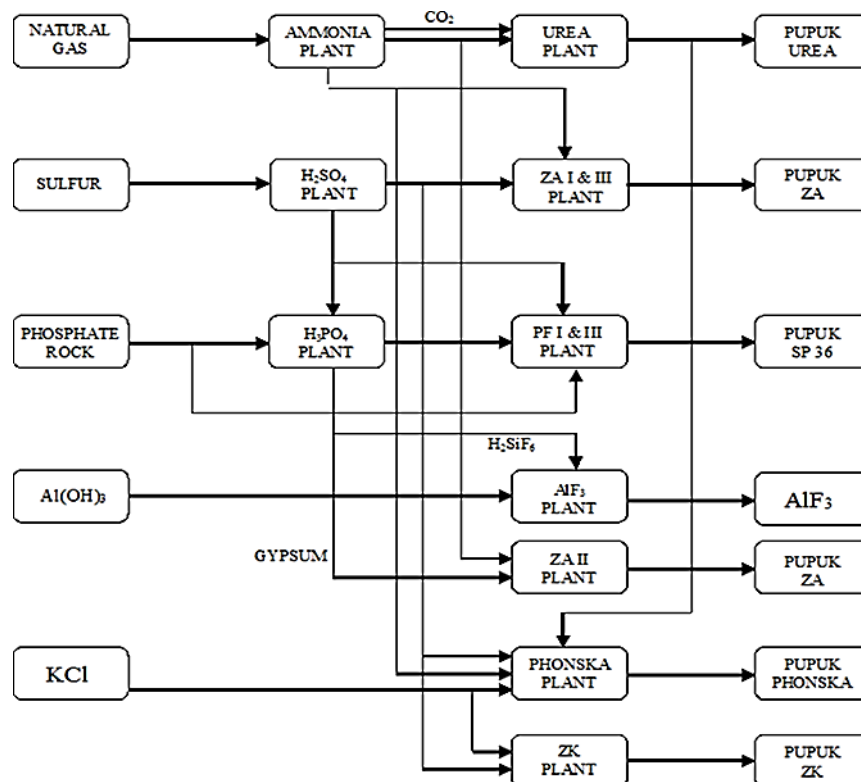


BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Uraian Proses

PT Petrokimia Gresik merupakan pabrik pupuk terlengkap di Indonesia yang mampu menghasilkan produk pupuk dan prosuk non pupuk serta bahan kimia lainnya. Secara umum, PT Petrokimia Gresik dibagi menjadi 3 unit produksi, yaitu unit produksi I A dan I B, unit produksi II A dan II B serta unit produksi III A dan III B.



Gambar 2. 1 Alur proses produksi PT. Petrokimia Gresik

II.1.1 Unit Produksi I

Unit produksi I merupakan unit yang menghasilkan pupuk berbasis Nitrogen dan produk samping sebagai bahan baku untuk produk lain. Unit produk I membawahi Departemen produksi I terdiri dari pabrik Amoniak, pabrik Urea, pabrik ZA I dan pabrik ZA III.



A. Pabrik Amonia

- Tahun berdiri : 1994
Kapasitas produksi : 445.000 ton/tahun
Bahan baku : Gas alam dan nitrogen yang diambil dari udara

B. Pabrik Urea

- Tahun berdiri : 1994
Kapasitas produksi : 460.000 ton/tahun
Bahan baku : Amoniak cair dan gas karbondioksida

C. Pabrik ZA I

- Tahun berdiri : 1972
Kapasitas produksi : 200.000 ton/tahun
Bahan baku : Gas amoniak dan asam sulfat

D. Pabrik ZA II

- Tahun berdiri : 1986
Kapasitas produksi : 200.000 ton/tahun
Bahan baku : Gas amoniak dan asam sulfat

Selain menghasilkan pupuk, Unit Produksi I, juga menghasilkan produk samping non pupuk, antara lain :

1. CO₂ cair dengan kapasitas 10.000 ton/tahun
2. CO₂ padat (Dry Ice) dengan kapasitas 4.000 ton/tahun
3. Gas Nitrogen dengan kapasitas 500.000 ton/tahun
4. Nitrogen cair dengan kapasitas 250.000 ton/tahun
5. Gas Oksigen dengan kapasitas 600.000 ton/tahun
6. Oksigen cair dengan kapasitas 3.300 ton/tahun

