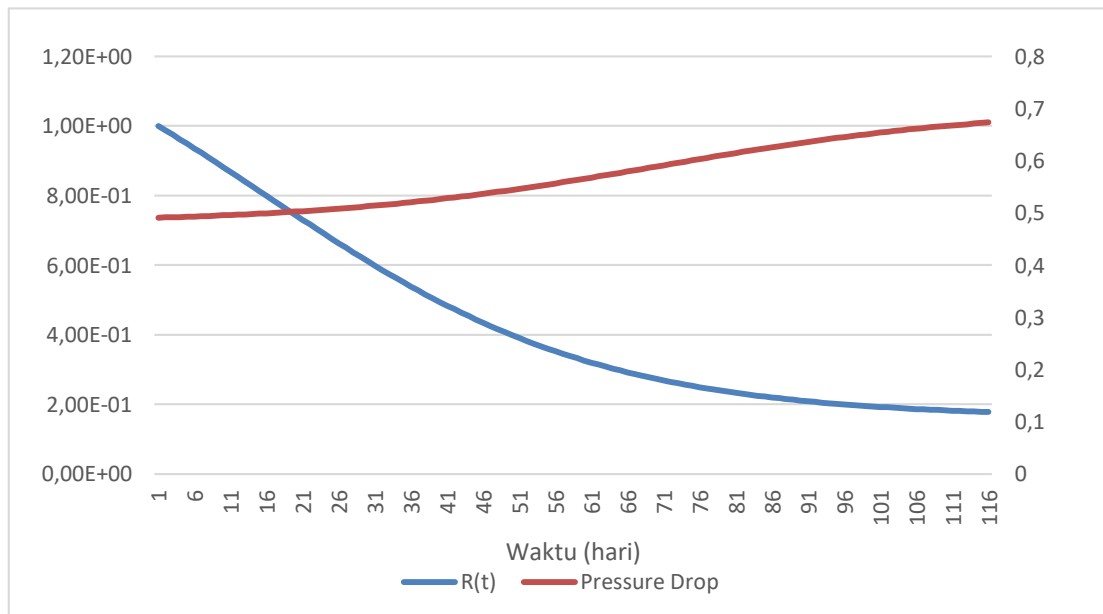
Lampiran 4

Grafik Reliability vs Pressure Drop

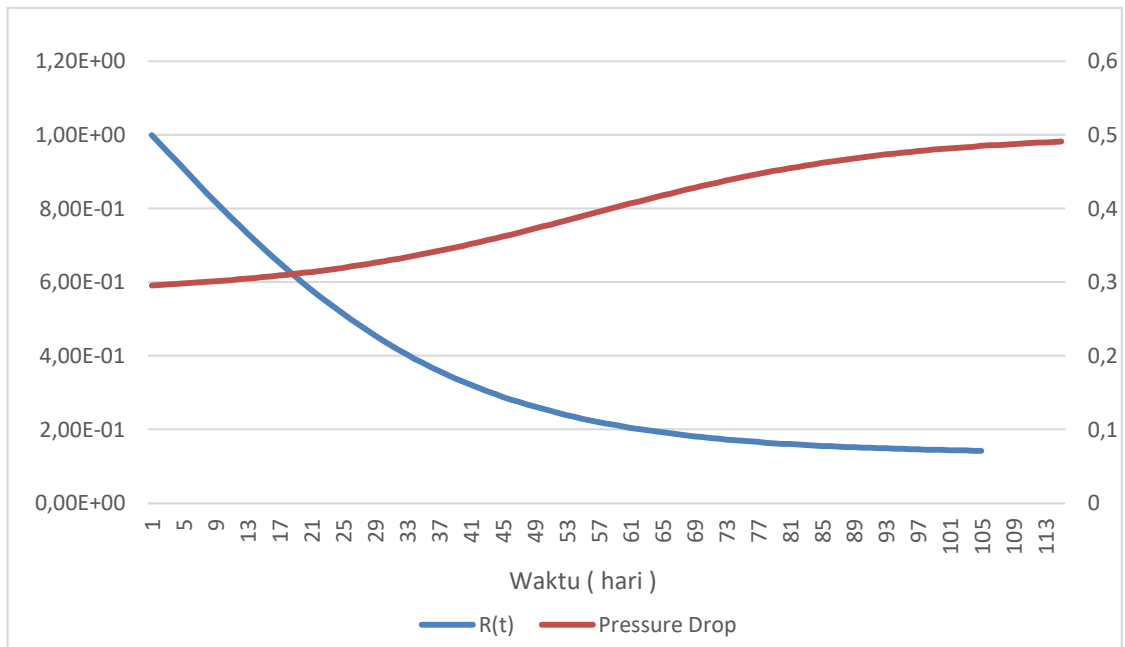
