



## LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU

### BAB IX

#### URAIAN TUGAS KHUSUS

#### ANALISIS KINERJA *HEAT EXCHANGER*-01 TIPE SHELL AND TUBE DI UNIT KILANG PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU

##### IX.1 Latar Belakang Pemilihan Tugas Khusus *Heat Exchanger*-01

Proses pengolahan minyak melibatkan berbagai alat dan unit operasi untuk proses pengolahan dalam kilang. Alat yang digunakan terdiri dari, tangki minyak mentah dan produk, *furnace*, kolom fraksinasi, *stripper*, *cooler*, *condensor*, dan pompa. Selain itu, dalam proses pengolahan minyak dan gas bumi terdapat salah satu alat yang memiliki peranan penting, yaitu *Heat Exchanger* (HE) yang digunakan sebagai pemanasan awal atau pre-heater minyak mentah. Unit kilang PSDM memiliki 5 buah *Heat Exchanger*, antara lain HE 01, HE 02, HE 03, HE 04, dan HE 05, kemudian minyak mentah dipanaskan lebih lanjut dalam *furnace*. *Heat Exchanger* juga digunakan untuk mendinginkan produk sebelum masuk ke dalam tangki. *Heat exchanger* berperan penting untuk dapat mengurangi beban *furnace* dan menghemat pemakaian bahan bakar. Setiap unit operasi yang digunakan harus dilakukan pengecekan secara berkala untuk mengetahui kekurangan yang terjadi pada alat yang digunakan dan pengambilan keputusan terhadap proses yang terjadi atau alat yang digunakan termasuk alat *Heat Exchanger*, sehingga proses pengolahan pada minyak tetap berjalan sesuai keinginan. Selain itu, alasan dipilihnya alat *heat exchanger*-01 dikarenakan minyak mentah (*crude oil*) sebelum masuk ke *furnace* diproses lebih dahulu di *heat exchanger* jenis satu (HE-01) sehingga penting untuk mengetahui kinerja dari alat HE-01 untuk menentukan apakah alat HE-01 mampu bekerja secara optimal atau tidak. Kinerja HE-01 dapat diketahui dengan parameter evaluasi berdasarkan buku *Process Heat Transfer* oleh Kern.



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

---

## **IX.2 Parameter Evaluasi Kinerja *Heat Exchanger***

Parameter-parameter yang digunakan untuk mengevaluasi kinerja dari *heat exchanger* adalah sebagai berikut:

### **1. Laju Alir Massa**

$$W = V \times \rho$$

Keterangan:

W = Laju alir massa (lb/jam)

V = Laju alir volumetrik (ft<sup>3</sup>/jam)

$\rho$  = Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

### **2. Suhu Rata-rata Solar dan *Crude Oil***

$$T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

Keterangan:

T<sub>1</sub> = Suhu masuk

T<sub>2</sub> = Suhu keluar

### **3. Nilai Cp**

Dilakukan dengan menggunakan referensi Fig.4 dari buku *Process Heat Transfer* oleh Donal Q. Kern.

### **4. *Duty* (Q)**

*Duty* merupakan besarnya energi atau panas yang ditransfer per waktu. *Duty* dapat dihitung baik pada fluida dingin atau fluida panas. Apabila *duty* pada saat operasional lebih kecil dibandingkan dengan *duty* pada kondisi desain, kemungkinan terjadi *heat losses*, *fouling*, dalam tube, penurunan laju alir (fluida panas atau dingin), dan lain-lain. *Duty* dapat meningkat seiring bertambahnya kapasitas. Untuk menghitung kerja alat penukar panas, pada dasarnya menggunakan persamaan berikut:

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

Keterangan:

Q = Jumlah panass yang dipindahkan (Btu/hr)

W = Laju alir (Lb/hr)



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$C_p$  = *Specific heat fluida* (Btu/lb°F)

$\Delta T$  = Perbedaan temperatur yang masuk dan keluar (°F)

**1. Log Mean Temperature Difference (LMTD)**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_h - \Delta t_c}{\ln \frac{\Delta t_h}{\Delta t_c}}$$

Keterangan:

$\Delta t_h$  = Beda temperatur tinggi (°F)

$\Delta t_c$  = Beda temperatur rendah (°F)

**2. Faktor Kontroling Fluida dan Friksi Kalor (fc)**

$$\Delta t_c = T_1 - t_1$$

$$\Delta t_h = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_h = T_1 - T_2$$

Berdasarkan data tersebut, dapat diketahui nilai  $K_e$  dan  $f_e$  dengan menggunakan grafik Fig. 17 dari buku *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern halaman 827.

**5. Suhu**

a. Residu

$$T_c = T_2 + (f_c \times (T_1 - T_2))$$

b. Crude Oil

$$t_c = t_1 + (f_c \times (t_2 - t_1))$$

Dilakukan perhitungan dengan menggunakan referensi buku *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern Halaman 96.

**6. Luas penampang *shell* (as) dan Diameter Ekuivalen (De)**

$$a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{P_t \times 144} ft^2$$

Nilai  $D_e$  kemudian diperoleh dari grafik Fig.28 dari buku *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern halaman 838.

**7. Luas penampang aliran dinding *tube***

$$a_t = \frac{N_t \times a' t}{144 \times n} ft^2$$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

Nilai  $a't$  diperoleh dari Tabel.10 buku *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern halaman 843

**8. Kecepatan Massa**

**a. Kecepatan Massa di *shell* ( $G_s$ )**

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

**b. Kecepatan Massa di tube ( $G_t$ )**

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

Dilakukan perhitungan menggunakan referensi buku *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern halaman 483

**9. Bilangan Reynold**

**a. Bilangan Reynold Fluida sisi *shell* ( $Re_s$ )**

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

**b. Bilangan Reynold Fluida sisi tube ( $Re_c$ )**

$$Re_c = \frac{De \times G_t}{\mu}$$

Viskositas ( $\mu$ ) fluida diperoleh dari Fig. 14 buku *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern halaman 822-823.

**10. Koefisien perpindahan panas lapisan film pada bagian luar *shell* ( $\frac{h_o}{\phi}$ ) dan pada bagian *tube* ( $\frac{h_{io}}{\phi}$ )**

**a. Koefisien perpindahan panas lapisan film pada bagian luar *shell* ( $\frac{h_o}{\phi}$ )**

$$\frac{h_o}{\phi} = jH \times \frac{k}{De} \times \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

**b. Koefisien perpindahan panas lapisan film pada bagian luar *shell* ( $\frac{h_{io}}{\phi}$ )**

$$\frac{h_{io}}{\phi} = jH \times \frac{k}{De} \times \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Keterangan:



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$jH$  = Faktor perpindahan panas kaloric

$k$  = Konduktivitas pada temperatur kaloric, btu/hr. ft (Fig.1 Kern)

$C_p$  = *Specific heat* pada temperatur kaloric, btu/hr. ft°F (Fig.4 Kern)

$h_o$  = Koefisien perpindahan panas konveksi *outside* (btu/hari.ft. F)

$h_{io}$  = Koefisien perpindahan panas konveksi *inside* (btu/hari/ft<sup>2</sup>. F)

$\phi_s$  = Viskositas rasio fluida dalam *shell*

$\phi_t$  = Viskositas rasio fluida dalam *tube*

Jika  $jH$ ,  $k$ , dan  $C_p$  secara berturut-turut diperoleh dari Fig.28 halaman 838, Fig.1 halaman 803, dan Fig.4 halaman 806 buku *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern dan rumus di halaman 843.

**11. Suhu dinding luar *tube* ( $T_w$ )**

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

Dilakukan perhitungan menggunakan referensi buku *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern halaman 98.

**12. Koefisien transfer panas bagian *shell* ( $h_o$ ) dan *tube* ( $h_{io}$ )**

**a. Bagian *shell* ( $h_o$ )**

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

**b. Bagian *tube* ( $h_{io}$ )**

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_s}$$

$$\phi_t = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Nilai  $\mu_w$  diperoleh dari Fig. viskositas dan Fig.14 *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern halaman 822-823.

**13.  $U_c$  (*Clean Overall Coefficient*)**

*Clean Overall Coefficient* merupakan koefisien panas menyeluruh pada awal *heat exchanger* yang dipakai (masih bersih), biasanya ditentukan oleh



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

besarnya tahanan konveksi  $h_o$  dan  $h_{io}$ , sedangkan tahanan konduksi diabaikan karena sangat kecil bila dibandingkan dengan tahanan konveksi.

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

**14. Koefisien perpindahan panas aktual ( $U_{act}$ )**

Nilai ini merupakan koefisien perpindahan panas pada kondisi alat yang sebenarnya, setelah timbulnya kerak dan perbedaan kondisi operasi dengan design yang ada.

$$U_{act} = \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = Nt \times L \times a''$$

Dilakukan perhitungan menggunakan referensi buku *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern halaman 351

**15. UD (*Design Overall Coefficient*)**

$$U_d = \frac{Q}{Nt \times a'' \times L \times LMTD}$$

*Design Overall Coefficient* merupakan koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah terjadi pengotoran pada *heat exchanger*, besarnya  $U_d$  lebih kecil daripada  $U_c$ .

**16. Heat Balance**

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

Bila panas yang diterima fluida lebih kecil daripada panas yang dilepaskan fluida panas berarti panas yang hilang lebih besar dan ini mengurangi performance suatu *heat exchanger*.

**17. Fouling Factor ( $R_d$ )**

*Fouling factor* merupakan *resistance* dan *heat exchanger* yang dimaksudkan untuk mereduksi korosifitas akibat dari interaksi antara fluida dengan dinding pipa *heat exchanger*, tetapi setelah digunakan beberapa lama  $R_d$  akan mengalami akumulasi (deposited), hal ini tidak baik untuk *heat exchanger* karena  $R_d$  yang besar akan menghambat laju perpindahan panas antara fluida panas dan fluida dingin. Jika *fouling* tidak dapat dicegah, dibutuhkan



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

pembersihan secara periodik. Beberapa cara pembersihan yaitu secara kimia contohnya pembersihan endapan karbonat dan klorinasi, secara mekanis contohnya dengan mengikis atau penyikatan dan dengan penyemprotan air dengan kecepatan sangat tinggi. Pembersihan ini membutuhkan waktu yang tidak singkat sehingga terkadang operasi produk harus dihentikan.

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

Bila  $Rd$  (*deposited*) >  $Rd$  (*allowed*) maka *heat exchanger* tersebut perlu dibersihkan.  $Rd$  yang diijinkan sebesar 0,008 hr. ft<sup>2</sup>. °F / BTU

#### 18. Efisiensi

$$\eta = \frac{Q_t}{Q_s} \times 100\%$$

Dilakukan perhitungan menggunakan referensi jurnal oleh (Maulana, Ghifari, 2022) halaman 12.

#### 19. Pressure Drop

Penurunan tekanan baik di *shell* maupun di *tube* tidak boleh melebihi batas *pressure drop* yang diizinkan. Tekanan dalam *heat exchanger*, merupakan *driving force* bagi aliran fluida di *shell* maupun di *tube*, jika *pressure drop* lebih besar dari yang diizinkan maka akan menyebabkan laju alir massa (lb/hr) inlet fluida di *shell* dan di *tube* jauh berbeda dengan laju alir massa outlet masing-masing fluida. Hal ini akan menurunkan *performance* dari *heat exchanger* tersebut. *Pressure drop* pada *shell* dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\Delta P_s = \frac{f \times (Gs)^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times S_g \times \phi_s}$$

*Pressure drop* pada *tube* dapat dirumuskan sebagai berikut:

$$\Delta P_s = \frac{f \times (Gs)^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times S_g \times \phi_s}$$

Keterangan:

$f$  = *fanning friction factor*

$G_s$  = Laju aliran massa per satuan luas dalam *shell*

$N$  = Jumlah pass/laluan *tube*



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

D = Diameter dalam *tube*

Sg = *Specific Gravity*

(Kern, 1950)

Penurunan baik di *shell* maupun di *tube* tidak boleh melebihi batas *pressure drop* yang diizinkan. Tekanan dalam *heat exchanger*, merupakan *driving force* bagi aliran fluida di *shell* maupun di *tube*, jika *pressure drop* lebih besar dari yang diizinkan maka akan menyebabkan laju alir massa inlet fluida. Hal ini akan menurunkan *performance* dari *heat exchanger* tersebut. Dalam menganalisa *performance* dari *heat exchanger* tersebut. Dalam menganalisa *performance shell and tube heat exchanger* diasumsikan:

- 1) Terdapat *heating surface* yang sama pada setiap pass
- 2) *Overall coefficient heat transfer* ( $U_c$ ) adalah konstan
- 3) Laju alir massa fluida di *shell* dan di *tube* adalah konstan
- 4) *Specific heat* dari masing-masing fluida adalah konstan
- 5) Tidak ada perubahan fasa penguapan pada setiap bagian dari *heat exchanger*
- 6) *Heat loss* diabaikan

(Pane, 2014)

### **IX.3 Dimensi Unit HE-1 PPSDM Migas Cepu**

|                 |                                                              |
|-----------------|--------------------------------------------------------------|
| Nomor Seri      | : HE-001                                                     |
| Tahun Pembuatan | : 2009                                                       |
| Kode Desain     | : ASME SECT VIII-DIV 1, 2007 ED TEMA CLASS<br>"R" - TYPE BES |
| Pembuat         | : PT. Sentra Mekanindo TM                                    |
| Client          | : PT Gaspro Wahyu Widada                                     |
| Pemilik         | : PUSDIKLAT MIGAS-CEPU                                       |



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

**Tabel IX. 1** Data Dimensi *Heat Exchanger*-01

| <b>Uraian</b>              | <b>Satuan</b>          | <b>Shell</b>         | <b>Tube</b>      |
|----------------------------|------------------------|----------------------|------------------|
| Fluida                     |                        | Solar                | <i>Crude Oil</i> |
| <i>Design Pressure</i>     | Kg/cm <sup>2</sup> (G) | 7                    | 7                |
| <i>Design Temperature</i>  | <sup>0</sup> C         | 150                  | 150              |
| <i>Test Pressure</i>       | Kg/cm <sup>2</sup> (G) | 10                   | 10               |
| <i>Corrosion Allowance</i> | Mm                     | 3                    | 3                |
| <i>Radiography</i>         |                        | FULL                 | FULL             |
| PWHT                       |                        | N/A                  | N/A              |
| Material                   |                        | A 516 GR 70          | A 179            |
| <i>Size</i>                |                        | 925 ID x 3215<br>S/S |                  |
| Berat Unit                 | Kg. s                  | Empty                | 5619             |
| Berat bundle               | Kg. s                  | Empty                | 2847             |



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

#### IX.4 Data Spesifikasi Unit HE-1 PPSDM Migas Cepu

Spesifikasi unit HE-1 PPSDM Migas Cepu ditunjukkan pada tabel berikut.

**Tabel IX. 2** Spesifikasi Unit HE-1 PPSDM Migas

| No.                             | Uraian             | Notasi | Satuan         | HE-1      |
|---------------------------------|--------------------|--------|----------------|-----------|
| 1.                              | Rd                 |        |                | 0.005     |
| 2.                              | Kapasitas Maksimum | W      | L/hari         | 600.000   |
| 3.                              | Tmaks operasi      | T      | <sup>0</sup> C | 150       |
| <b>SHELL (Fluida: Solar)</b>    |                    |        |                |           |
| 1.                              | Diameter luar      | Ods    | inci           | 31.614    |
| 2.                              | Diameter dalam     | IDs    | inci           | 30.748    |
| 3.                              | Jumlah baffle      | N      | buah           | 4         |
| 4.                              | Jarak antar baffle | B      | inci           | 23.623    |
| 5.                              | Jumlah passes      | n      |                | 1         |
| 6.                              | Jenis fluida       |        |                | Solar     |
| <b>TUBE (Fluida: Crude Oil)</b> |                    |        |                |           |
| 1.                              | Diameter luar      | Odt    | inci           | 1         |
| 2.                              | Panjang tube       | L      | feed           | 10        |
| 3.                              | Jumlah tube        | Nt     | buah           | 400       |
| 4.                              | BWG                |        |                | 14        |
| 5.                              | Pitch              |        | inci           | 1.25      |
| 6.                              | Jarak antar baffle | Pt     | inci           | 0.25      |
| 7.                              | Jumlah passes      | n      |                | 1         |
| 8.                              | Jenis fluida       |        |                | Crude Oil |



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

#### IX.4 Data Hasil Pengamatan

Data hasil pengamatan unit HE-1 PPSDM Migas diperoleh selama 5 hari yang ditunjukkan pada tabel dibawah ini.