II.1.2 Unit Produksi II (Pabrik Pupuk Fosfat)

A. Pabrik Pupuk Fosfat

1. Pabrik Pupuk Fosfat I

- Tahun berdiri : 1979
Kapasitas produksi : 500.000 ton/tahun
Bahan baku : Fosfat rock



2. Pabrik Pupuk Fosfat II

Tahun berdiri : 1983
Kapasitas produksi : 500.000 ton/tahun
Bahan baku : Fosfat rock

B. Pabrik Phonska

1. Pabrik Pupuk Phonska I

Kapasitas : 450.000 ton/tahun
Tahun operasi : 2000
Bahan baku : Amoniak, Asam Fosfat, Asam Sulfat, Belerang dan filler

2. Pabrik Pupuk Phonska II

Kapasitas : 600.000 ton/tahun
Tahun operasi : 2005
Bahan baku : Amoniak, Asam Fosfat, Asam Sulfat, Belerang dan filler

3. Pabrik Pupuk Phonska III

Kapasitas : 600.000 ton/tahun
Tahun operasi : 2009
Bahan baku : Amoniak, Asam Fosfat, Asam Sulfat, Belerang dan filler

4. Pabrik Pupuk Phonska IV

Kapasitas : 60.000 ton/tahun
Tahun operasi : 2011
Bahan baku : Amoniak, Asam Fosfat, Asam Sulfat, Belerang dan filler

C. Pabrik Pupuk NPK

a. Pabrik Pupuk NPK I

Tahun : 2005
Kapasitas : 70.000 ton/tahun
Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler



- b. Pabrik Pupuk NPK II
 - Tahun : 2008
 - Kapasitas : 100.000 ton/tahun
 - Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler
- c. Pabrik Pupuk NPK III
 - Tahun : 2009
 - Kapasitas : 100.000 ton/tahun
 - Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler
- d. Pabrik Pupuk NPK IV
 - Tahun : 2009
 - Kapasitas : 100.000 ton/tahun
 - Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler
- e. Pabrik Pupuk NPK Blending
 - Tahun : 2003
 - Kapasitas : 60.000 ton/tahun
 - Bahan baku : DAP, Urea, ZA, KCl dan filler
- D. Pabrik Pupuk K_2SO_4 atau ZK
 - Tahun : 2005
 - Kapasitas : 10.000 ton/tahun
 - Bahan baku : H_2SO_4 dan KCl

II.1.3 Departemen Produksi III A

Departemen Produksi III A merupakan unit penghasil produk utama berupa Asam yang digunakan sebagai bahan baku produksi di Pabrik I dan II, sering disebut dengan istilah pabrik Asam Fosfat. Pabrik tersebut terdiri dari pabrik Asam Fosfat, pabrik Asam Sulfat dan pabrik ZA II

- A. Pabrik Asam Fosfat (H_3PO_4)
 - Tahun berdiri : 1985
 - Kapasitas produksi : 200.000 ton/tahun
 - Bahan baku : Phosphate Rock

B. Pabrik Asam Sulfat II

Tahun berdiri : 1985
Kapasitas produksi : 550.000 ton/tahun
Bahan baku : Belerang, H₂O

C. Pabrik ZA II

Tahun berdiri : 1985
Kapasitas produksi : 250.000 ton/tahun
Bahan baku : Amoniak, Asam fosfat, dan CO₂

II.1.4 Departemen Produksi III B (Proyek Revamping Pabrik Asam Fosfat)

Departemen Produksi III B merupakan perluasan dari Departemen Produksi IIIB yang memproduksi asam fosfat, asam sulfat dan purified gypsum.

A. Pabrik Asam Fosfat (PA Plant)

Kapasitas Produksi : 650 T/hari (100% P₂O₅)
Konfigurasi Proses : HDH (Hemi-dihydrate)

B. Pabrik Asam Sulfat (SA Plant)

Kapasitas Produksi : 1850 T/hari (100% H₂SO₄)
Konfigurasi Proses : Double Contact Double Absorber

C. Pabrik Purified Gypsum (GP Plant)

Kapasitas Produksi : 2000 T/hari
Konfigurasi Proses : Purifikasi

II.2 Uraian Tugas Khusus

Dalam pelaksanaan Praktek Kerja Lapang di PT. Petrokimia Gresik penulis menargetkan untuk dapat mengetahui proses dari setiap unit dan pengamatan terhadap desain perancangan condenser dengan umpan masuk dari *triple effect evaporator* sebagai salah satu alat yang ada di unit sulfat III A PT. Petrokimia Gresik.

