

**Evaluasi Kinerja *Heat Exchanger* 02 dan 03 di Unit Kilang
Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi
(PPSDM MIGAS)**

Anggun Trisa Permatasari, Laily Nur Azizah, Naviatul Fauziyah, Ridho Rahadina Widjatma
Universitas Jember

INFORMASI NASKAH

Diterima : 25 Juli 2024
Direvisi : 21 April 2025
Disetujui : 24 April 2025
Terbit : 24 April 2025

Email korespondensi:
angguntrisa35@gmail.com

Laman daring:
[https://doi.org/10.37525/
sp/2025-1/628](https://doi.org/10.37525/sp/2025-1/628)

ABSTRAK

Heat Exchanger (HE) merupakan peralatan yang digunakan untuk memanaskan minyak mentah (*crude oil*) dengan cara memanfaatkan panas dari fluida hasil proses. HE ini memiliki dua fungsi utama dimana alat ini akan memanaskan fluida dingin dan mendinginkan fluida panas. Di PPSDM MIGAS, tipe HE yang digunakan adalah tipe shell and tube. Metodologi penelitian yang diterapkan melibatkan observasi langsung selama 5 hari terhadap kondisi operasional HE-02 dan HE-03, yang mencakup pengukuran laju aliran, suhu pada titik masuk dan keluar, serta densitas fluida. Berdasarkan hasil perhitungan, heat exchanger-02 memiliki fouling factor (Rd) sebesar 0.06964 Btu/jam.ft².°F dan pressure drop pada shell sebesar 0.00312 psi serta pressure drop pada tube 0.344903 psi. Sementara itu, heat exchanger-03 memiliki fouling factor (Rd) sebesar 0.00997 Btu/jam.ft².°F dan pressure drop pada shell sebesar 0.0243 psi serta pressure drop pada tube 0.0014 psi. Efisiensi perpindahan panas pada HE-02 adalah 90.01%, sedangkan pada HE-03 yaitu 66.84%. Dengan evaluasi ini bertujuan untuk mengidentifikasi penurunan efisiensi akibat fouling (pengendapan), korosi, atau degradasi lainnya. Dari hasil evaluasi menunjukkan bahwa HE-02 dan HE-03 masih layak untuk digunakan. Akan tetapi, fouling pada dinding dalam dan luar pipa tetap mungkin terjadi. Oleh karena itu, diperlukan pembersihan dan pemeriksaan rutin (maintenance) agar HE-02 dan HE-03 tetap optimal dan tidak mengurangi efisiensi alat selama operasional.

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



PENDAHULUAN

Minyak dan gas bumi terbentuk dari material organik yang terkubur dan bercampur dengan sedimen selama jutaan tahun di cekungan sedimen. Selama proses ini, tekanan dan perubahan temperatur menyebabkan pembentukan hidrokarbon. Hidrokarbon kemudian bermigrasi ke lapisan batuan di atasnya melalui batuan berpori. Jika migrasi ini terhalang oleh lapisan batuan *impermeable*, hidrokarbon akan terperangkap dan tersimpan di bawahnya, membentuk batuan reservoir (Burhannudinnur et al., 2020).