**Tabel IX. 3** Data Hasil Pengamatan Unit HE-1 PPSDM Migas Cepu

| SHELL (Solar)    |                            |                       |                           |                                                  |
|------------------|----------------------------|-----------------------|---------------------------|--------------------------------------------------|
| Tanggal          | Kapasitas/hari<br>(L/hari) | Suhu Masuk<br>T1 (°C) | Suhu<br>Keluar<br>T2 (°C) | Densitas 15°C,<br>$\rho$<br>(Kg/m <sup>3</sup> ) |
| 06/11/2024       | 177.790                    | 65                    | 40                        | 846                                              |
| 07/11/2024       | 132.995                    | 58                    | 40                        | 834,8                                            |
| 08/11/2024       | 190.425                    | 63                    | 42                        | 840.2                                            |
| 13/11/2024       | 167.625                    | 55                    | 38                        | 842,8                                            |
| 14/11/2024       | 164.106                    | 56                    | 40                        | 848                                              |
| Rata-rata        | 166.588.2                  | 59,4                  | 40                        | 842,36                                           |
| TUBE (Crude Oil) |                            |                       |                           |                                                  |
| Tanggal          | Kapasitas/hari<br>(L/hari) | Suhu Masuk<br>T1 (°C) | Suhu<br>Keluar<br>T2 (°C) | Densitas 15°C,<br>$\rho$<br>(Kg/m <sup>3</sup> ) |
| 06/11/2024       | 294.544                    | 33                    | 41                        | 840,1                                            |
| 07/11/2024       | 266.058                    | 30                    | 38                        | 838,7                                            |
| 08/11/2024       | 299.343                    | 35                    | 45                        | 840                                              |
| 13/11/2024       | 336.552                    | 29                    | 36                        | 847,2                                            |
| 14/11/2024       | 351.959                    | 31                    | 39                        | 847                                              |
| Rata-rata        | 309.685,2                  | 31,6                  | 39,8                      | 842.6                                            |



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

### IX.5 Hasil Konversi Data Lapangan

Data densitas yang didapatkan dari tabel IV.3 diubah ke dalam bentuk nilai *specific gravity* 60/60°F yang berdasarkan tabel 3 *API Gravity to Specific Gravity and to Density* pada buku *Tables De Messurage Des Products Petroliers*. Berikut merupakan hasil konversi data lapangan.

**Tabel IX. 4 Hasil Konversi Data Lapangan**

| Fluida Panas (Solar)      |                      |                  |                   |                  |
|---------------------------|----------------------|------------------|-------------------|------------------|
| T1 rata-rata<br>(°F)      | T2 rata-rata<br>(°F) | SG 60/60<br>(°F) | API Gravity<br>°F | Densitas<br>15°C |
| 138,92                    | 104                  | 0,84505          | 35,946            | 0,8424           |
| Fluida Dingin (Crude Oil) |                      |                  |                   |                  |
| T1 rata-rata<br>(°F)      | T2 rata-rata<br>(°F) | SG 60/60<br>(°F) | API Gravity<br>°F | Densitas<br>15°C |
| 88,88                     | 103,64               | 0,8433           | 36,293            | 0,8426           |

### IX.6 Pengolahan Data

#### 1. Laju Alir (W)

##### a. Laju Alir di Shell (Ws)

$$\begin{aligned}\rho_{\text{solar}} &= 842,36 \text{ kg/m}^3 \\ &= 52,946 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas solar} &= 166588,2 \text{ L/hari} \\ &= 249,882 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$W_s = V_{\text{solar}} \times \rho_s$$

(Equation 3.5, page 30-31, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$\begin{aligned}W_s &= 249,882 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 52,946 \text{ lb/ft}^3 \\ W_s &= 13.228,93 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

##### b. Laju Alir Tube (Wt)

$$\begin{aligned}\rho_{\text{crude oil}} &= 842,6 \text{ kg/m}^3 \\ &= 52,604 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas crude oil} &= 309.691,2 \text{ L/hari} \\ &= 464,537 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$W_t = V_{\text{crude oil}} \times \rho_s$$

(Equation 3.5, page 30-31, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$W_t = 464,537 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 52,604 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_t = 24.436,27 \text{ lb/jam}$$

## 2. Suhu rata-rata dan *Spesific Heat* (Cp)

### a. Suhu rata-rata dan *Spesific Heat* (Cp) solar

$$T_{\text{av}} = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

(Equation page 113, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$T_{\text{av}} = \frac{138,92 + 104}{2}$$

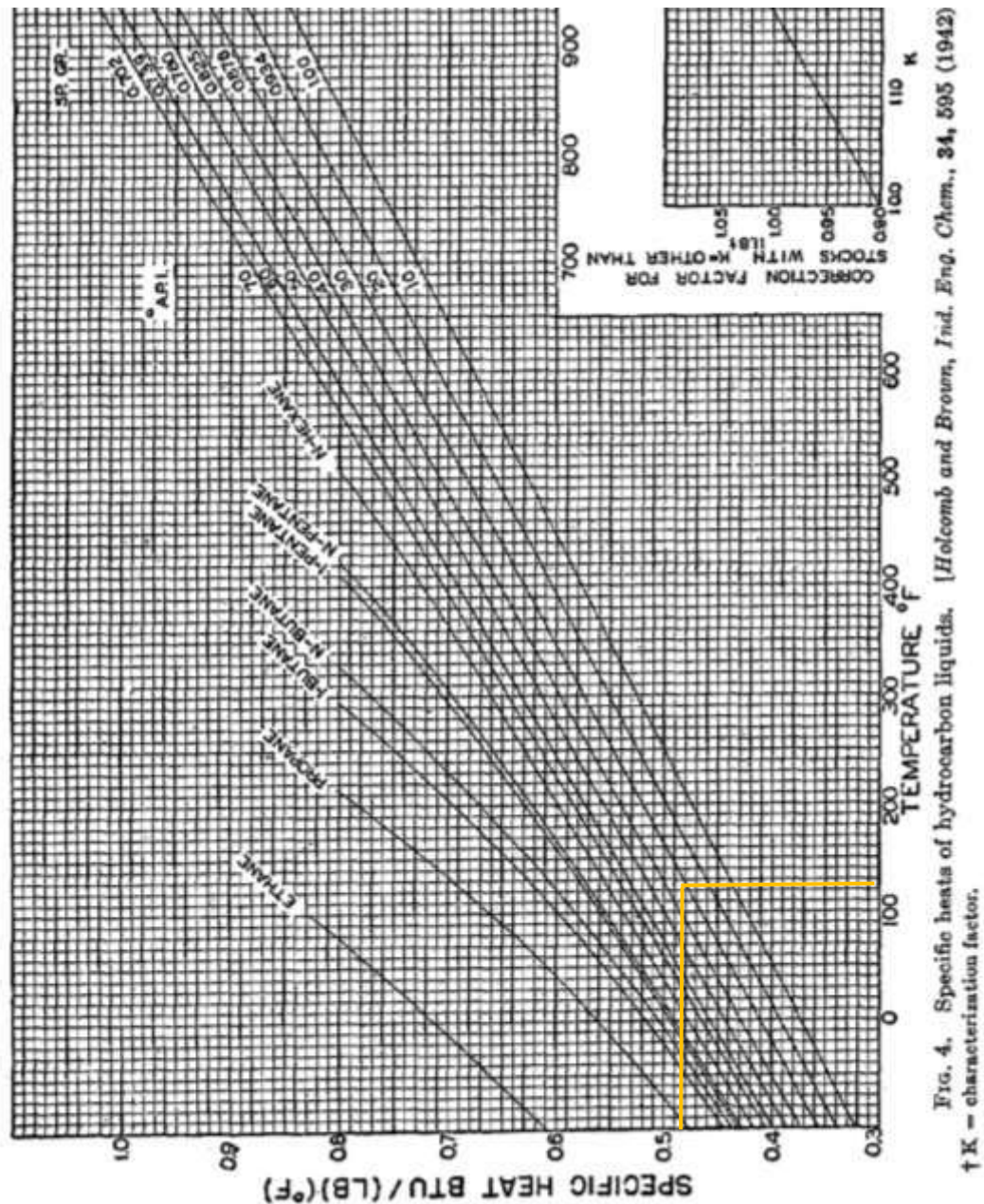
$$T_{\text{av}} = 121,46^\circ\text{F}$$

$$^\circ\text{API} = \left( \frac{141,5}{\text{SG } 60/60^\circ\text{F}} \right) - 131,5$$

(Equation 1.4, page 4, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$^\circ\text{API} = \left( \frac{141,5}{0,84505} \right) - 131,5$$

$$^\circ\text{API} = 35,94$$



**Gambar IX. 1** *Specific Heats of Hydrocarbon Liquids*

(Figure 4, page 806, “Process Heat Transfer” D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Berdasarkan figure 4 *Specific heats of hydrocarbon liquids* pada buku D. Q. Kern didapatkan nilai **Cp sebesar 0,4825 BTU/lb°F**.



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

---

b. Suhu rata-rata dan Spesific Heat (Cp) crude oil

$$T_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

*(Equation page 113, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)*

$$T_{av} = \frac{88,88 + 103,64}{2}$$

$$T_{av} = 96,26^{\circ}\text{F}$$

$$^{\circ}\text{API} = \left( \frac{141,5}{\text{SG}_{60/60}^{\circ}\text{F}} \right) - 131,5$$

*(Equation 1.4, page 4, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)*

$$^{\circ}\text{API} = \left( \frac{141,5}{0,8433} \right) - 131,5$$

$$^{\circ}\text{API} = 36,293^{\circ}\text{F}$$

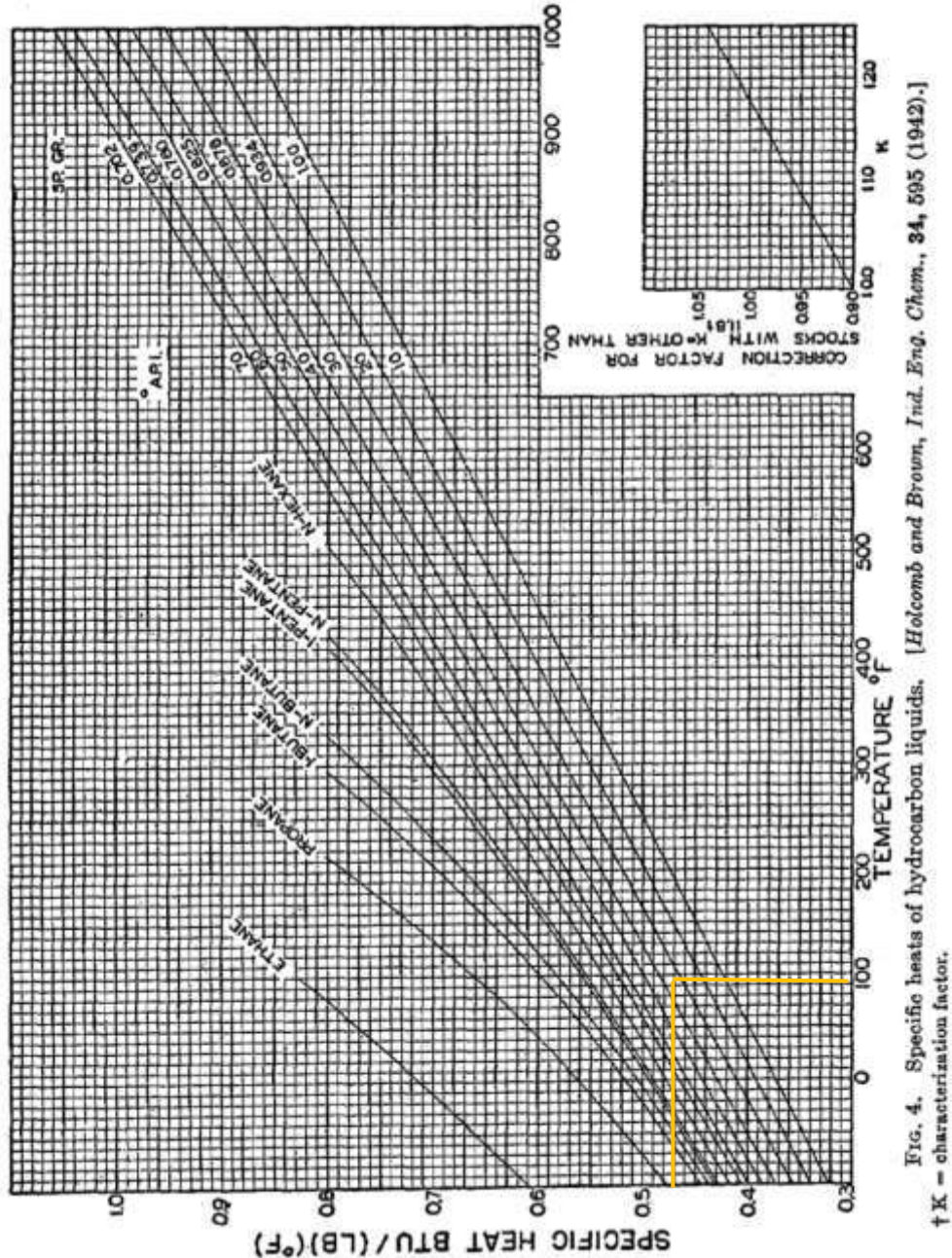


Fig. 4. Specific heats of hydrocarbon liquids. [Holcomb and Brown, *Ind. Eng. Chem.*, 34, 595 (1942).]  
† K = characterization factor.

Gambar IX. 2 Specific Heats of Hydrocarbon Liquids

(Figure 4, page 806, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Berdasarkan figure 4. Spesific heats of hydrocarbon liquids pada buku D. Q. Kern didapatkan nilai **Cp sebesar 0,47 BTU/lb°F**.



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

### 3. Panas yang Dibutuhkan

- a. Panas yang dibutuhkan solar

$$Q_s = W_s \times C_p \times (T_1 - T_2)$$

(Equation 7.6, page 140, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$Q_s = 13.228,93 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times 0,4825 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times (138,92^\circ\text{F} - 104^\circ\text{F})$$

$$Q_s = 222.892,9 \text{ BTU/jam}$$

- b. Panas yang dibutuhkan crude oil

$$Q_t = W_t \times C_p \times (t_2 - t_1)$$

(Equation 7.6, page 140, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$Q_t = 24.436,27 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \times 0,47 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times (88,88^\circ\text{F} - 103,64^\circ\text{F})$$

$$Q_t = 169.519,29 \text{ BTU/jam}$$

### 4. Neraca Panas

$$Q = Q_s - Q_t$$

(Equation 2.6, page 10, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$Q = 222.892,9 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}} - 169.519,29 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}$$

$$Q = 53.373,61 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}$$

$$\text{Losses} = \frac{Q}{Q_s} \times 100\%$$

$$\text{Losses} = \frac{53.373,61 \text{ BTU/jam}}{222.892,9 \text{ BTU/jam}} \times 100\%$$

$$\text{Losses} = 23,94\%$$

### 5. Menghitung $\Delta T_{LMTD}$

Dikarenakan Heat Exchanger 1 menggunakan system counter current, maka:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

---

(Equation 5.14, page 89, “Process Heat Transfer” D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(104^{\circ}\text{F} - 88,88^{\circ}\text{F}) - (138,92^{\circ}\text{F} - 103,64^{\circ}\text{F})}{\ln \frac{(104^{\circ}\text{F} - 88,88^{\circ}\text{F})}{(138,92^{\circ}\text{F} - 103,64^{\circ}\text{F})}}$$

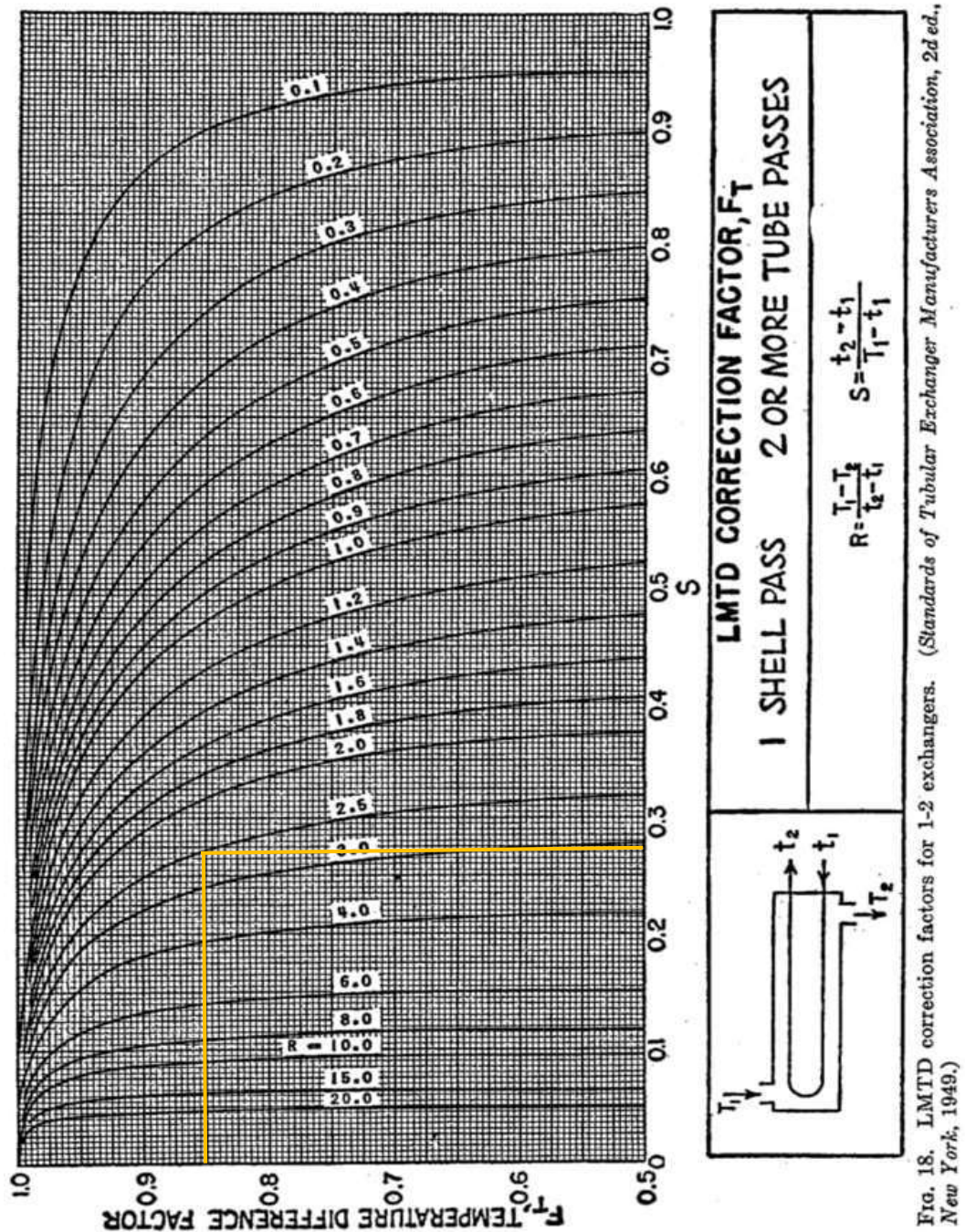
$$\Delta T_{LMTD} = 23,793^{\circ}\text{F}$$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU

828

PROCESS HEAT TRANSFER



Gambar IX. 3 LMTD Correction Factors for 1-2 Exchanger

(Figure 18, page 828, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Berdasarkan Figure 18 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$$R = \frac{(T_2 - T_1)}{(t_2 - t_1)} = \frac{(104^\circ\text{F} - 138,92^\circ\text{F})}{(103,64^\circ\text{F} - 88,88^\circ\text{F})} = 2,366$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = \frac{(103,64^\circ\text{F} - 88,88^\circ\text{F})}{(138,92^\circ\text{F} - 88,88^\circ\text{F})} = 0,295$$

(Equation in Fig.18, page 828, "Process Heat Transfer" Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Diperoleh nilai Ft sebesar 0,85 sehingga,

$$\text{LMTD} = Ft \times \Delta T_{\text{LMTD}} = 0,85 \times 23,793^\circ\text{F} = 20,224^\circ\text{F}$$

(Equation 7.42, page 149, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

### 6. Menentukan *Controlling Fluida*

Berdasarkan Figure 17 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:

$$^{\circ}\text{API}_{\text{solar}} = 35,946^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_h = T_1 - T_2 = 138,92^\circ\text{F} - 104^\circ\text{F} = 34,92^\circ\text{F}$$

Diperoleh nilai Kc = 0,13

### 7. Friksi Kalor (Fc)

Berdasarkan Figure 17 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:

$$\Delta t_c = T_2 - t_1 = 104^\circ\text{F} - 88,88^\circ\text{F} = 15,12^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_h = T_1 - t_2 = 138,92^\circ\text{F} - 103,64^\circ\text{F} = 35,28^\circ\text{F}$$

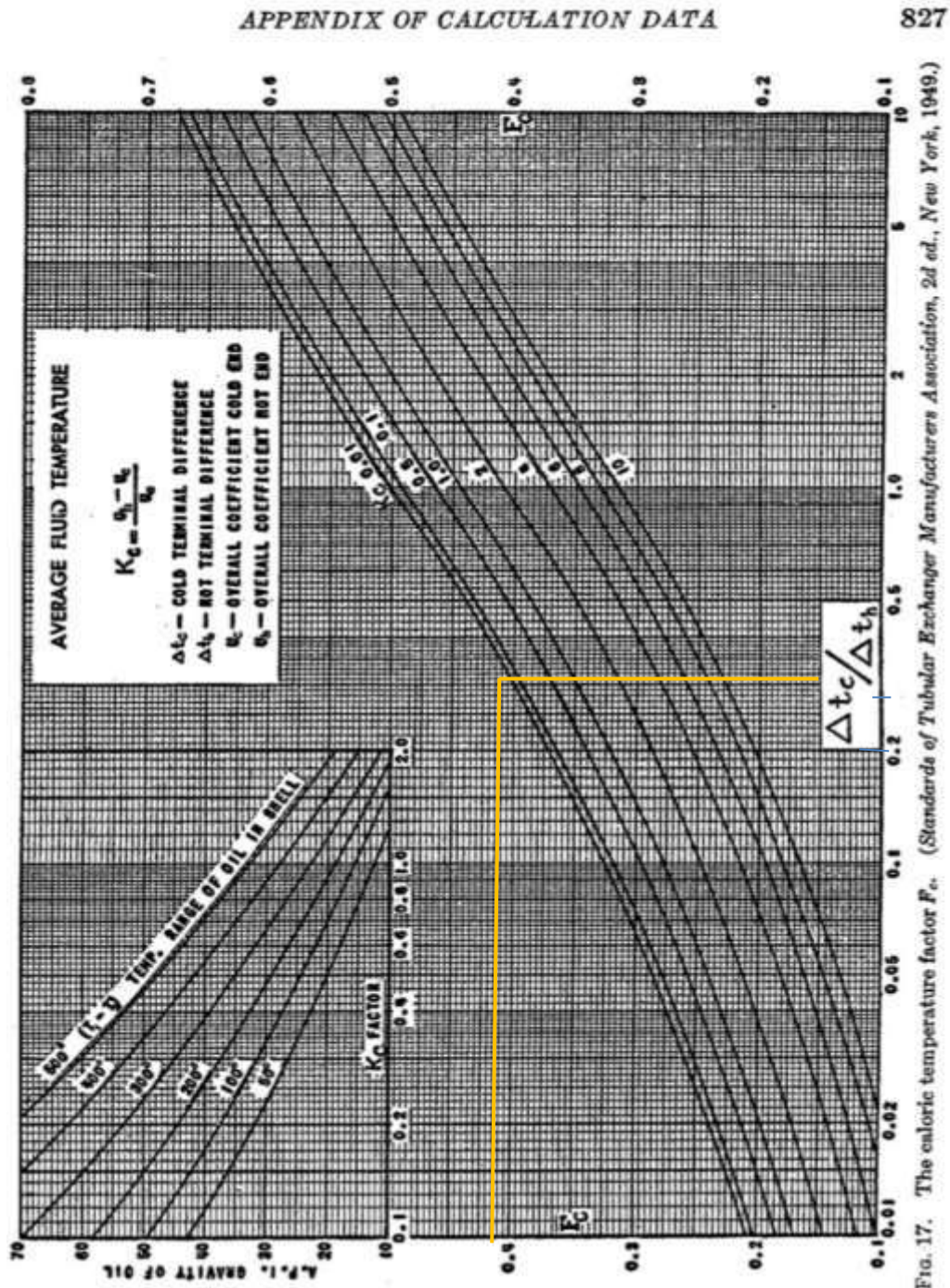
(Equation 5.21, page 95, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{16,2^\circ\text{F}}{34,92^\circ\text{F}} = 0,429^\circ\text{F}$$

Diperoleh nilai Fc sebesar 0,415



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU



Gambar IX. 4 The Caloric Temperature Factor  $F_c$

(Figure 17, page 827, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

---

### 8. Menghitung Suhu Kalor

- a. Suhu Kalor Solar

$$T_c = T_2 + (f_c \times (T_1 - T_2))$$

(Equation 5.28, page 96, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$T_c = 104^\circ\text{F} + (0,415 \times (138,92^\circ\text{F} - 104^\circ\text{F}))$$

$$T_c = 118,492^\circ\text{F}$$

- b. Suhu Kalor Crude Oil

$$t_c = t_1 + (f_c \times (t_2 - t_1))$$

(Equation 5.29, page 96, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$t_c = 88,88^\circ\text{F} + (0,415 \times (103,64^\circ\text{F} - 88,88^\circ\text{F}))$$

$$t_c = 95,005^\circ\text{F}$$

### 9. Luas Penampang dan Diameter

- a. Luas Penampang Shell ( $a_s$ ) dan Diameter Ekuivalen ( $De$ )

$$a_s = \frac{ID_s \times C \times B}{Pt} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

(Equation 7.1, page 138, "Process Heat Transfer" Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$a_s = \frac{30,748 \text{ in} \times 0,25 \text{ in} \times 23,623 \text{ in}}{1,25 \text{ in}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

$$a_s = 1,00883 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan figure 28 Kern pada buku Process Heat Exchanger dengan data:

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$PT \text{ Triangular} = 1,25 \text{ in}$$

Sehingga diperoleh nilai  $De$  yaitu:

$$De = 0,72 \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} = 0,06 \text{ ft}$$

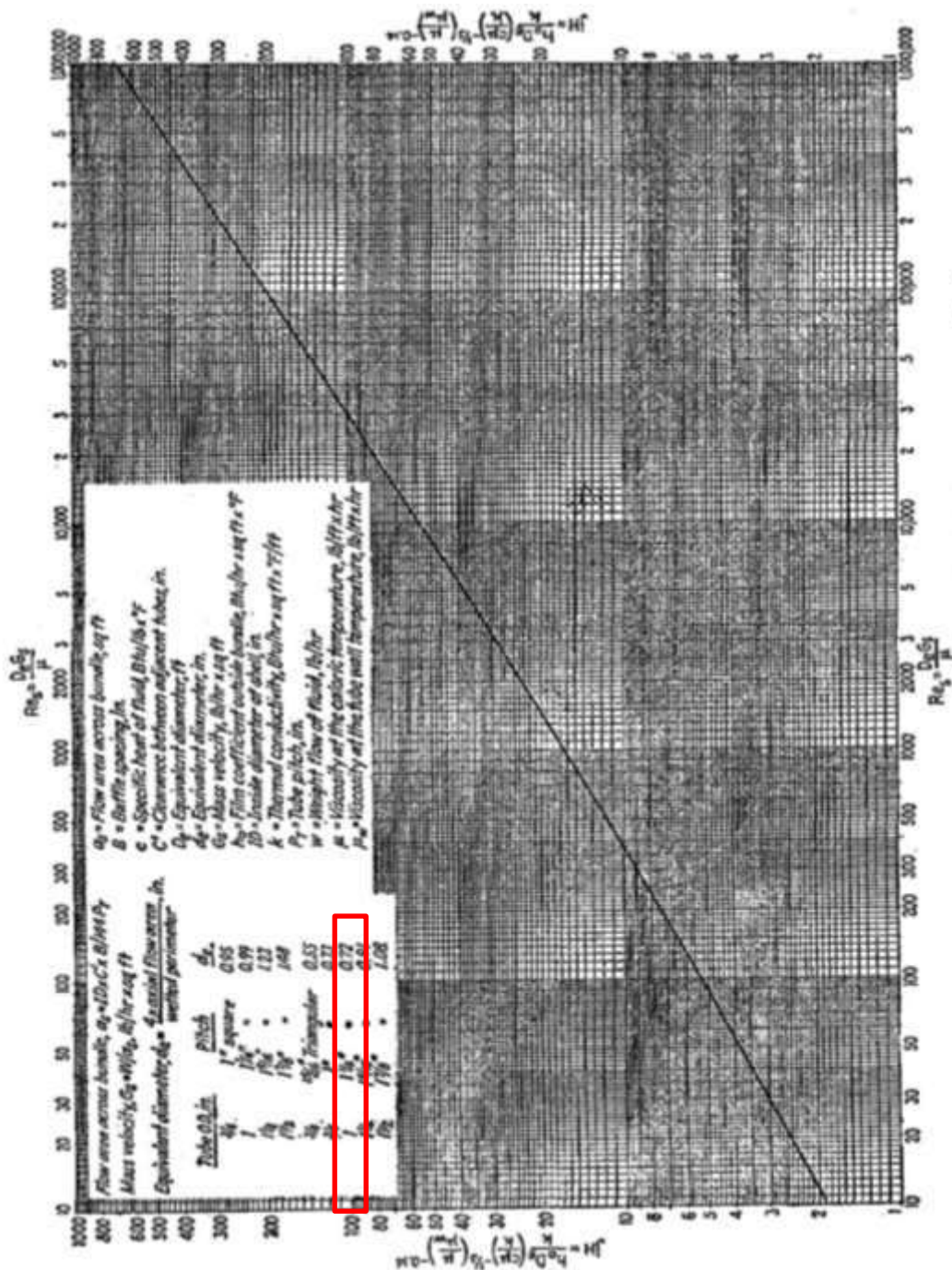


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

**Gambar IX. 5 Shell-Side Heat Transfer Curve for Bundles with 25% Cut Segmental Baffles**

(Figure 28, page 838, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

---

- b. Luas Penampang Aliran Dinding Tube ( $a_t$ ) dan Diameter dalam Tube (IDt)

Berdasarkan Tabel 10 *Kern* pada buku *Process Heat Exchanger* dengan data:

$$OD = 1 \text{ in}$$

$$BWG = 14 \text{ in}$$

Didapatkan hasil nilai *flow area per tube* ( $a't$ ) dan IDt yaitu sebesar:

$$a't = 0,546 \text{ in}^2$$

$$at = \frac{Nt \times a't}{n} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

(Equation 7.48, page 150, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$at = \frac{400 \times 0,546 \text{ in}^2}{1} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{144 \text{ in}^2}$$

$$at = 1,517 \text{ ft}^2$$

$$IDt = 0,834 \text{ in}$$

$$IDt = 0,0695 \text{ ft}$$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

*APPENDIX OF CALCULATION DATA*

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

| Tube<br>OD, in. | BWG | Wall<br>thick-<br>ness, in. | ID, in. | Flow area<br>per tube,<br>in. <sup>2</sup> | Surface per lin ft, ft <sup>2</sup> |        | Weight<br>per lin ft,<br>lb steel |
|-----------------|-----|-----------------------------|---------|--------------------------------------------|-------------------------------------|--------|-----------------------------------|
|                 |     |                             |         |                                            | Outside                             | Inside |                                   |
| $\frac{1}{2}$   | 12  | 0.109                       | 0.282   | 0.0625                                     | 0.1309                              | 0.0748 | 0.493                             |
|                 | 14  | 0.083                       | 0.334   | 0.0876                                     |                                     | 0.0874 | 0.403                             |
|                 | 16  | 0.065                       | 0.370   | 0.1076                                     |                                     | 0.0969 | 0.329                             |
|                 | 18  | 0.049                       | 0.402   | 0.127                                      |                                     | 0.1052 | 0.258                             |
|                 | 20  | 0.035                       | 0.430   | 0.145                                      |                                     | 0.1125 | 0.190                             |
| $\frac{3}{4}$   | 10  | 0.134                       | 0.482   | 0.182                                      | 0.1963                              | 0.1263 | 0.965                             |
|                 | 11  | 0.120                       | 0.510   | 0.204                                      |                                     | 0.1335 | 0.884                             |
|                 | 12  | 0.109                       | 0.532   | 0.223                                      |                                     | 0.1393 | 0.817                             |
|                 | 13  | 0.095                       | 0.560   | 0.247                                      |                                     | 0.1466 | 0.727                             |
|                 | 14  | 0.083                       | 0.584   | 0.268                                      |                                     | 0.1529 | 0.647                             |
|                 | 15  | 0.072                       | 0.606   | 0.289                                      |                                     | 0.1587 | 0.571                             |
|                 | 16  | 0.065                       | 0.620   | 0.302                                      |                                     | 0.1623 | 0.520                             |
|                 | 17  | 0.058                       | 0.634   | 0.314                                      |                                     | 0.1660 | 0.469                             |
|                 | 18  | 0.049                       | 0.652   | 0.334                                      |                                     | 0.1707 | 0.401                             |
| 1               | 8   | 0.165                       | 0.670   | 0.355                                      | 0.2618                              | 0.1754 | 1.61                              |
|                 | 9   | 0.148                       | 0.704   | 0.389                                      |                                     | 0.1843 | 1.47                              |
|                 | 10  | 0.134                       | 0.732   | 0.421                                      |                                     | 0.1916 | 1.36                              |
|                 | 11  | 0.120                       | 0.760   | 0.455                                      |                                     | 0.1990 | 1.23                              |
|                 | 12  | 0.109                       | 0.782   | 0.479                                      |                                     | 0.2048 | 1.14                              |
|                 | 13  | 0.095                       | 0.810   | 0.515                                      |                                     | 0.2121 | 1.00                              |
|                 | 14  | 0.083                       | 0.834   | 0.546                                      |                                     | 0.2183 | 0.890                             |
|                 | 15  | 0.072                       | 0.856   | 0.576                                      |                                     | 0.2241 | 0.781                             |
|                 | 16  | 0.065                       | 0.870   | 0.594                                      |                                     | 0.2277 | 0.710                             |
| 1 $\frac{1}{4}$ | 17  | 0.058                       | 0.884   | 0.613                                      | 0.3271                              | 0.2314 | 0.639                             |
|                 | 18  | 0.049                       | 0.902   | 0.639                                      |                                     | 0.2361 | 0.545                             |
|                 | 8   | 0.165                       | 0.920   | 0.665                                      |                                     | 0.2409 | 2.09                              |
|                 | 9   | 0.148                       | 0.954   | 0.714                                      |                                     | 0.2498 | 1.91                              |
|                 | 10  | 0.134                       | 0.982   | 0.757                                      |                                     | 0.2572 | 1.75                              |
|                 | 11  | 0.120                       | 1.01    | 0.800                                      |                                     | 0.2644 | 1.58                              |
|                 | 12  | 0.109                       | 1.03    | 0.836                                      |                                     | 0.2701 | 1.45                              |
|                 | 13  | 0.095                       | 1.06    | 0.884                                      |                                     | 0.2775 | 1.28                              |
|                 | 14  | 0.083                       | 1.08    | 0.923                                      |                                     | 0.2839 | 1.13                              |
| 1 $\frac{1}{2}$ | 15  | 0.072                       | 1.11    | 0.960                                      | 0.3925                              | 0.2896 | 0.991                             |
|                 | 16  | 0.065                       | 1.12    | 0.985                                      |                                     | 0.2932 | 0.900                             |
|                 | 17  | 0.058                       | 1.13    | 1.01                                       |                                     | 0.2969 | 0.808                             |
|                 | 18  | 0.049                       | 1.15    | 1.04                                       |                                     | 0.3015 | 0.688                             |
|                 | 8   | 0.165                       | 1.17    | 1.075                                      |                                     | 0.3063 | 2.57                              |
|                 | 9   | 0.148                       | 1.20    | 1.14                                       |                                     | 0.3152 | 2.34                              |
|                 | 10  | 0.134                       | 1.23    | 1.19                                       |                                     | 0.3225 | 2.14                              |
|                 | 11  | 0.120                       | 1.26    | 1.25                                       |                                     | 0.3299 | 1.98                              |
|                 | 12  | 0.109                       | 1.28    | 1.29                                       |                                     | 0.3356 | 1.77                              |
| 1 $\frac{3}{4}$ | 13  | 0.095                       | 1.31    | 1.35                                       | 0.3925                              | 0.3430 | 1.56                              |
|                 | 14  | 0.083                       | 1.33    | 1.40                                       |                                     | 0.3492 | 1.37                              |
|                 | 15  | 0.072                       | 1.36    | 1.44                                       |                                     | 0.3555 | 1.20                              |
|                 | 16  | 0.065                       | 1.37    | 1.47                                       |                                     | 0.3587 | 1.09                              |
|                 | 17  | 0.058                       | 1.38    | 1.50                                       |                                     | 0.3623 | 0.978                             |
|                 | 18  | 0.049                       | 1.40    | 1.54                                       |                                     | 0.3670 | 0.831                             |
|                 | 8   | 0.165                       | 1.42    | 1.58                                       |                                     | 0.3728 | 2.99                              |
|                 | 9   | 0.148                       | 1.45    | 1.65                                       |                                     | 0.3817 | 2.76                              |
|                 | 10  | 0.134                       | 1.48    | 1.70                                       |                                     | 0.3890 | 2.56                              |

