

# Evaluasi kinerja *Heat Exchanger* pada Fasilitas Kilang PPSDM Migas dengan Metode Perhitungan *Fouling Factor*

Agus Tri Wahyudi<sup>1</sup>, Fanny Leestiana<sup>1</sup>, Rahmat Widodo<sup>1</sup>  
<sup>1</sup>PPSDM Migas, Cepu

## INFORMASI NASKAH ABSTRAK

Diterima: 17 Maret 2022  
Direvisi: 30 Maret 2022  
Diterima: 31 Maret 2022  
Terbit: 14 April 2022

Email korespondensi:  
[agus.wahyudi.081970@esdm.go.id](mailto:agus.wahyudi.081970@esdm.go.id)

Laman daring:  
<https://doi.org/10.37525/sp/2022-1/322>

Dalam proses pengolahan minyak bumi, kilang PPSDM Migas Cepu dilengkapi dengan *heat exchanger* sebagai utilitas pendukung. *Heat exchanger* berfungsi untuk menkonversi panas yang dihasilkan selama proses produksi. Dengan prinsip kerja dapat menukar panas tanpa terjadinya perpindahan *massa* maka *heat exchanger* ini dapat digunakan sebagai pemanas maupun pendingin sekaligus. Dalam penggunaannya, karena berada di lingkungan kerja *extream* dan dilalui oleh fluida cair serta gas, maka besar kemungkinan akan terbentuknya deposit atau endapan di permukaan dalam atau luar media, dalam hal ini pipa. Adanya deposit atau pengotor ini dapat mempengaruhi kinerja dari *heat exchanger*. Perencanaan untuk pembersihan *heat exchanger* wajib dilakukan untuk menjaga performa dan efisiensi *heat exchanger* berada pada kondisi optimal. Perencanaan tersebut dapat dilakukan dengan melakukan perhitungan sesuai kondisi aktual menggunakan metode perhitungan *fouling factor* ( $R_d$ ) dan *pressure drop* ( $\Delta P$ ). *Heat exchanger* yang akan dievaluasi dalam penelitian ini adalah HE – 3 di kilang PPSDM Migas Cepu. Langkah penelitiannya yang dilakukan yaitu menghitung *fouling factor* serta *pressure drop* pada HE – 3 secara aktual dan membandingkan hasil perhitungan tersebut dengan data design. Diperoleh data hasil perhitungan kondisi aktual HE – 3 yaitu  $R_d$  sebesar 0,06352 Jam.ft<sup>2</sup>.°F/BTU;  $\Delta P$  shell sebesar 0,00013 psi;  $\Delta P$  tube sebesar 0,00522 psi. sedangkan perhitungan design He -3 diperoleh hasil  $R_d$  0,0081 Jam.ft<sup>2</sup>.°F/BTU;  $\Delta P$  shell sebesar 0,00768psi;  $\Delta P$  tube sebesar 0,0653 psi. Dari perbandingan hasil perhitungan tersebut dapat disimpulkan bahwa HE – 3 masih dapat beroperasi dengan layak hanya saja mulai terdapat deposit. Hal ini didukung juga dengan nilai efisiensi hasil perhitungan kondisi aktual HE - 3 sebesar 81,9%.

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

## PENDAHULUAN

*Heat exchanger* merupakan salah satu alat pengkonversi panas yang banyak digunakan di dunia industri, termasuk dibidang produksi minyak dan gas bumi. Kilang produksi PPSDM Migas Cepu memiliki beberapa *heat exchanger* yang bermanfaat untuk memindahkan panas saat proses produksi minyak bumi. Dengan prinsip dasar penukaran panas tanpa terjadinya perpindahan massa, maka menurut Kern, D.Q. (1950) pemanfaatan *heat exchanger* ini dapat digunakan sebagai pemanas maupun pendingin, dengan media yang lazim digunakan adalah *superheated steam* dan air dengan temperatur ruang sebagai air pendingin (*cooling water*).