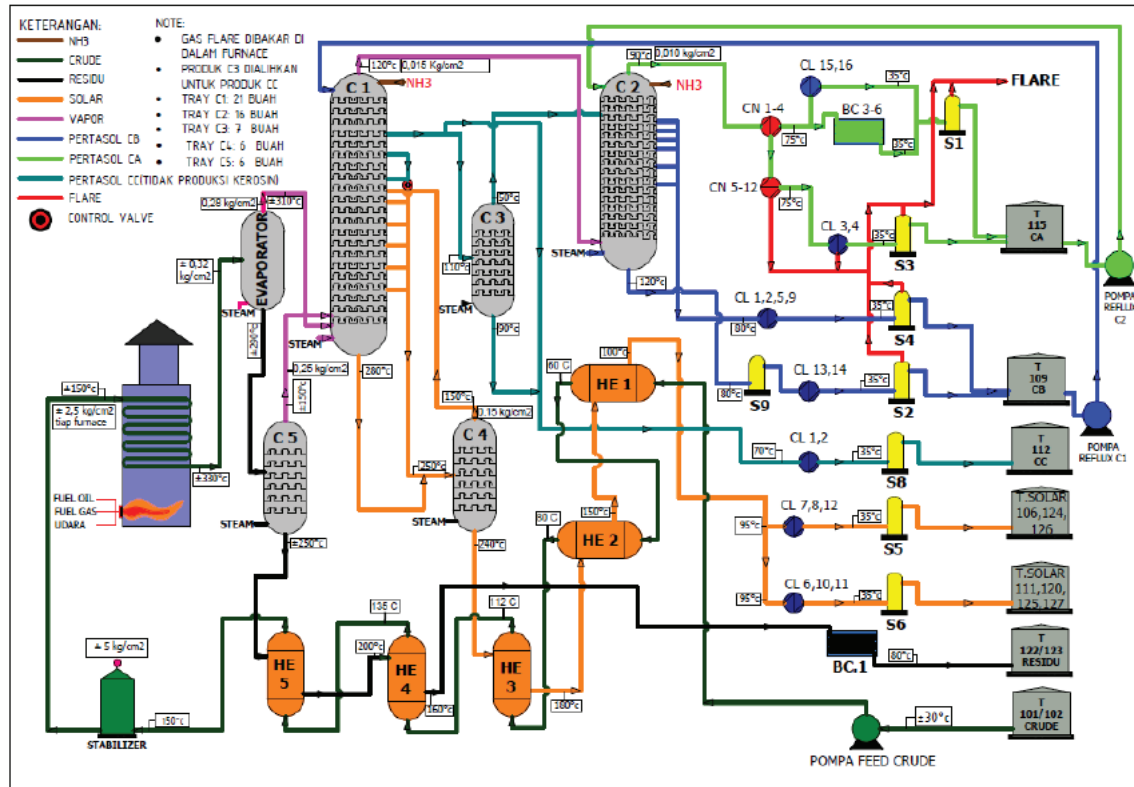
Studi termodinamika tentang perpindahan panas berfokus pada perubahan kuantitatif dan reorganisasi energi yang ditemukan pada benda sebagai panas. Tujuan utama penukar panas industri adalah untuk mentransfer energi dari dua fluida, yang mungkin terdiri dari bahan yang sama atau tidak, pada suhu yang berbeda. Kontak langsung (pencampuran fluida) atau bidang atau permukaan perpindahan panas yang membagi kedua fluida dapat digunakan untuk pertukaran energi. Panas sensibel dihasilkan ketika energi dipindahkan, dan panas laten dihasilkan ketika energi digunakan untuk mengubah fase suatu fluida. Banyak variabel, termasuk kecepatan aliran fluida, karakteristik fisik (viskositas, konduktivitas termal, kapasitas panas spesifik, dll.), perbedaan suhu antara dua fluida, dan karakteristik permukaan permukaan perpindahan fluida, mempengaruhi laju perpindahan energi penukar panas. membagi kedua cairan tersebut (Aprianto et al., 2021).

Kilang PPSDM Migas (Kilang Cepu), merupakan kilang tertua ketiga di Indonesia dan telah beroperasi selama lebih dari satu abad. Dengan kapasitas terpasang 3.800 bbl/hari atau 600 m³/hari, kilang ini mengolah minyak mentah dari PT. Pertamina EP Asset 4 *Field* Cepu. Fasilitas utamanya mencakup tangki minyak mentah dan produk, *furnace*, kolom fraksinasi, *stripper*, *heat exchanger*, *cooler*, *condenser*, dan pompa. Proses distilasi dimulai dengan pemanasan minyak mentah di *heat exchanger* dan *furnace*, kemudian diumpankan ke *evaporator* untuk memisahkan fraksi ringan (*top*) dan berat (*bottom*). Fraksi berat diolah di residu *stripper*, sedangkan fraksi ringan dari *evaporator* masuk ke kolom fraksinasi 1 (C-1) untuk memisahkan pertasol dan solar. Produk dari kolom C-1 diumpankan ke solar *stripper* untuk pemisahan lebih lanjut. Fraksi ringan dari kolom C-1 diumpankan ke kolom fraksinasi II (C-2) untuk memisahkan Pertasol CA dan Pertasol CB, dengan *refluks* dari masing-masing produk dikembalikan ke kolom yang sesuai.

