



BAB IX

EVALUASI *HEAT EXCHANGER* 120-601 A/B/C/D/E/F PADA UNIT 120 LIGHT NAPHTA HYDROTREATING (LNHT) PADA PT. PERTAMINA (PERSERO) RU-IV CILACAP

IX. 1 Judul Tugas Khusus

Judul tugas khusus yang kami ambil adalah : Analisis perhitungan *pada Heat Exchanger* 120-E-601 A/B/C/D/E/F pada unit 120 *Light Naphta Hydrotreating* (LNHT) PT Kilang Pertamina Internasional (KPI) RU IV Cilacap.

IX. 2 Latar Belakang Masalah

Unit LNHT ISOM merupakan unit baru di RU IV Cilacap, di mana Unit LNHT untuk pertama kalinya beroperasi pada tanggal 27 April 2019. Unit ini secara garis besar dibagi menjadi unit LNHT (120) dan ISOM (140) dengan fungsi yang berbeda. Unit 120 secara garis besar berfungsi untuk menghilangkan impurities berupa sulfur desulfurisasi dan nitrogen demitrogenasi sementara unit 140 secara garis besar berfungsi untuk meningkatkan nilai oktan dengan cara isomerasi dari nilai 50-70 menjadi 87. Unit 120 memiliki unit utama yaitu reaktor 120-R-601 untuk proses naphta hydrotreating. Unit ini beroperasi pada suhu 280 °C dalam kondisi SOR hingga 320 °C pada kondisi EOR untuk menunjang kondisi tersebut maka diadakan unit 120-F-601 dan 120-E-601 A-F.

120-E-601 berupa heat exchanger untuk menukarkan panas dari *effluent* reaktor dengan feed menuju 120-F-601 berupa *furnace*. *Feed* akan masuk ke dalam Heat Exchanger kemudian *furnace* dan masuk ke dalam HE lagi sehingga pada Heat exchanger tersebut komponen dan massa yang terdapat di dalamnya kurang lebih sama berupa campuran cut light naphta dan hidrogen. Oleh karena itu bukan hanya berfungsi untuk memanaskan feed, namun mengkondensasi *effluent* reaktor untuk proses selanjutnya. Heat Exchanger di sini juga berfungsi untuk meringankan beban dari *furnace* sehingga energi yang diperlukan untuk mencapai kondisi di dalam reaktor lebih



sedikit. Pada Heat Exchanger efisiensi dapat menurun akibat adanya penumpukan yang disebut *fouling factor* seiring pemakaian disebabkan oleh beberapa hal seperti karat dan korosi, deposit berupa pengotor, dan lainnya. Hal ini dapat menyebabkan penurunan efisiensi dan meningkatnya pressure drop.

Pengotor dapat menjadi tahanan hidrodinamika dan mengurangi *Heat Capacity* (CP) dari bahan yang digunakan. Sehingga perlu dilakukan analisa *fouling factor* tiap periode tertentu dan menganjurkan adanya pembersihan apabila nilainya telah melewati batas toleransi. Analisis *Fouling Factor Heat Exchanger* 120-E-601 dimulai dari studi literatur dan pengumpulan data spesifikasi dari *heat exchanger* yang akan digunakan untuk melakukan perhitungan kemudian setelah perhitungan dibandingkan dengan nilai toleransi *fouling factor* pada *spec sheet*.

Alat yang menjadi konsentrasi utama pada unit LNHT adalah reaktor bed yang berisi katalis nikel dan molebdenum yang akan dikontakan dengan campuran H₂ dan light naphtha. Secara garis besar mekanisme dari unit 120 ialah feed yang berasal dari FOC I dan FOC II digabungkan menjadi satu aliran setelah melwati drum kemudian dipompakan dan dikontakan dengan Hidrogen dari platforming pada aliran. Kemudian menuju reaktor kondisi disesuaikan dengan melewati pada furnace dan heat exchanger. Perhitungan fouling factor berhubungan dengan perhitungan neraca massa dan panas. Perhitungan dilakukan dengan analisis data real pada tanggal 04 Agustus 2023, massflow aliran HE sebesar 67.74 ton/h.

