

ANALISIS KINERJA *HEAT EXCHANGER* PADA LUBE OIL COMPLEX III (LOC III) BERDASARKAN *FOULING FACTOR* DAN *PRESSURE DROP* PT. PERTAMINA RU-IV CILACAP

Putri Rahmadhani¹, Eko Naryono¹, Bhama Andy²

¹Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Malang, Jl. Soekarno Hatta No. 9, Malang 65141, Indonesia

²PT Pertamina Refinery Unit IV Cilacap, Jl. M.T. Haryono Relokasi No. 77, Kedung Lumbung, Lomanis, Kec. Cilacap Tengah, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah, 53221
p.rahmadhani03@gmail.com ; eko.naryono@polinema.ac.id

ABSTRAK

Heat Exchanger (HE) merupakan alat yang digunakan untuk memindahkan panas antara dua fluida yang berbeda temperaturnya. HE yang telah dioperasikan pada jangka waktu tertentu perlu dievaluasi kinerjanya berdasarkan nilai *fouling factor*, *pressure drop* dan efisiensi. HE yang dievaluasi adalah *HE Lube Oil Complex-III* pada unit *Fresh Gas and Recycle Gas* di PT. Pertamina RU IV Cilacap. Pertukaran panas terjadi antara *charge oil* dengan gas *hydrogen* hasil reaksi dari reaktor berkatalis. Pada HE dapat terjadi kerak akibat akumulasi bahan pengotor dari reaksi berkatalis yang terbawa oleh gas *hydrogen* dari reaktor ke HE akibat katalis yang sudah jenuh dan dapat meningkatkan nilai *fouling factor*, *pressure drop* dan menurunkan efisiensi. Untuk itu perlu dilakukan pergantian katalis pada reaktor untuk mengurangi akumulasi pengotor yang terbawa dari reaktor ke HE. Tujuan studi ini adalah mengevaluasi pengaruh pergantian katalis terhadap perubahan nilai *fouling factor*, *pressure drop* dan efisiensi HE. Evaluasi dilakukan dengan menghitung ketiga nilai tersebut berdasarkan data sekunder dari lapangan yang dikumpulkan tahun 2022 dan 2023. Data tersebut kemudian dihitung rata-rata dan digunakan untuk menghitung nilai *fouling factor*, *pressure drop* dan efisiensi HE sebelum dan sesudah pergantian katalis. Hasil yang didapatkan setelah pergantian katalis terjadi penurunan *fouling factor* dari 0,001658 ft².F/Btu menjadi 0,001575 ft².F/Btu, *pressure drop* 10,6811 psi menjadi 9,5364 psi untuk shell dan 18,9667 psi menjadi 8,6353 psi untuk tube, efisiensi naik dari 80,76% menjadi 80,97%. Pergantian katalis berpengaruh pada *fouling factor* dan *pressure drop* dengan kenaikan efisiensi yang kecil.

Kata kunci: efisiensi, *fouling factor*, *heat exchanger*, katalis, *pressure drop*

ABSTRACT

Heat Exchanger (HE) is a device used to transfer heat between two fluids of different temperatures. HE that has been operated for a certain period of time needs to be evaluated for its performance based on the value of *fouling factor*, *pressure drop* and efficiency. The HE evaluated is the *HE Lube Oil Complex-III* in the *Fresh Gas and Recycle Gas* unit at PT Pertamina RU IV Cilacap. Heat exchange occurs between *charge oil* and *hydrogen gas* resulting from the reaction of the catalyzed reactor. In HE, scale can occur due to the accumulation of impurities from the catalyzed reaction carried by *hydrogen gas* from the reactor to HE due to saturated catalysts and can increase the value of *fouling factor*, *pressure drop* and reduce efficiency. For this reason, it is necessary to replace the catalyst in the reactor to reduce the accumulation of impurities carried from the reactor to the HE. The objective of this study is to evaluate the effect of catalyst changeover on changes in *fouling factor*, *pressure drop* and HE efficiency values. The evaluation was carried out by calculating these three values based on secondary data from

Corresponding author: Eko Naryono

Jurusan Teknik Kimia, Politeknik Negeri Malang

Jl. Soekarno-Hatta No. 9, Malang 65141, Indonesia

E-mail: eko.naryono@polinema.ac.id



the field collected in 2022 and 2023. The data was then averaged, and used to calculate the values of fouling factor, pressure drop and HE efficiency before and after the catalyst change. The results obtained after the catalyst replacement decreased the fouling factor from $0.001658 \text{ ft}^2 \cdot \text{F/Btu}$ to $0.001575 \text{ ft}^2 \cdot \text{F/Btu}$, pressure drop from 10.6811 psi to 9.5364psi for shell and 18.9667 psi to 8.6353 psi for tube, efficiency increased from 80.76% to 80.97%. The change of catalyst affects the fouling factor and pressure drop with a small increase in efficiency.

Keywords: efficiency, fouling factor, heat exchanger, catalyst, pressure drop

1. PENDAHULUAN

HE adalah suatu alat yang melakukan perpindah panas antara dua fluida yang suhunya berbeda, fluida yang suhunya lebih tinggi akan memindahkan panas ke fluida yang suhunya lebih rendah [1], kedua fluida tersebut dipisahkan oleh dinding pipa dan shell untuk mencegah pencampuran [2]. Pada HE terjadi perpindahan panas dari suatu fluida baik secara langsung maupun tidak langsung [3]. HE rata-rata menggunakan pemanasan tidak langsung. Dimana hal ini fluida panas tidak bersentuhan langsung dengan fluida dingin, tetapi melalui pipa atau plat secara konduksi sedangkan secara konveksi terjadi perpindahan energi melalui pergerakan fluida yang lebih tinggi suhunya ke fluida yang lebih rendah suhunya [4]. HE banyak digunakan di kilang minyak, pabrik kimia, pabrik petrokimia, pengolahan gas alam sebagai pemanas, pendingin, kondensor, reboiler, cooling tower, tangki berpengaduk, reaktor tangki berpengaduk, energi alternatif dan alat penyimpanan panas [5].