Crude Distillation Unit (CDU) di PPSDM Migas memproses *crude oil* melalui distilasi atmosferik untuk memisahkan produk minyak bumi berdasarkan titik didihnya. Produk dari CDU meliputi naphtha (produk *overhead*), kerosene, *light gas oil*, *heavy gas oil*, dan *long residue*. Produk-produk ini selanjutnya digunakan sebagai bahan baku untuk unit pengolahan lain seperti *Naphtha Hydrotreater*, *Kerosene Hydrotreater*, dan *Gas Oil Hydrotreater*. Setelah melalui proses pengolahan tambahan, produk akhir yang dihasilkan meliputi LPG, *gasoline*, *avtur*, diesel, *lube base oil*, aspal, dan produk lainnya. (Ryanda Luthfi Zaim, 2017).

Heat exchanger termasuk salah satu alat proses produksi yang berada di lokasi kilang minyak PPSDM Migas yang berlokasi di Jl. Sorogo No. 1, Kampungbaru, Karangboyo, Kec., Kabupaten Blora, Jawa Tengah. *Heat exchanger* tersebut digunakan untuk pemanasan awal *crude oil* sebelum dipanaskan lebih lanjut pada *furnace*. Tipe HE yang dioperasikan di kilang minyak PPSDM Migas berupa *shell and tube* yang terdiri dari HE-01, HE-02, HE-03, HE-04, dan HE-05. Pemanas yang digunakan dari HE-01 sampai HE-03 berupa solar. Adapun untuk HE-04 dan HE-05 pemanas yang digunakan berupa residu. Dalam penelitian ini, HE-02 dan HE-03 dievaluasi kinerjanya dengan pengambilan data selama 5 hari. Evaluasi kinerja *heat exchanger* dilihat berdasarkan *fouling factor* dan *pressure drop* dapat di gambarkankan dengan diagram alir sebagai berikut :





Gambar 1. Diagram Alir Proses CDU Kilang PPSDM Migas

Minyak mentah dari tangki 101 atau tangki 102 di pompa dengan menggunakan P.100/3, P.100/4, atau P.100/5 menuju ke alat penukar panas (*Heat Exchanger*) untuk mendapatkan pemanasan awal pada crude. Di kilang PPSDM Migas terdapat 5 buah *Heat Exchanger* yaitu HE1, HE2, HE3, HE 4 dan HE 5.

Pada HE1, HE2, dan HE 3 minyak mentah mengalir pada tube nya yang mendapat pemanasan dari media produk solar pada shell nya, kemudian produk solar didapatkan dari bottom C4 (*solar striper*). Pada HE 4 dan HE 5 minyak mentah juga mengalir pada tube nya yang menggunakan media pemanas produk residu yang mengalir pada shell. Produk residu didapat/diproduksi pada bottom C5 (*Residu Striper*). Tipe *Shell and Tube* merupakan salah satu jenis *heat exchanger* yang sering digunakan. Bagian luar alat ini berbentuk cangkang silinder, dan bagian dalamnya terdiri dari beberapa tabung. Penempatan fluida dalam *shell* dan *tube* dipilih dengan menggunakan berbagai faktor, termasuk kuantitas, sedimen, suhu, tekanan, kemampuan bersih, dan sifat korosif. agar panas dapat berpindah antara aliran fluida di dalam dan di luar tabung. Biaya pengoperasian dan pemeliharaan sehari-hari dapat dikurangi dengan memilih *heat exchanger* yang tepat (Nugroho et al., 2023). Keuntungan utama dari *heat exchanger* adalah tidak ada persyaratan untuk bagian yang bergerak dalam stukturanya. Beberapa kriteria yang dapat diterapkan untuk mengkategorikan *heat exchanger* seperti jumlah fase, desain, dan tingkat kerapatan permukaan (Assad & Rosen, 2021).