IX. 3 Tujuan

1. Mengkaji dan menganalisis nilai fouling factor pada shell dan tube heat exchanger
2. Mengkaji dan menganalisis nilai pressure drop pada shell dan tube heat exchanger
3. Mengkaji efisiensi dari heat exchanger dan menyarankan perlakuan untuk menaikkan efisiensi heat exchanger



IX.4 Manfaat

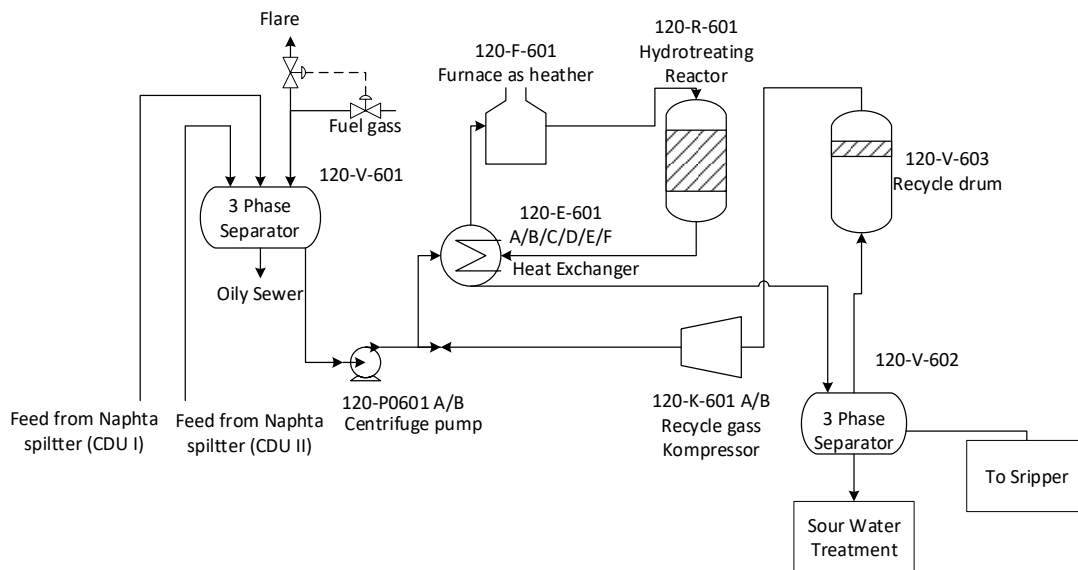
Manfaat dari tugas khusus ini adalah untuk meninjau fouling factor dan pressure pada shell dan tube heat exchanger sebagai pertimbangan dalam memberikan rekomendasi perlakuan pada heat exchanger untuk menaikkan nilai efisiensi heat exchanger.

IX. 5 Metode Pengumpulan Data

Kerja Praktik dilaksanakan secara langsung di Pertamina RU IV Cilacap. Pengumpulan data dalam mengevaluasi kinerja HE 120-E-601 A-F di unit kilang PT. Pertamina RU IV Cilacap ini diperoleh dari:

1. Data Lapangan berupa data suhu masuk dan suhu keluar pada masing-masing shell dan tube aliran counter-current serta tekanan yang terukur oleh pressure, flow, dan temperature indicator.
2. Data Desain berupa sifat fisis dan kimia setiap fluida baik di shell maupun tube. Dimensi alat seperti diameter, ketebalan, dan panjang pada shell dan tube. Toleransi alat seperti resistance serta pressure drop allowable. Seluruh data yang dibutuhkan diperoleh dari pembimbing lapangan fouling
3. Buku Literatur Berupa langkah-langkah perhitungan berdasarkan buku literatur yaitu Process Heat Transfer, D. Q. Kern.