PT. Pertamina RU IV Cilacap banyak memanfaatkan HE di hampir seluruh unit proses, termasuk HE pada Lube Oil Complex-III unit *Fresh Gas and Recycle Gas System* dengan proses pertukaran panas antara *oil raffinate* dan gas *hydrogen*. Proses pertukaran yang diterapkan adalah *counter current* karena konfigurasi aliran ini umumnya digunakan pada industri [6]. Umpan HE berasal dari reaktor katalitik yang mengubah komponen aromatik yang tidak diinginkan menjadi komponen yang dapat dipisahkan kembali. Reaksi terjadi antara *oil raffinate* atau *charge oil* dengan gas *hydrogen* kemurnian tinggi menggunakan katalis nikel molibdenum. Katalis ini berbentuk padat dan memiliki komposisi kimia logam, oksida logam, dan sulfida yang mendorong pembentukan hidrokarbon sehingga menghasilkan produk yang diinginkan dengan selektivitas yang tinggi. Terdapat 4 katalis bed yang dipasang di dalam reaktor, yang masing-masing bagian inlet katalis bed dilengkapi temperature kontrol. Produk dari reaktor nantinya akan dialirkan ke beberapa separator untuk memisahkan kembali gas *hydrogen* yang selanjutnya dialirkan ke HE sedangkan *light hydrocarbon* akan diproses lebih lanjut menjadi produk akhir *lube base oil* atau minyak pelumas [7]. Pada jangka waktu tertentu, terjadi deaktivasi katalis secara bertahap yang dapat menimbulkan kotoran akibat proses yang jenuh di dalam reaktor. Kotoran akan terikut aliran gas *hydrogen* yang akan masuk ke perelatan lain salah satunya HE sehingga menyebabkan penurunan kinerjanya. Untuk itu, perlu dilakukan pergantian katalis guna meminimalkan kotoran.

HE pada unit ini berfungsi mendinginkan uap *hydrogen* hasil keluaran *Hot Separator* setelah direaksikan dengan *charge oil* dan katalis. HE ini secara rutin dilakukan evaluasi kinerjanya sehingga dapat diketahui sejak awal penurunannya. Evaluasi dilakukan berdasarkan perhitungan *fouling factor*, *pressure drop*, dan efisiensi. *Fouling factor* mengacu pada munculnya padatan atau hambatan di permukaan HE yang terkontak dengan fluida kerja berupa endapan, pengerakan, dan proses biologis [8], sedangkan *pressure drop* merupakan

penurunan tekanan di shell [8]. Penelitian ini bertujuan untuk mengevaluasi pengaruh pergantian katalis terhadap perubahan nilai *fouling factor*, *pressure drop* dan efisiensi HE. Pengaruh kedua parameter terhadap kinerja HE ini perlu dievaluasi untuk mengetahui apakah HE tersebut perlu dibersihkan atau tidak agar lebih efisien [9]. Tingkat efisiensi HE mempengaruhi perpindahan panas, peningkatan penggunaan energi, dan biaya operasional. Evaluasi kinerja HE dilakukan dengan membandingkan *fouling factor*, nilai *pressure drop* dan efisiensi dari data desain dan data aktual yang dihitung pada saat sebelum dan sesudah pergantian katalis.

2. METODOLOGI PENELITIAN

Metode penelitian dilakukan dengan cara menghitung *fouling factor*, *pressure drop* dan efisiensi pada HE. Perhitungan ini menggunakan data sekunder yaitu data yang tidak diambil langsung dari hasil pengukuran pada HE, tetapi dari data yang diberikan oleh pabrik. Data yang diberikan hasil pencatatan bulan Juni-Desember 2022 (data sebelum pergantian katalis) sebanyak 213 data dan pada bulan Mei-Juli 2023 (data setelah pergantian katalis) sebanyak 182 data. Data yang diperoleh dari pabrik terdiri dari data desain HE dengan spesifikasi ditunjukkan Gambar 1, mass flow rate shell and tube, dan temperatur inlet outlet shell and tube. Data yang digunakan untuk perhitungan adalah rata-rata mass flow rate shell and tube dan temperature inlet outlet shell and tube dari 213 dan 182 data. Perhitungan yang dilakukan menggunakan tahapan yang dijelaskan kemudian sesuai dengan contoh perhitungan buku Kern, D.Q, 1983 [10]. Hasil perhitungan ini selanjutnya dibandingkan dengan data desain untuk mengetahui kinerja HE sebelum dan setelah dilakukan pergantian katalis. Hasil yang dibandingkan adalah nilai *fouling factor*, *pressure drop* dan nilai efisiensi [11]. Tahapan perhitungan yang dilakukan sebagai berikut :

2.1. Menghitung Heat Duty

Heat duty merupakan jumlah panas yang dapat di pindahkan dari fluida panas ke fluida dingin pada HE menggunakan Rumus (1) :

$$Q = m \times Cp \times \Delta T \quad (1)$$

Keterangan:

Q = Jumlah panas yang dipindahkan (Btu/h)

M = Laju alir fluida (lb/h)

ΔT = Selisih antara suhu masuk dan suhu keluar ($^{\circ}\text{F}$)

C_p = Kapasitas kalor (Btu/lb. $^{\circ}\text{F}$)

2.2. Menghitung LMTD (Log Mean Temperature Difference)

LMTD merupakan nilai perbedaan temperatur yang terjadi dalam di dalam HE yang dihitung menggunakan rata-rata logaritmik menggunakan Rumus (2):

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \log \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \quad (2)$$

Keterangan:

Δt_1 = Temperatur rendah ($^{\circ}\text{F}$)

Δt_2 = Temperatur tinggi (°F)

2.3. Menghitung Flow Area

Flow area merupakan luas penampang yang tegak lurus dengan aliran [12] yang dapat dihitung pada masing-masing bagian shell dan tube menggunakan Rumus (3) dan (4) :

1. Sisi shell (a_s)

$$a_s = \frac{ID_S \times C' \times B}{n' \times P_T \times 144} \quad (3)$$

Keterangan:

- a_s = Flow area shell (ft²)
- ID_S = Diameter dalam shell (inch)
- C' = Jarak dinding antar pipa (inch)
- B = Baffle space (inch)
- n' = Jumlah lintasan shell
- P_T = Tube pitch (inch)

2. Sisi tube (a_t)

$$a_t = \frac{N_T \times a'}{n \times 144} \quad (4)$$

Keterangan:

- a_t = Flow area tube (ft²)
- N_T = Jumlah tube
- a' = Luas lubang tube (inch)
- n = Jumlah lintasan tube (inch)

2.4. Menghitung massa velocity

Perhitungan laju massa merupakan perbandingan antara laju alir dengan flow area [13] yang dapat dihitung untuk setiap bagian shell dan tube menggunakan Rumus (5) dan (6) :

1. Sisi shell (G_s)

$$G_s = \frac{m}{a_s} \quad (5)$$

Keterangan :

- G_s = Massa velocity shell (lb/j.ft²)
- m = Laju alir fluida di shell (lb/h)
- a_s = Flow area shell (ft²)

2. Sisi tube (G_T)

$$G_T = \frac{m}{a_t} \quad (6)$$

Keterangan :

- G_T = Massa velocity tube (lb/j.ft²)
- m = Laju alir fluida di tube (lb/h)
- a_t = Flow area tube (ft²)

2.5. Menghitung Bilangan Reynold

Bilangan reynold dapat dihitung untuk setiap bagian *shell* dan *tube* menggunakan Rumus (7) dan (8) :

1. Sisi *shell* (G_s)

$$N_{Re} = \frac{G_s \times D_e}{\mu \times 2,42} \quad (7)$$

Keterangan :

G_s = Massa *velocity shell* (lb/j.ft²)

D_e = Diameter pada *shell* (ft)

μ = Viskositas (cp)

2. Sisi tube (G_T)

$$N_{Re} = \frac{G_T \times d_i}{\mu \times 2,42} \quad (8)$$

Keterangan :

G_T = Massa *velocity tube* (lb/j.ft²)

D_i = Diameter pada *tube* (ft)

μ = Viskositas (cp)

2.6. Menghitung Koefisien perpindahan panas

Koefisien perpindahan panas dapat dihitung dengan masing-masing bagian *shell* dan *tube* menggunakan Rumus (9), (10), dan (11) :

1. Sisi *shell* (*Outside*)

$$h_o = J_H \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (9)$$

Keterangan :

h_o = *Outside film coefficient* (Btu/h.ft².°F)

D_e = Diameter shell (ft)

J_H = Faktor perpindahan panas (Btu/h)

K = konduktivitas termal fluida pada shell (Btu/h.ft.°F)

2. Sisi *tube* (*Inside*)

$$h_i = J_H \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (10)$$

Keterangan :

H_i = Koefisien perpindahan panas di *tube side* (Btu/h.ft². °F)

J_H = Faktor perpindahan panas (Btu/h)

D = Diameter tube (ft)

K = konduktivitas termal fluida pada tubel (Btu/h.ft.°F)

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} \quad (11)$$

Keterangan :

h_i = Koefisien perpindahan panas di *tube side* (Btu/h.ft². °F)

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

ID = *Inside diameter tube* (ft)

OD = *Outside diameter tube* (ft)

2.7. Menghitung *Clean Overall Coefficient* (U_C)

U_C merupakan *overall heat transfer coefficient* menyeluruh saat HE masih bersih yang dapat dihitung menggunakan Rumus (12) :

$$U_C = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} \quad (12)$$

Keterangan :

U_C = *Overall heat transfer coefficient* (Btu/h.ft². °F)

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

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

2.8. Menghitung *Dirty Coefficient* (U_D)

U_D merupakan *overall heat transfer coefficient* menyeluruh saat HE saat terjadi kerak/*fouling* yang dapat dihitung menggunakan Rumus (13) dan (14) :

$$A = N_T \times a'' \times L \quad (13)$$

Keterangan :

N_T = Jumlah tube

A = *Heat transfer surface* (ft²)

a'' = Luas area (ft,ft²)

L = Panjang tube (ft)

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}} \quad (14)$$

Keterangan :

U_D = *Overall heat transfer coefficient* (Btu/h.ft². °F)

Q = *Heat duty* (Btu/h)

A = *Heat transfer surface* (ft²)

ΔT_{LMTD} = Perbedaan temperatur (°F)

