BAB IX
TUGAS KHUSUS

IX.1 Perhitungan Redesign Heat Exchanger Solar - Crude Oil

IX.1.1 Dimensi Heat Exchanger Redesign

Tabel 9.1 Dimensi Heat Exchanger Redesign

Shell			
Uraian	Notasi	Satuan	
a) Diameter dalam	ID	inchi	21,25
b) Jarak antar buffle	B	inchi	33
c) Jenis fluida			Solar
Tube			
Uraian	Notasi	Satuan	
a) Diameter luar	ODs	inchi	1
b) Panjang tube	L	ft	10
c) Jumlah tube	Nt	buah	208
d) BWG			16
e) Pitch	Pt	inchi	1,25
f) Jarak antar tube	C'	inchi	0,25
g) Jenis fluida			Crude oil

IX.1.2 Data Lapangan

Tabel 9.2 Data Lapangan

Data Lapangan tanggal 1-7 Oktober 2020			
Shell, Hot fluida (Solar)		Tube, cold fluida (Crude Oil)	
Suhu masuk T_1 (^oC)	243	Suhu masuk t_1 (^oC)	31
Suhu keluar T_2 (^oC)	153	Suhu keluar t_2 (^oC)	97
Flow rate (L/hari)	173.954	Flow rate (L/hari)	285.303
Sg	0,8452	Sg	0,8429

IX.1.3 Redesign Heat Exchanger

Tabel 9.3 Perhitungan Redesign Heat Exchanger

<table>
<tr><td colspan="2">Shell, Hot fluida (solar)</td><td colspan="2">Tube, Cold fluida (crude oil)</td></tr>
<tr><td>Suhu masuk T_1(°C)</td><td>243</td><td>Suhu masuk t_1(°C)</td><td>31</td></tr>
<tr><td>Suhu keluar T_2(°C)</td><td>153</td><td>Suhu keluar t_2(°C)</td><td>97</td></tr>
<tr><td colspan="2">a. Densitas
ρ solar = sg solar x ρ air
= 0,8452 x 62,5 lb/ft^3
= 52,8257 lb/ft^3</td><td colspan="2">a) Densitas
ρ crude oil = sg crude oil x ρ air
= 0,8429 x 62,5 lb/ft^3
= 52,6809 lb/ft^3</td></tr>
<tr><td colspan="2">b. Mass flow (W)
Flow rate = 173.954 L/hari
= 255,7121 ft^3/jam
Mass flow = ρ x V
= 52,8257 lb/ft^3x 255,7121 ft^3/jam
= 13508,1856 lb/jam</td><td colspan="2">b) Mass flow (w)
Flow rate = 285.303 L/hari
= 419,3952 ft^3/jam
Mass flow = ρ x V
= 52,6809 lb/ft^3 x 419,3952 ft^3/jam
= 22094,1385 lb/jam</td></tr>
<tr><td colspan="2">c. °API
$^oAPI = \frac{141,5}{Sg\ 60/60\ °F} - 131,5$
$= \frac{141,5}{0,8452} - 131,5 = 35,91$</td><td colspan="2">c) °API
$^oAPI = \frac{141,5}{Sg\ 60/60\ °F} - 131,5$
$= \frac{141,5}{0,8429} - 131,5 = 36,37$</td></tr>
</table>

1. Menghitung Heat Balance
   a. Pada Shell (Solar)

   Cp = 0,55 Btu⁄lb°F.................................(Kern, figure 4)

   $\Delta T = T_1 - T_2 = 479 - 308 = 163°F$

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

   $= 13508,1856 \frac{lb}{jam} \times 0,55$ Btu⁄lb°F x 163°F

$= 1207400 \frac{Btu}{jam}$

b. Pada Tube (Crude Oil)

Cp = 0,46 Btu/lb°F……………………………(Kern, figure 4)

Δt = $t_2 - t_1$ = 207 − 88 = 119°F

Q_s = W x Cp x ΔT

$= 22094,1385 \frac{lb}{jam}$ x 0,46 Btu/lb°F x 119°F

$= 1207400 \frac{Btu}{jam}$

2. Menghitung Log Mean Temperature Difference (LMTD)

	Shell			Tube	Difference	
T_1	470	Higher Temp (°F)	t_2	207	264	Δt_h
T_2	308	Lower Temp(°F)	t_1	88	220	Δt_c
$T_1 - T_2$	163	Difference (°F)	$t_2 - t_1$	119	44	$\Delta t_h - \Delta t_c$

LMTD $= \frac{\Delta th - \Delta tc}{\ln\frac{\Delta th}{\Delta tc}} = \frac{44}{\ln\frac{273,2}{75,6}} =$ 241,054 °F

R $= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{163}{119} = 1,3680$

S $= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{119}{250} = 0,4746$

Pada buku D.Q Kern, diasumsikan menggunakan 2 shell pass and 4 or more tube passes, sehingga :

F_T = 0,93………………………………..……(Kern, Figure 19)

Δt = LMTD x F_T = 241,054°F x 0,93 = 224.1802 °F

3. Menghitung Tc dan tc

$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{220}{264} = 0,8341$

Didapatkan :

Kc = 0,35……………………………………………(Kern, Figure 17)

Fc = 0,47……………………………………………(Kern, Figure 17)

Sehingga :

a. Pada Shell :

$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) = 308 + 0,47 (470 - 308) = 384,0388$ °F

b. Pada Tube

$T_c = T_2 + F_c (T_1 - T_2) = 88 + 0,47 (207 - 88) = 143,636$

4. Trial UD *(Design Overall Coefficient)*

Dari tabel 8. Kern nilai UD untuk jenis umpan : solar (Heavy Organics) dan Crude Oil (Heavy Organics), didapatkan Ud = 10 – 40

Trial 1 (Ud = 10 Btu/hr. ft² F) dan B = 30

A (Flow Area) = $\frac{Q}{Ud \; x \; \Delta t \; \text{LMTD} \; Correction}$

$= \frac{12707400 \frac{Btu}{jam}}{10 \; x \; 224,1802°\text{F}}$

$= 538,5846 \text{ ft}^2$

Dengan menggunakan square Pitch, OD Tube, BWG, dan L tube (Pt = 1.25 in, OD =1 in, BWG = 16, dan L = 10 ft) didapatkan :

a" (ex surface) = 0,2618 ft² (Table 10, Kern)

Nt (Jumlah tube) = $\frac{A}{L \; x \; a"} = \frac{538,5846 \; ft^2}{10 \; ft \; x \; 0,2618 \text{ ft}^2} = 205,7236$

(jumlah tube yang digunakan menggunakan jumlah tube terdekat pada tabel 9, Kern. Melalui Tabel 8 Kern dengan menggunakan 2 shell pass and 4 or more tube pass pada jumlah tube tersebut maka didapat jumlah tube sebanyak 208