IX.6 Deskripsi Proses Unit Light Naphta Hydrotreating (Unit 120)



Gambar IX. 1 Diagram Proses Light Naphta Hydrotreatmen Bagian Reaksi

Umpan light naphtha dari unit FOC-I dan FOC-II masuk ke unit 120 pada kondisi battery limits (38°C) dan diarahkan ke LNHT feed surge drum 120-V-601 tekanan dari surge drum diatur dengan aliran menuju flare dan flue gas menuju drum. Dua umpan light naphtha berasal dari 11P24A/B di naphtha splitter overhead di CDU-I complex dan dari 011P123A/B di CDU-II. Satu jalur lagi untuk memasukkan umpan adalah dari Storage yang diblanket dengan N_2 yang saat ini hanya akan dipasang hingga battery limit untuk keperluan future. Kemudian light naphtha dipompa menuju dengan pompa 120-P-601 A/B menuju bagian reaksi. Light naphtha dicampur dengan hidrogen recycle yang dipompa melalui kompresor 120-K-601 A/B Sebelum itu kondisi dari feed harus disesuaikan terlebih dahulu sehingga feed melewati heat exchanger 120-E-601 A/B/C/D/E/F untuk dipanaskan Light naphtha kemudian dipompa oleh pompa LNHT Feed Pumps 120-P-601 A/B ke bagian reaksi disertai dengan kontrol flow. Di bagian reaksi, light naphtha dicampur dengan recycle hydrogen dari recycle gas compressors 120-K-601 A/B bertipe reciprocating. Campuran dua fasa ini kemudian dipanaskan terlebih dahulu dalam reactor



feed/effluent exchangers 120-E-601 A to F, dan selanjutnya dipanaskan lebih lanjut ke temperatur reaktor yang diperlukan di dalam reactor feed heater 120-F-601.

Catatan: Titik kekeringan untuk umpan reaktor dicapai dalam reactor feed/effluent exchanger untuk kondisi SOR dan EOR.

Temperatur umpan reaktor dikontrol dengan mengatur laju aliran bahan bakar ke ruang bakar, temperatur ini bervariasi dari 280°C hingga 310°C tergantung pada posisi dalam siklus. Volume reaktor diisi dengan HR-608. HR-608 adalah katalis molybdenum nikel yang dikembangkan oleh Axens untuk menghidrotreat secara selektif umpan light naphta seperti yang dijelaskan pada bagian 2.2. Reaksi Kimia dan Katalis. Di dalam reaktor terjadi sedikit reaksi-reaksi hidrogenasi, dan efluen reaktor pada prakteknya akan mempunyai temperatur yang sama dengan temperatur inlet reaktor. Setelah pertukaran panas di 120-E-601 A to F, efluen reaktor didinginkan dengan udara.

IX.7 Analisa Performa Heat Exchanger

Berdasarkan Kern, D. (1950), untuk menganalisa performance suatu Heat Exchanger, parameter-parameter yang digunakan adalah :

1. U_c (Clean Overall Coefficient) adalah koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE didesain atau pada keadaan bersih, ditentukan oleh besarnya tahanan konveksi h_o dan h_i , sedangkan tahanan konduksi diabaikan karena sangat kecil dibandingkan tahanan konveksi.

$$U_c = \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o}$$

h_i = Koefisien perpindahan panas konveksi inside (Btu/jam.ft².°F)

h_o = Koefisien perpindahan panas konveksi outside (Btu/jam.ft².°F)

2. U_d (Dirty Overall Coefficient) Adalah koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah beberapa saat setelah HE digunakan dan telah terjadi pengotoran pada HE.



$$Ud = \frac{Q}{A \times \Delta T}$$

- ΔT = LMTD terkoreksi ($^{\circ}\text{F}$)
 A = Luas permukaan perpindahan panas (ft^2)
 Q = Laju transfer panas pada shell atau tube (Btu/jam)

3. Heat Balance Bila panas yang diterima fluida dingin lebih kecil daripada panas yang dilepas fluida panas dan ini mengurangi performance suatu HE.

$$Q = m \times Cp \times \Delta t$$

- Q = Laju transfer panas pada shell atau tube (Btu/jam)
 m = Laju alir massa (lb/jam)
 Cp = Specific Heat (Btu/lb. $^{\circ}\text{F}$)
 Δt = Perbedaan suhu fluida masuk dan keluar

4. Fouling factor / dirty factor (Rd) adalah hambatan perpindahan panas karena adanya endapan-endapan didalam HE. Nilai Rd akan terakumulasi setelah beberapa saat, hal ini tidak baik sebab menghalangi perpindahan dari fluida.