2.9. Menghitung *Fouling Factor* (R_D)

R_D atau *fouling factor* merupakan peristiwa adanya padatan atau hambatan di permukaan *HE* yang terkontak dengan fluida kerja dan dapat berupa endapan, pengerasan, dan proses biologi [8]. Perhitungan nilai *fouling factor* dapat dihitung menggunakan Rumus (15):

$$R_D = \frac{U_C - U_{D \text{ koreksi}}}{U_C \times U_{D \text{ koreksi}}} \quad (15)$$

Keterangan :

R_D = *Fouling factor* (h.ft². °F/Btu)

U_C = *Overall heat transfer coefficient* (Btu/h.ft². °F)

U_D = *Overall heat transfer coefficient* (Btu/h.ft². °F)

2.10. Menghitung *Pressure Drop*

Pressure drop merupakan penurunan tekanan dari suatu titik ke titik lainnya pada bagian *shell* dan *tube* [8]. Tekanan dalam *HE* merupakan aliran pendorong fluida di *shell* maupun di *tube*. Nilai *pressure drop* dapat dihitung menggunakan Rumus (16) dan (17) :

1. Sisi *shell*

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times ID_s \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s} \quad (16)$$

Keterangan :

ΔP_s = Total *pressure drop* pada *shell* (psi)

F = *Friction factor shell* (ft²/in²)

G_s = *Mass velocity shell* (lb/j.ft²)

ID_s = Diameter dalam *shell* (inch)

$N+1$ = Jumlah lintasan melalui baffle

D_e = Diameter pada *shell* (ft)

S = *Specific gravity*

Φ_s = Perbandingan viskositas pada suhu dinding *shell*

2. Sisi *tube*

$$\Delta P_T = \frac{f \times G_T^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_i \times s \times \phi_T} \quad (17)$$

Keterangan :

ΔP_T = Total *pressure drop* pada *tube* (psi)

F = *Friction factor shell* (ft²/in²)

G_T = *Mass velocity tube* (lb/j.ft²)

L = Panjang *tube* (inch)

n = Jumlah lintasan *tube* (inch)

D_i = Diameter pada *tube* (ft)

S = *Specific gravity*

Φ_T = Perbandingan viskositas pada suhu dinding *tube*

2.11. Menghitung Nilai Efisiensi

Nilai efisiensi dibutuhkan untuk mengetahui proses apakah proses pergantian katalis mempengaruhi kinerja *HE*. Nilai efisiensi dapat ditentukan dengan membandingkan koefisien perpindahan selama operasi dengan koefisien perpindahan panas menyeluruh [14]. Perhitungan nilai efisiensi dapat dihitung sesuai menggunakan Rumus (18) :

$$\eta = \frac{U_d}{U_C} \times 100\% \quad (18)$$

Keterangan :

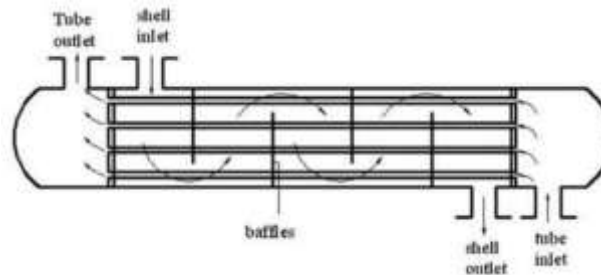
η = Efisiensi (%)

U_c = *Clean overall coefficient* (Btu/h.ft². °F)

U_D = *Dirt overall coefficient* (Btu/h.ft². °F)

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

Spesifikasi alat pada HE unit Lube Oil Complex-III pada unit *Fresh Gas and Recycle Gas* di PT. Pertamina RU IV Cilacap dapat dilihat pada Tabel 1.



Gambar 1. HE di LOC-III Pertamina RU IV Cilacap

Spesifikasi alat:

Fungsi = Mendinginkan gas *hydrogen* dengan media pendingin *charge oil*

Tipe = *Shell and Tube Heat Exchanger* (STHE)

Jumlah = 1 buah

Fluida dingin = *Charge oil raffinate* (shell)

Fluida panas = Gas *hydrogen* (tube)

Laju alir fluida dingin = 156193,23 lb/h

Laju alir fluida panas = 39841,97 lb/h

Suhu fluida dingin = Masuk: 334,04 °F
Keluar: 362,84 °F

Suhu fluida panas = Masuk: 428 °F
Keluar: 383 °F

Tabel 1. Data spesifikasi HE

Spesifikasi	Shell	Tube
Passes	1	2
Diameter (in)	19,25	-
Diameter dalam (in)	-	0,74
Diameter luar (in)	-	0,58
Luas area (ft ²)	-	0,19
Baffle (in)	5,89	-
Ketebalan (in)	0,08	-
BWG	-	14
Panjang (in)	-	191,66

Spesifikasi	Shell	Tube
Passes	1	2
Diameter (in)	19,25	-
Diameter dalam (in)	-	0,74
Diameter luar (in)	-	0,58
Luas area (ft ²)	-	0,19
Pitch (in)	-	0,998(triangular pitch)
Jumlah	-	102 tube
Corrosion allow (mm)	3,2	3,2

Dari data spesifikasi desain HE tersebut, dilakukan perhitungan sebelum dan sesudah pergantian katalis dan didapatkan hasil seperti pada Tabel 2 dibawah ini :