ID Shell = 23,25 in

A real = Nt x a" x L

= 208 x 0,2618 x 10

= 544,54

Ud real $= \frac{Q}{A \, real \; x \; \Delta t \; \text{LMTD}} = \frac{12707400 \frac{Btu}{jam}}{434,59 \; x \; 224,1802°\text{F}} = 9,8906$

Shell side, Hot fluid (Solar)	Tube side, cold fluid (crude oil)
5. Flow area (As) Diketahui : Diameter dalam (ID) = 23,25 inchi	5) Flow area (As) Diketahui : Jumlah tube (Nt) = 208

Pitch (Pt) = 1,25 inchi Tube clearance (C”) = Pt – OD = 1,25- 1 = 0,25 inc Jarak antar buffle (B) = 30 inchi $A_s = \frac{1}{2} x \frac{ID\ x\ C''\ x\ B}{144\ x\ P_t}$ $= \frac{1}{2} x \frac{23{,}25\ inch\ x\ 0{,}25\ inch\ \ x\ 30\ in}{\frac{144\ inch^2}{1\ ft^2}\ x\ 1{,}25\ inch}$ = 0,4843 ft^2	Jumlah pass (n) = 2 Diameter dalam (OD) = 1 inch, BWG 16 didapatkan nilai At’’ = 0,594 inch (Kern, table 10) $A_t = \frac{Nt\ x\ At''}{144\ x\ n} = \frac{208\ x\ 0{,}594}{144\ x\ 2}$ = 0,429 ft^2
6. Mass Velocity $Gs = \frac{W}{As} = \frac{13508{,}1856}{0{,}4843}$ = 27887,8671 lb/jam ft^2	6) Mass velocity $Gs = \frac{W}{At} = \frac{22094{,}14}{0{,}429}$ = 51501,4885 lb/jam ft^2
7. Reynold Number (Res) Pada OD = 1 inc dan Pt = 1,25 inch Didapatkan : D_e = 0,99 in.............(Kern, fig 28) = 0,99 : 12 = 0,0825 ft Saat °API = 35,91 didapatkan : µ = 0,4733 cps…..(Nelson, fig 5-4) = 0,4733 x 2,42 = 1,1454 $lb/ft\ hr$ Res = $\frac{De\ x\ Gs}{\mu}$ $= \frac{0{,}0825\ ft\ x\ 27887{,}8671\ \frac{lb}{jamft^2}}{1{,}1454 \frac{lb}{ft\ hr}}$ = 2008,6314	7) Reynold Number (Ret) Pada OD = 1 inc dan BWG = 16 didapatkan : ID = 0,87 in….(Kern, tabel 10) = 0,87 in : 12 = 0,0725 ft *Saat* ^{O}API = 36,37 didapatkan µ = 0,3877cps…..(Nelson, fig 5-4) = 0,3877 x 2,42 = 0,9383 $lb/ft\ hr$ Res = $\frac{De\ x\ Gt}{\mu}$ $= \frac{0{,}0725\ ft\ x\ 51501{,}4885\ \frac{lb}{jamft^2}}{0{,}9383 \frac{lb}{ft\ hr}}$ = 3979,3394
8. Factor Heat Transfer Pada Res = 2461,1689	8) Factor for Heat Transfer L = 10

J_H = 24…………..(Kern, fig 28)	D = 0,0725 L/D = $\frac{10\ ft}{0,0725\ ft}$ = 137,93103 Didapatkan : J_H = 9……(Kern,Figure 24)
9. Bilangan Prandtl Saat T_c = 384,0388°F °API = 35,91 didapatkan : c = 0,65 Btu/lb °F…….(Kern, fig 4) k = 0,073 Btu/ft^2hr(°F/ ft)...(Kern, fig 1) μ = 1,1454 $lb/ft\ hr$ Pr = $\left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}}$ = $\left[\frac{0{,}65\ Btu/lb\ °F\ x\ 1{,}1454\ lb/ft\ hr}{0{,}073\ Btu/ft2hr(°F/\ ft)}\right]^{\frac{1}{3}}$ = 2,1686	9) Bilangan Prandtl Saat t_c = 143,636°F °API = 36,37 didapatkan : c = 0,51 Btu/lb °F….(Kern, fig 4) k = 0,078 Btu/ft^2hr(°F/ ft) ………..(Kern, fig 1) μ = 0,9383 $lb/fthr$ Pr = $\left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}}$ = $\left[\frac{0{,}51\ Btu/lb\ °F\ x\ 0{,}9383\ lb/ft\ hr}{0{,}078\ Btu/ft2hr(°F/\ ft)}\right]^{\frac{1}{3}}$ = 1,8306
10. Koefisien Perpindahan Panas Fluida (h_o) $h_o = J_H X \frac{K}{De}\ x \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}} x\ ø_s$ $\frac{ho}{øs} = 24\ x \frac{0{,}073\ Btu/ft^2hr}{0{,}0825\ ft}$ x 2,1686 = 46,0539 Btu/ft^2hr °F	10) Koefisien Perpindahan Panas Fluida (h_i) $h_i = J_H\ X \frac{K}{D}\ x \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}} x\ ø_t$ $\frac{hio}{øt}$ = 9 x $\frac{0{,}078\ Btu/ft^2hr}{0{,}0725\ ft}$ x 1,8306 = 17,7258 Btu/ft^2hr °F
11. Tube Wall Temperature T_c = 384,0388 °F t_c = 143,636 °F $T_c - t_c$ = 240,4028 °F $t_w = t_c + \frac{\frac{ho}{øs}}{\frac{ho}{øs}+\frac{hio}{øt}} x\ (T_c - t_c)$ = 384,0388 °F +	11) Tube Wall Temperature ID = 0,87 OD = 1 $\frac{hio}{øt} = \frac{hio}{øt}\ x\ \frac{ID}{OD}$ = 15,4214 $\frac{btu}{ft^2hr\ °F}$