**Gambar IX. 6** Heat Exchanger and Condenser Tube Data

(Table 10, page 843, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

---

## 10. Kecepatan Massa

- a. Kecepatan Massa Solar (Gs)

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

(Equation 7.2, page 138, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$G_s = \frac{13.228,93 \text{ lb/jam}}{1,00883 \text{ ft}^2}$$

$$G_s = 13.113,096 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

- b. Kecepatan Massa Crude Oil (Gt)

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

(Equation 7.2, page 138, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$G_t = \frac{24.436,27 \text{ lb/jam}}{1,517 \text{ ft}^2}$$

$$G_t = 16111,826 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

## 11. Viskositas dan Bilangan Reynold Fluida

- a. Viskositas dan Bilangan Reynold Fluida Solar (Res)

Berdasarkan Tabel *Viscosity of Petroleum* Kern dengan data:

$$T_c = 119,714^\circ\text{F}$$

$$API_{solar} = 35,946^\circ\text{F}$$

$$35^\circ API \rightarrow x = 10,0 \text{ } y = 20,0$$

$$42^\circ API \rightarrow x = 11,6 \text{ } y = 16,0$$

Dilakukan interpolasi untuk mendapatkan nilai x dan y dari 35,946<sup>o</sup>API, diperoleh hasil nilai  $x = 10,217$   $y = 19,457$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

**APPENDIX OF CALCULATION DATA**

VISCOSITIES OF PETROLEUM FRACTIONS  
For temperature ranges employed in the text  
Coordinates to be used with Fig. 14

|                                 | X    | Y    |
|---------------------------------|------|------|
| 76°API natural gasoline.....    | 14.4 | 6.4  |
| 56°API gasoline.....            | 14.0 | 10.5 |
| 42°API kerosene.....            | 11.6 | 16.0 |
| 35°API distillate.....          | 10.0 | 20.0 |
| 34°API mid-continent crude..... | 10.3 | 21.3 |
| 28°API gas oil.....             | 10.0 | 23.6 |

**Gambar IX. 7** *Appendix of Calculate Data Viscosities of Petroleum Fraction*  
(*Appendix of Calculate Data, page 821, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern,*  
*1950 1<sup>st</sup> edition*)

Berdasarkan Gambar IX. 12 (*Figure 14 Kern*) diperoleh nilai viskositas untuk 35,946°API dengan nilai  $x = 10,217$   $y = 19,457$  yaitu sebesar 2,5 cP atau 6,05 lb/ft.jam.



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

*APPENDIX OF CALCULATION DATA*

823

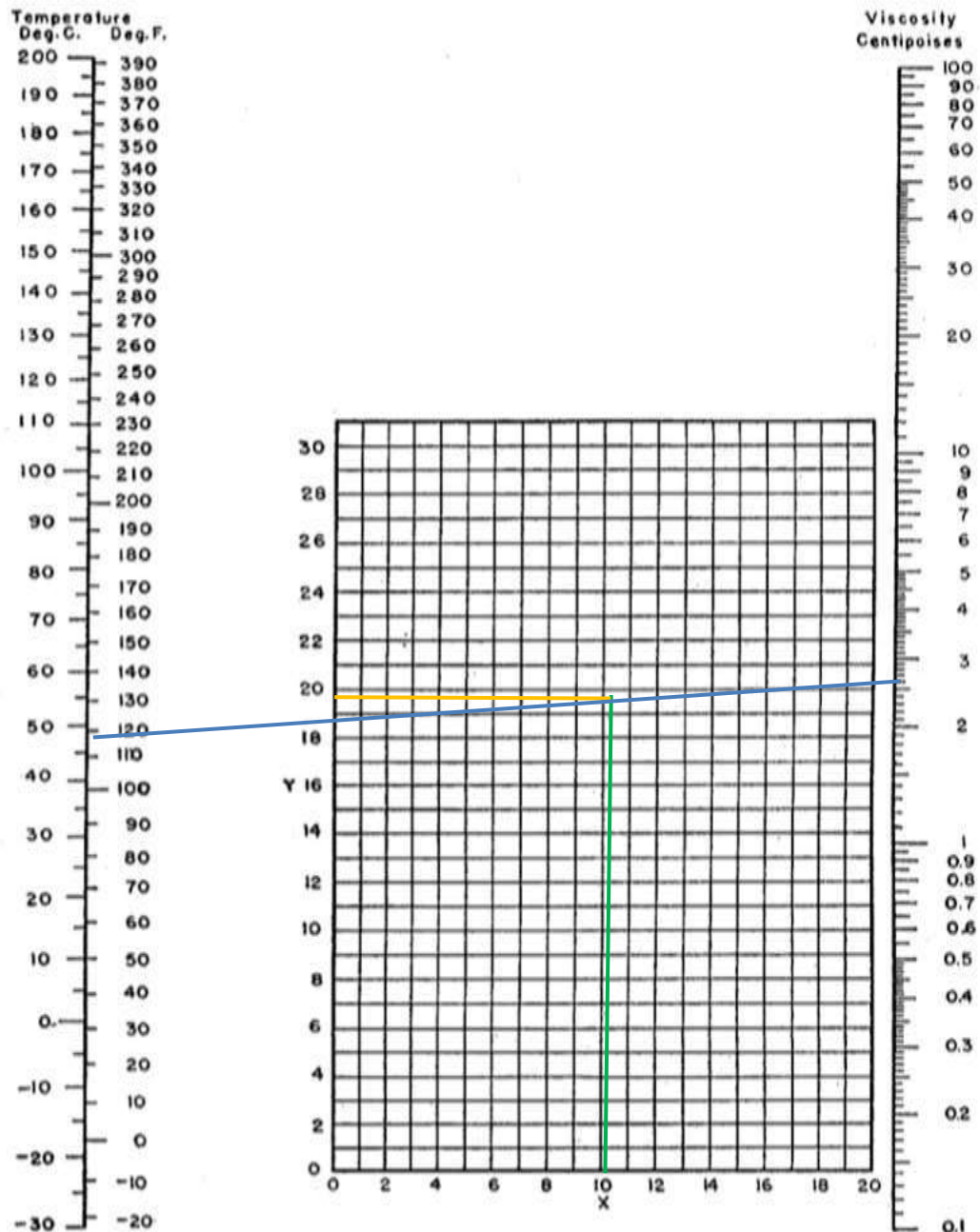


FIG. 14. Viscosities of liquids. (Perry, "Chemical Engineers' Handbook," 3d ed., McGraw Hill Book Company, Inc., New York, 1950.)

**Gambar IX. 8 Viscosities of Liquid**

(Figure 14, page 823, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Bilangan Reynold



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

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

(Equation 7.3, page 138 'example page 152', "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$Re_s = \frac{0,06 \text{ ft} \times 13.113,096 \text{ lb/ft}^2\text{jam}}{6,05 \text{ lb/ftjam}}$$

$$Re_s = 314,714$$

b. Viskositas dan Bilangan Reynold Fluida Crude Oil (Ret)

Berdasarkan Tabel *Viscosity of Petroleum* Kern dengan data:

$$t_c = 95,522^\circ\text{F}$$

$$API_{\text{crude oil}} = 36,293^\circ\text{F}$$

$$35^\circ API \rightarrow x = 10,0 \quad y = 20,0$$

$$42^\circ API \rightarrow x = 11,6 \quad y = 16,0$$

Dilakukan interpolasi untuk mendapatkan nilai x dan y dari 36,293<sup>0</sup>API, diperoleh hasil nilai  $x = 11,136$   $y = 17,16$

Berdasarkan Figure 14 Kern diperoleh nilai viskositas untuk 36,293<sup>0</sup>API dengan nilai  $x = 11,136$   $y = 17,16$  yaitu sebesar 1,8 cP atau 4,356 lb/ftjam



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

*APPENDIX OF CALCULATION DATA*

823

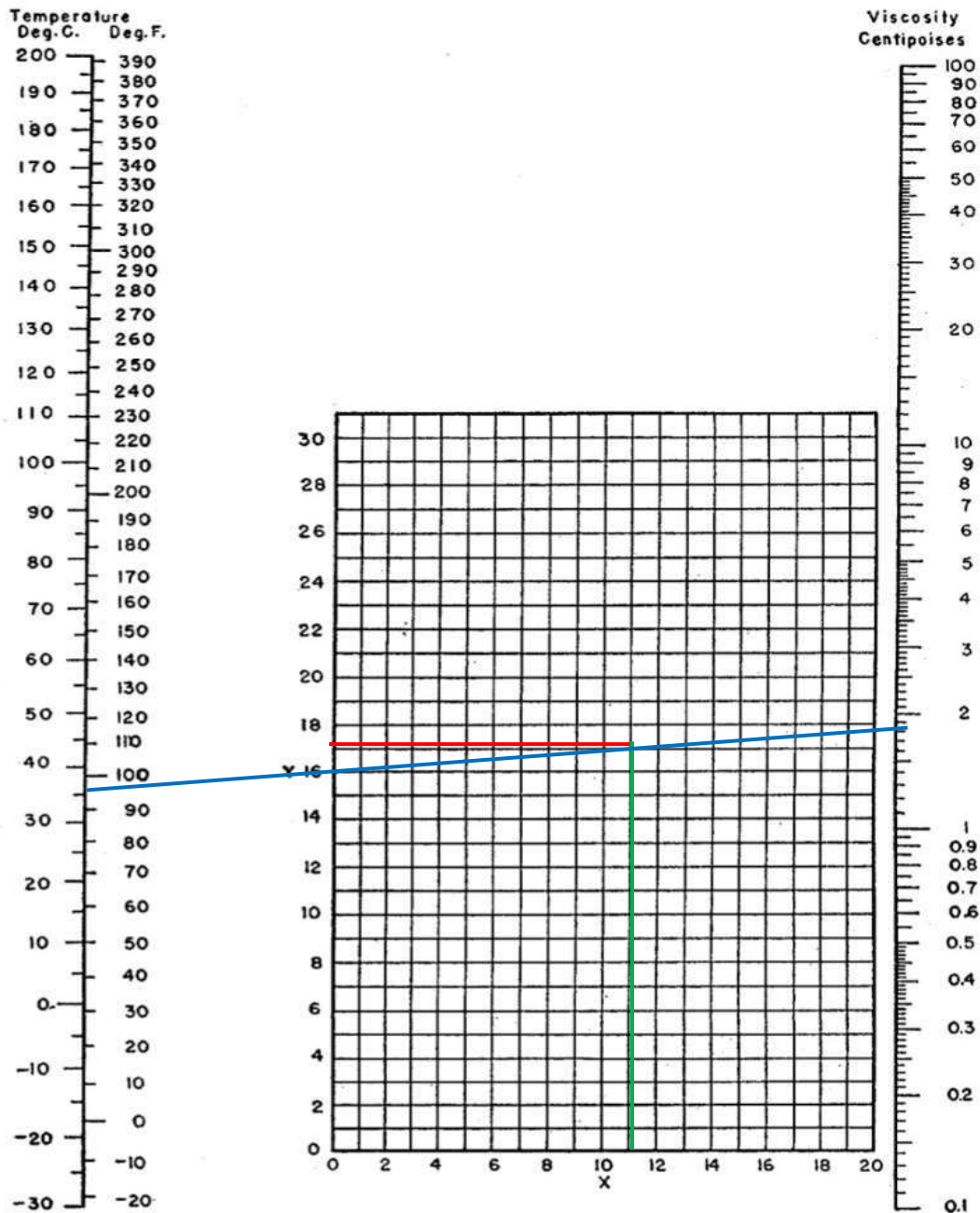


FIG. 14. Viscosities of liquids. (Perry, "Chemical Engineers' Handbook," 3d ed., McGraw Hill Book Company, Inc., New York, 1950.)

**Gambar IX. 9 Viscosities of Liquid**

(Figure 14, page 823, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Bilangan Reynold



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$$Re_t = \frac{IDt \times Gt}{\mu}$$

(Equation 7.3, page 138 'example page 152', "Process Heat Transfer" D. Q.  
Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$Re_t = \frac{0,0695 \text{ ft} \times 16.111,826 \text{ lb/ft}^2\text{jam}}{4,356 \text{ lb/ftjam}}$$

$$Re_t = 622,096$$

## 12. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Lapisan Film

- a. Koefisien Perpindahan Panas Lapisan Film pada Bagian Luar *Shell*  $\left(\frac{h_o}{\Phi_s}\right)$

Berdasarkan Fig. 4 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:

Tc = 118,492°F dan 35,946°API

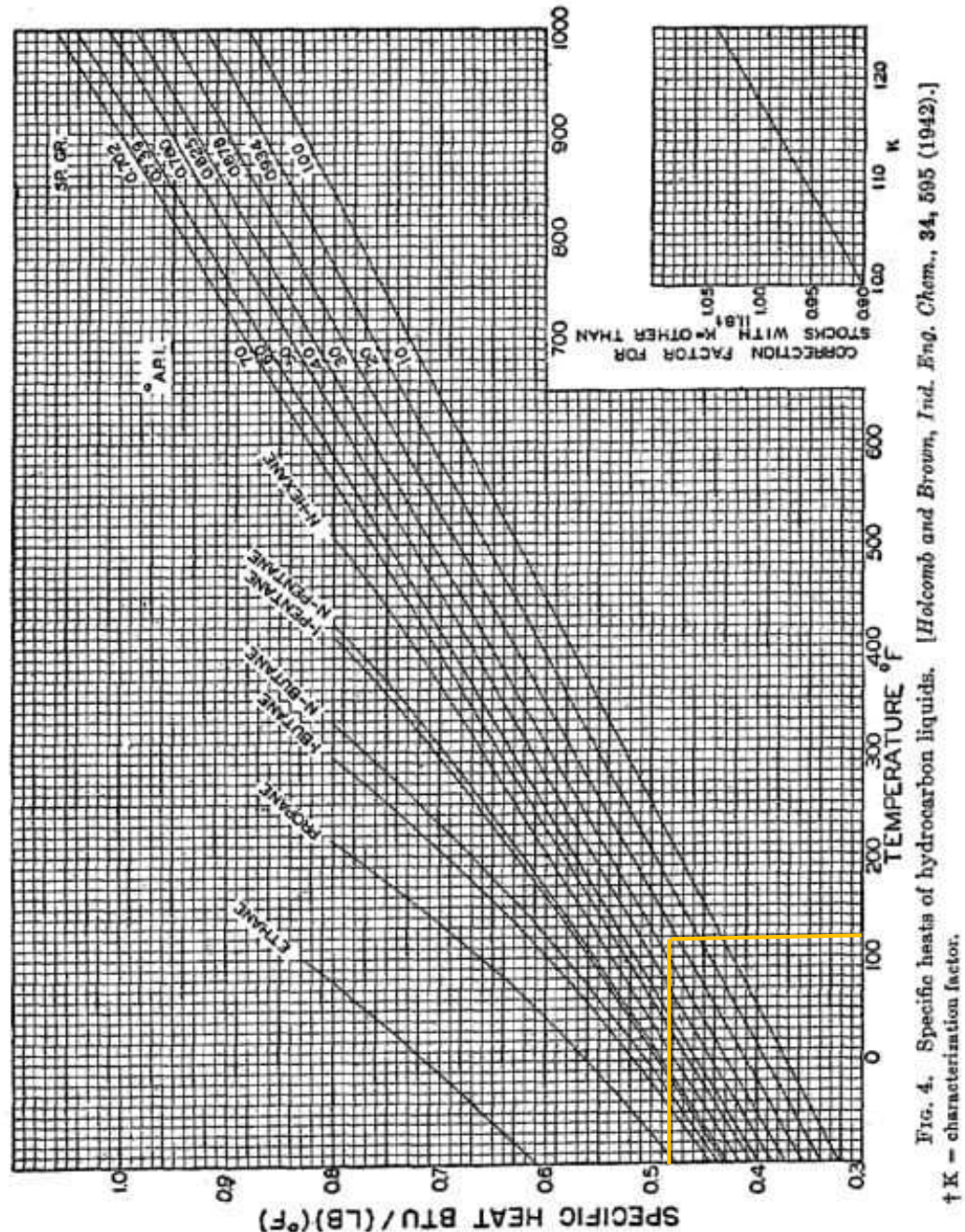
Diperoleh nilai Cp = 0,489 btu/lb°F



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU

806

PROCESS HEAT TRANSFER



Gambar IX. 10 Specific Heats of Hidrocarbon Liquids

(Figure 4, page 806, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Pada Fig. 1 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$T_c = 118,492^\circ\text{F}$  dan  $35,946^\circ\text{API}$