II.2.1 Heat Exchanger

Heat exchanger merupakan suatu alat yang dipasang dalam sistem industri yang dapat menukar atau memindahkan panas dari satu fluida ke fluida



yang lain dengan temperatur yang berbeda antar fluida. Perbedaan temperatur dalam alat ini terjadi karena ada yang bertindak sebagai fluida panas (*hot fluid*) dan ada yang bertindak sebagai fluida dingin (*cold fluid*). Selain itu, *Heat transfer* berfungsi sebagai alat penukar panas yang dapat digunakan untuk memanfaatkan atau mengambil panas dari suatu fluida untuk dipindahkan ke fluida lain dan merupakan ilmu dasar yang paling sering digunakan pada industri pabrik kimia. *Heat exchanger* merupakan peralatan yang berfungsi untuk memfasilitasi perpindahan panas pada suatu proses. Perpindahan panas yang terjadi dapat berfungsi untuk pendinginan (*cooling dan condensation*) maupun pemanasan (*heating dan reboiling / evaporating*).

Pada setiap proses industri, *heat exchanger* merupakan peralatan yang paling sering digunakan. *Heat exchanger* sangat dibutuhkan dalam sebuah proses industri seperti pada industri gas alam, kilang minyak, refrigerasi, pembangkit listrik, serta dalam pabrik kimia maupun petrokimia. Penggunaan *heat exchanger* pada umumnya berfungsi sebagai komponen proses industri sehingga dapat menekan penggunaan bahan bakar dan dapat menghemat biaya produksi. Salah satu industri yang menggunakan *heat exchanger* adalah pada proses pengilangan minyak. Penggunaan *heat exchanger* secara optimum akan meningkatkan efisiensi energi pada suatu unit proses sehingga akan berpengaruh terhadap *operating cost* unit proses maupun kilang tersebut serta pertimbangan keselamatan dan keamanan lingkungan.

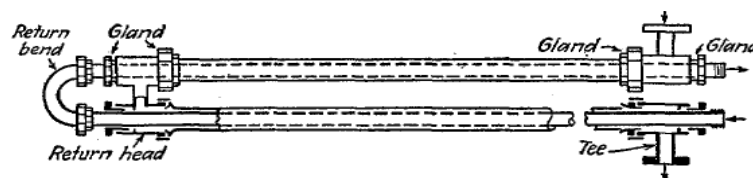
Dalam industri, alat penukar kalor merupakan faktor keberhasilan dari keseuruhan rangkaian proses dimana apabila terjadi kegagalan operasi pada unit *heat exchanger* maka unit operasi akan terhenti. Selain itu dalam suatu kilang minyak, proses perpindahanpanas sangat penting dalam rangka energi konservasi, keperluan proses, persyaratankeamanan dan perlindungan terhadap lingkungan. Sehingga suatu alat penukar kalor (*Heat Exchanger*) harus memiliki kinerja yang baik dan optimal agar diperoleh hasil yang maksimal serta dapat menunjang suatu unit operasi dengan maksimal.

II.2.2 Jenis Heat Exchanger

Heat exchanger sendiri memiliki jenis yang bermacam-macam. Beberapa jenis heat exchanger adalah :