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

- Rd = Dirt Factor (jam. ft^2 . $^{\circ}\text{F}$ /Btu)
 Uc = Clean overall heat transfer coefficient (Btu/jam. ft^2 . $^{\circ}\text{F}$)
 Ud = Design overall heat transfer coefficient (Btu/jam. ft^2 . $^{\circ}\text{F}$)

5. Pressure Drop

Pressure drop merupakan peristiwa menurunnya tekanan dari satu titik ke titik lainnya dalam suatu pipa atau tabung. Penurunan tekanan baik di shell atau tube tidak boleh melebihi batas yang diizinkan karena aliran kemudian harus didorong melalui penukar panas menggunakan banyak tenaga pompa.



1. Shell Side

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s \times D_e \times (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times \phi_s}$$

- f = Friction Factor dari Figure 29
G_s = Mass velocity per cross section area (lb/jam. ft²)
D_e = Diameter ekuivalent (ft)
N = Jumlah Cross
φ_s = Viskositas rasio fluida pada shell

2. Tube Side

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L_n}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times \phi_t}$$

- f = Friction Factor dari Figure 26
G_t = Mass velocity per cross section area (lb/jam. ft²)
L_n = Panjang pipa (ft)
D_e = Diameter ekuivalent (ft)
φ_t = Viskositas rasio fluida pada tube

Adapun tata cara dalam merancang heat exchanger menurut buku “Process Heat Transfer” (Kern, 1965) Berikut adalah tahapan dalam perancangan heat exchanger tipe shell and tube:

1. Menghitung Keseimbangan Panas

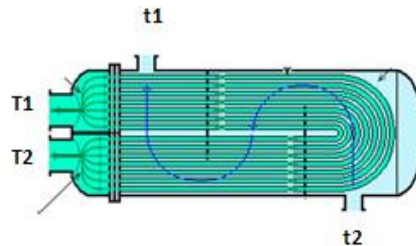
$$Q = W \times C_p \times \Delta T$$

- Q = Beban panas (btu/jam)
W = Laju alir fluida (lb/jam)
C_p = Kapasitas panas (btu/lb°F)
ΔT = Perbedaan temperatur masuk dan keluar (°F)

2. Menghitung ΔT_{LMTD}

Pada aliran berlawanan (counter current), dua fluida bergerak dengan arah yang berlawanan. HE pada unit 120 120-E-601 A/B/C/D/E/F merupakan tipe shell

and tube dengan jenis aliran counter current, dengan komponen panas melalui tube sedangkan komponen dingin melalui shell, sehingga skema dan profil suhunya adalah sebagai berikut:



Gambar IX. 2 Tipe aliran *counter current*

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)}$$

$$\Delta T_1 = T_{h in} - T_{c out}$$

$$\Delta T_2 = T_{h out} - T_{c in}$$

Δt_1 = Selisih temperatur yang rendah ($^{\circ}F$)

Δt_2 = Selisih temperatur yang tinggi ($^{\circ}F$)

3. Menghitung caloric temperature

Kaloric temperatur adalah temperatur rata-rata suhu seharusnya pada fluida di shell dan tube yang telah dikalikan faktor koreksi

$$T_a = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

T_a = Temperatur Rata-Rata

t_1 = Temperatur rendah untuk fluida dingin ($^{\circ}F$)

t_2 = Temperatur tinggi untuk fluida dingin ($^{\circ}F$)

4. Menghitung Flow Area Pada Aera Shell Dan Tube

a. Shell Side

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times Pt}$$



a_s = flow area shell side (ft²)