*APPENDIX OF CALCULATION DATA*

803

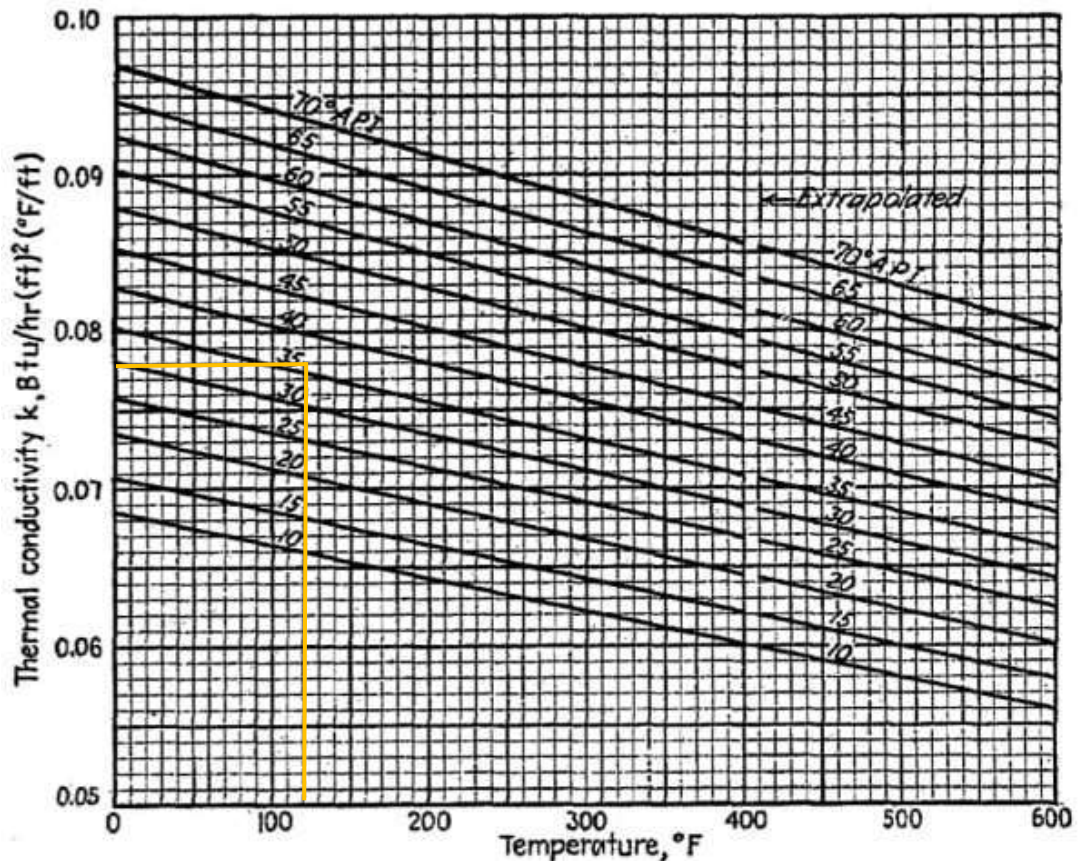


Fig. 1. Thermal conductivities of hydrocarbon liquids. (Adapted from Natl. Bur. Standards Misc. Pub. 97.)

**Gambar IX. 11 Thermal Conductivities of Hydrocarbon Liquids**

(Figure 1, page 803, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Diperoleh dari Gambar IX.16 nilai  $k = 0,078 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam. } (^\circ\text{F/ft})$

Berdasarkan Fig. 28 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:

$$Re_s = 314,714$$

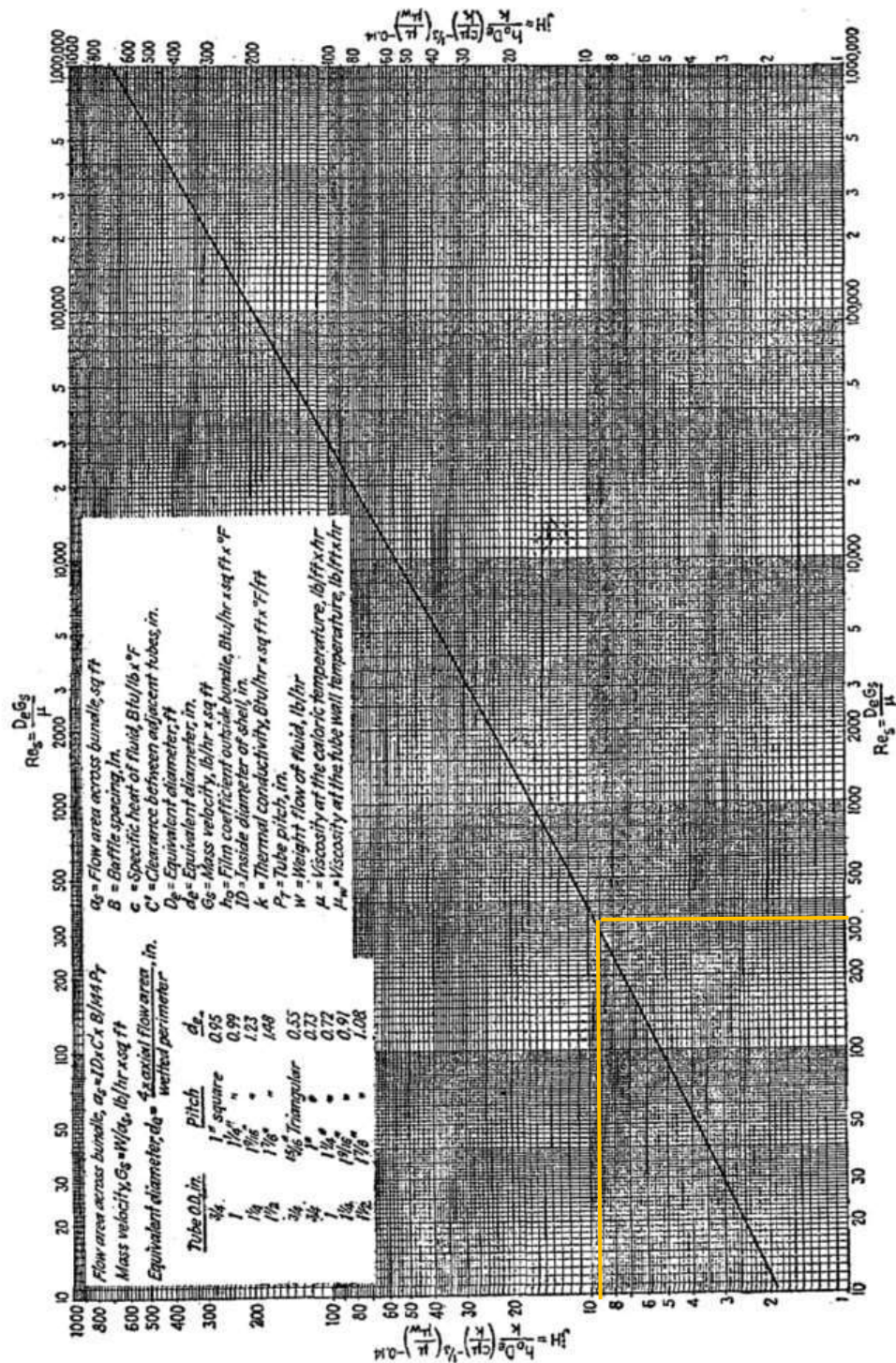


Fig. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

**Gambar IX. 12 Shell-side Heat Transfer Curve**

(Figure 28, page 838, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Diperoleh dari Gambar IX.17 nilai  $j_H = 9,2$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$$\frac{h_0}{\Phi_s} = j_H \frac{k}{De} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

(Equation 6.15b, page 112, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$\frac{h_0}{\Phi_s} = 9,2 \times \frac{0,078 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot (\text{°F/ft})k}{0,06 \text{ ft}} \times \left( \frac{0,489 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot \text{°F}} \times 6,05 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{jam}}}{0,078 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot (\text{°F/ft})} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_0}{\Phi_s} = 40,184 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{°F}$$

b. Koefisien Perpindahan Panas Lapisan Film pada Bagian Luar *Tube*  $\left( \frac{h_i}{\Phi_t} \right)$

Berdasarkan Fig. 4 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:

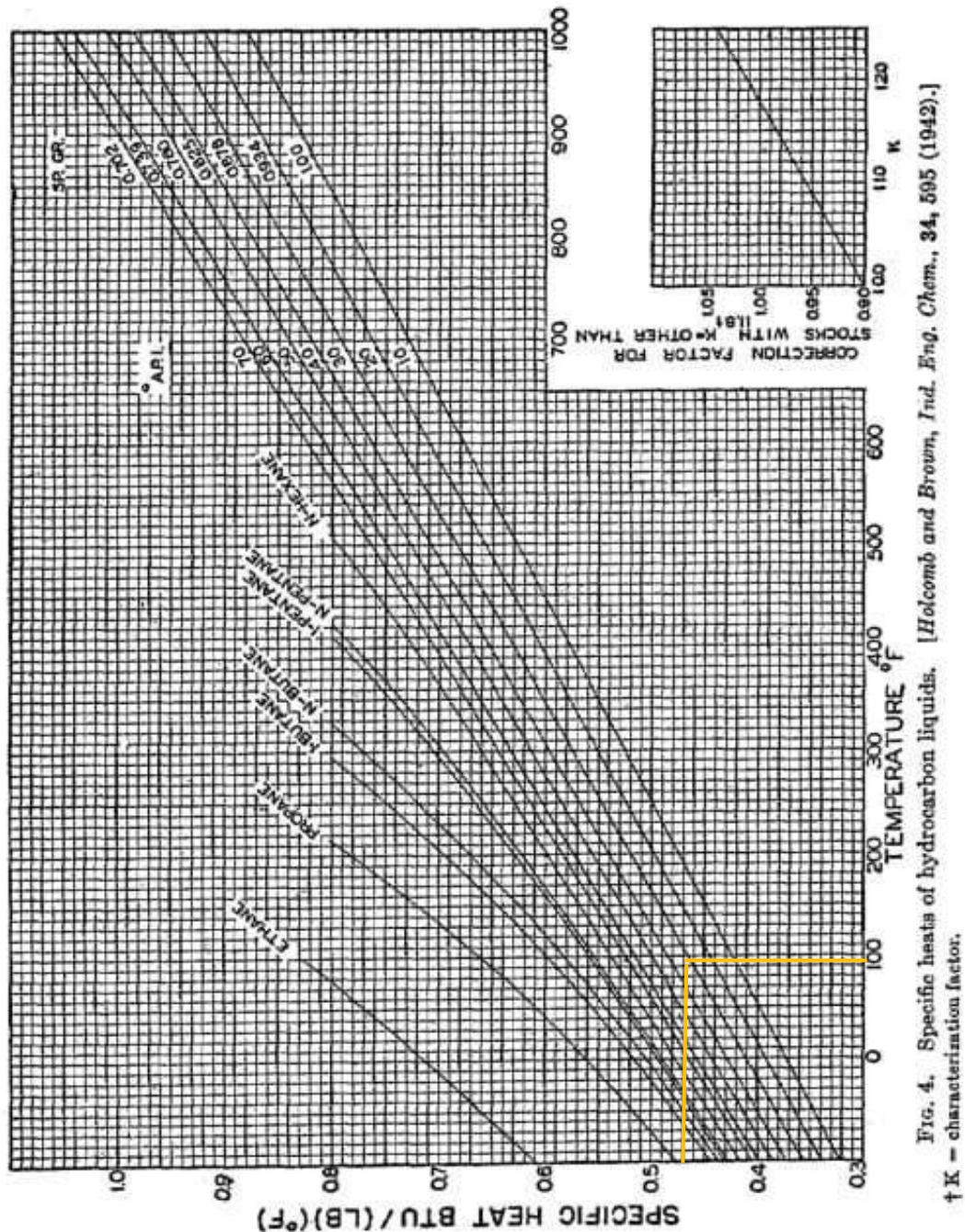
$t_c = 95,005^\circ\text{F}$  dan  $36,293^\circ\text{API}$



LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU

806

PROCESS HEAT TRANSFER



Gambar IX. 13 Specific Heats of Hidrocarbon Liquids

(Figure 4, page 806, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Berdasarkan Gambar IX.18 diatas, diperoleh nilai  $C_p = 0,47 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

Pada Fig. 1 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:

$t_c = 95,005^\circ\text{F}$  dan  $36,293^\circ\text{API}$

**APPENDIX OF CALCULATION DATA**

**803**

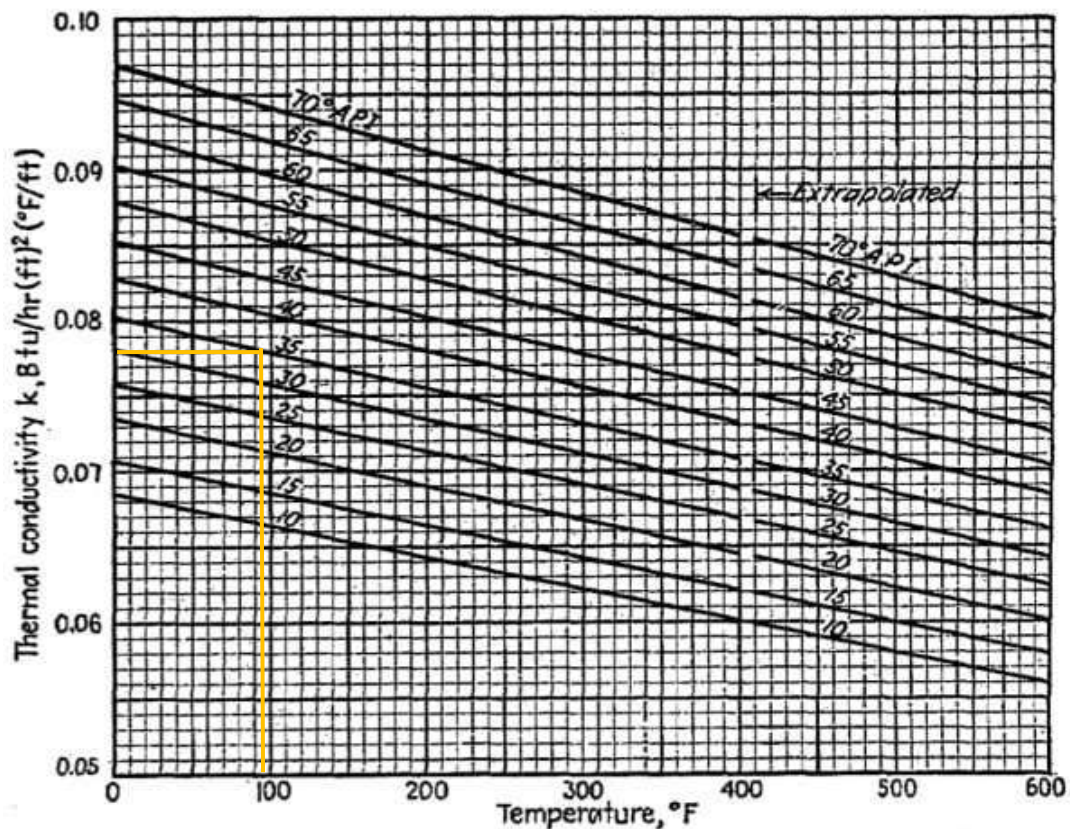


FIG. 1. Thermal conductivities of hydrocarbon liquids. (Adapted from Natl. Bur. Standards Misc. Pub. 97.)