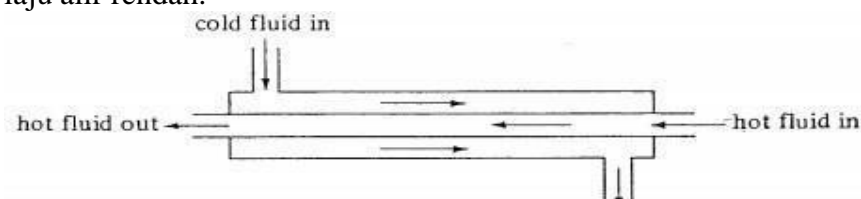
1. Double Pipe Heat Exchanger

Bagian dari peralatan ini adalah penukar pipa ganda yang ditunjukkan pada gambar 2.2 Bagian utama adalah dua set pipa konsentris, dua Tees penghubung, dan kepala kembali dan tikungan kembali. Pipa bagian dalam didukung di dalam pipa luar dengan kelenjar pengemas, dan fluida memasuki pipa bagian dalam melalui sambungan berulir yang terletak di luar bagian penukar Tees memiliki nozel atau sambungan sekrup yang terpasang padanya dengan benar untuk memungkinkan masuk dan keluarnya cairan annulus yang melintasi dari satu kaki ke kaki lainnya melalui kepala kembali. Dua panjang pipa bagian dalam dihubungkan oleh tikungan balik yang biasanya terbuka dan tidak memberikan permukaan perpindahan panas yang efektif. Alat penukar panas jenis ini dapat digunakan pada laju alir fluida yang kecil dan tekanan operasi yang tinggi.



Gambar 2. 2 Double pipe heat exchanger

Secara sederhana *double pipe heat exchanger* merupakan jenis paling sederhana dari heat exchanger. Satu fluida mengalir dalam pipa bagian dalam dan fluida lain berada diantara 2 pipa yang ada. Aliran fluida dapat bersifat co-current atau contercurrent. Heat exchanger ini terbuat dari 2 pipa dengan panjang yang sama dan pada ujung pipa diberi fitting. Jenis ini biasa digunakan untuk laju alir rendah.

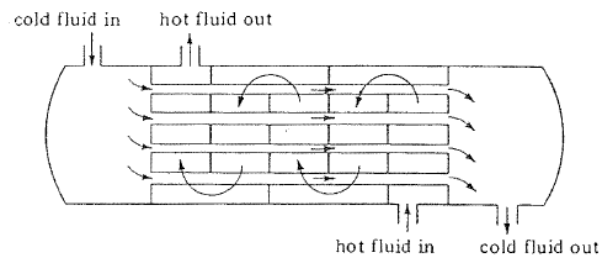


Gambar 2. 3 Skema sederhana Double Pipe Heat Exchanger dan Alirannya

2. Shell And Tube Heat Exchanger

Shell and tube heat exchanger terdiri dari rangkaian tabung. Satu set tabung ini berisi cairan yang harus dipanaskan atau didinginkan. Cairan kedua mengalir di atas tabung yang sedang dipanaskan atau didinginkan sehingga dapat memberikan panas atau menyerap panas yang dibutuhkan. *Shell and tube heat exchanger* biasanya digunakan untuk aplikasi tekanan tinggi (dengan tekanan lebih dari 30 bar dan 3 suhu lebih besar dari 260°C). Ini karena *shell and tube heat exchanger* kuat karena bentuknya.

Heat Exchanger jenis ini digunakan untuk laju alir yang lebih tinggi, sehingga sering digunakan di industri. Tube dipasang secara parallel dan memiliki jumlah yang banyak didalam satu shell. Prinsip kerja dari heat exchanger ini adalah Fluida dingin masuk kedalam tube sedangkan fluida panas masuk dari ujung yang berbeda sehingga aliran yang ada adalah aliran countercurrent di bagian shell.



Gambar 2. 4 Skema sederhana Shell and Tube Heat Exchanger dan Alirannya

(Kern, 1965)

II.2.3 Perhitungan

a. Neraca Panas

$$Q = W \times C_p \times (T_1 - T_2) = w \times c_p \times (t_2 - t_1) \dots \dots \dots (1)$$

Dimana :

Q = Kalor jenis (Btu/hr)

W = laju alir fluida panas (lb/hr)

w = laju alir fluida dingin (lb/hr)

C_p = Kapasitas panas fluida panas (Btu/lb °F)

c_p = Kapasitas panas fluida dingin (Btu/lb °F)

T_1 = Temperatur fluida panas masuk ($^{\circ}\text{F}$)

T_2 = Temperatur fluida panas keluar ($^{\circ}\text{F}$)

t_1 = Temperatur fluida dingin masuk ($^{\circ}\text{F}$)

t_2 = Temperatur fluida dingin keluar ($^{\circ}\text{F}$)

b. Log Mean Temperature Difference (LMTD)

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - T_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - T_1)}} \dots\dots\dots(2)$$

c. Temperatur Kalorik (T_c dan t_c)

$$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) \dots\dots\dots(3)$$

$$T_c = T_1 + F_c (t_2 - t_1) \dots\dots\dots(4)$$

dari Fig.17 (Kern, 1965) didapat harga K_c dan F_c dengan perbandingan

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta T_c} = \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)} \dots\dots\dots(5)$$

d. Flow Area

- Shell side

$$a_s = ID \times C'' \times B / (144 \times PT) \dots\dots\dots(6)$$

Dimana :