ID = inside diameter shell (inch)

C' = tube clearance (inch)

B = baffle spacing (inch)

Pt = pitch tube (inch)

$$a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n}$$

b. Tube Side

a_t = flow area tube side (ft²)

N_t = jumlah tube

a't = luas flow area per tube (m²)

n = jumlah pas

5. Menghitung Laju Alir Massa Fluida Pada Area Shell and Tube

Shell

$$G_s = \frac{W_s}{a_s}$$

a_s = flow area shell side (ft²)

W_s = mass flow pada shell side (lb/jam)

G_s = Mass velocity per cross section
area shell (lb/jam.ft²)

Tube

$$G_t = \frac{W_t}{a_t}$$

a_t = flow area tube side (ft²)

W_t = mass flow pada tube side (lb/jam)

G_t = Mass velocity per cross section area
tube (lb/jam. ft²)

6. Menghitung Reynold Number pada area shell dan tube

Shell Side

$$Res = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

Res = Bilangan Reynold untuk fluida
dalam shell

De = Diameter equiavlent shell side
(ft)

G_s = Mass velocity per cross section
area pada shell (lb/jam.ft²)

μ = Viskositas fluida pada shell side
dalam Tc (lb/jam.ft)



Tube Side

$$Ret = \frac{D \times Gt}{\mu}$$

Ret = Bilangan Reynold untuk fluida dalam tube

D = Diameter tube side (ft)

Gt = Mass velocity per cross

Section area pada tube

(lb/jam.ft²)

μ = Viskositas fluida pada tube side dalam Tc (lb/jam.ft)

7. Menghitung perpindahan panas pada konveksi outside

$$ho = jH \times \frac{K}{De} \times \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

jH = Faktor perpindahan panas

De = Diameter equivalent shell side (ft)

K = Thermal conductivity shell side (Btu/jam.ft. °F)

c = Specific heat fluida dalam shell pada suhu Tc (Btu/lb. °F)

μ = Viskositas fluida dalam shell pada suhu Tc (lb/jam.ft)

μ_w = Viskositas fluida pada suhu dinding tube (lb/jam.ft)

8. Mencari faktor perpindahan panas (jH)

jH didapatkan pada Figure 24 untuk tube dan 28 untuk shell di buku Process Heat Transfer, dibutuhkan berupa Reynold Number Shell pada sumbu X dan Tube serta L/D perbandingan panjang pipa dengan diameter.

9. Menghitung koefisien perpindahan konveksi inside

$$hi = jH \times \frac{K}{De} \times \frac{c\mu^{1/3}}{k} \times \frac{\mu}{\mu_w}^{0.14}$$

hio = koefisien perpindahan panas shell untuk menghitung konvensi shell

hi = koefisien perpindahan panas tube untuk menghitung konveksi inside

D = Diamater pipa (ft)

k = Konduktivitas termal (Btu/jam.ft. °F)

c = Panas spesifik fluida dalam shell atau tube pada suhu Tc/tc



(Btu/lbm.°F)

μ = Viskositas fluida pada shell atau tube pada suhu T_c/t_c (lbm/jam.ft)

μ_w = Viskositas fluida pada suhu dinding (lbm/jam.ft)

10. Menghitung temperatur dinding tube

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\Phi_s}}{\frac{h_{i_o}}{\Phi_t} + \frac{h_o}{\Phi_s}} \times (T_c - t_c)$$

t_w = Temperatur pada dinding tube (°F)

T_c = Temperatur rata-rata pada shell (°F)

T_c = Temperatur rata-rata pada tube (°F)

Φ_t = Viskositas rasio fluida pada shell (lb/jam ft²)

Φ_s = Viskositas rasio fluida pada tube

11. Menghitung clean overall heat transfer coefficient atau U_c

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

h_{i_o} = Koefisien perpindahan panas konveksi outside diameter
(Btu/jam.ft².°F)

h_o = Koefisien perpindahan panas konveksi shell (Btu/jam. ft².°F)