❖ Heat Exchanger 1



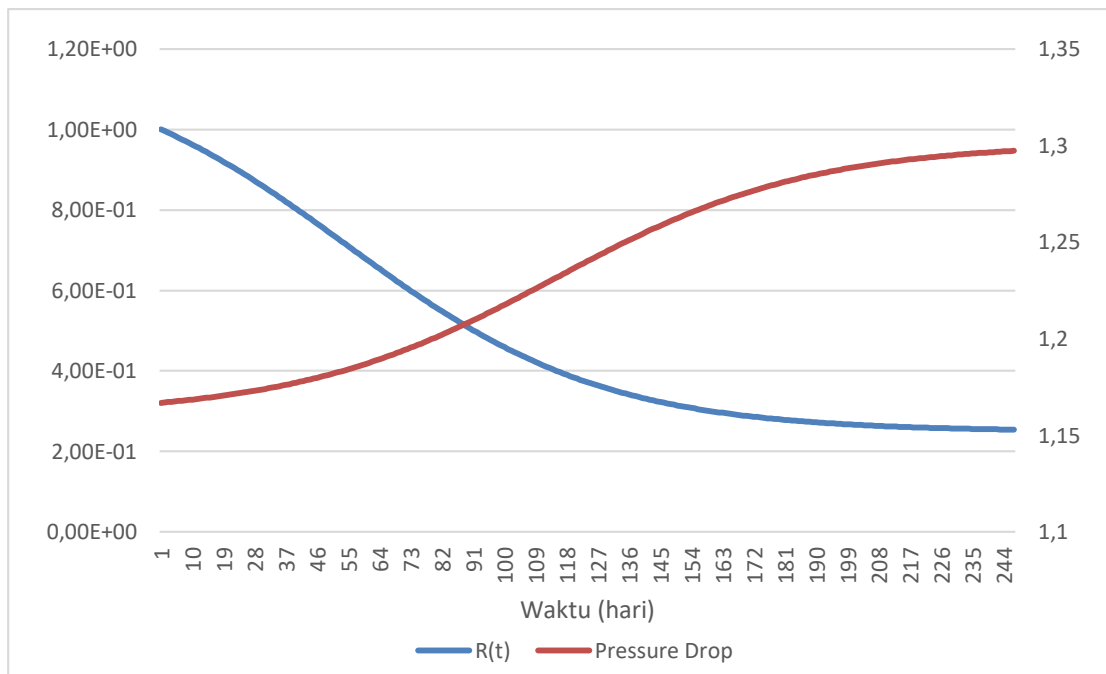
❖ Heat Exchanger 2



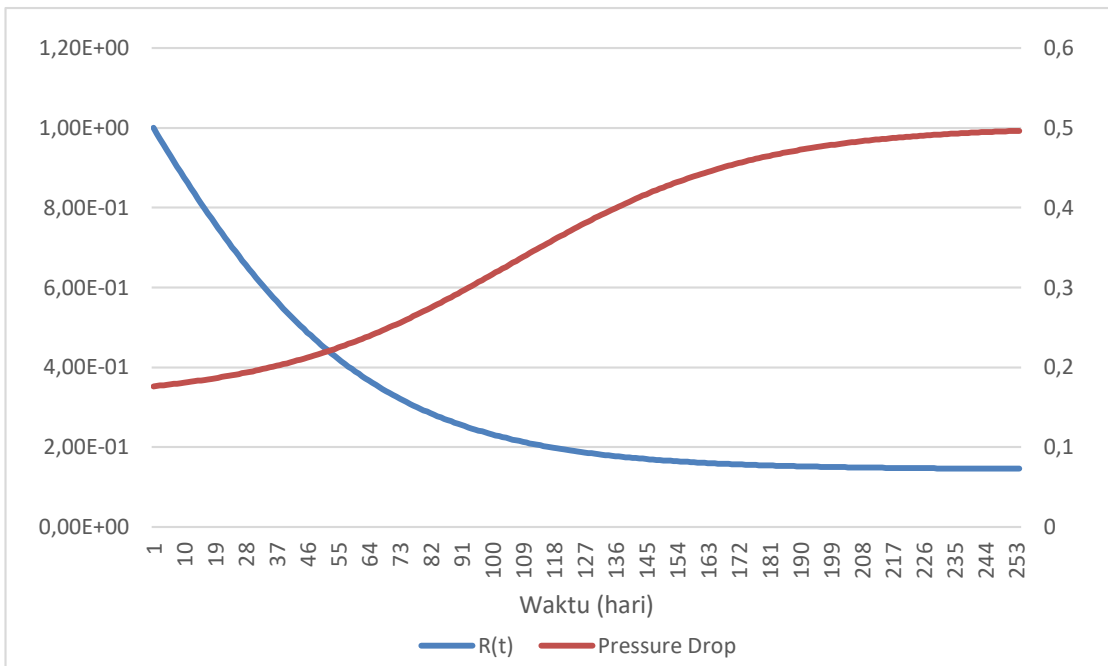