**Gambar IX. 14 Thermal Conductivities of Hydrocarbon Liquids**

(Figure 1, page 803, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Diperoleh dari Gambar IX.19 nilai  $k = 0,078 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam. } (^\circ\text{F/ft})$

Berdasarkan Fig. 24 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:

$$Re_t = 622,275$$

$$\frac{L}{IDt} = \frac{10}{0,0695} = 143,885$$

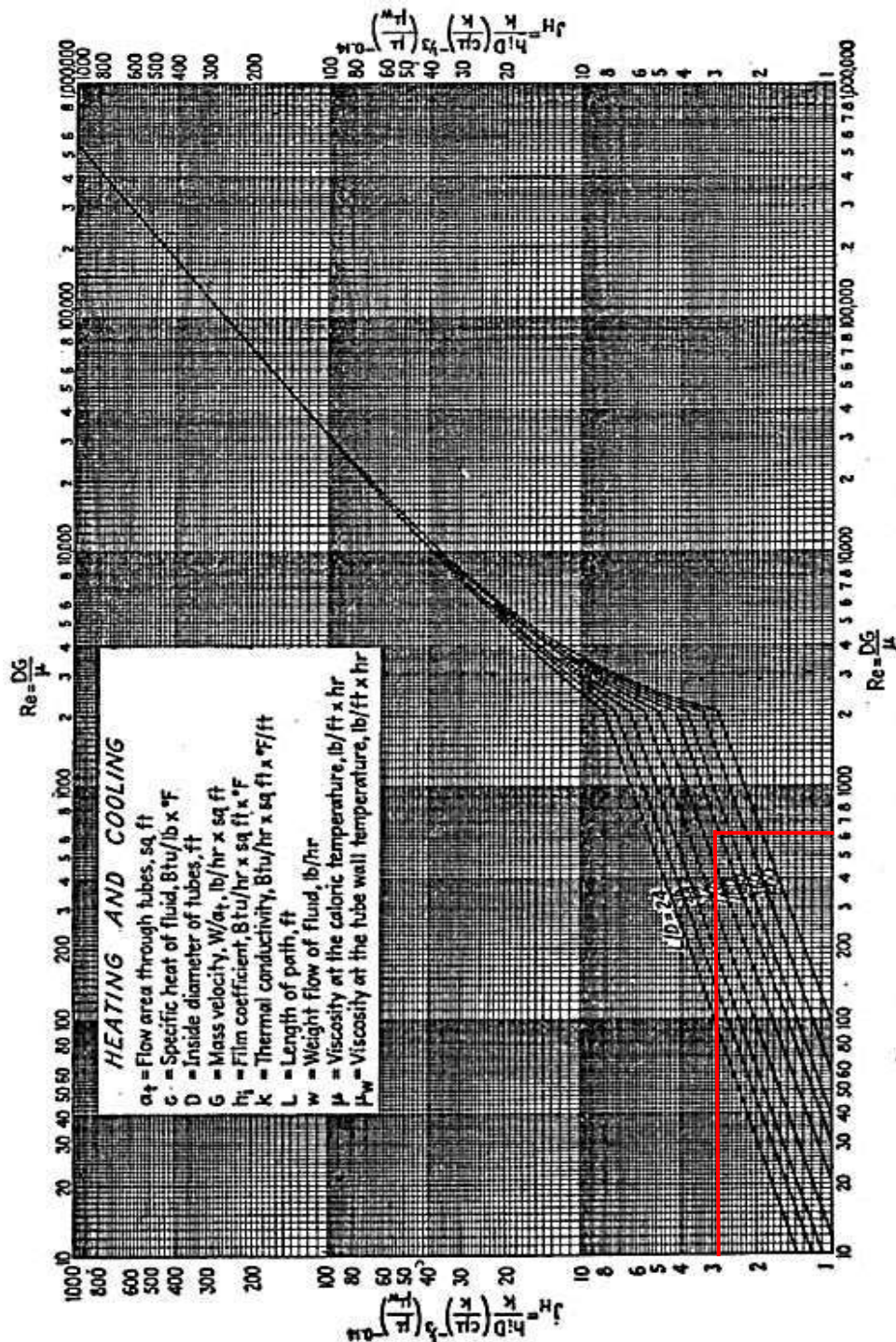


Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

Gambar IX. 15 Tube-Side Heat Transfer Curve

(Figure 24, page 834, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Diperoleh dari Gambar IX.20 nilai  $j_H = 2,9$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$$\frac{h_i}{\Phi_t} = j_H \frac{k}{IDt} \times \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

(Equation 6.15a, page 111, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$\frac{h_i}{\Phi_t} = 2,9 \times \frac{0,078 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam. (}^\circ\text{F/ft)}k}{0,0695 \text{ ft}} \times \left( \frac{0,47 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times 4,356 \frac{\text{lb}}{\text{ft. jam}}}{0,079 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam. (}^\circ\text{F/ft)}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\frac{h_i}{\Phi_t} = 9,672 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam. }^\circ\text{F}$$

### 13. Menghitung Suhu Dinding Luar *Tube* ( $T_w$ )

$$T_w = t_c + \left( \frac{\frac{h_o}{\Phi_s}}{\frac{h_{io}}{\Phi_t} + \frac{h_i}{\Phi_t}} \right) \times (T_c - t_c)$$

(Equation 5.31, page 98, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Dimana:

$$\frac{h_{io}}{\Phi_t} = \frac{h_i}{\Phi_t} \times \frac{IDt}{OD}$$

$$\frac{h_{io}}{\Phi_t} = 9,672 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam. }^\circ\text{F} \times \frac{0,0695}{1}$$

$$\frac{h_{io}}{\Phi_t} = 8,067 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam. }^\circ\text{F}$$

Sehingga,

$$T_w = 95,005^\circ\text{F}$$

$$+ \left( \frac{40,184 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam. }^\circ\text{F}}{8,067 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam. }^\circ\text{F} + 9,672 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam. }^\circ\text{F}} \right) \\ \times (119,714^\circ\text{F} - 95,522^\circ\text{F})$$

$$T_w = 148,208^\circ\text{F}$$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

---

**14. Menghitung Koefisien Transfer Panas**

*a.* Koefisien Transfer Panas Bagian *Shell* ( $h_0$ )

Dengan nilai 35,946°API, diperoleh nilai  $x = 10,22$  dan  $y = 19,46$

Berdasarkan Fig. 14 Kern-Process Heat Exchanger, dengan nilai :

$$T_w = 148,208^\circ\text{F}$$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

*APPENDIX OF CALCULATION DATA*

823

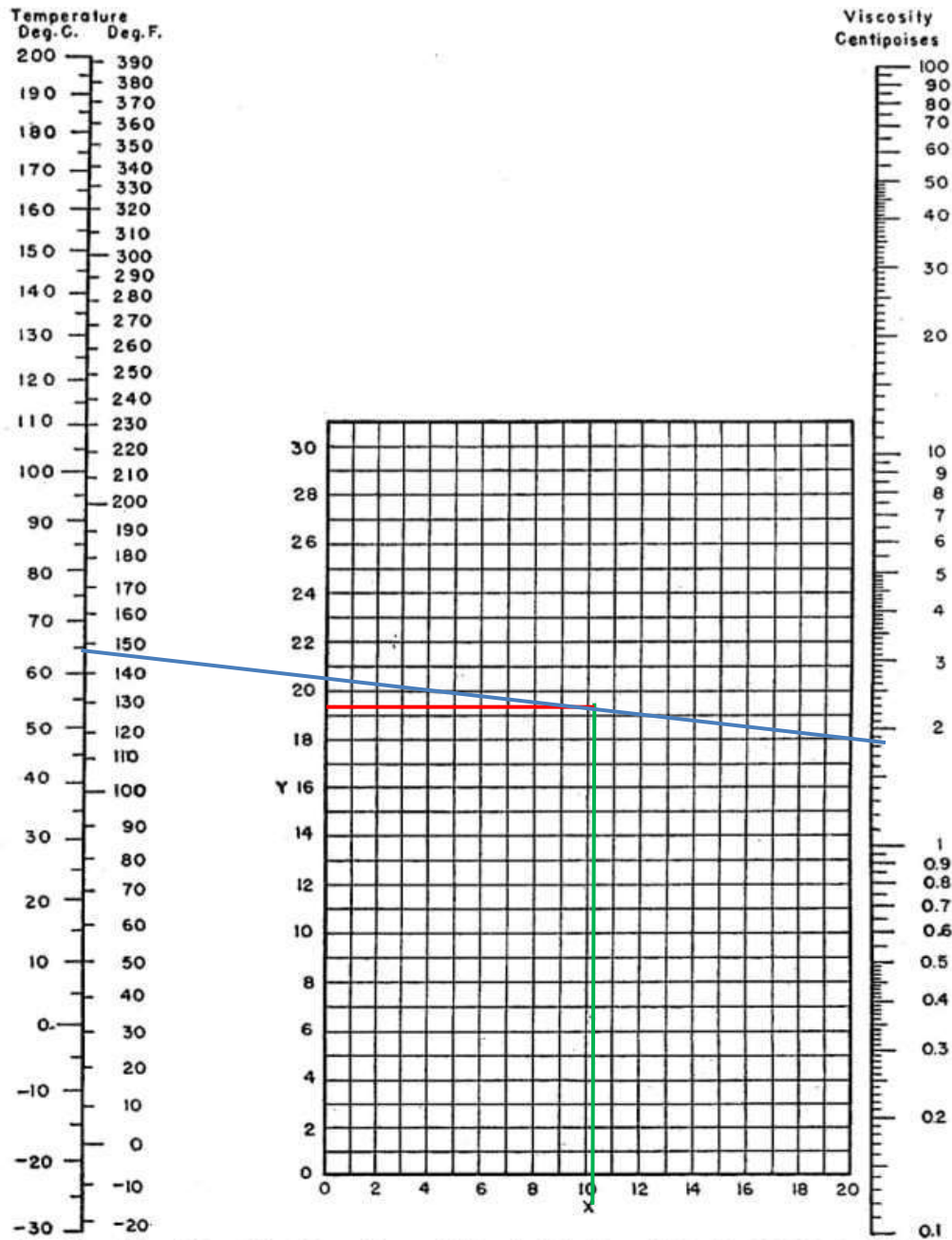


FIG. 14. Viscosities of liquids. (Perry, "Chemical Engineers' Handbook," 3d ed., McGraw Hill Book Company, Inc., New York, 1950.)

**Gambar IX. 16 Viscosities of Liquids**

(Figure 14, page 823, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Diperoleh dari Gambar IX.21 nilai Viskositas ( $\mu_w$ ) = 1,8 cP = 4,354 lb/ft.jam



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$$\Phi_s = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

(Figure 24 insert, page 834, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$\Phi_s = \left( \frac{6,05}{4,354} \right)^{0,14}$$

$$\Phi_s = 1,047$$

$$h_0 = \frac{h_0}{\Phi_s} \times \Phi_s$$

(Equation 6.36, page 121, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$h_0 = 40,184 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} \times 1,047$$

$$h_0 = 42,078 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}$$

**b. Koefisien Transfer Panas Bagian Tube ( $h_{i0}$ )**

Dengan nilai 39,967°API, diperoleh nilai  $x = 11,136$  dan  $y = 17,16$

Berdasarkan Fig. 14 Kern-Process Heat Exchanger, dengan nilai:

$$T_w = 148,208^\circ\text{F}$$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

*APPENDIX OF CALCULATION DATA*

823

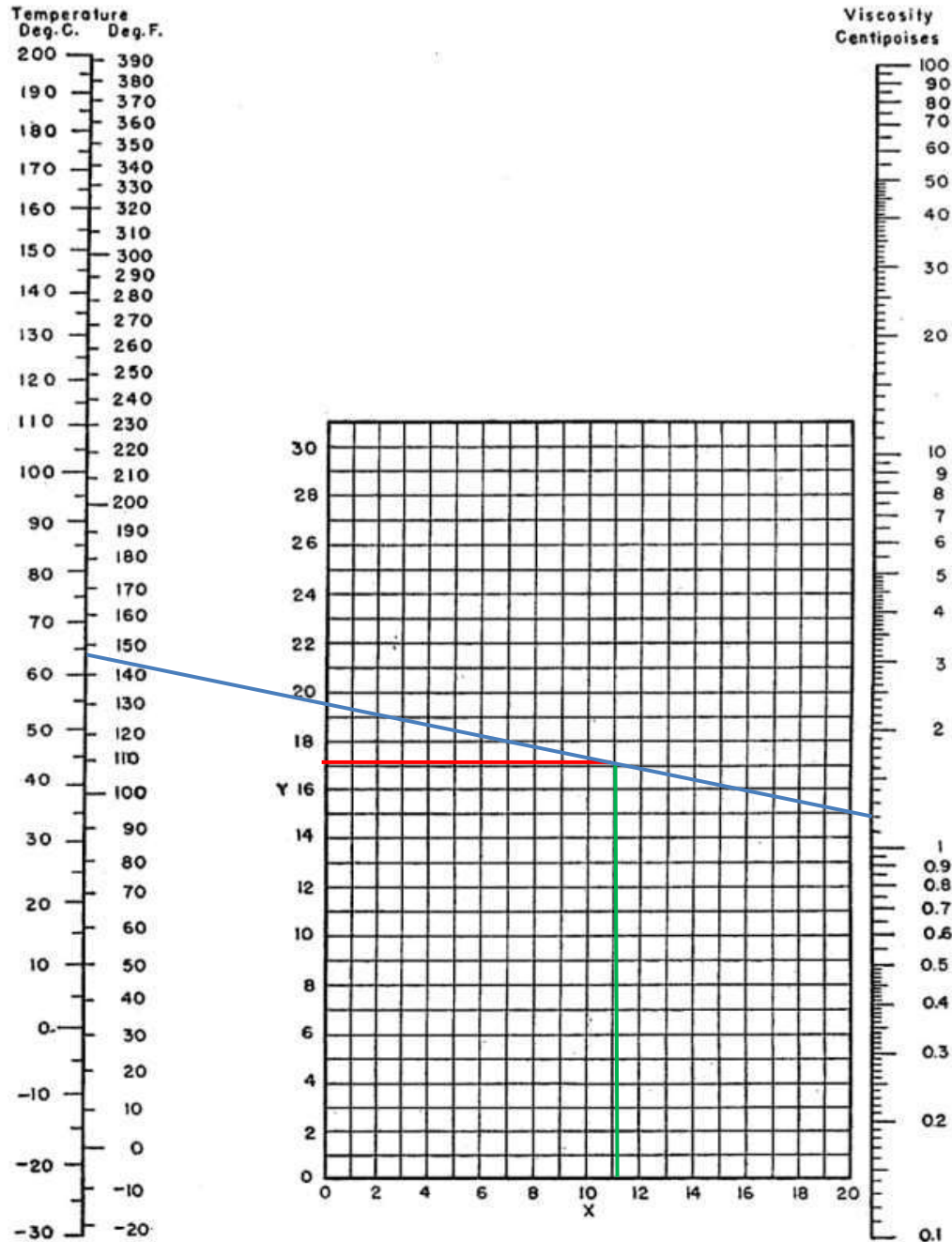


FIG. 14. Viscosities of liquids. (Perry, "Chemical Engineers' Handbook," 3d ed., McGraw Hill Book Company, Inc., New York, 1950.)