12. Menghitung dirty overall heat transfer coefficient desain

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta T}$$

ΔT = LMTD terkoreksi (°F)

A = Luas permukaan perpindahan panas (ft²)

Q = Laju transfer panas pada shell atau tube (Btu/jam)

13. Menghitung dirt factor

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$



- Rd = Dirt Factor (jam.ft².°F/Btu)
Uc = Clean overall heat transfer coefficient (Btu/jam.ft².°F)
Ud = Design overall heat transfer coefficient (Btu/jam.ft².°F)

14. Menghitung pressure drop pada area shell dan tube

Shell Side

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s \times D_e \times (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times \Phi_s}$$

- f = Friction Factor dari Figure 29
G_s = Mass velocity per cross section area (lb/jam.ft²)
D_e = Diameter ekuivalent (ft)
N = Jumlah Cross
Φ_s = Viskositas rasio fluida pada shell

Tube Side

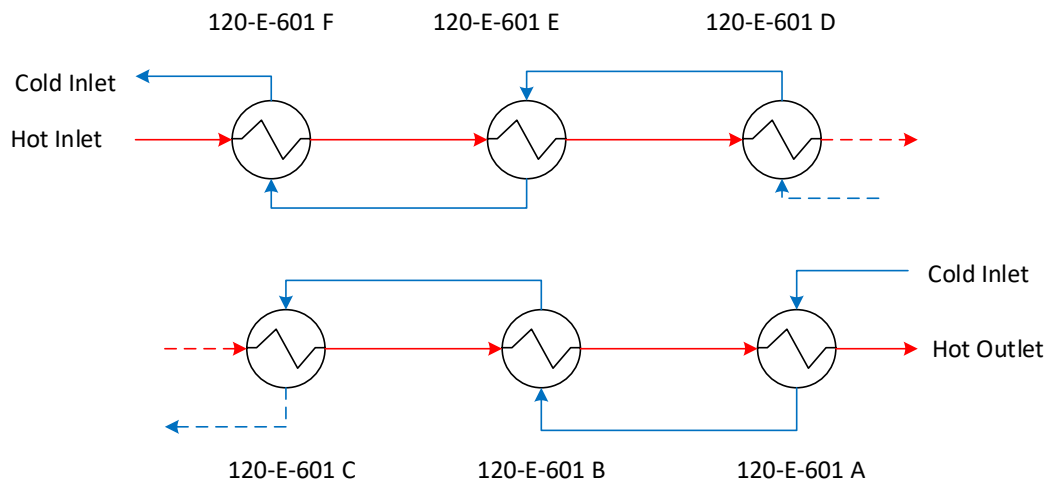
$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L_n}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times \Phi_t}$$

- f = Friction Factor dari Figure 26
G_t = Mass velocity per cross section area (lb/jam.ft²)
L_n = Panjang pipa (ft)
D_e = Diameter ekuivalent (ft)
Φ_t = Viskositas rasio fluida pada tube

IX. 8 Hasil dan Pembahasan

Evaluasi dari *Heat Exchanger* ini menggunakan data operasional pada bulan Juli hingga Agustus dan data desain. Adapun data yang disajikan merupakan data yang akan diolah untuk menghitung analisa kerja *heat exchanger*. Hasil perhitungan pada kondisi aktual akan dibandingkan dengan data desain untuk melihat kinerja dari *heat exchanger*.

Heat Exchanger 120-E-601 adalah penukar panas yang tersusun dari 6 penukar panas jenis 1-2 *exchangers*. Fluida panas dari keluaran reaktor masuk ke tube *heat exchanger* 120-E-601 F kemudian mengalir hingga 120-E-601 A. Fluida panas mengalir secara *counter current* terhadap fluida dingin yang akan masuk ke dalam reaktor melalui *heat exchanger* 120-E-601 A. Berikut adalah skema dari *Heat Exchanger* 120-E-601 A/B/C/D/E/F.