METODE PENELITIAN

Penelitian ini dilakukan dengan pengambilan data di lapangan, yakni pada *Heat Exchanger*-02 dan *Heat Exchanger*-03 yang terdapat di unit kilang PPSDM Migas. Tahapan-tahapan dalam penelitian ini adalah sebagai berikut:

a. Pengumpulan Data

Pengumpulan data dilakukan selama 5 hari. Adapun data yang dikumpulkan berupa data di lapangan dan data literatur. Data lapangan berupa laju aliran fluida, suhu pada titik masuk dan

keluar fluida, dan densitas fluida. Sedangkan data literature berupa viskositas, panas spesifik fluida, konduktivitas fluida, *specific gravity*, dan *°API gravity*. Data yang diperoleh akan dihitung rata-ratanya untuk dijadikan dasar dalam perhitungan selanjutnya.

b. Perhitungan Evaluasi Kinerja HE-02 dan HE-03 dengan Metode Kern (1983)

1. Heat Balance

Neraca panas dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

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

Keterangan:

Q = Jumlah energi panas yang ditransfer (Btu/jam)

W = Kecepatan aliran fluida (lb/jam)

Cp = *Specific heat* fluida (Btu/lb. °F)

ΔT = Perbedaan temperatur fluida pada inlet dan outlet (°F)

2. LMTD (Long Mean Temperature Difference)

Perbedaan suhu rata-rata fluida yang mengalir dalam *heat exchanger* menggunakan persamaan berikut:

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

Pada *heat exchanger* tipe 5 pass atau multiple pass, nilai LMTD dihitung dengan mengalikan hasilnya dengan *correction factor* (F). Nilai F dapat ditentukan dengan menghitung nilai *temperature efficiency* (S) dan *heat capacity* (R).

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}; \quad R = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

Berdasarkan harga R dan S diperoleh harga F_t sesuai dengan *fig. 18* pada buku Kern.

$$\Delta T_{LMTD} = LMTD \times F_t$$

Keterangan:

Δt_1 = Beda suhu fluida panas (°F)

Δt_2 = Beda suhu fluida dingin (°F)

T_1 = Suhu inlet fluida panas (°F)

T_2 = Suhu outlet fluida panas (°F)

t_1 = Suhu inlet fluida dingin (°F)

t_2 = Suhu outlet fluida dingin (°F)

F_t = Faktor koreksi beda suhu

3. Caloric Temperature

Caloric temperature merupakan suhu yang dipakai untuk menentukan sifat-sifat fluida yang mengalir. Untuk menghitung T_c dan t_c menggunakan persamaan berikut:



$$\Delta t_c = T_2 - t_1; \Delta t_h = T_1 - t_2$$

Hubungan antara K_c , Δt_c , dan Δt_h akan diperoleh nilai F_c :

- *Caloric Temperature* untuk fluida panas (T_c)

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2)$$

- *Caloric Temperature* untuk fluida dingin (t_c)

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1)$$

Keterangan:

F_c = *Caloric temperature* ($^{\circ}\text{F}$)

T_1 = Suhu inlet fluida panas ($^{\circ}\text{F}$)

T_2 = Suhu outlet fluida panas ($^{\circ}\text{F}$)

t_1 = Suhu inlet fluida dingin ($^{\circ}\text{F}$)

t_2 = Suhu outlet fluida dingin ($^{\circ}\text{F}$)

Δt_c = Beda suhu fluida dingin ($^{\circ}\text{F}$)