<table>
<tr><td>$\frac{46{,}0539 \quad Btu/ft2hr\,°F}{46{,}0539 \frac{btu}{ft^2hr\,°F} + 15{,}4214 \frac{btu}{ft^2hr\,°F}}$ x
240,4028
= 323,7323 °F</td><td></td></tr>
<tr><td>12. Saat t_w = 323,7323 °F
μ_w = 0,55 cps…(Kern,fig 14)
= 0,55 x 2,42 = 1,331 lb/ft.hr
$Ø_S = \left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$
$= \left[\frac{1{,}1454}{1{,}331}\right]^{0.14}$
= 0,9791</td><td>12) Saat t_w = 323,7323 °F
μ_w = 0,55 cps (Kern,fig 14)
= 0,55 x 2,42 = 1,331 lb/ft.hr
$Ø_S = \left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$
$= \left[\frac{0{,}9383}{1{,}331}\right]^{0.14}$
= 0,9522</td></tr>
<tr><td>13. h_o Koreksi
$h_o = \frac{ho}{øs} x\ øs$
= 46,0539 Btu/ft^2hr °F x 0,9791
= 45,0959 Btu/ft^2hr °F</td><td>13) h_{io} Terkoreksi
$hi_o = \frac{hio}{øt} x\ øt$
$= 15{,}4214 \frac{btu}{ft^2hr\,°F}$ x 0,9522
= 14,6848 Btu/ft^2hr °F</td></tr>
<tr><td colspan="2">14. Menghitung Uc
$Uc = \frac{hio\ x\ ho}{hio + ho} = \frac{14{,}6848\ ^{Btu}/_{ft2hr}°F\ x\ 45{,}0959\ Btu/ft2hr\,°F}{14{,}6848\ ^{Btu}/_{ft2hr}°F + 45{,}0959\ Btu/ft2hr\,°F}$ = 11,0775 Btu/ft^2hr^oF</td></tr>
<tr><td colspan="2">15. Menghitung Ud
OD = 1 inc dan BWG = 16 didapatkan a" = 0,2618 ft^2/ft........(Kern, tabel 10)
Nt = 112 ; L = 10 ft
$U_d = \frac{Q_t}{N_t x\ a"\ x\ L\ x\ LMTD} = \frac{1207400\ btu/jam}{208\ x \frac{0{,}2618ft2}{ft} x\ 10\ ft\ x\ 241{,}054°F} = 10 \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}$</td></tr>
<tr><td colspan="2">16. Menghitung Rd
$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c\ x\ U_d} = \frac{11{,}0775 \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F} - 10 \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}}{11{,}0775 \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F} x\ 10 \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}} = 0{,}0108 \frac{jam\ ft^2\ °F}{Btu}$
Rd tidak memenuhi, karena melebihi Rd yang diharapkan sehingga rancangan dimensi tidak dapat dipakai dan perlu dilakukan trial ulang.</td></tr>
</table>

Trial 2 (Ud = 15 Btu/hr. ft² F)

A (Flow Area) = $\frac{Q}{Ud\ x\ \Delta t\ \text{LMTD}\ Correction}$

$= \frac{12707400 \frac{Btu}{jam}}{15\ x\ 224{,}1802°\text{F}}$

= 359,0964 ft²

Dengan menggunakan square Pitch, OD Tube, BWG, dan L tube (Pt = 1.25 in, OD =1 in, BWG = 16, dan L = 10 ft) didapatkan :

a" (ex surface) = 0,2618 ft² (Table 10, Kern)

Nt (Jumlah tube) = $\frac{A}{L\ x\ a"} = \frac{359{,}0964\ ft^2}{10\ ft\ x\ 0{,}2618\ \text{ft}^2}$ = 137,1491

(jumlah tube yang digunakan menggunakan jumlah tube terdekat pada tabel 9, Kern. Melalui Tabel 8 Kern dengan menggunakan 2 shell pass and 4 or more tube pass pada jumlah tube tersebut maka didapat jumlah tube sebanyak 166

ID Shell = 21,25 in

A real = Nt x a" x L

= 166 x 0,2618 x 10

= 434,59

Ud real = $\frac{Q}{A\ real\ x\ \Delta t\ \text{LMTD}} = \frac{12707400 \frac{Btu}{jam}}{434{,}59\ x\ 224{,}1802°\text{F}}$ = 12,393

Shell side, Hot fluid (Solar)	Tube side, cold fluid (crude oil)
5. Flow area (As) Diketahui : Diameter dalam (ID) = 21,25 inchi Pitch (Pt) = 1,25 inchi Tube clearance (C") = Pt – OD = 1,25- 1 = 0,25 inc Jarak antar buffle (B) = 33 inchi $A_s = \frac{1}{2}\ x\ \frac{ID\ x\ C"\ x\ B}{144\ x\ P_t}$	5) Flow area (As) Diketahui : Jumlah tube (Nt) = 166 Jumlah pass (n) = 2 Diameter dalam (OD) = 1 inch, BWG 16 didapatkan nilai At'' = 0,594 inch (Kern, table 10) $A_t = \frac{Nt\ x\ At"}{144\ x\ n} = \frac{166\ x\ 0{,}594}{144\ x\ 2}$ = 0,3423 ft²

$= \frac{1}{2} x \frac{21{,}25\ inch\ x\ 0{,}25\ inch\ \ x\ 33\ in}{\frac{144\ inch^2}{1\ ft^2}\ x\ 1{,}25\ inch}$ = 0,4869 ft^2	
6. Mass Velocity $Gs = \frac{W}{\text{As}} = \frac{13508{,}1856}{0{,}4869}$ = 27738,73415 lb/jam ft^2	6) Mass velocity $Gs = \frac{W}{\text{At}} = \frac{22094{,}14}{0{,}3423}$ = 64531,9856 lb/jam ft^2
7. Reynold Number (Res) Pada OD = 1 inc dan Pt = 1,25 inch Didapatkan : D_e = 0,99 in.............(Kern, fig 28) = 0,99 : 12 = 0,0825 ft Saat °API = 35,91 didapatkan : µ = 0,4733 cps…..(Nelson, fig 5-4) = 0,4733 x 2,42 = 1,1454 $lb/ft\ hr$ Res = $\frac{\text{De}\ x\ Gs}{\mu}$ $= \frac{0{,}0825\ \text{ft}\ x\ 27738{,}73415\ \frac{lb}{jamft^2}}{1{,}1454 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}}}$ = 1997,89007	7) Reynold Number (Ret) Pada OD = 1 inc dan BWG = 16 didapatkan : ID = 0,87 in….(Kern, tabel 10) = 0,87 in : 12 = 0,0725 ft $Saat$ °API = 36,37 didapatkan µ = 0,3877cps…..(Nelson, fig 5-4) = 0,3877 x 2,42 = 0,9383 $lb/ft\ hr$ Res = $\frac{\text{De}\ x\ Gt}{\mu}$ $= \frac{0{,}0725\ \text{ft}\ x\ 64531{,}9856\ \frac{lb}{jamft^2}}{0{,}9383 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}}}$ = 4986,1603
8. Factor Heat Transfer Pada Res = 1997,89007 J_H = 21……..(Kern, fig 28)	8) Factor for Heat Transfer L = 10 D = 0,0725 L/D = $\frac{10\ ft}{0{,}0725\ ft}$ = 137,93103 Didapatkan : J_H = 15……(Kern,Figure 24)