Gambar IX. 3 Skema aliran *Heat Exchanger* 120-E-601 A/B/C/D/E/F

Berikut adalah data operasional *Heat Exchanger* dari aliran hidrogen dan feed berupa *light naphta* pada tanggal 17 Juli hingga 04 Agustus 2023.

Tabel IX. 1 Data Operasional *Heat Exchanger* 120-E-601

Hari Tanggal	Aliran masuk (Ton/jam)		Temperature (°C)			
	Hidrogen	Naphta	Inlet Tube	Outlet Tube	Inlet Shell	Outlet Shell
7/17/2023	52.29	57.29	280.91	76.55	40.70	236.63
7/18/2023	52.71	57.53	281.16	76.34	40.24	236.97
7/19/2023	52.53	57.62	281.10	75.34	39.08	236.63
7/20/2023	52.47	57.62	281.00	74.97	38.62	236.67



7/21/2023	53.49	57.62	280.87	76.30	41.04	236.81
7/22/2023	52.55	57.62	280.83	76.76	40.87	236.77
7/23/2023	53.18	57.62	280.78	76.61	40.96	236.79
7/24/2023	51.89	57.62	280.93	76.87	40.71	236.88
7/25/2023	52.02	57.62	280.97	76.75	40.59	236.95
7/26/2023	52.17	57.62	280.76	76.02	39.76	236.43
7/27/2023	51.87	60.18	280.63	76.42	39.61	236.11
7/28/2023	50.56	70.54	280.46	79.66	40.98	235.54
7/29/2023	53.19	70.82	280.39	78.10	40.36	235.74
7/30/2023	52.07	70.82	280.57	77.99	39.59	235.72
7/31/2023	50.67	70.66	280.71	78.81	39.75	235.66
8/1/2023	48.76	68.88	280.80	80.28	40.73	235.98
8/2/2023	49.25	66.92	280.76	79.81	40.66	236.05
8/3/2023	50.22	65.66	280.71	78.44	40.21	235.77
8/4/2023	50.21	65.64	280.74	78.81	40.75	235.55

Tabel IX. 2 Data Dimensi Heat Exchanger 120-E-601

OD Tube	0.0191	m	0.75	inch
Thickness Tube	0.0028	m	0.11	inch
BWG	12	BWG		
Pitch Tube	0.0254	m	1.00	inch
Number of Tube	630	-		
Length of Tube	6.1	m	240.16	inch
Pass Tube per Shell	2	-		
Shell in Series	6	-		
ID Shell	1.15	m	45.28	inch
Baffle Space	1.156	m	45.51	inch

Jenis Heat exchanger yang digunakan pada industri *refinery* ini merupakan jenis *shell and tube*. Heat exchanger ini dipasang di unit *Light Naphta Hydrotreating (LNHT)*. Aliran campuran dari hidrogen dan light naphta sebelum direaksikan dalam reaktor untuk menghilangkan impurities. Sebelum masuk ke dalam reaktor kondisi dari bahan baku perlu disesuaikan untuk memenuhi kondisi yang diperlukan untuk terjadinya reaksi. Reaksi yang terjadi membutuhkan suhu $280\text{ }^{\circ}\text{C} - 300\text{ }^{\circ}\text{C}$ untuk reaksi berjalan optimal, sehingga suhu tinggi dari *effluent reactor* akan dikontakan dengan bahan baku yang akan masuk ke dalam reaktor untuk terjadinya perpindahan panas. Kemudian bahan akan dilewatkan ke *furnace* sebagai *heater* untuk mencapai suhu yang dibutuhkan. Pada tiap periode tertentu dibutuhkan perhitungan pada *heat exchanger* untuk memastikan efisiensi dari alat tetap baik dan untuk mengetahui waktu yang tepat untuk melakukan pembersihan atau *cleaning*.