Δt_h = Beda suhu fluida panas ($^{\circ}\text{F}$)

4. Luas Penampang Aliran

- Luas aliran dalam *shell*

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

- Luas aliran dalam *tube*

$$a_t = \frac{N_t \times a't}{144 \times n}$$

Keterangan:

a_s = Luas penampang aliran *shell* (ft^2)

a_t = Luas penampang aliran *tube* (ft^2)

ID = Diameter dalam *shell* (ft)

C = Jarak antar *tube* (Inch)

B = Jarak antar *baffle* (Inch)

P_t = Jarak antar titik pusat *tube* ke *tube* (Inch)

N_t = Jumlah *tube*

$a't$ = *Flow area* per *tube* (ft^2)

n = Jumlah *pass* pada bagian *tube*

144 = Konversi dari inch^2 ke ft^2

5. Laju Aliran Massa Fluida

- Bagian *shell*

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

- Bagian *tube*

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

Keterangan:

G_s = Laju alir massa per luas penampang bagian *shell* ($lb/hr.ft^2$)

G_t = Laju alir massa per luas penampang bagian *tube* ($lb/hr.ft^2$)

W_s = Aliran massa pada bagian *shell* (lb/hr)

W_t = Aliran massa pada bagian *tube* (lb/hr)

6. Bilangan Reynold (nRe)

- Bagian *Shell*

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

- Bagian *Tube*

$$Re_t = \frac{D \times G_t}{\mu}$$

Keterangan:

Re_s = Bilangan Reynold fluida dalam *shell*

Re_t = Bilangan Reynold fluida dalam *tube*

D_e = Diamter ekuivalen pada *shell* (ft)

D = Diamter ekuivalen pada *tube* (ft)

μ = Viskositas fluida pada suhu T_c ($lb/hr.ft^2$)

7. Faktor Perpindahan Panas

Menurut *fig. 24* pada buku *Process Heat Transfer* yang ditulis oleh D. Q. Kern, berdasarkan data Re_t , Re_s , dan L/D (perbandingan panjang dengan diameter *tube*) akan didapatkan nilai jH bagian *shell* dan *tube*.

8. Koefisien Panas

- Bagian *Shell*

$$h_o = jH \times \frac{k}{D_e} \times \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

- Bagian *Tube*

$$h_i = jH \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$



Keterangan:

h_i = Koefisien perpindahan panas *inside* ($Btu/hr.ft^2.^\circ F$)

h_o = Koefisien perpindahan panas *outside* ($Btu/hr.ft^2.^\circ F$)

jH = Faktor perpindahan panas

k = Konduktivitas *thermal* fluida ($Btu/hr.ft^2.^\circ F$)

μ_w = Viskositas fluida pada T_c (untuk *shell*) dan t_c (untuk *tube*) ($Btu/hr.ft^2.^\circ F$)

9. Suhu Dinding *Tube*

$$t_w = t_c + \left(\frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} \right) \times (T_c - t_c)$$

Keterangan:

T_w = Suhu pada dinding *tube* ($^\circ F$)

ϕ_s = Viskositas ratio fluida dalam *shell*

ϕ_t = Viskositas ratio dalam *tube*

10. Koefisien Perpindahan Panas Konveksi *inside* pada *outside* diameter

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$$

Keterangan:

h_{io} = Koefisien perpindahan panas *inside* pada *outside* diameter ($Btu/hr.ft^2.^\circ F$)

ID = Diameter dalam (ft)

OD = Diameter luar (ft)

11. Koefisien Koreksi Perpindahan Panas

- Bagian *Shell*

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$$

- Bagian *Shell*

$$h_i = \frac{h_i}{\phi_t} \times \phi_t$$

12. Clean Overall Coefficient (U_c)

Clean overall heat transfer coefficient (U_c) atau koefisien perpindahan panas keseluruhan pada awal *heat exchanger* (ketika dalam kondisi bersih) merupakan nilai yang umumnya ditentukan oleh besarnya tahanan konveksi pada sisi luar (h_o) dan sisi dalam (h_{io}) *heat exchanger*.