9. Bilangan Prandtl Saat T_c = 384,0388°F °API = 35,91 didapatkan : c = 0,65 Btu/lb °F…….(Kern, fig 4) k = 0,073 Btu/ft^2hr(°F/ ft)...(Kern, fig 1) μ = 1,1454 $lb/ft\ hr$ $Pr = \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}}$ $= \left[\frac{0{,}65\ Btu/lb\ °F\ x\ 1{,}1454\ lb/ft\ hr}{0{,}073\ Btu/ft2hr(°F/\ ft)}\right]^{\frac{1}{3}}$ = 2,1686	9) Bilangan Prandtl Saat t_c = 143,636°F °API = 36,37 didapatkan : c = 0,51 Btu/lb °F….(Kern, fig 4) k = 0,078 Btu/ft^2hr(°F/ ft) ………..(Kern, fig 1) μ = 0,9383 $lb/fthr$ $Pr = \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}}$ $= \left[\frac{0{,}51\ Btu/lb\ °F\ x\ 0{,}9383\ lb/ft\ hr}{0{,}078\ Btu/ft2hr(°F/\ ft)}\right]^{\frac{1}{3}}$ = 1,8306
10. Koefisien Perpindahan Panas Fluida (h_o) $h_o = J_H x\ \frac{K}{De}\ x\ \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}} x\ \varnothing_s$ $\frac{ho}{\varnothing s} = 21\ x \frac{0{,}073\ Btu/ft^2hr}{0{,}0825\ ft}\ x\ 2{,}1686$ = 40,29718 Btu/ft^2hr °F	10) Koefisien Perpindahan Panas Fluida (h_i) $h_i = J_H\ x\ \frac{K}{D}\ x\ \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}} x\ \varnothing_t$ $\frac{hi}{\varnothing t} = 15\ x\ \frac{0{,}078\ Btu/ft^2hr}{0{,}0725\ ft}\ x\ 1{,}8306$ = 29,54304 Btu/ft^2hr °F
11. Tube Wall Temperature T_c = 384,0388 °F t_c = 143,636 °F $T_c - t_c$ = 240,4028 °F $t_w = t_c + \frac{\frac{ho}{\varnothing s}}{\frac{ho}{\varnothing s} + \frac{hio}{\varnothing t}}\ x\ (T_c - t_c)$ = 384,0388 °F + $\frac{40{,}29718\ \ Btu/ft2hr\ °F}{40{,}29718\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F} + 25{,}7024\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F}}$ x 240,4028 = 290,41799 °F	11) Tube Wall Temperature ID = 0,87 OD = 1 $\frac{hio}{\varnothing t} = \frac{hi}{\varnothing t}\ x\ \frac{ID}{OD}$ $= 25{,}7024\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F}$
12. Saat t_w = 290,41799 °F	12) Saat t_w = 290,41799 °F

μ_w = 0,54 cps…(Kern,fig 14) = 0,54 x 2,42 = 1,3086 lb/ft.hr $\text{Ø}_s = \left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$ $= \left[\frac{1,1454}{1,3086}\right]^{0.14}$ = 0,9817	μ_w = 0,54 cps (Kern,fig 14) = 0,54 x 2,42 = 1,3068 lb/ft.hr $\text{Ø}_s = \left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$ $= \left[\frac{0,9383}{1,3068}\right]^{0.14}$ = 0,9546
13. h_o Koreksi $h_o = \frac{ho}{øs}\ x\ øs$ $= 40,2971\ Btu/ft^2hr$ °F x 0,9817 $= 39,5604\ Btu/ft^2hr$ °F	13) h_{io} Terkoreksi $hi_o = \frac{hio}{øt}\ x\ øt$ $= 25,7024 \frac{btu}{ft^2hr\ °F}$ x 0,9546 $= 24,5376\ Btu/ft^2hr$ °F

14. Menghitung Uc

$$Uc = \frac{hio\ x\ ho}{hio + ho} = \frac{24,5376\ ^{Btu}/_{ft2hr}°F\ x\ 39,5604\ Btu/ft2hr\ °F}{24,5376\ ^{Btu}/_{ft2hr}°F + 39,5604\ Btu/ft2hr\ °F} = 15,1443$$

Btu/ft^2hr^oF

15. Menghitung Ud

OD = 1 inc dan BWG = 16 didapatkan a" = 0,2618 ft^2/ft........(Kern, tabel 10)

Nt = 166 ; L = 10 ft

$$U_d = \frac{Q_t}{N_t x\ a"\ x\ L\ x\ LMTD} = \frac{1207400\ btu/jam}{166\ x \frac{0,2618ft2}{ft}\ x\ 10\ ft\ x\ 241,054°F} = 12 \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}$$

16. Mengitung Rd

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c\ x\ U_d} = \frac{15,1443 \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F} - 12 \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}}{15,1443 \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}\ x\ 12 \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}} = 0,0147 \frac{jam\ ft^2\ °F}{Btu}$$

Rd tidak memenuhi, karena melebihi Ud yang diharapkan sehingga rancangan dimensi tidak dapat dipakai dan perlu dilakukan trial ulang.

Trial 3 (Ud =20 Btu/hr. ft^2 F)

$$A\ (Flow\ Area) = \frac{Q}{Ud\ x\ \Delta t\ LMTD\ Correction}$$

<table>
<tr><td colspan="2">

$= \frac{12707400 \frac{Btu}{jam}}{20 \ x \ 224{,}1802°F}$

$= 269{,}2923 \ ft^2$

Dengan menggunakan square Pitch, OD Tube, BWG, dan L tube (Pt = 1.25 in, OD =1 in, BWG = 16, dan L = 10 ft) didapatkan :

a" (ex surface) = 0,2618 ft^2 (Table 10, Kern)

Nt (Jumlah tube) $= \frac{A}{L \ x \ a"} = \frac{269{,}2923 \ ft^2}{10 \ ft \ x \ 0{,}2618 \ ft^2} = 102{,}8618$

(jumlah tube yang digunakan menggunakan jumlah tube terdekat pada tabel 9, Kern. Melalui Tabel 8 Kern pada jumlah tube tersebut maka didapat jumlah tube sebanyak 112

ID Shell = 17,25 in

A real = Nt x a" x L

= 112 x 0,2618 x 10

= 293,216

Ud real $= \frac{Q}{A \ real \ x \ \Delta t \ LMTD} = \frac{12707400 \frac{Btu}{jam}}{293{,}216 \ x \ 224{,}1802°F} = 318{,}3682$

</td></tr>
<tr><td>Shell side, Hot fluid (Solar)</td><td>Shell side, Hot fluid (Solar)</td></tr>
<tr><td>

5. Flow area (As)

Diketahui :

Diameter dalam (ID) = 17,25 inchi

Pitch (Pt) = 1,25 inchi Tube

clearance (C") = Pt – OD

= 1,25- 1

= 0,25 inc

Jarak antar buffle (B) = 33 inchi

$A_s = \frac{1}{2} \ x \ \frac{ID \ x \ C" \ x \ B}{144 \ x \ P_t}$

$= \frac{1}{2} x \frac{17{,}25 \ inch \ x \ 0{,}25 \ inch \ x \ 33 \ inch}{\frac{144 \ inch^2}{1 \ ft^2} \ x \ 1{,}25 \ inch}$

= 0,3953 ft^2

</td><td>

5) Flow area (As)

Diketahui :

Jumlah tube (Nt) = 112

Jumlah pass (n) = 2

Diameter dalam (OD) = 1 inch, BWG 16 didapatkan

nilai At'' = 0,594 inch (Kern, table 10)