Tabel 2. Data hasil perhitungan HE sebelum dan sesudah pergantian katalis

Data Lapangan Rata-Rata						
Kondisi Alat	Desain		2022		2023	
	Shell	Tube	Shell	Tube	Shell	Tube
Suhu <i>average</i> (°F)	348,44	405,5	308,30	349,68	270,11	292,12
Laju alir fluida (lb/h)	156193,23	39841,97	133734,72	12338,34	120241,31	10263,45
LMTD (°F)	56,73		40,45		20,85	
Viskositas (cP)	3,3	0,015	1,25	0,012	1,65	0,0125
Nre (lb/.ft ²)	215881	462730	141978	99158	114391	62897
<i>Specific heat</i> (Btu/lb°F)	0,58	1,46	0,58	3,50	0,55	3,5
U _D (Btu/ft ² . °F)	80,41		74,54		73,81	
U _C (Btu/ft ² . °F)	99,25		85,05		85,51	
R _D (ft ² . °F/Btu)	0,0023		0,0016		0,0015	
<i>Pressure drop</i> (psi)	10,8043	7,1117	10,6811	18,9667	9,5364	8,6530
Efisiensi (%)	81,01		80,76		80,97	

Untuk menentukan hasil evaluasi HE dilakukan dengan membandingkan hasil perhitungan dan nilai desain *fouling factor*, *pressure drop*, dan efisiensi. Pada Tabel 3 disajikan data hasil perhitungan dan desain nilai *fouling factor*, *pressure drop*, dan nilai efisiensi.

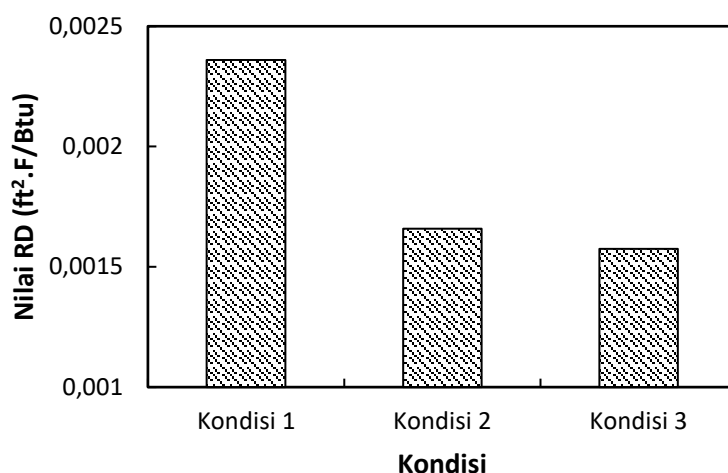
Tabel 3. Hasil perhitungan data desain, *fouling factor*, *pressure drop*, dan efisiensi HE

Kondisi	R _D (f ² .F/Btu)	Parameter		Efisiensi (%)
		Pressure Drop (psi)		
		Shell	Tube	
Desain	0,0023	10,8043	7,1117	8,0189
Sebelum pergantian katalis	0,0016	10,6811	18,9667	80,7621
Setelah pergantian katalis	0,0015	9,5364	8,6530	80,9709

HE pada unit Fresh Gas and Recycle Gas di PT. Pertamina RU IV Cilacap merupakan HE dengan tipe shell and tube. Fluida dingin melewati bagian shell sebagai *charge oil* yang dipanaskan terlebih dahulu dengan gas *hydrogen* yang berada pada tube, sedangkan gas *hydrogen* akan didinginkan oleh *charge oil* yang masuk ke HE. *Charge oil* panas hasil keluaran HE akan masuk ke reaktor dan bereaksi dengan bantuan katalis. Proses reaksi berlangsung pada tekanan dan suhu tinggi dengan melewati campuran gas *hydrogen* kemurnian tinggi pada katalis bed. Reaktor terdiri dari bed-bed segmen katalis yang disusun secara seri dengan volume yang berbeda-beda sesuai kebutuhan reaktor. Produk dari reaktor selanjutnya dialirkan pada separator untuk memisahkan gas *hydrogen* dan *light carbon* hasil dari reaktor. Gas *hydrogen* dialirkan ke HE untuk preheater pada *charge oil*, sedangkan *light hydrocarbon* akan masuk ke distilasi vakum. Produk distilasi vakum adalah *hydrotreated oil* dan hasil samping oil gas yang diproses pada unit lain untuk memperoleh produk akhir *lube base oil*. Rangkaian proses tersebut berpotensi untuk menghasilkan pengotor yang dapat meningkatkan *fouling factor*, *pressure drop* dan penurunan efisiensi HE. Pergantian katalis diharapkan dapat meminimalisasi *fouling* pada HE, sehingga perlu dilakukan evaluasi secara rutin apakah upaya ini berpengaruh terhadap penurunan *fouling factor*, *pressure drop*, dan kenaikan efisiensi.

3.1. Fouling Factor

Perbandingan nilai *fouling factor* desain, sebelum pergantian katalis, dan sesudah pergantian katalis ditunjukkan pada Gambar 2. Analisa *fouling factor* dilakukan karena dapat mempengaruhi kinerja HE. Nilai *fouling* dapat dijadikan indikator bahwa suatu HE memiliki rentang waktu *maintenance* yang singkat atau panjang [15]. *Fouling* adalah kontaminan padat yang menyebabkan hambatan pada permukaan perpindahan panas HE yang terkontak dengan fluida. *Fouling factor* yang tinggi akan mengganggu aliran fluida sehingga menurunkan laju alir fluida dan koefisien perpindah panas [8]. Hasil perhitungan *fouling factor* pada HE disajikan pada Tabel 3. dan ditunjukkan pada Gambar 2. Nilai *fouling factor* untuk desain (kondisi 1) didapatkan 0,0023 ft².F/Btu sebelum pergantian katalis (kondisi 2) 0,0016 ft².F/Btu dan sesudah pergantian katalis (kondisi 3) 0,0015 ft².F/Btu.