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

Keterangan:

U_c = Clean overall coefficient ($Btu/hr.ft^2$)

h_{io} = Koefisien perpindahan panas *inside* pada *outside* diameter ($Btu/hr.ft^2.°F$)

h_o = koefisien perpindahan panas *outside* ($Btu/hr.ft^2.°F$)

13. Design/Dirty Overall Coefficient (U_d)

Design/Dirty Overall Coefficient (U_d) adalah koefisien perpindahan panas menyeluruh yang menggambarkan efisiensi perpindahan panas pada heat exchanger setelah terjadi pengotoran, yang diakibatkan oleh penumpukan kotoran di dalam sistem.

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{Q}{(N_t \times L \times a') \times \Delta T_{LMTD}}$$

Keterangan:

U_d = Design/Dirty Overall Coefficient ($Btu/hr.ft^2$)

Q = Jumlah panas yang dipindahkan (Btu/hr)

L = Panjang tube (ft)

a' = Luas permukaan tube (ft^2)

14. Dirt Factor (R_d)

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

15. Pressure Drop

- Bagian *Shell*

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

- Bagian *tube*

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t}$$

Keterangan:

ΔP_s = Tekanan *shell side* (Psi)

ΔP_t = Tekanan *tube side* (Psi)

f = Faktor friksi (ft^2/in)

HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

Fungsi *Heat Exchanger* pada unit kilang PPSDM Migas adalah sebagai pemanasan awal (*pre-heater*) minyak mentah sebelum dipanaskan dalam *furnace*. *Heat Exchanger* secara keseluruhan yang beroperasi pada unit kilang PPSDM Migas merupakan tipe *Shell and Tube Heat Exchanger* yang disusun secara horizontal dan vertikal, dimana *shell* dilalui oleh fluida panas yaitu solar sedangkan pada *tube* dilalui oleh fluida dingin yaitu *crude oil*. Terdapat beberapa alasan mengenai penempatan fluida pada *heat exchanger*, dimana hal ini dipertimbangkan karena nilai ekonomis dari operasional serta keselamatan dan keamanan saat pengoperasian. Fluida yang memiliki *flowrate* lebih tinggi akan diposisikan dalam



tube, hal ini dikarenakan pada kondisi pipa yang memiliki diameter kecil akan meningkatkan *Reynold Number* fluida yang memiliki *flowrate* lebih tinggi sehingga menghasilkan aliran *turbulent*. Koefisien perpindahan panas akan meningkat secara konveksi pada fluida yang memiliki aliran *turbulent* sehingga laju perpindahan panasnya juga meningkat (Geankoplis, 1993). Ketika laju perpindahan panas tinggi, maka *heat transfer* antara *crude oil* dan solar semakin optimal. Pada kondisi aliran fluida *turbulent*, maka nilai bilangan *Nusselt* semakin tinggi, sehingga *heat transfer* antara *crude oil* dan solar semakin optimal (Irsyad, 2012). Sulfur yang terbawa dari lokasi pengeboran membuat minyak mentah lebih korosif dibandingkan dengan solar (Prayudha et al., 2018). *Crude oil* akan lebih efisien apabila dialirkan melalui pipa, hal ini bertujuan untuk meminimalisir terjadinya korosi akibat kebocoran material penyusun *heat exchanger* (Hartanto et al., 2020; Prabaswara et al., 2021).

Penelitian ini dilaksanakan dengan melakukan observasi langsung terhadap *Heat Exchanger-02* dan *Heat Exchanger-03* di *Crude Distillation Unit* PPSDM Migas. Data yang diperoleh selama lima hari kemudian dihitung rata-ratanya untuk mendapatkan hasil rata-rata dari kelima hari operasi.