❖ Heat Exchanger 3



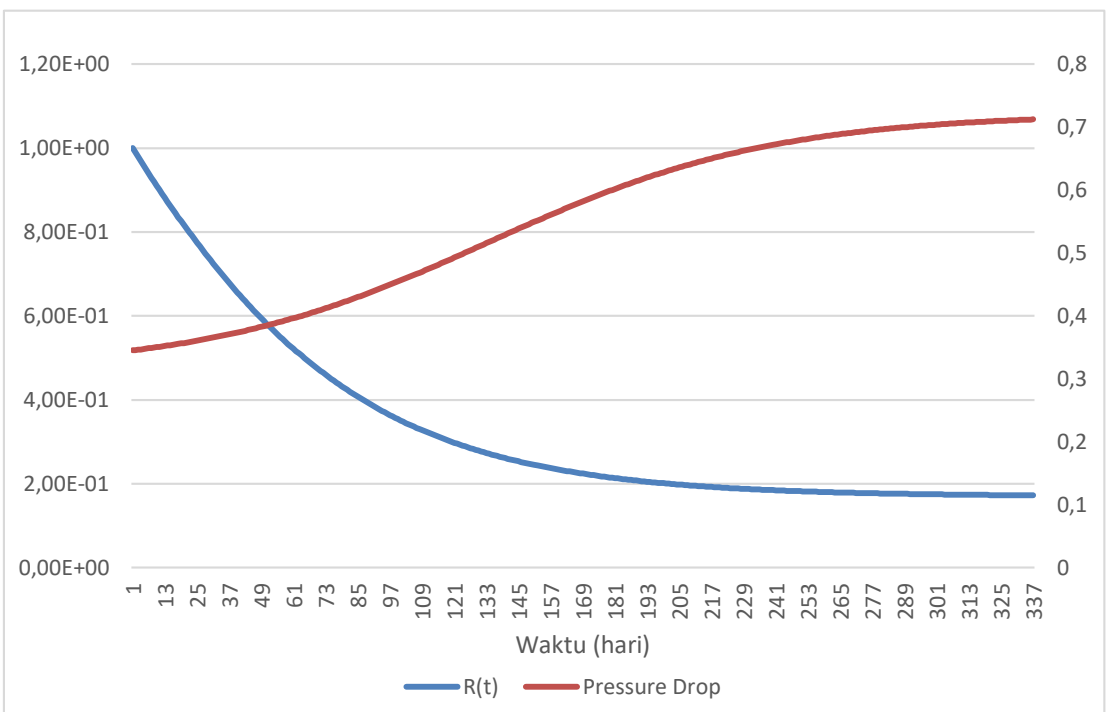
❖ Heat Exchanger 4



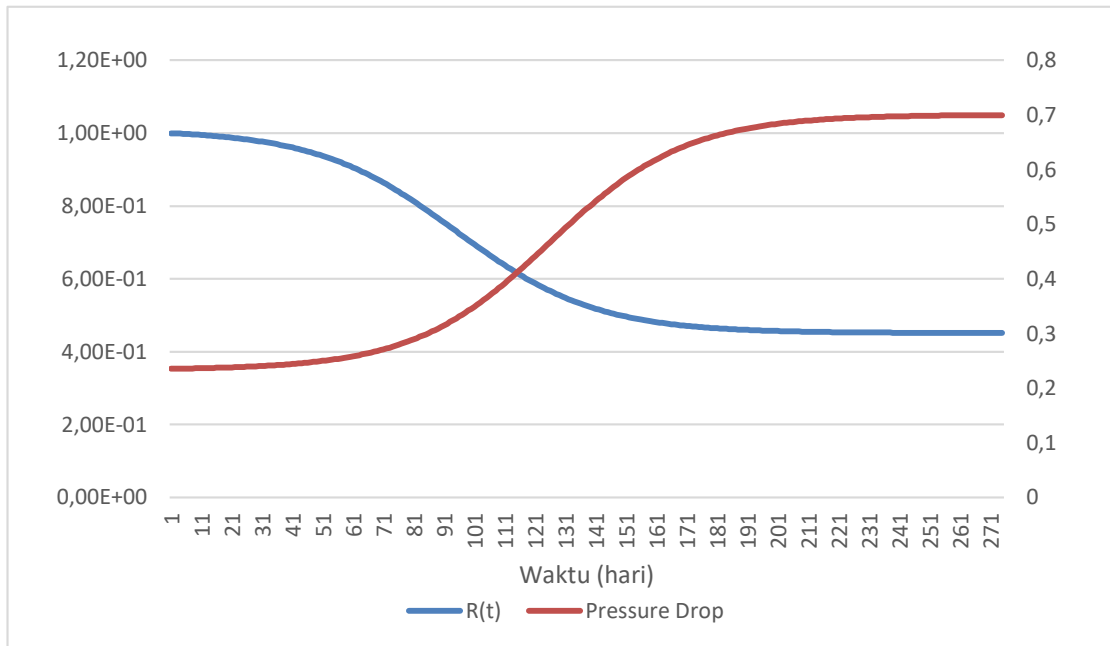
❖ Heat Exchanger 5