ID = Inside Diameter (in)

C'' = Jarak antara tube (in)

B = Jarak Baffle (in)

PT = Tube Pitch (in)

- Tube side

$$a_t = NT \times a't / (144 \times n) \dots\dots\dots(7)$$

Dimana :

NT = Jumlah tube

$a't$ = Internal area (Dari tabel 10 Kern)

n = Jumlah tube passes

e. Kecepatan Massa

- Shell side

$$G_s = W / a_s \dots \dots \dots (8)$$

Dimana :

W = Laju alir fluida yang melewati shell (lb/hr)

- Tube side

$$G_t = w / a_t \dots \dots \dots (9)$$

Dimana :

W = Laju alir fluida yang melewati tube (lb/hr)

f. Reynold Number

- Shell side

$$Re_s = D_e \times G_s / \mu \dots \dots \dots (10)$$

Dimana:

D_e = Equivalent diameter (ft) (Fig.28 Kern)

G_s = Kecepatan massa (lb/hr.ft²)

μ = Viskositas fluida pada suhu t_c

- Tube side

$$Re_t = D \times G_t / \mu \dots \dots \dots (11)$$

Dimana:

D = Inside diameter (ft) Tabel 10 Kern)

G_t = Kecepatan massa (lb/hr.ft²)

μ = Viskositas fluida pada suhu t_c

g. Heat Transfer Factor

- Shell side

Nilai (JH) untuk sisi shell dapat diketahui dari Fig.28 Kern

- Tube side

Nilai (JH) untuk sisi tube dapat diketahui dari Fig.24 Kern

h. Thermal Function

Pada tiap suhu , yaitu T_c dan t_c diperoleh masing-masing c (fig.4 Kern) ,
 μ (viskositas) dan k (konduktivitas thermal) (fig.1 Kern)

$$(c \times \mu/k)^{1/3} \dots\dots\dots(12)$$

i. Outside film Coefficient (h_o) dan Inside film coefficient (h_i)

- Shell side

$$h_o = jH \frac{k}{De} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \Phi_s \dots\dots\dots(13)$$

- Tube side

$$h_{io} = jH \frac{k}{De} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \Phi_t \dots\dots\dots(14)$$

$$\frac{h_{io}}{\Phi_t} = \frac{h_i}{\Phi_t} \times \frac{ID}{OD} \dots\dots\dots(15)$$

Dimana :

h_o = Outside film coefficient (Btu/hr.ft °F)

h_{io} = Inside film coefficient (Btu/hr.ft °F)

j. Tube Wall Temperature, t_w

Temperatur dinding rata-rata tube dapat dihitung dengan temperature kalorik, jika diketahui nilai koefisien perpindahan panas fluida shell dan tube pada kondisi operasi sedang berlangsung.

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\Phi_s}}{\frac{h_{io}}{\Phi_t} + \frac{h_o}{\Phi_s}} \dots\dots\dots(16)$$

Dimana : t_w = temperature dinding tube (°F)

k. Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \dots\dots\dots(17)$$

Dimana : U_c = Overall heat transfer coefficient (Btu/hr.ft² °F)

1. Dirty Overall Coefficient, UD

$$A = NT \times a'' \times L \dots \dots \dots (18)$$

Dimana :

A = Heat Transfer surface (ft²)

NT = Jumlah tube

a'' = luas area (ft²/linft²), (tabel 10 Kern)

L = Panjang tube

Dan

$$UD = \frac{Q}{A \times \Delta t} \dots \dots \dots (19)$$

Dimana : UD = Overall heat transfer coefficient (Btu/hr.ft² °F)

m. Dirt Factor, Rd

$$Rd = \frac{UC - UD}{UC \times UD} \dots \dots \dots (20)$$

Dimana : Rd = Fouling Factor (hr.ft².°F/Btu)

n. Pressure Drop

- Shell side

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s \times N+1}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \Phi_s} \dots \dots \dots (21)$$

Dimana :

ΔPs = Total Pressure Drop pada shell (psi)

F = Friction factor shell (ft²/in²) (Fig.26 Kern)