*Gambar IX. 17 Viscosities of Liquids*

(Figure 14, page 823, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Diperoleh dari Gambar IX.22 nilai Viskositas ( $\mu_w$ ) = 1,2 cP = 2,903 lb/ft.jam



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$$\Phi_t = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

(Figure 24 insert, page 834, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$\Phi_t = \left( \frac{4,356}{2,903} \right)^{0,14}$$

$$\Phi_t = 1,058$$

$$h_{i0} = \frac{h_{i0}}{\Phi_t} \times \Phi_t$$

(Equation 6.76, page 121, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$h_{i0} = 8,067 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} \times 1,058$$

$$h_{i0} = 8,538 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}$$

**15. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Bersih ( $U_c$ )**

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_0}{h_{i0} + h_0}$$

(Equation 6.38, page 121, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$U_c = \frac{8,538 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} \times 42,078 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}}{8,538 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} + 42,078 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}}$$

$$U_c = 7,098 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}$$

**16. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Kotor ( $U_d$ )**

Berdasarkan Table.10 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:

$$\text{OD}_{\text{tube}} = 1 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 14$$



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

*APPENDIX OF CALCULATION DATA*

843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

| Tube<br>OD, in. | BWG | Wall<br>thick-<br>ness, in. | ID, in. | Flow area<br>per tube,<br>in. <sup>2</sup> | Surface per lin ft, ft <sup>2</sup> |        | Weight<br>per lin ft,<br>lb steel |
|-----------------|-----|-----------------------------|---------|--------------------------------------------|-------------------------------------|--------|-----------------------------------|
|                 |     |                             |         |                                            | Outside                             | Inside |                                   |
| ½               | 12  | 0.109                       | 0.282   | 0.0625                                     | 0.1309                              | 0.0748 | 0.493                             |
|                 | 14  | 0.083                       | 0.334   | 0.0876                                     |                                     | 0.0874 | 0.403                             |
|                 | 16  | 0.065                       | 0.370   | 0.1076                                     |                                     | 0.0969 | 0.329                             |
|                 | 18  | 0.049                       | 0.402   | 0.127                                      |                                     | 0.1052 | 0.258                             |
|                 | 20  | 0.035                       | 0.430   | 0.145                                      |                                     | 0.1125 | 0.190                             |
| ¾               | 10  | 0.134                       | 0.482   | 0.182                                      | 0.1963                              | 0.1263 | 0.965                             |
|                 | 11  | 0.120                       | 0.510   | 0.204                                      |                                     | 0.1335 | 0.884                             |
|                 | 12  | 0.109                       | 0.532   | 0.223                                      |                                     | 0.1393 | 0.817                             |
|                 | 13  | 0.095                       | 0.560   | 0.247                                      |                                     | 0.1466 | 0.727                             |
|                 | 14  | 0.083                       | 0.584   | 0.268                                      |                                     | 0.1529 | 0.647                             |
|                 | 15  | 0.072                       | 0.606   | 0.289                                      |                                     | 0.1587 | 0.571                             |
|                 | 16  | 0.065                       | 0.620   | 0.302                                      |                                     | 0.1623 | 0.520                             |
|                 | 17  | 0.058                       | 0.634   | 0.314                                      |                                     | 0.1660 | 0.469                             |
|                 | 18  | 0.049                       | 0.652   | 0.334                                      |                                     | 0.1707 | 0.401                             |
| 1               | 8   | 0.165                       | 0.670   | 0.355                                      | 0.2618                              | 0.1754 | 1.61                              |
|                 | 9   | 0.148                       | 0.704   | 0.389                                      |                                     | 0.1843 | 1.47                              |
|                 | 10  | 0.134                       | 0.732   | 0.421                                      |                                     | 0.1916 | 1.36                              |
|                 | 11  | 0.120                       | 0.760   | 0.455                                      |                                     | 0.1990 | 1.23                              |
|                 | 12  | 0.109                       | 0.782   | 0.479                                      |                                     | 0.2048 | 1.14                              |
|                 | 13  | 0.095                       | 0.810   | 0.515                                      |                                     | 0.2121 | 1.00                              |
|                 | 14  | 0.083                       | 0.834   | 0.546                                      |                                     | 0.2183 | 0.890                             |
|                 | 15  | 0.072                       | 0.856   | 0.576                                      |                                     | 0.2241 | 0.781                             |
|                 | 16  | 0.065                       | 0.870   | 0.594                                      |                                     | 0.2277 | 0.710                             |
|                 | 17  | 0.058                       | 0.884   | 0.613                                      |                                     | 0.2314 | 0.639                             |
| 1¼              | 18  | 0.049                       | 0.902   | 0.639                                      | 0.3271                              | 0.2361 | 0.545                             |
|                 | 8   | 0.165                       | 0.920   | 0.665                                      |                                     | 0.2409 | 2.09                              |
|                 | 9   | 0.148                       | 0.954   | 0.714                                      |                                     | 0.2498 | 1.91                              |
|                 | 10  | 0.134                       | 0.982   | 0.757                                      |                                     | 0.2572 | 1.75                              |
|                 | 11  | 0.120                       | 1.01    | 0.800                                      |                                     | 0.2644 | 1.58                              |
|                 | 12  | 0.109                       | 1.03    | 0.836                                      |                                     | 0.2701 | 1.45                              |
|                 | 13  | 0.095                       | 1.06    | 0.884                                      |                                     | 0.2775 | 1.28                              |
|                 | 14  | 0.083                       | 1.08    | 0.923                                      |                                     | 0.2839 | 1.13                              |
|                 | 15  | 0.072                       | 1.11    | 0.960                                      |                                     | 0.2896 | 0.991                             |
|                 | 16  | 0.065                       | 1.12    | 0.985                                      |                                     | 0.2932 | 0.900                             |
| 1½              | 17  | 0.058                       | 1.13    | 1.01                                       | 0.3925                              | 0.2969 | 0.808                             |
|                 | 18  | 0.049                       | 1.15    | 1.04                                       |                                     | 0.3015 | 0.688                             |
|                 | 8   | 0.165                       | 1.17    | 1.075                                      |                                     | 0.3063 | 2.57                              |
|                 | 9   | 0.148                       | 1.20    | 1.14                                       |                                     | 0.3152 | 2.34                              |
|                 | 10  | 0.134                       | 1.23    | 1.19                                       |                                     | 0.3225 | 2.14                              |
|                 | 11  | 0.120                       | 1.26    | 1.25                                       |                                     | 0.3299 | 1.98                              |
|                 | 12  | 0.109                       | 1.28    | 1.29                                       |                                     | 0.3356 | 1.77                              |
|                 | 13  | 0.095                       | 1.31    | 1.35                                       |                                     | 0.3430 | 1.56                              |
|                 | 14  | 0.083                       | 1.33    | 1.40                                       |                                     | 0.3492 | 1.37                              |
|                 | 15  | 0.072                       | 1.36    | 1.44                                       |                                     | 0.3555 | 1.20                              |
|                 | 16  | 0.065                       | 1.37    | 1.47                                       |                                     | 0.3587 | 1.09                              |
|                 | 17  | 0.058                       | 1.38    | 1.50                                       |                                     | 0.3623 | 0.978                             |
|                 | 18  | 0.049                       | 1.40    | 1.54                                       |                                     | 0.3670 | 0.831                             |

**Gambar IX. 18** Tabel Heat Exchanger and Condensor Tube Data

(Table 10, page 843, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Diperoleh `dari gambar IX.23 diatas, nilai a` = 0,2618



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$A = 400 \times 10 \text{ ft} \times 0,2618 \text{ ft}$$

$$A = 1047,2 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q_{tube}}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

(Equation 5.3, page 86, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$U_d = \frac{169.519,292 \text{ BTU/jam}}{1047,2 \text{ ft}^2 \times 23,793 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$U_d = 6,804 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}$$

**17. Menghitung Nilai *Dirt Factor* ( $R_d$ )**

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

(Equation 6.13, page 108, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$R_d = \frac{7,098 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} - 6,804 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}}{7,098 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}} \times 6,804 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}}$$

$$R_d = 0,006$$

**18. Menghitung Efisiensi *Heat Exchanger-01***

$$\eta = \frac{Q_t}{Q_s} \times 100\%$$

$$\eta = \frac{169.568,315 \text{ BTU/jam}}{222.735,193 \text{ BTU/jam}} \times 100\%$$

$$\eta = 76,13\%$$

**19. Menghitung *Pressure Drop***

a. *Pressure Drop* Bagian *Shell* ( $\Delta P_s$ )

Dari Fig. 29 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:

$$Re_s = 314,714$$

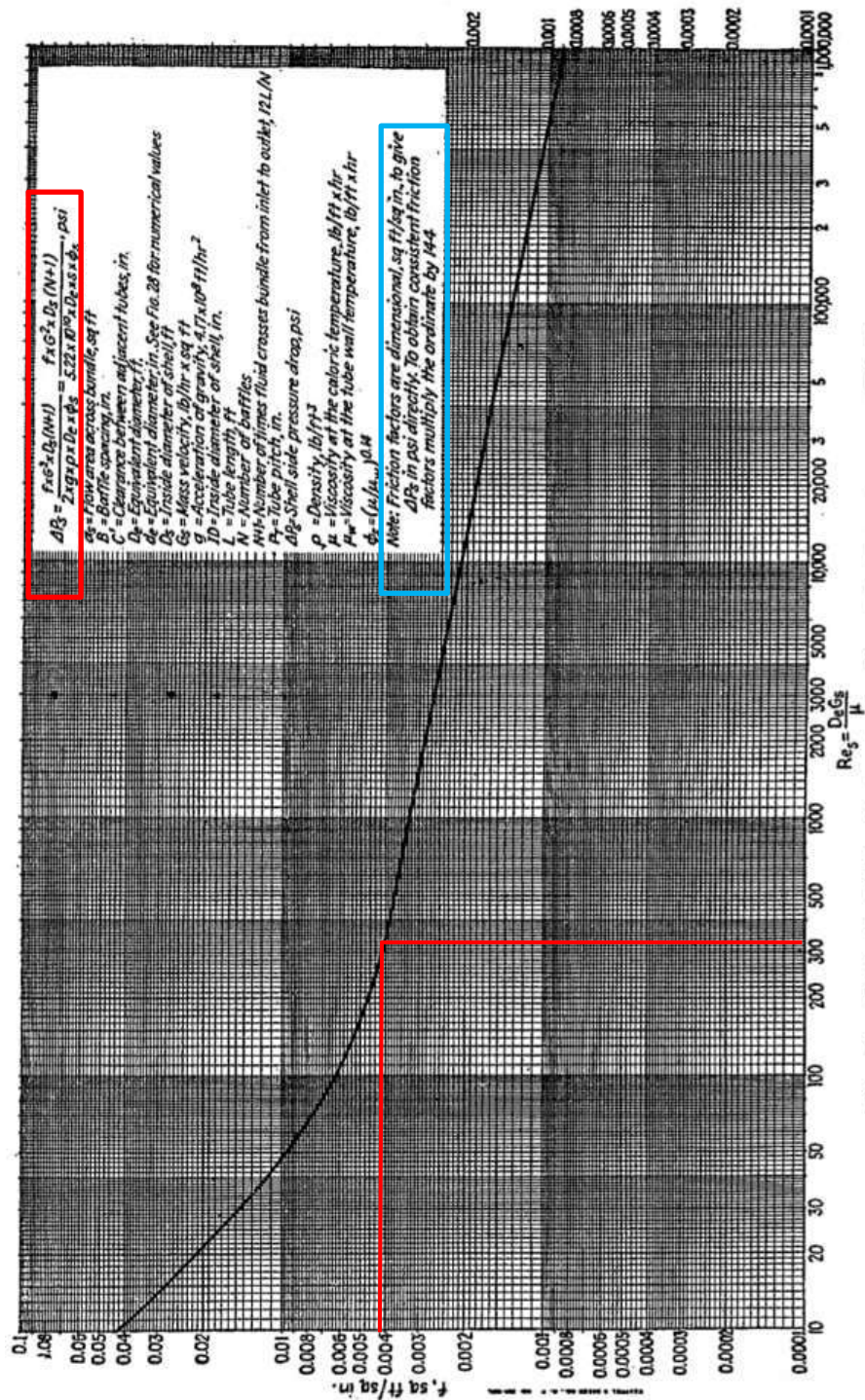


Fig. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25 % cut segmental baffles.

Gambar IX. 19 Shell-Side Friction Factors for Bundles 25% Cut Segmental Baffles

(Figure 29, page 839, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

Diperoleh dari Gambar IX.24 diatas, nilai:

$$f = 0,0042 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$L = 10$$

$$n = 1$$

$$SG_{\text{solar } \frac{60^\circ\text{F}}{60}} = 0,845$$

$$G_s = 13.113,096 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$\Phi_s = 1,047$$

$$D_s = 30,748 \text{ in} = 2,562 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah crosses (N+1)} = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$\text{Jumlah crosses (N+1)} = 12 \times \frac{10}{23,623}$$

$$\text{Jumlah crosses (N+1)} = 5,0798$$

$$D_e = 0,06 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times 144 \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times SG_{\text{solar } \frac{60^\circ\text{F}}{60}} \times \Phi_s}$$

*(Equation in fig.29, page 839, "Process Heat Transfer" Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)*

$$\Delta P_s = \frac{(0,0042 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \times 144) \times (13.113,096 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam})^2 \times 2,562 \text{ ft} \times 5,0798}{5,22 \times 10^{10} \times 0,06 \text{ ft} \times 0,845 \times 1,047}$$

$$\Delta P_s = 0,488 \text{ psi}$$

b. *Pressure Drop Bagian Tube ( $\Delta P_t$ )*

Dari Fig. 29 Kern-Process Heat Exchanger dengan data:

$$Re_t = 622,096$$

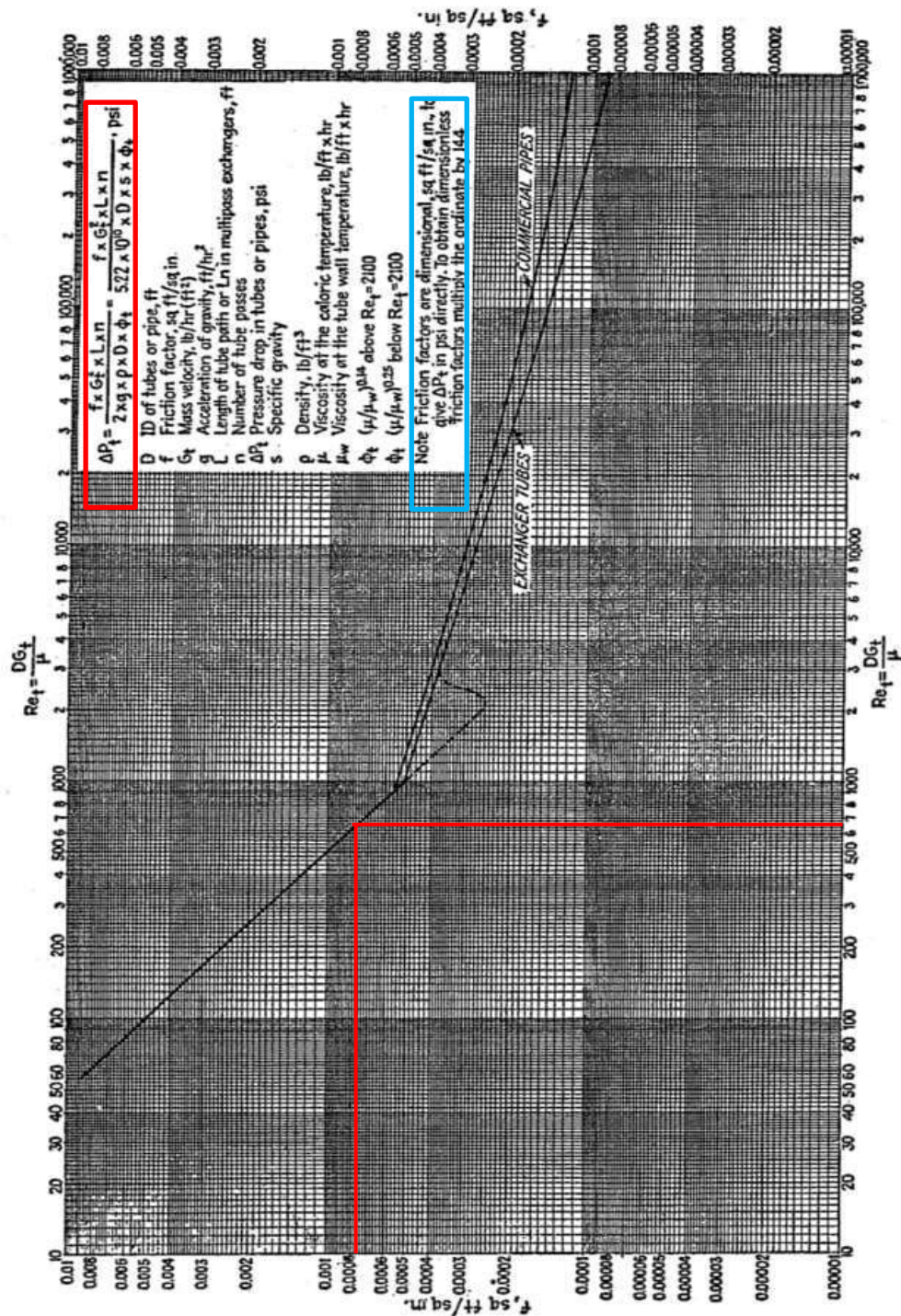


Fig. 26. Tube-side friction factors. (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.)