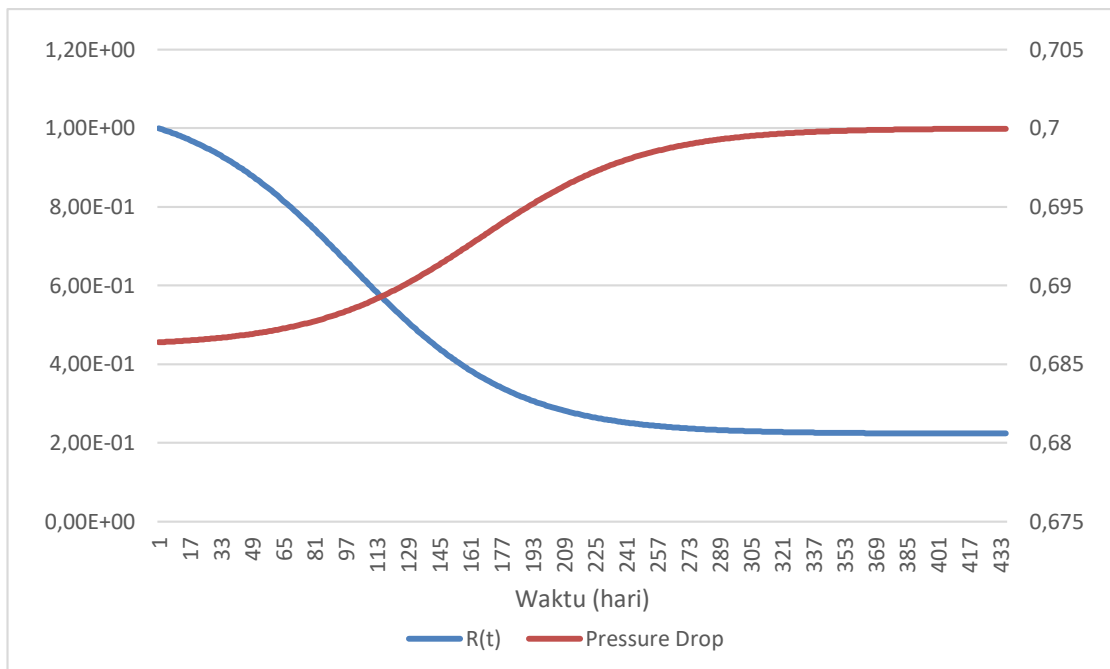
❖ Heat Exchanger 6



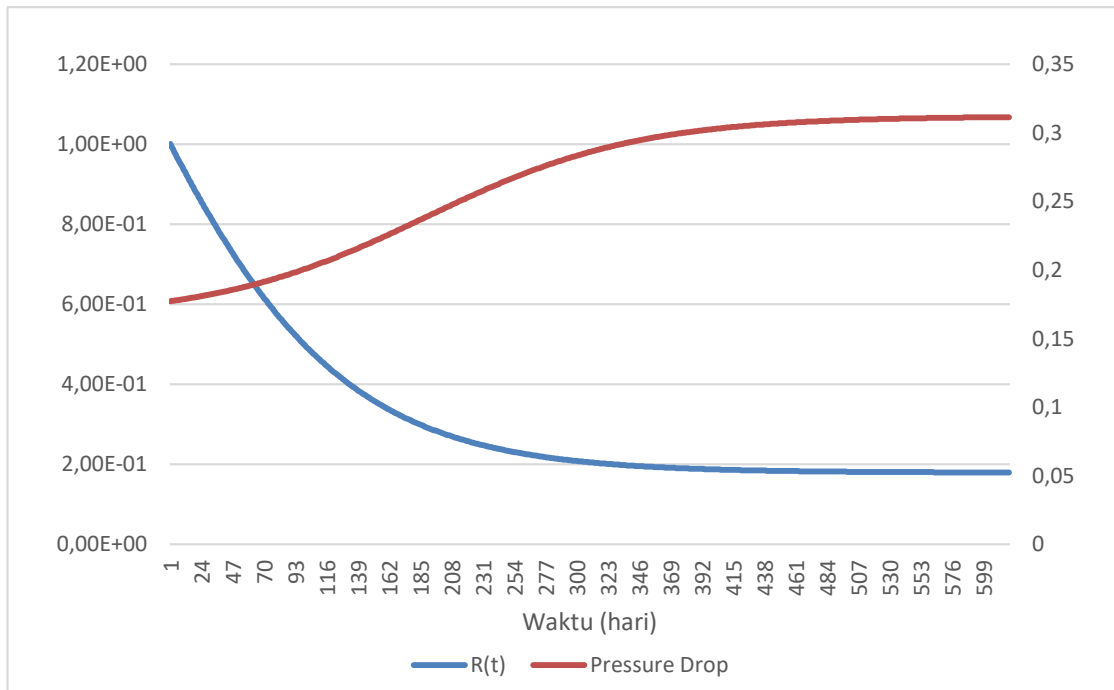
❖ Heat Exchanger 7