Tabel IX. 3 Perbandingan Nilai Spesifikasi Heat Exchanger Desain dan Aktual

Spesifikasi	Design		Aktual	
	Shell	Tube	Shell	Tube
Flowrate (kg/jam)	97.661	97.661	67.740	67.740
Temperature ($^{\circ}\text{C}$)	39.7	255.1	310	93.2
Rd ($\text{M}^2\text{ hr }^{\circ}\text{C}/\text{kal}$)	0.0005		0.0006	
ΔP (psi)	9.95364		0.692831511	

Evaluasi yang dilakukan pada HE 120-E-601 A/B/C/D/E/F dengan membandingkan kondisi lapangan dengan desain. Evaluasi dilakukan pada alat yang sama sehingga dimensi kedua alat tidak berbeda. Sehingga variasi hanya pada *flowrate* dan suhu baik pada *tube* dan *shell*. Didapatkan kesimpulan bahwa heat exchanger masih dalam kondisi yang baik dan belum diperlukan adanya *cleaning* atau pembersihan.

IX. 8.1 Tinjauan Resistance Dirt (Rd)

Resistance Dirt merupakan nilai yang mengartikan adanya tahanan yang disebabkan oleh kerak yang terbentuk selama digunakan. Zat yang mengalir akan



menempel sedikit demi sedikit membentuk lapisan yang mengurangi luas permukaan kontak baik di dalam *tube* atau di luar *tube*, sehingga perpindahan panas yang terjadi akan berkurang dan performa *heat exchanger* berkurang. *Rd* digunakan sebagai parameter untuk mengetahui faktor pengotor pada *heat exchanger*.

Pada alat HE 120-E-601 A/B/C/D/E/F, fluida yang masuk ke dalam tube berupa *light naphta* dan hidrogen dengan suhu yang tinggi yang mengandung H_2S dan NH_3 dalam jumlah kecil, sehingga setiap minggu dialirkan air untuk melarutkan garam yang terbentuk dari reaksi keduanya yang dapat menyebabkan kerak. Pada inlet shell berupa campuran *light naphta* yang belum disulfurisasi dan denitrifikasi, sehingga dapat terbentuk kerak. Setelah jangka waktu tertentu *heat exchanger* butuh dibersihkan dari kerak-kerak yang terbentuk.

IX. 8.2 Tinjauan Pressure Drop (ΔP)

Ketika aliran terganggu, maka akan timbul adanya perubahan tekanan atau *pressure drop*. *Pressure drop* adalah fenomena yang merugikan karena dengan adanya perubahan tekanan ini energi yang dibutuhkan akan semakin besar dalam mengalirkan suatu fluidam, sehingga energi yang dibutuhkan juga akan semakin besar. Penurunan tekanan adalah peristiwa di mana tekanan berkurang saat mengalir dari satu lokasi ke lokasi lain dalam sebuah saluran atau tabung. Terdapat banyak faktor yang memengaruhi penurunan tekanan, beberapa di antaranya mencakup gesekan, diameter pipa, panjang pipa, temperatur alura, dan kecepatan aliran fluida dalam pipa. Gaya gesekan pada pipa ini disebabkan adanya tahanan pada aliran. Sebuah pipa yang mengandung kekasaran relatif lebih tinggi serta pipa *fitting* dan sendi, *konvergensi* tabung, *divergensi*. Pada kenyataan kekerasan permukaan dan sifat fisik lainnya akan mempengaruhi penurunan tekanan. Kecepatan tinggi aliran dan atau viskositas yang tinggi akan menghasilkan penurunan tekanan yang besar dibagian pipa atau katup. Kecepatan rendah akan menghasilkan lebih rendah atau hampir tidak ada penurunan tekanan.

Pada *heat exchanger* selain nilai dari *resistance dirt* nilai *pressure drop* juga menjadi acuan dari efisiensi *heat exchanger*. Nilai *pressure drop* aktual tidak boleh



lebih besar dari yang telah ditentukan, sebab akan menurunkan performa dari *heat exchanger*, pada Heat 120-E-601 A/B/C/D/E/F kali ini masih jauh lebih kecil dibandingkan dengan maksimum pressure allowable. Oleh karena itu pembersihan belum diperlukan kali ini.