Jenis perpindahan panas dapat berlangsung melalui beberapa cara, diantaranya kontak langsung dan kontak tak langsung. Menurut Geankopolis, C. J. (2005), *heat exchanger* ini memanfaatkan proses perpindahan panas tak langsung, yaitu dimana fluida panas tidak berhubungan langsung dengan fluida dingin, melainkan melalui media perantara seperti plat, pipa, membran, atau medium lain. Proses perpindahan panas yang menggunakan medium ini terjadi secara konduksi dan konveksi. Konduksi saat panas merambat melalui dinding media (pipa, plat, atau sejenisnya) dan konveksi saat perpindahan energi panas dari fluida panas ke fluida yang lebih dingin karena Gerakan fluida panas yang cenderung menjadi ringan dan bergerak kearah fluida yang lebih rendah temperaturnya.

Performa *heat exchanger* ini perlu dievaluasi secara rutin untuk mengetahui kinerja yang dihasilkan dalam menukar panas. Karena prinsip kerja *heat exchanger* ini menggunakan medium perantara untuk media



penukar panas, maka salah satu faktor yang dapat mempengaruhi performanya menurut Kern, D.Q. (1950) adalah kekotoran pada permukaan media akibat proses pertukaran panas, atau dikenal dengan *fouling resistance*. Tingkat kekotoran ini dapat diukur salah satunya dengan besarnya  $R_d$ . Jika harga  $R_d$  yang dihitung dibandingkan dengan harga  $R_d$  pada desain alat bernilai lebih besar, maka *heat exchanger* tersebut perlu dibersihkan untuk meningkatkan efisiensi dan performanya. Lapisan *fouling resistance* ini dapat berupa kristal, sedimen, senyawa biologi, ataupun korosi yang berasal dari partikel atau senyawa yang ikut mengalir bersama aliran fluida. Deposit tersebut dapat menyebabkan *pressure drop* sehingga efisiensi *heat exchanger* juga berkurang. Untuk mencegahnya, maka perlu dilakukan pembersihan terjadwal yang dapat disusun berdasarkan aktivitas aktual di lapangan.

Salah satu *heat exchanger* (HE) yang berfungsi di PPSDM Migas Cepu adalah HE-3. Tujuan penelitian ini adalah untuk melakukan evaluasi terhadap HE-3 di PPSDM Migas Cepu untuk mengetahui tingkat performa yang dihasilkan dengan menggunakan metode perhitungan perbandingan nilai *fouling factor* ( $R_d$ ) serta *pressure drop* ( $\Delta P$ ) antara design dan kondisi actual HE – 3 di PPSDM Migas Cepu. Hal ini bermanfaat untuk mengevaluasi faktor penunjang produksi pengolahan minyak bumi sehingga menghasilkan produk dengan optimal.

## METODE PENELITIAN

Metode penelitian yang dilakukan untuk penumpulan data yaitu observasi langsung di fasilitas kilang PPSDM Migas Cepu. Kemudian data yang diperoleh diolah dengan tambahan informasi dari studi literatur dan wawancara beberapa pekerja di kilang.

## HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN

### A. Heat Exchanger – 3 (HE-3)

*Heat exchanger* (HE-3) di kilang PPSDM Migas Cepu berjenis 1 -1 *shell and tube exchanger* dengan arah aliran *counter current flow*. Data dimensi HE – 3 terdiri dari data *shell* dan *tube*, dengan rincian yang telah dirangkum dalam tabel 1 dan 2 sebagai berikut:

#### 1. Shell

Tabel 1. Tabel properties *shell* pada He – 3

Uraian	Notasi	Harga
Diameter luar	ODs	31,614 in
Diameter dalam	ID	30,748 in
Jarak antar baffle	B	23,623 in
Jumlah baffle		4
Jumlah pass	N	1
Jenis fluida	Solar	Solar