$A_t = \frac{Nt \ x \ At"}{144 \ x \ n} = \frac{112 \ x \ 0{,}594}{144 \ x \ 2}$

= 0,231 ft^2

</td></tr>
</table>

6. Mass Velocity $Gs = \frac{W}{\text{As}} = \frac{13508{,}1856}{0{,}3953}$ = 34170,9043 lb/jam ft^2	6) Mass velocity $Gs = \frac{W}{\text{At}} = \frac{22094{,}14}{0{,}231}$ = 95645,62147 lb/jam ft^2
7. Reynold Number (Res) Pada OD = 1 inc dan Pt = 1,25 inch Didapatkan : D_e = 0,99 in.............(Kern, fig 28) = 0,99 : 12 = 0,0825 ft Saat °API = 35,91 didapatkan : μ = 0,4733 cps…..(Nelson, fig 5-4) = 0,4733 x 2,42 = 1,1454 $lb/ft\ hr$ Res = $\frac{\text{De}\ x\ Gs}{\mu}$ $= \frac{0{,}0825\ \text{ft}\ x\ 34170{,}9043\ \frac{lb}{jamft^2}}{1{,}1454 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}}}$ = 2461,1689	7) Reynold Number (Ret) Pada OD = 1 inc dan BWG = 16 didapatkan : ID = 0,87 in.…(Kern, tabel 10) = 0,87 in : 12 = 0,0725 ft $Saat$ °API = 36,37 didapatkan μ = 0,3877cps…..(Nelson, fig 5-4) = 0,3877 x 2,42 = 0,9383 $lb/ft\ hr$ Res = $\frac{\text{De}\ x\ Gt}{\mu}$ $= \frac{0{,}0725\ \text{ft}\ x\ 95645{,}62147\ \frac{lb}{jamft^2}}{0{,}9383 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}}}$ = 7390,2018
8. Factor Heat Transfer Pada Res = 2461,1689 J_H = 29……………..(Kern, fig 28)	8) Factor for Heat Transfer L = 10 D = 0,0725 L/D = $\frac{10\ ft}{0{,}0725\ ft}$ = 137,93103 Didapatkan : J_H = 27……(Kern,Figure 24)
9. Bilangan Prandtl Saat T_c = 384,0388°F °API = 35,91 didapatkan : c = 0,65 Btu/lb °F…….(Kern, fig 4) k = 0,073 Btu/ft^2hr(°F/ ft)...(Kern, fig 1)	9) Bilangan Prandtl Saat t_c = 143,636°F °API = 36,37 didapatkan : c = 0,51 Btu/lb °F….(Kern, fig 4) k = 0,078 Btu/ft^2hr(°F/ ft) ………..(Kern, fig 1)

μ = 1,1454 $lb/ft\ hr$ $Pr = \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}}$ $= \left[\frac{0{,}65\ Btu/lb\ °F\ x\ 1{,}1454\ lb/ft\ hr}{0{,}073\ Btu/ft2hr(°F/\ ft)}\right]^{\frac{1}{3}}$ = 2,1686	μ = 0,9383 $lb/fthr$ $Pr = \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}}$ $= \left[\frac{0{,}51\ Btu/lb\ °F\ x\ 0{,}9383\ lb/ft\ hr}{0{,}078\ Btu/ft2hr(°F/\ ft)}\right]^{\frac{1}{3}}$ = 1,8306
10. Koefisien Perpindahan Panas Fluida (h_o) $h_o = J_H X\ \frac{K}{De}\ x \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}} x\ \phi_s$ $\frac{ho}{\phi s} = 29\ x \frac{0{,}073\ Btu/ft^2hr}{0{,}0825\ ft}\ x\ 2{,}1686$ = 55,6484 Btu/ft^2hr °F	10) Koefisien Perpindahan Panas Fluida (h_i) $h_i = J_H\ x\ \frac{K}{D}\ x \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}} x\ \phi_t$ $\frac{hio}{\phi t} = 27\ x\ \frac{0{,}078\ Btu/ft^2hr}{0{,}0725\ ft}\ x\ 1{,}8306$ = 53,1774 Btu/ft^2hr °F
11. Tube Wall Temperature T_c = 384,0388 °F t_c = 143,636 °F $T_c - t_c$ = 240,4028 °F $t_w = t_c + \frac{\frac{ho}{\phi s}}{\frac{ho}{\phi s}+\frac{hio}{\phi t}}\ x\ (T_c - t_c)$ = 384,0388 °F + $\frac{55{,}6484\ Btu/ft2hr\ °F}{55{,}6484\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F} + 257{,}02452\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F}}$ x 240,4028 = 274,9055 °F	11) Tube Wall Temperature ID = 0,87 OD = 1 $\frac{hio}{\phi t} = \frac{hio}{\phi t}\ x\ \frac{ID}{OD}$ $= 46{,}2644\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F}$
12. Saat t_w = 274,9055 °F μ_w = 0,54 cps…(Kern,fig 14) = 0,54 x 2,42 = 1,3086 lb/ft.hr $\phi_s = \left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$ $= \left[\frac{1{,}1454}{1{,}3086}\right]^{0.14}$ = 0,9817	12) Saat t_w = 274,9055 °F μ_w = 0,54 cps (Kern,fig 14) = 0,54 x 2,42 = 1,3068 lb/ft.hr $\phi_s = \left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$ $= \left[\frac{0{,}9383}{1{,}3068}\right]^{0.14}$ = 0,9546

<table>
<tr>
<td>13. ho Koreksi
$h_o = \frac{ho}{øs}\ x\ øs$
$= 55{,}6484\ Btu/ft^2hr$ °F x 0,9817
$= 54{,}6310\ Btu/ft^2hr$ °F</td>
<td>13) h_{io} Terkoreksi
$hi_o = \frac{hio}{øt}\ x\ øt$
$= 46{,}2644\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F}$ x 0,9546
$= 44{,}1678\ Btu/ft^2hr$ °F</td>
</tr>
<tr>
<td colspan="2">14. Menghitung Uc
$Uc = \frac{hio\ x\ ho}{hio + ho} = \frac{44{,}1678\ Btu/ft2hr°F\ x\ 54{,}6310 Btu/ft2hr\ °F}{44{,}1678\ Btu/ft2hr°F + 54{,}6310\ Btu/ft2hr\ °F} = 24{,}4227$
Btu/ft^2hr^oF</td>
</tr>
<tr>
<td colspan="2">15. Menghitung Ud
OD = 1 inc dan BWG = 16 didapatkan a" = 0,2618 ft^2/ft........(Kern, tabel 10)
Nt = 112 ; L = 10 ft
$U_d = \frac{Q_t}{N_t x\ a"\ x\ L\ x\ LMTD} = \frac{1207400\ btu/jam}{112\ x \frac{0{,}2618ft2}{ft}\ x\ 10\ ft\ x\ 241{,}054°F} = 18\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}$</td>
</tr>
<tr>
<td colspan="2">16. Mengitung Rd
$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c\ x\ U_d} = \frac{24{,}4227\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F} - 18\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}}{24{,}4227\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}\ x\ 18\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}} = 0{,}0135\ \frac{jam\ ft^2\ °F}{Btu}$
Rd tidak memenuhi, karena melebihi Ud yang diharapkan sehingga rancangan dimensi tidak dapat dipakai dan perlu dilakukan trial ulang.</td>
</tr>
</table>