Berdasarkan hasil perhitungan data aktual selama 5 hari pada HE-02 diperoleh faktor pengotor (*Rd*) sebesar 0.06964 Btu/jam.ft².°F sedangkan pada HE-03 diperoleh faktor pengotor (*Rd*) sebesar 0.00997 Btu/jam.ft².°F. Perbandingan antara *Rd* aktual dan *Rd* teori menunjukkan bahwa nilai *Rd* aktual jauh lebih besar daripada *Rd* teori, yaitu sebesar 0,005 Btu/jam.ft².°F. Nilai *Rd* aktual yang melebihi *Rd* desain mengindikasikan adanya penumpukan endapan di dalam *heat exchanger*, yang dapat menghambat laju perpindahan panas dan menyebabkan penurunan efisiensi performa *heat exchanger*. Dapat disimpulkan bahwa HE-02 dan HE-03 memiliki tingkat pengotor yang cukup tinggi. Pengotor dapat terjadi akibat terbentuknya *fouling* pada dinding dalam atau luar pipa, sehingga menghambat *heat transfer*. *Fouling* berasal dari *impurities* seperti kokas atau senyawa sulfur yang terbawa pada saat HE beroperasi. Karena itu, *Rd* digunakan sebagai ukuran untuk menilai ketahanan *heat exchanger* terhadap *fouling*. Jika *fouling* atau *fouling* tidak dihilangkan, ini dapat menyebabkan penyempitan *cross section area* (area penampang melintang) dan meningkatkan *pressure drop* (penurunan tekanan), yang memerlukan lebih banyak energi untuk mempertahankan proses transfer panas yang efisien. Dengan kata lain, penumpukan *fouling* tidak hanya mengurangi efisiensi termal tetapi juga meningkatkan beban energi pada sistem.

Pressure drop (ΔP) adalah penurunan tekanan yang signifikan, sehingga mengakibatkan berkurangnya daya dorong pada fluida. *Pressure drop* yang lebih besar akan mempengaruhi kinerja dari *heat exchanger*, akibatnya, kinerja penukar panas akan menurun. Dari hasil perhitungan data nyata yang dilakukan selama 5 hari pada HE-02 diperoleh *pressure drop* (ΔP) pada *shell* sebesar 0.00312 psi dan *pressure drop* pada *tube* sebesar 0.3445 psi, sedangkan pada HE-03 diperoleh *pressure drop* (ΔP) pada *shell* sebesar 0.0243 psi dan *pressure drop* pada *tube* sebesar 0.0014 psi. Perhitungan menunjukkan bahwa *pressure drop* pada bagian *shell and tube* berada di bawah 10 psi, yang menandakan bahwa *heat exchanger* tersebut masih dapat berfungsi dengan baik berdasarkan tabel dibawah ini.

Tabel 1. Evaluasi HE 02 dan HE 03

No.	Waktu	Heat Axchanger	Fouling Factor Aktual (Btu/jam.ft ² .°F)	Pressure Drop Shell (psi)	Pressure Drop Tube (psi)	Efisiensi (%)
1	5 hari	HE-02	0.06964	0.00312	0.3445	90,01
2	5 Hari	HE-03	0.00997	0.0243	0.0014	66,84

Fouling factor dan *pressure drop* memiliki dampak signifikan terhadap efektivitas penukar panas. Panas aktual menggambarkan seberapa efektif alat dalam menghasilkan panas, sedangkan panas maksimum adalah jumlah panas yang dihasilkan dari proses pemanasan bahan bakar. Berdasarkan hasil perhitungan data aktual selama 5 hari pada HE-02 di unit kilang PPSDM MIGAS diperoleh efisiensi

sebesar 90,01%, sedangkan pada HE-03 diperoleh efisiensi sebesar 66,84%. Efektifitas yang didapatkan dari perhitungan ini menunjukkan bahwa HE-02 dan 03 pada unit kilang PPSDM MIGAS tergolong kategori efisien, karena nilai efisiensi lebih dari 60%.