#### 2. Tube

Tabel 2. Tabel properties *tube* pada He – 3

Uraian	Notasi	Harga
Diameter luar	ODt	1 in
Panjang tube	L	10 ft
Jumlah tube	Nt	382
BWG		14
Pitch	P	1,25 in
Jarak antar tube	C	0,25
Jumlah pass	N	1
Jenis fluida		Crude oil

3. Data aktual HE – 3 saat observasi

Dilakukan pengamatan kondisi aktual He – 3 di fasilitas kilang PPSDM Migas Cepu selama 7 hari berturut – turut. Pengamatan ini dilakukan untuk memperoleh data yang diperlukan untuk melakukan perhitungan dalam rangka evaluasi HE – 3. Lamanya waktu observasi dipilih sebagai representasi operasional yang terjadi pada HE – 3 secara rutin tiap harinya saat digunakan. Data hasil observasi ini dapat dirangkum dalam tabel 3, dengan asumsi bahwa data data tersebut mewakili kondisi sebenarnya pad HE – 3 setiap harinya.

Tabel 3. Tabel kondisi aktual pada He – 3 selama observasi 7 hari

Hari ke-	Waktu	T crude oil in (C°)	T solar in (C°)	T crude oil out (C°)	T solar out (C°)	Flow rate crude oil (lt/day)	Flow rate solar (lt/day)	SG crude oil (60/60°F)	SG solar (60/60°F)
1	08.30	32	200	68	80	343.979	102.850	0,8413	0,8578
2	08.00	32	170	60	70	267.354	66.685	0,8341	0,8499
3	08.00	32	180	64	98	312.181	90.757	0,8321	0,8489
4	08.00	32	185	64	96	269.046	89.138	0,8321	0,8519
5	08.00	32	175	64	104	324.885	141.498	0,8430	0,8400
6	08.00	32	220	68	102	296.154	118.207	0,8430	0,8506
7	12.00	32	200	65	108	320.478	119.988	0,8390	0,8492
Rata-rata		32	190	64,7	94	301.011	104.160,4	0,8378	0,8497

**B. Rumus perhitungan untuk evaluasi pada HE - 3**

Untuk melakukan evaluasi pada heat exchanger, perlu dilakukan perhitungan dengan formula sebagai berikut:

1. *Heat Duty*

Adalah formula untuk mengetahui besarnya panas yang berpindah dari fluida temperatur tinggi ke fluida yang bertemperatur rendah.

$$Q = mh \times Cp \times \Delta T \dots \dots \dots (1)$$

2. *LMTD (Log Mean Temperature Difference)*

Perhitungan temperatur rata-rata dari suatu fluida yang mengalir dalam HE dapat dihitung dengan rumus :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta th - \Delta tc}{\ln \frac{\Delta th}{\Delta tc}} \dots \dots \dots (2)$$

3. *Temperatur kalorik*

Yaitu temperatur yang sesuai dengan masing-masing stream. Temperatur kalorik dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

- Untuk fluida panas  
 $T_c = T_2 + Fc(T_1 - T_2) \dots \dots \dots (3)$

- Untuk fluida dingin  
 $tc = t_1 + Fc(t_2 - t_1) \dots \dots \dots (4)$

4. *Flow Area*

Yaitu luasan atau area yang dilalui oleh masing-masing fluida. Flow area dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

- Pada fluida panas  
 $as = \frac{IDs \times C \times B}{144 \times Pt} \dots \dots \dots (5)$

- Pada fluida dingin



$$at = \frac{Nt \times At}{144 \times n} \dots \dots \dots (6)$$

5. Kecepatan Massa

- Pada fluida panas

$$Gs = \frac{ms}{as} \dots \dots \dots (7)$$

- Pada fluida dingin

$$Gt = \frac{mt}{at} \dots \dots \dots (8)$$

6. Reynold Number(Re)

Bilangan Reynold dapat dihitung menggunakan persamaan:

- Pada fluida panas

$$Res = \frac{De \times Gs}{\mu} \dots \dots \dots (9)$$

- Pada fluida dingin

$$Ret = \frac{IDt \times Gt}{\mu} \dots \dots \dots (10)$$

7. Faktor Dimensi Untuk Heat Exchanger (jH)

Faktor dimensi pada HE dapat dihitung dengan menggunakan rumus sebagai berikut :

- Untuk fluida panas

JH diperoleh dari *figure 28 kern* dengan terlebih dahulu mengetahui harga dari Res

- Untuk fluida dingin

JH didapat dari *figure 24 kern* dengan terlebih dahulu mengetahui harga dari Ret an L/D

8. Bilangan Prandtl (Pr)

Bilangan Prandtl dapat dapat dihitung dengan menggunakan rumus sebagai berikut :

$$Pr = \frac{Cp \times \mu}{K} \dots \dots \dots (11)$$

Harga dari Cp didapat dari *figure 4 Kern* dengan mengetahui terlebih dahulu harga dari tc dan °API.

Harga dari K didapat dari *figure 1 Kern* dengan mengetahui terlebih dahulu harga dari tc dan °API.

9. Koefisien Perpindahan Panas

Koefisien perpindahan panas dapat dihitung dengan menggunakan rumus :

$$\frac{hi}{\phi t} = \partial H \times \frac{K}{IDt} Pr^{1/3} \dots \dots \dots (12)$$

10. Temperatur pada Dinding Tube

Temperatur pada dinding *tube* dapat dihitung dengan menggunakan rumus sebagai berikut :

$$tw = tc + \frac{ho/\phi s}{\frac{hio}{\phi t} + ho/\phi s} (Tc - tc) \dots \dots \dots (13)$$

$$\frac{hio}{\phi t} = \frac{\frac{hio}{\phi t} \times IDt}{ODt} \dots \dots \dots (14)$$

11. Rasio Viskositas Fluida

Rasio viskositas fluida dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut :

Pada *shell side* dan *tube side* :

$$\phi s = \left( \frac{\mu}{\mu w} \right) \dots \dots \dots (15)$$

Dimana  $\mu w$  diperoleh dari Maxwell halaman 164 dengan terlebih dahulu mengetahui harga dari tw dan °API fluida panas dan dingin.

12. Koefisien Perpindahan Panas Terkoreksi

Koefisien perpindahan panas terkoreksi dengan menggunakan rumus sebagai berikut :

- Pada *tube side*  

$$hi = \varphi t \times \partial H \times \frac{K}{IDt} Pr^{1/3} \dots \dots \dots (16)$$

- Pada dinding *tube*  

$$hio = \varphi t + \frac{\frac{hi}{\varphi t} \times IDt}{ODt} \dots \dots \dots (17)$$

- Pada dinding *shell side*  

$$ho = \varphi s \times \partial H \times \frac{K}{De} \times Pr^{1/3} \dots \dots \dots (18)$$

13. Koefisien *Clean Overall*

Koefisien clean overall adalah hantaran perpindahan panas pada HE pada saat *heat exchanger* dalam keadaan bersih. Koefisien *clean overall* dapat dihitung dengan menggunakan rumus sebagai berikut

$$Ud = \frac{Qt}{Nt \times L \times a'' \times LMTD} \dots \dots \dots (19)$$

*a''* didapat dari table Kern.

14. *Fouling Factor / Dirty Factor*

*Fouling factor* adalah hambatan perpindahan panas karena adanya endapan-endapan di dalam HE. *Fouling factor* ini dipengaruhi oleh beberapa hal antara lain, jenis fluida, *temperature*, jenis material *tube*, kecepatan aliran serta lamanya operasi.