**Gambar IX. 20 Tube-Side Friction Factors**

(Figure 26, page 836, "Process Heat Transfer" D. Q. Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

Diperoleh dari Gambar IX.25 diatas, nilai:



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG**  
**PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA**  
**MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

$$f = 0,0009 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$L = 10$$

$$n = 1$$

$$SG_{\text{crude oil } \frac{60}{60}^{\circ}\text{F}} = 0,8433$$

$$G_t = 16.111,826 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$\Phi_t = 1,0585$$

$$ID_t = 0,0695 \text{ ft}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times ID_t \times SG_{\text{crude oil } \frac{60}{60}^{\circ}\text{F}} \times \Phi_t}$$

(Equation in fig.26, page 836, "Process Heat Transfer" Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$\Delta P_t = \frac{0,0009 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \times (16.111,826 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam})^2 \times 10 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0695 \text{ ft} \times 0,8433 \times 1,0585}$$

$$\Delta P_t = 0,00072 \text{ psi}$$

$$v = \frac{G_t}{\rho}$$

$$v = \frac{16.111,826 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{52,604 \text{ lb/ft}^2} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}$$

$$v = 0,0851 \frac{\text{ft}}{\text{s}}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n \times v^2}{SG_{\text{crude oil } \frac{60}{60}^{\circ}\text{F}} \times 2g}$$

(Equation in fig.27, page 837, "Process Heat Transfer" Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$\Delta P_r = \frac{4(1) \times (0,0851)^2}{0,8433 \times 2(32,2)} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

$$\Delta P_r = 0,00023 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{total}} = \Delta P_t + \Delta P_r$$

(Equation 7.47, page 148, "Process Heat Transfer" Kern, 1950 1<sup>st</sup> edition)

$$\Delta P_{\text{total}} = 0,00072 \text{ psi} + 0,00023 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{total}} = 0,00095 \text{ psi}$$



## LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU

---

### IX.7 Pembahasan

Alat penukar panas (*Heat Exchanger*) adalah suatu alat yang digunakan untuk memindahkan panas dari suatu fluida ke fluida lain dimana fluida panas akan didinginkan dan fluida dingin akan dipanaskan. *Heat Exchanger* pada PPSDM Migas ini berfungsi untuk melakukan *pre-heating* pada *crude-oil* sebelum masuk ke dalam *furnace* dengan memanfaatkan panas yang berasal dari produk solar sehingga dapat mengurangi beban kerja pada *furnace* serta dapat menurunkan tempertaur dari solar sebelum masuk ke dalam *cooler*. Setiap alat yang terdapat di unit kilang PPSDM Migas perlu dilakukan evaluasi untuk mengetahui kinerja dari suatu alat, apakah masih efisien untuk digunakan atau tidak. Alat yang dipilih untuk dilakukan evaluasi yaitu *Heat Exchanger*-01 yang merupakan *heat exchanger* jenis *shell and tube*. Pada bagian *shell*, dilalui media pemanas berupa solar sedangkan *tube* dilalui oleh *crude oil*. Tipe aliran yang digunakan pada HE-01 adalah aliran *counter-current* ini berarti aliran media pemanas solar dan *crude oil* dilakukan secara berlawanan arah. Aliran *counter-current* digunakan karena aliran ini dapat memberikan perpindahan panas yang lebih baik. HE-01 digunakan sejak 2009 dan sejak tahun tersebut belum ada pergantian. Evaluasi dilakukan pada HE-01 di Unit Kilang PPSDM Migas Cepu untuk mengetahui parameter-parameter yang mempengaruhi terhadap efisiensi dan kinerja pada HE. Evaluasi *heat exchanger* ini menggunakan referensi dari buku *Process Heat Transfer* oleh Donald Q. Kern. Hasil evaluasi dari HE-01 di Unit Kilang PPSDM Migas Cepu yang telah dilakukan ditunjukkan oleh tabel berikut.



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

**Tabel IX. 5** Hasil Perhitungan Evaluasi Unit HE-01 PPSDM Migas Cepu

| Parameter                                                          | Hasil Evaluasi                                                               |
|--------------------------------------------------------------------|------------------------------------------------------------------------------|
| Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan ( <i>Design</i> )( $U_c$ ) | 7,098 $\frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}$ |
| Koefisien Perpindahan Panas Keseluruhan ( <i>Actual</i> )( $U_d$ ) | 6,804 $\frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}}$ |
| Efisiensi Perpindahan Panas ( $\eta$ )                             | 76,054%                                                                      |
| <i>Dirt Factor/Fouling Factor</i> ( $R_d$ )                        | 0,006                                                                        |
| <i>Pressure Drop Shell</i> ( $\Delta P_s$ )                        | 0,488 psi                                                                    |
| <i>Pressure Drop Tube</i> ( $\Delta P_{total}$ )                   | 0,0007 psi                                                                   |
| <i>Pressure Drop Total</i> ( $\Delta P_{total}$ )                  | 0,00095 psi                                                                  |
| <i>Logaritmic Mean Temperature Design (LMTD)</i>                   | 21,295°F                                                                     |

**IX.7.1 Analisa Nilai Overall Coefficient (U) dan Dirt Factor (Rd) pada HE-01**

Analisa nilai Overall Coefficient (U) perlu memperhatikan *fouling factor* karena *fouling* dapat mempengaruhi kinerja *heat exchanger*. *Fouling factor/dirt factor* ( $R_d$ ) merupakan salah satu parameter dalam mengevaluasi suatu *heat exchanger*. *Fouling factor/dirt factor* ( $R_d$ ) menunjukkan ketahanan suatu *heat exchanger* terhadap pengotor. Perhitungan faktor kekotoran (*fouling factor*) sangat berpengaruh pada evaluasi alat *heat exchanger* karena dari hasil perhitungan dapat menentukan layak atau tidaknya sebuah *heat exchanger* untuk beroperasi (Dwicahyo Putro Nugroho dkk, 2021). Adanya *fouling* dapat menyebabkan nilai koefisien perpindahan panas mengecil sehingga proses perpindahan panas akan terhambat (Naufal dkk., 2022). *Fouling factor* tergantung pada nilai koefisien perpindahan panas ke seluruh permukaan bersih ( $U_c$ ) dan nilai koefisien perpindahan panas keseluruhan untuk permukaan kotor ( $U_d$ ) (Alfianingrum & Ari, 2019).

Besarnya nilai *fouling factor* berkaitan dengan nilai overall heat transfer coefficient pada saat terjadinya *fouling* ( $U_d$ ) dan pada saat bersih, tanpa kerak, dan tidak terjadinya *fouling* ( $U_c$ ). Nilai  $U_c$  merupakan nilai overall heat transfer



## LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU

*coefficient* terbaik yang dapat diberikan pada *heat exchanger* karena performa *heat exchanger* dihitung tanpa adanya pengaruh *fouling* sehingga nilai  $U_d$  tidak boleh melebihi nilai  $U_c$  (Naufal dkk., 2022). Nilai koefisien tersebut juga menyatakan kemudahan suatu panas berpindah dari fluida yang bersuhu tinggi ke fluida yang bersuhu lebih rendah. Berdasarkan hasil perhitungan, didapatkan nilai  $U_c$  sebesar 7,098 BTU/ft<sup>2</sup> jam. °F dan  $U_d$  sebesar 6,804 BTU/ft<sup>2</sup>.jam.°F. Dari hasil perhitungan, didapatkan bahwa nilai  $U_d$  (*Design Overall Coefficient*) lebih kecil dibandingkan nilai  $U_c$  (*Overall Head Coefficient*). Semakin kecil nilai  $U_d$  menunjukkan bahwa semakin banyak kotoran yang terakumulasi pada permukaan *heat exchanger* (Dardiri & Sudarni, 2023).

Perhitungan nilai  $U_d$  dipengaruhi oleh *Mean Temperature Difference* (MTD). Nilai  $U_d$  berbanding terbalik dengan MTD dimana nilai MTD bergantung dengan perbedaan temperature gas inlet dan outlet serta nilai LMTD. Nilai MTD yang diperoleh sebesar 21,295°F. Semakin besar nilai LMTD maka semakin tidak efisien suatu *heat exchanger* karena LMTD yang besar menyebabkan semakin banyak panas yang di transfer dan semakin banyak biaya yang dikeluarkan (Azwinur & Zulkifli, 2019). Kemudian, dari hasil perhitungan didapatkan nilai  $R_d$  sebesar 0,006 ft<sup>2</sup>.jam. °F/ BTU. Menurut buku Kern ketika  $R_d$  perhitungan lebih besar dari  $R_d$  total alat HE yang minimum yaitu 0,005 hr. ft/BTU dapat dikatakan tahanan *heat exchanger* terhadap pengotor adalah baik. Nilai *fouling factor* aktual hasil perhitungan sedikit melebihi nilai *fouling factor* standar yang merupakan besarnya nilai *fouling factor* maksimal yang diperbolehkan dalam suatu *heat exchanger*. Hal tersebut menunjukkan adanya kerak yang menempel pada dua area yaitu dinding dalam atau luar *tube* sehingga menghambat perpindahan panas yang terjadi. Area luar *tube* yang tertumpuk *fouling* menyebabkan perpindahan panas terganggu. Selain itu, berkurangnya area dari aliran fluida meningkatkan kecepatan *cross flow*, sehingga meningkatkan juga koefisien perpindahan panas serta *pressure drop* dari bagian *shell* (Naufal dkk., 2022). Jika  $R_d$  semakin banyak, maka jumlah kerak (*scale*) yang terjadi pada alat tersebut semakin meningkat sehingga dapat menurunkan kinerja alat tersebut (Alfianingrum & Ari, 2019).



## LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU

*Fouling* pada penukar panas (*heat exchanger*) dipengaruhi oleh beberapa faktor, salah satunya terkait kandungan dari umpan. Minyak mentah mengandung senyawa hidrokarbon dan sisanya merupakan senyawa non-hidrokarbon (sulfur, nitrogen, oksigen dan beberapa logam berat seperti Pb, V, Ni dan Cu). Air dan garam hampir selalu terdapat dalam minyak bumi dalam keadaan terdispersi. Crude oil yang banyak mengandung *impurities* seperti *coke* atau senyawa sulfur yang dibawa oleh *crude oil* maupun solar memungkinkan pembentukan kotoran atau kerak. Umpan *crude oil* pun mengandung garam, abu, dan malam yang dapat menimbulkan pembentukan kerak. Selain itu, kadar garam dan air masih terkandung dalam *crude oil* sehingga dapat menimbulkan korosi, didukung dengan adanya oksigen karena kondisi penyimpanan umpan dan pemaparannya terhadap oksigen. Begitu pun dengan produk solar yang digunakan juga masih ada kandungan air, abu, dan sedimen sehingga memungkinkan menimbulkan kerak atau kotoran pada *heat exchanger*. Menurut Naufal dkk., (2022) menyebutkan bahwa ada beberapa teknik yang dapat dilakukan untuk mencegah pembentukan *fouling* pada *heat exchanger* di antaranya optimisasi kondisi operasi seperti temperatur dan *flow rate* inlet. Selain itu, penggunaan senyawa kimia seperti menambahkan zat kimia cair anti-foulant ke dalam *heat exchanger* dapat dijadikan opsi. Namun, hal tersebut kurang ekonomis karena biaya yang dibutuhkan untuk membersihkan *heat exchanger* sebesar \$40.000 sampai dengan \$50.000 tiap *heat exchanger*.

### IX.7.2 Analisa Nilai Pressure Drop pada HE - 1

*Pressure drop* merupakan penurunan tekanan yang terjadi pada peralatan operasi. Berdasarkan hasil perhitungan *actual heat exchanger-01*, *pressure drop* pada *shell* diperoleh sebesar 0,488 Psi, sedangkan pada *tube* diperoleh sebesar 0,0007 Psi. Nilai *pressure drop* tersebut masih dibawah standar yang diperbolehkan yaitu 10 Psi. Hal tersebut menyatakan bahwa HE-01 masih layak untuk dioperasikan karena tidak melebihi standar batas yang diperbolehkan. *Pressure drop* pada bagian *shell* lebih tinggi disebabkan oleh *flow rate* solar, *pressure drop* dapat terjadi karena penurunan atau peningkatan kecepatan fluida. Kecepatan solar



## LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU

pada *shell* sebesar 13.228,929 lb/jam, sedangkan kecepatan *crude oil* pada *tube* sebesar 24.436,270 lb/jam, sesuai dengan prinsip Bernoulli bahwa ketika kecepatan aliran fluida meningkat maka tekanan fluida akan menurun. Sehingga nilai *pressure drop* pada *shell* lebih besar dibandingkan dengan pada *tube*. *Pressure drop* juga dipengaruhi oleh *fouling factor*, dimana *fouling factor* semakin besar efisiensi perpindahan panas semakin menurun dan akibatnya *pressure drop* semakin besar (Kern, 1965). *Fouling* dapat menyebabkan terjadinya friksi antara aliran fluida dengan permukaan *tube* dan *shell* yang dapat menyebabkan pada turunnya tekanan *heat exchanger*. Selain itu, *pressure drop* juga dipengaruhi oleh faktor gesekan, diameter pipa, panjang pipa, temperatur aliran, dan kecepatan aliran yang terjadi di dalam pipa atau tabung sehingga *pressure drop* memiliki peranan penting dalam kinerja *heat exchanger* (Naufal dkk., 2022).

### IX.7.3 Analisa Nilai *Efficiency* pada HE-01

Efisiensi merupakan hasil perhitungan hasil panas yang terserap oleh *tube* dibandingkan dengan panas keseluruhan yang ditransfer dari *shell*, efisiensi menunjukkan performa dari suatu *heat exchanger*. Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh *efficiency* sebesar 76,054 %, dimana panas yang masuk dari fluida solar di *shell* sebesar 222.892,9 BTU/jam, sedangkan panas yang diterima oleh *crude oil* sebesar 169.519,292 BTU/jam. Selisih antara panas masuk dan yang diterima sebesar 53.373,608 BTU/jam. Hal tersebut menunjukkan adanya panas yang hilang dan transfer panas tidak mencapai 100% dikarenakan akan selalu ada yang terlepas ke lingkungan. Nilai efisiensi yang didapat masih tergolong tinggi karena sudah diatas 70% dan mendekati 80%, dimana sesuai pernyataan Coniwati, P (2019) bahwa pertukaran energi panas dengan efisiensi 80% dari *shell side* menuju *tube side* menghasilkan kinerja *heat exchanger* yang optimal. *Heat Exchanger* bekerja dengan baik karena memiliki losses yang cukup rendah, sehingga *Heat Exchanger-01* masih cukup layak untuk digunakan. Efisiensi *heat exchanger* dapat dicapai dengan menyeimbangkan variabel-variabel seperti *pressure drop*, tenaga pompa, pembentukan *fouling*, dan erosi pada pipa (Rincón Tabares dkk., 2019). Efisiensi



## LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU

dipengaruhi oleh beberapa faktor, antara lain *fouling factor* dan temperatur LMTD. Semakin tinggi temperatur LMTD artinya penyerapan gas buang ke dalam pipa terhalang hambatan-hambatan (*fouling*) dan perpindahan panas tidak maksimal, maka kalor uap yang dihasilkan rendah dan menurunkan laju perpindahan panas pada *heat exchanger* (Hendri dkk., 2018). Selain dikarenakan oleh nilai LMTD, besarnya efisiensi juga dipengaruhi oleh nilai *fouling factor* yang telah dibahas sebelumnya. Dimana nilai *fouling factor* dapat menyebabkan terbentuknya lapisan pengotor yang menyebabkan laju perpindahan panas pada *heat exchanger* berkurang. Hal ini menunjukkan bahwa nilai *fouling factor* sangat mempengaruhi efisiensi *heat exchanger*. Pada *heat exchanger-01* ini nilai *pressure drop* lebih kecil dari nilai maksimum *pressure drop* standar. Ditinjau dari efisiensi, *fouling factor*, dan *pressure drop* atau hilangnya tekanan yang terjadi pada fluida saat melewati penukar panas, HE-1 masih layak untuk digunakan, mengingat kebermanfaatan dari alat HE-1 ini juga yang menjadi *pre-heater crude oil* sekaligus pendingin produk solar, namun untuk mencapai efisiensi yang lebih tinggi diperlukan maintenance secara berkala untuk pengecekan dan pembersihan kerak dan kotoran. Selain itu, juga bisa dipertimbangkan untuk dilakukan pemasangan atau pergantian insulasi pada bagian luar HE-01 agar panas tidak banyak yang terbuang ke lingkungan.

### IX.8 Kesimpulan

Berdasarkan analisis, pengolahan data, dan evaluasi yang dilakukan terhadap kinerja alat *Heat Exchanger-01* pada Unit Kilang PPSDM Migas Cepu, diperoleh data sebagai berikut:

1. Panas yang dilepas oleh fluida panas yaitu solar sebesar 222.892,9 BTU/jam, sedangkan panas yang diserap oleh fluida dingin yaitu crude oil sebesar 169.519,29 BTU/jam sehingga diperoleh nilai efisiensi perpindahan panas sebesar 76,054%
2. Koefisien perpindahan panas bersih dan kotor diperoleh masing-masing sebesar 7,098 BTU/Ft<sup>2</sup>Jam<sup>0</sup>F dan 6,804 BTU/Ft<sup>2</sup>Jam<sup>0</sup>F
3. Nilai *dirt factor* (Rd) diperoleh sebesar 0,006



**LAPORAN PRAKTIK KERJA LAPANG  
PUSAT PENGEMBANGAN SUMBER DAYA MANUSIA  
MINYAK DAN GAS BUMI (PPSDM MIGAS) CEPU**

4. Pressure drop yang terjadi pada aliran fluida dalam *heat exchanger-01* sebesar 0,00095 psi
5. Berdasarkan parameter yang diperoleh dari alat *heat exchanger-01*, maka dapat disimpulkan bahwa alat *heat exchanger-01* masih cukup layak untuk digunakan namun efisiensi dari kinerja alat tersebut kurang maksimal

#### **IX.9 Saran**

Berdasarkan analisis, pengolahan data, dan evaluasi yang dilakukan terhadap kinerja alat *Heat Exchanger 1* pada Unit Kilang PPSDM Migas Cepu, dapat disarankan sebagai berikut:

1. Berdasarkan nilai *dirt factor* yang diperoleh, alat *heat exchanger 1* hendaknya dilakukan maintenance dan pembersihan secara berkala untuk menghilangkan kerak yang terbentuk sehingga efisiensi perpindahan panas yang diperoleh lebih optimal
2. Agar didapatkan efisiensi yang lebih tinggi dapat dipertimbangkan untuk dilakukan pemasangan atau pergantian insulasi pada bagian luar HE-01 agar panas tidak banyak yang terbangun ke lingkungan