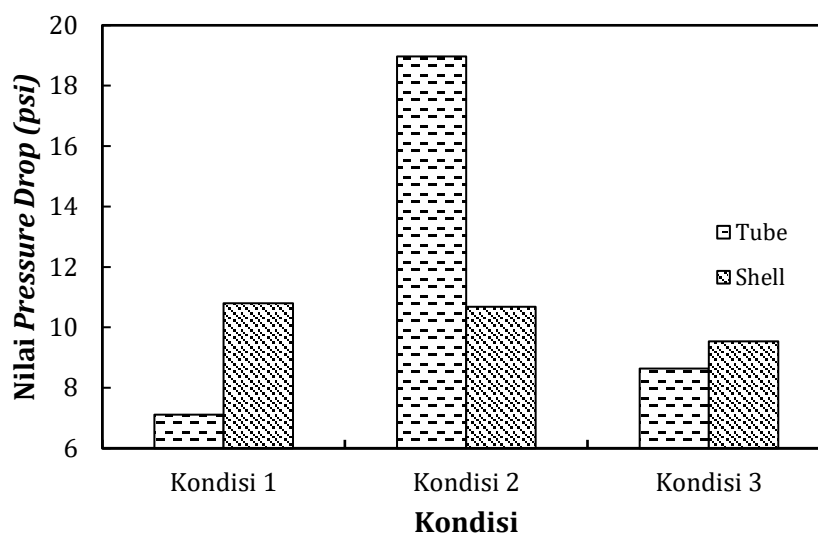
Gambar 2. Nilai R_D HE desain, sebelum, dan sesudah pergantian katalis

Hasil tersebut menunjukkan bahwa *fouling factor* desain lebih besar daripada *fouling factor* kondisi 2 dan kondisi 3. Hal ini disebabkan pada desain, perhitungan dilakukan secara teoritis dengan koefisien perpindahan panas ditentukan pada kondisi *clean*. Pada saat sebelum pergantian katalis nilai *fouling factor* lebih besar daripada nilai setelah pergantian katalis. Hal ini karena katalis telah jenuh sehingga aktivitas katalis menurun. Kondisi ini menyebabkan reaksi di dalam reaktor tidak sempurna sehingga menghasilkan endapan atau kotoran yang akan terbawa ke HE sehingga menyebabkan *fouling*. Impurities yang berasal dari reaktor terdiri dari komponen berat yaitu *waxy raffinate oil* yang tersusun dari *saturated paraffinic mono-aromatic* dan sedikit *di-aromatic* yang masih mengandung sedikit nitrogen dan sulfur membentuk *sludge*. Akumulasi *sludge* ini yang kemungkinan juga terbawa oleh gas *hydrogen* dari reaktor ke HE [7].

Fouling terjadi pada permukaan dalam *shell dan tube*, sehingga berkurangnya area dari aliran fluida dan transfer panas pada sisi *shell dan tube* seiring waktu [8]. Nilai *fouling* menyebabkan perubahan nilai U_C dan nilai U_D . Nilai U_C merupakan overall heat transfer coefficient saat bersih tanpa adanya kerak (*fouling*), nilai U_D adalah nilai overall heat transfer coefficient saat terjadi kerak. Nilai U_C merupakan nilai terbesar yang dianggap sebagai *transfer coefficient* pada kondisi performa HE maksimal sehingga nilai U_C harus lebih besar dari nilai U_D [1]. Pada Tabel 1. dapat dilihat nilai U_C sebelum pergantian katalis menghasilkan nilai 85,05 Btu/ft.°F dengan U_D 74,54 Btu/ft.°F. Setelah pergantian katalis, nilai U_C menghasilkan nilai 85,51 Btu/ft.°F dan nilai U_D sebesar 73,81 Btu/ft.°F. Oleh karena itu, dilakukan pergantian katalis pada reaktor untuk mengurangi zat pengotor atau *fouling*. Pada Gambar 2. dapat ditunjukkan nilai *fouling factor* sebelum dilakukan pergantian katalis lebih besar dibandingkan setelah pergantian katalis, tetapi memiliki nilai lebih kecil daripada nilai desain. Kondisi ini menunjukkan kinerja HE masih aman dioperasikan karena *fouling factor* tidak melebihi nilai desain. Namun demikian, reaktivasi dan pergantian katalis pada reaktor tetap perlu dilakukan pada jangka waktu tertentu untuk mengurangi nilai *fouling factor* dan meningkatkan performa HE.

3.2. Pressure Drop

Perbandingan nilai *pressure drop* untuk desain, sebelum pergantian katalis, dan sesudah pergantian katalis ditunjukkan pada Gambar 3. *Pressure drop* adalah penurunan tekanan sepanjang pipa atau tabung yang di dalamnya dialirkan fluida yang dapat menyebabkan penurunan laju alir. *Pressure drop* dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor seperti gesekan, panjang pipa, suhu aliran, dan kecepatan aliran yang terjadi dalam pipa atau tabung [8].