KESIMPULAN

Berdasarkan perhitungan, *heat exchanger*-02 memiliki *fouling factor* (Rd) sebesar 0.06964 Btu/jam.ft².°F. dengan efisiensi 90.01% dan *pressure drop* pada *shell* sebesar 0.00312 psi serta *pressure drop* pada *tube* 0.344903 psi. Sementara itu, *heat exchanger*-03 memiliki *fouling factor* (Rd) sebesar 0.00997 Btu/jam.ft².°F. dengan efisiensi 66.84% dan *pressure drop* pada *shell* sebesar 0.0243 psi serta *pressure drop* pada *tube* 0.0014 psi. Penurunan dapat diidentifikasi dari evaluasi perhitungan *heat exchanger*-02 dan *heat exchanger*-03 memiliki tingkat pengotoran yang cukup tinggi, melebihi batas *fouling factor* yang ditentukan, sehingga efisiensi pertukaran panas tidak optimal. Namun, kedua *heat exchanger* ini masih layak dioperasikan karena nilai *pressure drop* yang dihasilkan masih berada di bawah batas yang diizinkan dan efisiensinya lebih dari 60%.

DAFTAR PUSTAKA

- Aprianto, G., Septian, B., Rey, P. D., & Aziz, A. (2021). Desain Dan Fabrikasi Alat Penukar Kalor (*Heat Exchanger*) Tipe *Shell and Tube*. *Metrik Serial Teknologi Dan Sains*, 2, 22–32.
- Assad, M. E. H., & Rosen, M. A. (2021). *Design and Performance Optimization of Renewable Energy Systems*. Elsevier.
- Burhannuddinur, M., Sutadiwiria, Y., Herdiansyah, F., & Koesmawardani, W. T. (2020). Eksplorasi Migas.
- Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations*. In *The Chemical Engineering Journal* (Vol. 20, Issue 1, p. 82). *Prentice Hall International*. [https://doi.org/10.1016/0300-9467\(80\)85013-1](https://doi.org/10.1016/0300-9467(80)85013-1)
- Hartanto, A., Moralista, E., & Zaenal, Z. (2020). Kajian Korosi pada Pipa Transportasi *Crude Oil Pipeline* A (SP 01 – SP 02) di Kecamatan Tirtamulya Kabupaten Karawang Provinsi Jawa Barat. *Prosiding Teknik Pertambangan*, 6(2), 543–550.
- Irsyad, M. (2012). Karakteristik Koefisien Perpindahan Panas Konveksi. *Jurnal Sains Dan Teknologi*, 8(2), 137–145.
- Nugroho, D. P., Rulianah, S., Raharjo, R., & Sindhuwati, C. (2023). Evaluasi Faktor Kekotoran Pada *Heat Exchanger – 03 Crude Distillation Unit* Di Ppsdm Migas Cepu. *DISTILAT: Jurnal Teknologi Separasi*, 8(1), 64–71.
- Prabaswara, R. J., Rulianah, S., Sindhuwati, C., & Raharjo. (2021). Evaluasi *Pressure Drop Heat Exchanger-03* Pada *Crude Distillation Unit* Ppsdm Migas Cepu. *DISTILAT: Jurnal Teknologi Separasi*, 7(2), 505–513.
- Prayudha, D., Moralista, E., & Ashari, I. Y. (2018). Penentuan Laju Korosi dan Sisa Umur Pakai (*Remaining Service Life / Rsl*) pada Jalur Pipa Transportasi *Crude Oil* dari Spu-A Mundu ke Terminal Balongan di PT Pertamina Ep Asset 3 Jatibarang *Field*, Kabupaten Indramayu Provinsi Jawa Barat. *Prosiding Teknik Pertambangan*, 4(2), 512–520.
- Ryanda Luthfi Zaim, W. E. M. S. N. Y. R. dan S. G. (2017). *Crude Distillation Unit (CDU)* dari Kuwait *Crude Oil*. *Jurnal Teknik Its*, 6(2), 237–240.