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud} \dots \dots \dots (20)$$

15. *Pressure Drope*

*Pressure drope* adalah penurunan tekanan maksimal yang diperbolehkan dalam HE apabila suatu fluida melaluinya. Penurunan tekanan ini semakin besar dengan *bertambahnya fouling factor* pada HE karena digunakan terlalu lama. *Pressure drope* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$\Delta Ps = \frac{f \times Gs^2 \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times Dc \times SG \times \phi s} \dots \dots \dots (21)$$

16. Efisiensi efektif

$$\eta = \frac{Qact \times 100\%}{Qmax} \dots \dots \dots (22)$$

$$= \frac{W crude oil \times Cp crude oil \times (T1 - t1)}{W solar \times Cp solar \times (t2 - t1)} \times 100\%$$

$$Q loss = Qs - Qc \dots \dots \dots (23)$$

$$\% Q loss = \frac{Q loss}{Qs} \times 100\% \dots \dots \dots (24)$$

Tabel 4. Tabel daftar notasi dalam rumus perhitungan

Daftar notasi			
h	indeks untuk fluida panas	B	jarak antar <i>baffle</i> (in)
c	indeks untuk fluida dingin	P	pitch (in)
s	indeks untuk bagian <i>shell</i>	a	flow area (ft <sup>2</sup> )
t	indeks untuk bagian <i>tube</i>	Nt	jumlah <i>tube</i>
Q	kecepatan perpindahan panas (BTU/ jam)	N	jumlah passes
K	konduktivitas thermal (BTU/ jam)	G	tekanan aliran fluida (lb/ ft <sup>2</sup> )
A	luas penampang perpindahan panas (ft <sup>2</sup> )	De	diameter equivalent (ft), De didapat dari <i>figure 29 kern</i>
ΔT	beda temperatur (°F)	μ	viskositas (lb/ jam ft)
h	koefisien perpindahan panas (BTU/ jam ft <sup>2</sup> .°F)	a''	luas permukaan <i>tube</i> per ft bagian luar (ft <sup>2</sup> / ft)
σ	konstanta proporsional (BTU/ jam ft <sup>2</sup> .°F)	η	efisiensi
m	<i>flow rate</i> aliran fluida panas (lb/ jam)	Q loss	laju perpindahan panas aktual



Cp	koefisien panas spesifik (BTU/ lb. °F)	Q max	laju perpindahan panas maksimal
Fc	kalorik <i>fraktion</i>	OD	diameter luar (in)
ID	diameter dalam (in)	C	jarak antar <i>tube</i>

### C. Hasil Perhitungan redesign pressure drop dan fouling factor HE - 3

Dalam melakukan evaluasi HE, ada dua faktor yang harus diperhatikan supaya penggunaan HE menjadi optimal, yaitu:

1. Faktor kekotoran (Rd) pada perhitungan di kondisi aktual harus sama dengan Rd hasil perhitungan design, atau bisa juga Rd di kondisi aktual bernilai lebih besar 5-10% daripada Rd perhitungan design.
2. Perbedaan tekanan  $\Delta P$  yang terjadi untuk fluida cairan tidak melebihi dari 10 psi, sedangkan untuk fluida gas tidak melebihi 1 psi.

Kedua faktor tersebut harus dihitung pada kondisi aktual di lapangan dan sesuai design. Kemudian kedua hasil hitungan itu dapat dibandingkan untuk dilakukan penilaian terhadap kinerjanya. Hasil perhitungan yang telah dilakukan telah dirangkum dalam tabel 5 dan 6 berikut.