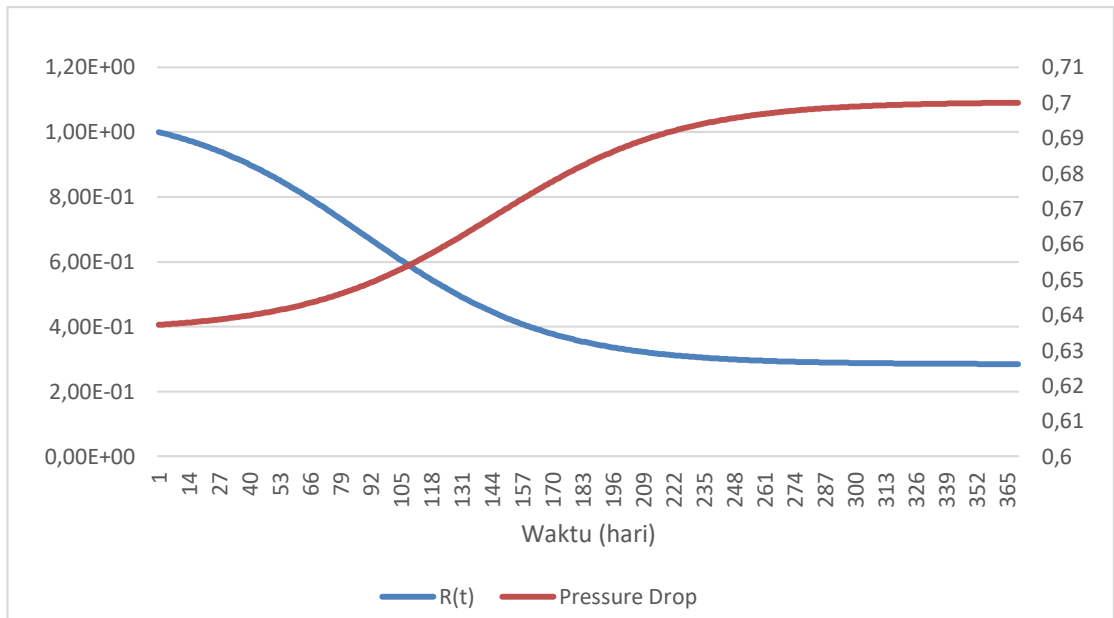
❖ Heat Exchanger 8



❖ Heat Exchanger 9



❖ Heat Exchanger 10



❖ Heat Exchanger 11