Gambar 3. Nilai *pressure drop* HE desain, sebelum, dan sesudah pergantian katalis

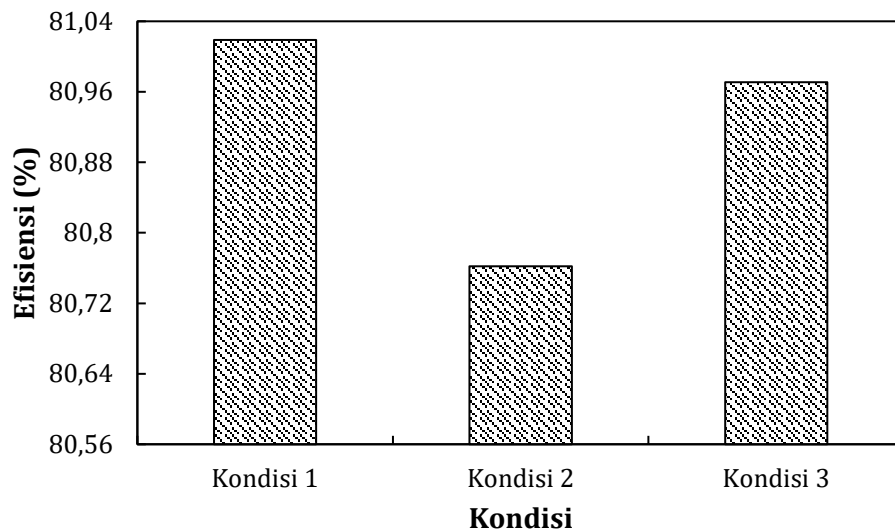
Berdasarkan Tabel 3 dan Gambar 3 *pressure drop* aktual tube sebelum dan sesudah pergantian katalis lebih besar dari nilai desain. Pada bagian shell cenderung menurun dan tidak melebihi nilai desain baik sebelum dan sesudah pergantian katalis. Tingginya *pressure drop* tube menyebabkan efisiensi aktual sebelum pergantian katalis lebih rendah daripada desain. Nilai *pressure drop* yang diizinkan pada shell sebesar 14,2 psi dan pada tube sebesar 7,1 psi. Hasil perhitungan dari data aktual sebelum pergantian katalis (kondisi 2) dan sesudah pergantian katalis (kondisi 3) pada tube melebihi batas yang diizinkan dan melebihi nilai desain. *Pressure drop* desain dihitung pada kondisi ideal, tube masih bersih sehingga diameternya masih sesuai desain. Pada saat mulai dioperasikan di dalam pipa mulai terdapat kotoran (*fouling*) yang menyebabkan diameter lebih kecil daripada desain.

Berdasarkan Persamaan (17) *pressure drop* berbanding lurus dengan friksi (f) dan berbanding dengan diameter tube (D_i). Semakin kecil diameter tube, *pressure drop* semakin besar, demikian juga flow rate fluida dan N_{Re} semakin kecil. N_{Re} berbanding terbalik dengan f , semakin kecil N_{Re} f semakin besar demikian juga *pressure drop* semakin besar. *Pressure drop* sebelum pergantian katalis lebih besar daripada setelah pergantian katalis yang masing masing 18,9667 psi, dan 8,653 psi. Kondisi ini disebabkan karena setelah pergantian katalis, aktivitas katalisator tinggi dan reaksi *charge oil* di dalam reaktor maksimal, sehingga terbentuknya impurities rendah. Pada saat dialirkan ke HE potensi kerak yang ditimbulkan di dalam tube juga rendah. Pergantian katalis berpengaruh

terhadap *pressure drop* baik tube maupun shell yang semakin rendah dibandingkan sebelum dilakukan pergantian katalis. Nilai *pressure drop* masih di bawah desain yang menunjukkan bahwa aliran fluidanya masih maksimal, dan HE masih layak dioperasikan.

3.3. Nilai Efisiensi

Perbandingan nilai efisiensi untuk desain, sebelum pergantian katalis, dan sesudah pergantian katalis ditunjukkan pada Gambar 3. Perhitungan efisiensi digunakan untuk mengetahui apakah HE layak dioperasikan pada jangka waktu tertentu.



Gambar 4. Nilai efisiensi HE desain, sebelum, dan sesudah pergantian katalis

Perhitungan efisiensi menggunakan persamaan (18), yang menunjukkan perbandingan U_D terhadap U_C , semakin besar U_D efisiensi semakin besar. U_D dipengaruhi oleh *fouling* baik pada pipa maupun *shell* pada saat HE dioperasikan. Nilai U_D yang lebih kecil dari U_C menunjukkan bahwa terdapat kerak pada permukaan HE sehingga menurunkan efisiensi perpindahan panas karena terhalang oleh *fouling*. Hasil perhitungan efisiensi ditunjukkan pada Tabel 3. dan Gambar 4. dengan nilai U_D sebelum dan setelah pergantian katalis masing masing 74,5 Btu/ft².°F dan 73,81 Btu/ft².°F. Nilai ini terdapat penyimpangan karena setelah pergantian katalis menurun, namun penyimpangan ini masih relatif kecil yang sebesar 0,69 Btu/ft².oF. Nilai U_C cenderung naik setelah pergantian katalis dari 85,05 Btu/ft².F menjadi 85,51 Btu/ft².F, dengan kenaikan yang juga relatif kecil 0,46 Btu/ft².oF. Berdasarkan perhitungan nilai efisiensi naik setelah pergantian katalis dari 80,76% menjadi 80,97%. Pergantian katalis dapat menurunkan impurities di dalam fluida yang dialirkan pada HE, sehingga mengurangi terjadinya kerak di dalam tube. Berkurangnya kerak dapat meningkatkan U_D dibandingkan dengan saat terdapat kerak sehingga dapat menaikkan efisiensi. Berdasarkan perhitungan, terjadi kenaikan efisiensi namun relatif kecil yang sebesar 0,23%. Hal ini terbukti jika pergantian katalis pada reaktor tidak terlalu berpengaruh terhadap efisiensi tetapi berpengaruh terhadap nilai *fouling factor* dan *pressure drop*.