Trial 4 (Ud =40 Btu/hr. ft^2 F)

A (Flow Area) = $\frac{Q}{Ud\ x\ \Delta t\ \text{LMTD}\ Correction}$

$= \frac{12707400 \frac{Btu}{jam}}{40\ x\ 224{,}1802°\text{F}}$

= 134,6461 ft^2

Dengan menggunakan square Pitch, OD Tube, BWG, dan L tube (Pt = 1.25 in, OD =1 in, BWG = 16, dan L = 10 ft) didapatkan :

a" (ex surface) = 0,2618 ft^2 (Table 10, Kern)

Nt (Jumlah tube) = $\frac{A}{L\ x\ a"} = \frac{134{,}6461\ ft^2}{10\ \ ft\ x\ 0{,}2618\ \text{ft}^2}$ = 51,43

(jumlah tube yang digunakan menggunakan jumlah tube terdekat pada tabel 9, Kern. Melalui Tabel 8 Kern pada jumlah tube tersebut maka didapat jumlah tube sebanyak 56

ID Shell = 13,25 in

A real = Nt x a" x L

= 56 x 0,2618 x 10

= 146,61

Ud real = $\frac{Q}{A\ real\ \ x\ \Delta t\ \text{LMTD}} = \frac{12707400 \frac{Btu}{jam}}{146{,}61\ x\ 224{,}1802°\text{F}}$ = 36,736

Shell side, Hot fluid (Solar)	Tube side, cold fluida (crude oil)
5. Flow area (A_s) Diketahui : Diameter dalam (ID) = 13,25 inchi Pitch (Pt) = 1,25 inchi Tube clearance (C") = Pt – OD = 1,25- 1 = 0,25 inc Jarak antar buffle (B) = 30 inchi $A_s = \frac{1}{2}\ x\ \frac{ID\ x\ C"\ x\ B}{144\ x\ P_t}$	5) Flow area (A_t) Diketahui : Jumlah tube (Nt) = 56 Jumlah pass (n) = 2 Diameter dalam (OD) = 1 inch, BWG 16 didapatkan nilai At'' = 0,594 inch (Kern, table 10) $A_t = \frac{Nt\ x\ At"}{144\ x\ n} = \frac{56\ x\ 0{,}594}{144\ x\ 2}$

$= \frac{1}{2} x \frac{13{,}25\ inch\ x\ 0{,}25\ inch\ \ x\ 30\ inch}{\frac{144\ inch^2}{1\ ft^2}\ x\ 1{,}25\ inch}$ = 0,27604 ft^2	= 0,1155 ft^2
6. Mass Velocity $Gs = \frac{W}{As} = \frac{13508{,}1856}{0{,}27604}$ = 48935,31402 lb/jam ft^2	6) Mass velocity $Gs = \frac{W}{At} = \frac{22094{,}14}{0{,}1155}$ = 191291,243 lb/jam ft^2
7. Reynold Number (Res) Pada OD = 1 inc dan Pt = 1,25 inch Didapatkan : D_e = 0,99 in.............(Kern, fig 28) = 0,99 : 12 = 0,0825 ft Saat °API = 35,91 didapatkan : μ = 0,4733 cps…..(Nelson, fig 5-4) = 0,4733 x 2,42 = 1,1454 $lb/ft\ hr$ Res = $\frac{De\ x\ Gs}{\mu}$ $= \frac{0{,}0825\ ft\ x\ 48935{,}31402\ \frac{lb}{jamft^2}}{1{,}1454 \frac{lb}{ft\ hr}}$ = 3524,5796	7) Reynold Number (Ret) Pada OD = 1 inc dan Bwg = 16 didapatkan : ID = 0,87 in.…(Kern, tabel 10) = 0,87 in : 12 = 0,0725 ft Saat °API = 36,37 didapatkan μ = 0,3877cps…..(Nelson, fig 5-4) = 0,3877 x 2,42 = 0,9383 $lb/ft\ hr$ Res = $\frac{De\ x\ Gt}{\mu}$ $= \frac{0{,}0725\ ft\ x\ 191291{,}243\ \frac{lb}{jamft^2}}{0{,}9383\ \frac{lb}{ft\ hr}}$ = 14780,4038
8. Factor Heat Transfer Pada Res = 3524,5796 J_H = 30……………..(Kern, fig 28)	8) Factor for Heat Transfer L = 10 D = 0,0725 L/D = $\frac{10\ ft}{0{,}0725\ ft}$ = 137,93103 Didapatkan : J_H = 150………(Kern,Figure 24)
9. Bilangan Prandtl Saat T_c = 384,0388°F	9) Bilangan Prandtl Saat t_c = 143,636°F

°API = 35,91 didapatkan : c = 0,65 Btu/lb °F……….(Kern, fig 4) k = 0,073 Btu/ft^2hr(°F/ ft)...(Kern, fig 1) μ = 1,1454 $lb/ft\ hr$ $Pr = \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}}$ $= \left[\frac{0{,}65\ Btu/lb\ °F\ x\ 1{,}1454\ lb/ft\ hr}{0{,}073\ Btu/ft2hr(°F/\ ft)}\right]^{\frac{1}{3}}$ = 2,1686	°API = 36,37 didapatkan : c = 0,51 Btu/lb °F….(Kern, fig 4) k = 0,078 Btu/ft^2hr(°F/ ft) ………..(Kern, fig 1) μ = 0,9383 $lb/fthr$ $Pr = \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}}$ $= \left[\frac{0{,}51\ Btu/lb\ °F\ x\ 0{,}9383\ lb/ft\ hr}{0{,}078\ Btu/ft2hr(°F/\ ft)}\right]^{\frac{1}{3}}$ = 1,8306
10. Koefisien Perpindahan Panas Fluida (h_o) $h_o = J_H\ x\ \frac{K}{De}\ x\ \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}} x\ ø_s$ $\frac{ho}{øs} = 30\ x\ \frac{0{,}073\ Btu/ft^2hr}{0{,}0825\ ft}$ x 2,1686 = 57,5674 Btu/ft^2hr °F	10) Koefisien Perpindahan Panas Fluida (h_i) $h_i = J_H\ x\ \frac{K}{D}\ x\ \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}} x\ ø_t$ $\frac{hio}{øt} = 150\ x\ \frac{0{,}078\ Btu/ft^2hr}{0{,}0725\ ft}$ x 1,8306 = 257,0245 Btu/ft^2hr °F
11. Tube Wall Temperature T_c = 384,0388 °F t_c = 143,636 °F $T_c - t_c$ = 240,4028 °F $t_w = t_c + \frac{\frac{ho}{øs}}{\frac{ho}{øs}+\frac{hio}{øt}}\ x\ (T_c - t_c)$ = 384,0388 °F + $\frac{57{,}5674\ Btu/ft2hr\ °F}{57{,}5674\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F} + 257{,}02452\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F}}$ x 240,4028 = 187,6274 °F	11) Tube Wall Temperature ID = 0,87 OD = 1 $\frac{hio}{øt} = \frac{hio}{øt}\ x\ \frac{ID}{OD}$ $= 257{,}02452\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F}$
12. Saat t_w = 187,6274 °F μ_w = 0,54 cps…(Kern,fig 14)	12) Saat t_w = 187,6274 °F μ_w = 0,54 cps (Kern,fig 14)