➤ Hasil perhitungan pada kondisi aktual HE – 3

Tabel 5. Tabel hasil perhitungan pada kondisi aktual di He – 3

Q solar	814882,25 <sup>BTU</sup> / <sub>jam</sub>
Q crude oil	667430,26 <sup>BTU</sup> / <sub>jam</sub>
ΔT LMTD	161,96 <sup>0</sup> F
Tc	273,77 <sup>0</sup> F
tc	114,29 <sup>0</sup> F
as	1,09 ft <sup>2</sup>
at	1,45 ft <sup>2</sup>
Gs	7459,27 <sup>lb</sup> / <sub>jam.ft<sup>2</sup></sub>
Gt	15975,86 <sup>lb</sup> / <sub>jam.ft<sup>2</sup></sub>
Res	264,826
Ret	216,99
JH Fluida panas	8
JH Fluida dingin	2,1
Pr shell	2,62
Pr tube	3,13
$\frac{h_{io}}{\phi t}$	6,23 <sup>Btu</sup> / <sub>jam.ft<sup>2</sup>. °F</sub>
$\frac{h_o}{\phi s}$	26,2 <sup>Btu</sup> / <sub>jam.ft<sup>2</sup>. °F</sub>
$\phi s$	0,97
$\phi t$	1,15
$h_{io}$	7,16 <sup>Btu</sup> / <sub>jam.ft<sup>2</sup>. °F</sub>
$h_o$	25,41 <sup>Btu</sup> / <sub>jam.ft<sup>2</sup>. °F</sub>
Uc	5,58 <sup>Btu</sup> / <sub>jam.ft<sup>2</sup>. °F</sub>
Ud	4,12 <sup>Btu</sup> / <sub>jam.ft<sup>2</sup>. °F</sub>

Rd	0,0635Jam.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
ΔPs	0,000138 psi
ΔPT	0,00522 psi
η	81,9%

- Hasil perhitungan pada kondisi redesign HE – 3

Tabel 6. Tabel hasil perhitungan pada kondisi redesigning He – 3

Q crude	667430,26 $BTU/jam$
ΔT LMTD koreksi	152,24 <sup>0</sup> F
UD	10-40, asumsi 25
UD Koreksi	25,37 $Btu/jam.ft^2.°F$
as	0,092 ft <sup>2</sup>
at	0,12 ft <sup>2</sup>
Gs	72384,56 $lb/jam.ft^2$
Gt	193041,75 $lb/jam.ft^2$
Res	2569,86
Ret	2641,02
JH Fluida panas	29
JH Fluida dingin	8
Pr shell	2,62
Pr tube	3,13
$\frac{h_{io}}{\phi_t}$	23,74 $Btu/jam.ft^2.°F$
$\frac{h_o}{\phi_s}$	94,975 $Btu/jam.ft^2.°F$
$\phi_s$	0,97
$\phi_t$	1,15
$h_{io}$	27,30 $Btu/jam.ft^2.°F$
$h_o$	92,12 $Btu/jam.ft^2.°F$
Uc	21,05 $Btu/jam.ft^2.°F$
Rd	0,0081Jam.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
ΔPs	0,00768psi
ΔPT	0,0653 psi

#### D. Evaluasi hasil perhitungan design dengan kondisi aktual

Dari proses evaluasi menggunakan metode *fouling factor* yang telah dilakukan, data yang diperoleh dapat dikelompokkan sebagai berikut:

Tabel 7. Tabel hasil perhitungan kondisi aktual dan redesigning He – 3

Komponen	Satuan	Aktual	Design
<i>Fouling factor</i> (Rd)	Jam.ft <sup>2</sup> .°F/BTU	0,06352	0,0081
ΔP shell	psi	0,00013	0,00768
ΔP tube	psi	0,00522	0,0653
Q shell	BTU/jam	814882,25	667430,26
Q tube	BTU/jam	667430,26	



$\eta$	%	81,9	-
--------	---	------	---

Dari table 7 terlihat bahwa hasil perhitungan Rd pada kondisi aktual melebihi nilai hasil hitungan pada design. Hal ini menunjukkan bahwa pada *heat exchanger* (HE) no 3 di PPSDM Migas terdapat endapan atau pengotor yang dapat mempengaruhi kinerja dari HE – 3 itu sendiri.

Faktor kedua yang menjadi pertimbangan dalam mengevaluasi kinerja HE adalah besarnya *pressure drop* ( $\Delta P$ ). seperti yang diketahui, batas *pressure drop* untuk fluida adalah 10 Psi. Sedangkan pada hasil perhitungan aktual nilai *pressure drop* ini jauh di bawah ketentuan tersebut, dan juga jauh di bawah hasil perhitungan pada design.