4. KESIMPULAN DAN SARAN

Berdasarkan hasil perhitungan dan analisis evaluasi yang dilakukan pada HE LOC III RU IV Cilacap sebelum dan sesudah pergantian katalis mengalami penurunan nilai R_D dari 0,0016 $\text{ft}^2\text{F/Btu}$ menjadi 0,0015 $\text{ft}^2\text{F/Btu}$, penurunan nilai *pressure drop* untuk *shell* dan *tube* masing-masing dari 10,6811 psi dan 18,9667 psi menjadi 9,5364 psi dan 8,6353 psi, serta mengalami peningkatan nilai efisiensi dari 80,7621% menjadi 90,9709%. Pergantian katalis ini berpengaruh pada *fouling factor* dan *pressure drop* dengan kenaikan efisiensi yang kecil.

Saran untuk analisis HE selanjutnya adalah pemilihan metode perhitungan lain yang tidak berpatok pada rumus Kern, 1983 tetapi dengan rumus dan metode yang lain sehingga dapat mengetahui perbedaan hasil dengan tingkat ketelitian yang berbeda untuk mempertimbangkan nilai *fouling factor*, *pressure drop*, dan efisiensi.

REFERENSI

- [1] M. R. Zain dan A. Mustain, "Evaluasi Efisiensi Heat Exchanger (HE - 4000) dengan Metode Kern," 2023.
- [2] P. Y. B. Sitepu, "Perpindahan Panas Pada Heat Exchanger Tipe Shell and Tube dengan Menggunakan Aliran Fluida Air - Air," 2016.
- [3] B. Setyoko, "Evaluasi Kinerja Heat Exchanger dengan Metode Fouling Faktor," *Teknik*, vol. 29, no. 2, 2008.
- [4] A. T. Wahyudi, F. Leestiana, dan R. Widodo, "Evaluasi kinerja Heat Exchanger pada Fasilitas Kilang PPSPDM Migas dengan Metode Perhitungan Fouling Factor," *Majalah Ilmiah Swara Patra*, vol. 12, no. 1, hal. 17–25, 2022.
- [5] M. Lazim, "Pengaruh Kecepatan dan Sifat Fluida Pendingin Terhadap Koefisien Perpindahan Kalor Pada Penukar Kalor Shell and Tube," *Jurnal Desiminasi Teknologi*, vol. 1, no. 1, hal. 50–58, 2013.
- [6] M. Jannah dan A. Susanti, "Desain Heater Pada Prancangan Pabrik Kimia Produksi Karbon Aktif dari Serbuk Gergaji Kayu Kapasitas 8000 Ton/Tahun," *DISTILAT Jurnal Teknologi Separasi*, vol. 9, no. 4, hal. 433–442, 2023.
- [7] R. A. Hanneman, *Diktat LOC BPST Pertamina*. 2008.
- [8] A. Naufal, Achmad Nabila, "Evaluasi Kinerja Heat Exchanger E-401 Pada Unit PE3 PT Lotte Chemical Titan Nusantara," *Jurnal Reaksi*, vol. 20, no. 1, hal. 1–16, 2022.
- [9] A. Maylia, E. N. N. A. Ansar, A. Chumaidi, dan A. Kresmagus, "Evaluasi Performa Heat Exchanger (E-3101) pada Proses Pembuatan Aluminium Florida PT Petrokimia Gresik," *DISTILAT Jurnal Teknologi Separasi*, vol. 7, no. 2, hal. 246–254, 2021.
- [10] D. Kern, *Process Heat Transfer*. Jepang: McGraw-Hill Book Company, 1983.
- [11] D. P. Nugroho, S. Rulianah, R. Raharjo, dan C. Sindhuwati, "Evaluasi Faktor Kekotoran pada Heat Exchanger – 03 Crude Distillation Unit Di PPSPDM Migas Cepu," *DISTILAT Jurnal Teknologi Separasi*, vol. 8, no. 1, hal. 64–71, 2021.
- [12] A. Dwi, "Efektivitas Kinerja Heat Exchanger Shell and Tube 1- 2 dengan Variasi Flow Rate Natural Gas pada Shell dan Reformer pada Tube di Unit Hydrogen Plant 8 PT Pertamina (Persero) Ru V Balikpapan," Politeknik Negeri Malang, 2020.
- [13] T. Nuril, "Evaluasi Fouling Factor pada Performa Cooler Tipe Shell and Tube Berdasarkan Koefisien Perpindahan Panas dan Kondisi Operasi di Unit Kilang Pusat Pengembangan

- Sumberdaya Manusia Minyak dan Gas Bumi Cepu” 2022.
- [14] C. Caroline dan I. A. Rosid, “Pengukuran Efisiensi Perpindahan Panas pada Heat Exchanger Shell and Tube dengan Metode Log Mean Temperature Difference (LMTD),” *Conference Senatik STT Adisutjipto Yogyakarta*, vol. 7, hal. 279–285, 2022.
- [15] H. Urbaningtyas, N. Hendrawati, dan F. Choirudin, “Evaluasi Performa Spiral Heat Exchanger HE-201 pada Unit Demonomerisasi,” *DISTILAT Jurnal Teknologi Separasi*, vol. 7, no. 1, hal. 58–65, 2021.