Gs = Kecepatan massa (lb/hr.ft²)

s = Spec. gravity

N+1 = jumlah lintasan aliran melalui baffle

- Tube side

$$\Delta P_t = f \times G_t^2 \times L \times n \times 5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \Phi_t \dots \dots \dots (22)$$

Dimana :

ΔPt = Total Pressure Drop pada tube (psi)

F = Friction factor tube (ft²/in²) (Fig.26 Kern)

G_s = Kecepatan massa (lb/hr.ft²)

s = Spec. gravity

n = jumlah pass tube

$$\Delta Pr = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2g} \dots\dots\dots (23)$$

Dimana :

ΔPr = Return Pressure Drop pada tube (psi)

$\frac{v^2}{2g}$ = Velocity head (psi)

s = Spec. Gravity

Maka :

$$\Delta PT = \Delta Pt + \Delta Pr \dots\dots\dots(24)$$

II.2.4 Pembahasan Tugas Khusus

Tabel 2. 1 Hasil Perhitungan Reaktor R-5401

Suhu keluar tanpa jaket pendingin	478,43 °K
Panas penguapan	71705340 kj/jam
Panas reaksi	-306460,4 kj/jam
Kebutuhan pendingin	2552833,0214 kg/jam
Kebutuhan air pendingin	60781,7386 kg/jam

Tabel 2. 2 Hasil Perhitungan Kondensor E-5301 dengan Data Perancangan

Shell	Kesimpulan	Tube
225,10	h outside BTU/(h-ft²-F)	2563
U_c	206,9242	Btu / hr ft ² F
U_D	150	Btu / hr ft ² F
R_d	0,00183	hr ft ² F / Btu

Pada perhitungan desain alat reaktor didapat besarnya suhu yang keluar tanpa jaket pendingin yaitu 478,43 °k. Kemudian mencari perhitungan panas



penguapan sehingga diperoleh untuk panas penguapan di alat reaktor sebesar 71705340 kJ/jam. Selanjutnya mencari panas reaksi maka diperoleh untuk panas reaksi sebesar -306460 kJ/jam, sehingga untuk kebutuhan pendingin didapatkan sebesar 2552833,0214 kg/jam dan untuk massa air pendingin didapatkan sebesar 60781,7386 kg/jam.

Pada perhitungan data manual alat kondensor didapat besarnya koefisien perpindahan panas bagian shell (h_o) sebesar 225,10 Btu/hr.ft².°F dan pada bagian tube (h_i) sebesar 2563 Btu/hr.ft².°F. Pada hasil perhitungan juga diperoleh nilai koefisien perpindahan panas bersih (U_c) sebesar 206,9242 Btu/hr.ft².°F. Dan besarnya koefisien overall perpindahan panas design (U_D) sebesar 150 Btu/hr.ft².°F. Besarnya nilai fouling factor (R_d) didapat 0,00183 hr.ft².°F/Btu.

Fouling factor atau dirt factor (R_d) merupakan hambatan perpindahan panas yang disebabkan karena adanya endapan-endapan (scaling) dari larutan amonium sulfat yang terbentuk dalam kondensor ketika pemanasan berlangsung. Fouling terjadi ketika fluida berinteraksi dengan material, sehingga beberapa partikel dari fluida akan mengendap pada permukaan kondensor. Endapan ini akan terakumulasi dan menurunkan proses perpindahan panas. Hal ini mengakibatkan konsumsi energi pada pompa ataupun kompresor menjadi lebih tinggi. Fouling juga dapat menyebabkan pengurangan cross sectional area (luas penampang melintang) dan meningkatkan pressure drop sehingga dibutuhkan energi ekstra. Faktor yang mempengaruhi besarnya nilai fouling antara lain suhu permukaan, kecepatan aliran fluida, dan jenis minyak fluida. Efisiensi kondensor semakin menurun dan biaya yang dibutuhkan semakin besar karena perlu dilakukan pembersihan fouling. Dalam perhitungan didapat R_d design perancangan sebesar 0,00183 hr.ft².°F/Btu dan nilai R_d design kurang dari nilai R_d ketetapan yakni 0,001 hr.ft².°F/Btu. Hal ini menunjukkan bahwa beban pengotor (scaling) pada kondisi actual tidak melebihi batas kemampuan alat, sehingga pertukaran panas pada alat masih efisien untuk dioperasikan.