Nilai efisiensi HE – 3 pada kondisi aktual bernilai 81,9%. Nilai efisiensi ini tergolong tinggi sehingga mesin atau alat dengan nilai aktual efisiensi dalam rentang tersebut dapat dikategorikan sebagai mesin atau alat dengan tingkat efisiensi yang baik dan sangat layak untuk digunakan, sesuai dengan penelitian Sihombing, C. (2020) dan Sugiharto, A. (2020).

## KESIMPULAN

Hasil evaluasi pada *heat exchanger* (HE) no 3 di PPSDM Migas Cepu menggunakan metode *fouling factor* dan *pressure drop*, setelah dilakukan perbandingan antara kondisi aktual dan design maka dapat disimpulkan bahwa HE – 3 berada dalam kondisi memiliki banyak pengotor atau endapan. Hal ini diketahui dari besarnya nilai *fouling factor* di kondisi aktual yang lebih besar dibandingkan dengan perhitungannya. Namun, nilai *pressure drop*nya masih berada dalam batasan yang diizinkan yaitu kurang dari 10 psi untuk fluida cair serta di kondisi aktual nilainya masih lebih kecil dibandingkan dengan perhitungannya. sehingga belum membutuhkan pembersihan. Dengan kondisi tersebut, tingkat efisiensi HE – 3 masih tergolong tinggi yaitu 81,9% dan masih sangat layak untuk digunakan dengan performa yang baik. Data hasil pengamatan, perhitungan yang dilakukan, serta asumsi pada beberapa bagian perhitungan merupakan hasil penelitian penulis, sehingga tidak menutup kemungkinan adanya perbedaan hasil analisis jika pengolahan data dilakukan dari sudut pandang atau teori yang lain.

## DAFTAR PUSTAKA

- Arshandi, A. (2012). *Inspeksi Pusdiklat Migas Cepu*. PPT Migas.
- Djoko, I. S. (1988). *Proses Pengolahan Minyak dan Gas Bumi*. PPT Migas.
- Edmister, W. C. (1988). *Applied hydrocarbon thermodynamics: Volume 2*.
- Geankopolis, C. J. (2005). *Transport processes and unit operations*. Prentice-Hall.
- Harmiyanto, L. (2012). Menentukan Suhu Minimal pada Condensor dan Reboiler dengan Menggunakan Kesetimbangan. *Swara Patra : Majalah Ilmiah PPSDM Migas*, 2(2). <http://ejurnal.ppsdmmigas.esdm.go.id/sp/index.php/swarapatra/article/view/74>
- Himmelblau, D. M., & Riggs, J. B. (2012). *Basic principles and calculations in chemical engineering*. FT press.
- Kern, D. Q. (1950). *Process heat transfer* (No. 04; QC320, K4.).
- Muchtar, I. (2014). Stream Trap. *Swara Patra : Majalah Ilmiah PPSDM Migas*, 4(3). <http://ejurnal.ppsdmmigas.esdm.go.id/sp/index.php/swarapatra/article/view/95>
- Najono. (1994). *Pengukuran Temperatur*. PPT Migas.
- Sihombing, C. (2020). Analisa Efisiensi Termal Turbin, Kondensor dan Menara Pendingin pada Pembangkit Listrik Tenaga Panas Bumi. *Swara Patra : Majalah Ilmiah PPSDM Migas*, 10(1), 5–12. <https://doi.org/10.37525/sp/2020-1/220>

Sugiharto, A. (2020). Perhitungan Efisiensi Boiler Dengan Metode Secara Langsung pada Boiler Pipa Api. *Swara Patra : Majalah Ilmiah PPSDM Migas*, 10(2), 51–57. <https://doi.org/10.37525/sp/2020-2/260>

Tim Inspeksi PPT Migas. (1996). *Stationery Refinery Equipment and Testing* . PPT Migas.