= 0,54 x 2,42 = 1,3086 lb/ft.hr $Ø_s = \left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$ $= \left[\frac{1,1454}{1,3086}\right]^{0.14}$ = 0,9817	= 0,54 x 2,42 = 1,3068 lb/ft.hr $Ø_s = \left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$ $= \left[\frac{0,9383}{1,3068}\right]^{0.14}$ = 0,9546
13. h_o Koreksi $h_o = \frac{ho}{øs}\ x\ øs$ = 57,5674 Btu/ft^2hr °F x 0,9817 = 56,5149 Btu/ft^2hr °F	13) h_{io} Terkoreksi $hi_o = \frac{hio}{øt}\ x\ øt$ = 295,4304 $\frac{btu}{ft^2 hr\ °F}$ x 0,9546 = 245,3769 Btu/ft^2hr °F

14. Menghitung Uc

$$Uc = \frac{hio\ x\ ho}{hio + ho} = \frac{245{,}3769\ ^{Btu}/_{ft2hr}°F\ x\ 56{,}5149\ Btu/ft2hr\ °F}{245{,}3769\ ^{Btu}/_{ft2hr}°F + 56{,}5149\ Btu/ft2hr\ °F} = 45{,}9351\ Btu/ft^2hr°F$$

15. Menghitung Ud

OD = 1 inc dan BWG = 16 didapatkan a” = 0,2618 ft^2/ft........(Kern, tabel 10)

Nt = 56 ; L = 10 ft

$$U_d = \frac{Q_t}{N_t x\ a"\ x\ L\ x\ LMTD} = \frac{1207400\ btu/jam}{56\ x \frac{0{,}2618ft2}{ft}\ x\ 10\ ft\ x\ 241{,}054°F} = 37\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}$$

16. Mengitung Rd

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c\ x\ U_d} = \frac{45{,}9351\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F} - 37\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}}{45{,}9351\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}\ x\ 37\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}} = 0{,}0056\ \frac{jam\ ft^2\ °F}{Btu}$$

Rd tidak memenuhi, karena melebihi Ud yang diharapkan sehingga rancangan dimensi tidak dapat dipakai. Sehingga perlu melakukan trial Ud lagi.

Trial 5 (Ud =10 Btu/hr. ft^2 F) ; B = 33

$$A\ (Flow\ Area) = \frac{Q}{Ud\ x\ \Delta t\ LMTD\ Correction}$$

$$= \frac{12707400 \frac{Btu}{jam}}{10\ x\ 224{,}1802°F}$$

= 538,5846 ft^2

<table>
<tr><td colspan="2">Dengan menggunakan square Pitch, OD Tube, BWG, dan L tube (Pt = 1.25 in, OD =1 in, BWG = 16, dan L = 10 ft) didapatkan :
a" (ex surface) = 0,2618 ft^2 (Table 10, Kern)
Nt (Jumlah tube) = $\frac{A}{L\ x\ a"} = \frac{538{,}5846\ ft^2}{10\ \ ft\ x\ 0{,}2618\ \text{ft}^2}$ = 205,7236
(jumlah tube yang digunakan menggunakan jumlah tube terdekat pada tabel 9, Kern. Melalui Tabel 8 Kern pada jumlah tube tersebut maka didapat jumlah tube sebanyak 208
ID Shell = 23,25 in
A real = Nt x a" x L
= 208 x 0,2618 x 10
= 544,544
Ud real = $\frac{Q}{A\ real\ \ x\ \Delta t\ \text{LMTD}} = \frac{12707400\frac{Btu}{jam}}{544{,}544\ x\ 224{,}1802°\text{F}}$ = 9,89</td></tr>
<tr><td>Shell side, Hot fluid (Solar)</td><td>Tube side, cold fluida (crude oil)</td></tr>
<tr><td>5. Flow area (As)
Diketahui :
Diameter dalam (ID) = 23,25 inchi
Pitch (Pt) = 1,25 inchi Tube
clearance (C") = Pt – OD
= 1,25- 1
= 0,25 inc
Jarak antar buffle (B) = 33 inchi
$A_s = \frac{1}{2}\ x\ \frac{ID\ x\ C"\ x\ B}{144\ x\ P_t}$
$= \frac{1}{2} x\ \frac{23{,}25\ inch\ x\ 0{,}25\ inch\ \ x\ 33\ inch}{\frac{144\ inch^2}{1\ ft^2}\ x\ 1{,}25\ inch}$
= 0,5328 ft^2</td><td>5) Flow area (At)
Diketahui :
Jumlah tube (Nt) = 208
Jumlah pass (n) = 2
Diameter dalam (OD) = 1 inch, BWG 16 didapatkan
nilai At'' = 0,594 inch (Kern, table 10)
$A_t = \frac{Nt\ x\ At"}{144\ x\ n} = \frac{208\ x\ 0{,}594}{144\ x\ 2}$
= 0,429 ft^2</td></tr>
<tr><td>6. Mass Velocity
$Gs = \frac{W}{\text{As}} = \frac{13508{,}1856}{0{,}5328}$
= 25352,60648 lb/jam ft^2</td><td>6) Mass velocity
$Gs = \frac{W}{\text{At}} = \frac{22094{,}14}{0{,}429}$
= 51501,48848 lb/jam ft^2</td></tr>
</table>

7. Reynold Number (Res) Pada OD = 1 inc dan Pt = 1,25 inch Didapatkan : D_e = 0,99 in................(Kern, fig 28) = 0,99 : 12 = 0,0825 ft Saat °API = 35,91 didapatkan : μ = 0,4733 cps…..(Nelson, fig 5-4) = 0,4733 x 2,42 = 1,1454 $lb/ft\ hr$ Res = $\frac{De\ x\ Gs}{\mu}$ = $\frac{0,0825\ ft\ x\ 25352,60648 \frac{lb}{jam ft^2}}{1,1454 \frac{lb}{ft\ hr}}$ = 1826,0285	7) Reynold Number (Ret) Pada OD = 1 inc dan Bwg = 16 didapatkan : ID = 0,87 in….(Kern, tabel 10) = 0,87 in : 12 = 0,0725 ft Saat °API = 36,37 didapatkan μ = 0,3877cps…..(Nelson, fig 5-4) = 0,3877 x 2,42 = 0,9383 $lb/ft\ hr$ Res = $\frac{De\ x\ Gt}{\mu}$ = $\frac{0,0725\ ft\ x\ 51501,48848 \frac{lb}{jam ft^2}}{0,9383 \frac{lb}{ft\ hr}}$ = 3979,3394
8. Factor Heat Transfer Pada Res = 1826,0285 J_H = 20……………..(Kern, fig 28)	8) Factor for Heat Transfer L = 10 D = 0,0725 L/D = $\frac{10\ ft}{0,0725\ ft}$ = 137,93103 Didapatkan : J_H = 9………(Kern,Figure 24)
9. Bilangan Prandtl Saat T_c = 384,0388°F °API = 35,91 didapatkan : c = 0,64 Btu/lb °F……….(Kern, fig 4) k = 0,073 $Btu/ft^2 hr$(°F/ ft).......(Kern, fig 1)	9) Bilangan Prandtl Saat t_c = 143,636°F °API = 36,37 didapatkan : c = 0,5 Btu/lb °F….(Kern, fig 4) k = 0,076 $Btu/ft^2 hr$(°F/ ft) ………..(Kern, fig 1) μ = 0,9383 $lb/fthr$

μ = 1,1454 $lb/ft\ hr$ Pr = $\left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}}$ = $\left[\frac{0{,}64\ Btu/lb\ °F\ x\ 1{,}1454\ lb/ft\ hr}{0{,}073\ Btu/ft2hr(°F/\ ft)}\right]^{\frac{1}{3}}$ = 2,1574	Pr = $\left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}}$ = $\left[\frac{0{,}5\ Btu/lb\ °F\ x\ 0{,}9383\ lb/ft\ hr}{0{,}076\ Btu/ft2hr(°F/\ ft)}\right]^{\frac{1}{3}}$ = 1,8344
10. Koefisien Perpindahan Panas Fluida (h_o) $h_o = J_H\ x\ \frac{K}{De}\ x\ \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}} x\ Ø_s$ $\frac{ho}{øs} = 20\ x\ \frac{0{,}073\ Btu/ft^2hr}{0{,}064\ ft}$ x 2,1574 = 38,1804 Btu/ft^2hr °F	10) Koefisien Perpindahan Panas Fluida (h_i) $h_i = J_H\ x\ \frac{K}{D}\ x\ \left[\frac{c\ x\ \mu}{K}\right]^{\frac{1}{3}} x\ Ø_t$ $\frac{hio}{øt} = 9$ x $\frac{0{,}076\ Btu/ft^2hr}{0{,}0725\ ft}$ x 1,8344 = 17,3068 Btu/ft^2hr °F
11. Tube Wall Temperature T_c = 384,0388 °F t_c = 143,636 °F $T_c - t_c$ = 240,4028 °F $t_w = t_c + \frac{\frac{ho}{øs}}{\frac{ho}{øs}+\frac{hio}{øt}}$ x ($T_c - t_c$) = 384,0388 °F + $\frac{38{,}1804\ \ Btu/ft2hr\ °F}{38{,}1804\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F} + 17{,}3068\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F}}$ x 240,4028 = 316,0463 °F	11) Tube Wall Temperature ID = 0,87 OD = 1 $\frac{hio}{øt} = \frac{hio}{øt}\ x\ \frac{ID}{OD}$ = 15,0569 $\frac{btu}{ft^2hr\ °F}$
12. Saat t_w = 316,0463 °F μ_w = 0,53 cps………(Kern,fig 14) = 0,53 x 2,42 = 1,2826 lb/ft.hr $Ø_S$ = $\left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$ = $\left[\frac{1{,}1454}{1{,}2826}\right]^{0.14}$	12) Saat t_w = 341,6226 °F μ_w = 0,53 cps (Kern,fig 14) = 0,53 x 2,42 = 1,2826 lb/ft.hr $Ø_S$ = $\left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0.14}$ = $\left[\frac{0{,}9383}{1{,}2826}\right]^{0.14}$ = 0,9571

<table>
<tr><td>= 0,9842</td><td></td></tr>
<tr><td>13. h_o Koreksi
$h_o = \frac{ho}{øs}\ x\ øs$
$= 38{,}1804\ Btu/ft^2hr\ °F\ x\ 0{,}9842$
$= 37{,}5806\ Btu/ft^2hr\ °F$</td><td>13) h_{io} Terkoreksi
$hi_o = \frac{hio}{øt}\ x\ øt$
$= 15{,}0569\ \frac{btu}{ft^2hr\ °F}\ x\ 0{,}9571$
$= 14{,}4123\ Btu/ft^2hr\ °F$</td></tr>
<tr><td colspan="2">14. Menghitung Uc
$Uc = \frac{hio\ x\ ho}{hio + ho} = \frac{14{,}4123\ Btu/ft2hr\ °F\ x\ 37{,}5806\ Btu/ft2hr\ °F}{14{,}4123\ Btu/ft2hr\ °F + 37{,}5806\ Btu/ft2hr\ °F} = 10{,}4172$ Btu/ft^{2}hr^{o}F</td></tr>
<tr><td colspan="2">15. Menghitung Ud
OD = 1 inc dan BWG = 14 didapatkan a” = 0,2618 ft^2/ft..........(Kern, tabel 10)
Nt = 208
L = 10 ft
$U_d = \frac{Q_t}{N_t x\ a"\ x\ L\ x\ LMTD} = \frac{1207400\ btu/jam}{10\ x \frac{0{,}2618ft2}{ft}\ x\ 10\ ft\ x\ 241{,}054°F} = 10\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}$</td></tr>
<tr><td colspan="2">16. Mengitung Rd
$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c\ x\ U_d} = \frac{10{,}4172\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F} - 10\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}}{10{,}4172\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}\ x\ 10\ \frac{Btu}{jam\ ft^2\ °F}} = 0{,}005\ \frac{jam\ ft^2\ °F}{Btu}$
Rd memenuhi sehingga rancangan dimensi dapat dipakai</td></tr>
</table>

Dikarenakan nilai Rd memenuhi dimana nilai Rd yang diijinkan adalah sebesar 0,005 sehingga perhitungan trial 5 dapat dilanjutkan untuk menghitung Pressure Drop.

Pressure Drop	
Shell side, Hot fluid (Solar)	Tube side, cold fluida (crude oil)
1. Factor friksi (f) R_{es} = 1826,0285 f = 0,0032 ft^2/in^2 .....(Kern, fig 29) Sg = 0,8452 Ds = 23,25 in = 23,25 in : 12 = 1,9375 ft	1) Factor friksi (f) R_{et} = 3979,3394 f = 0,0004ft^2/in^2 .....(Kern, fig 26) Sg = 0,8429
2. Jumlah Crosses N + 1 = 12 L/B = 12 x $\frac{10}{33}$ = 3,6363	2) Pressure Drop (ΔPt) L = 10 ft n = 2
3. Pressure Drop (ΔPs) $\Delta Ps = \frac{f \cdot (G_s)^2 . D_s \ (N+1)}{5{,}22 \cdot 10^{10} . De . Sg . Øs}$ $= \frac{0{,}0032 . \ (25352{,}60648)^2 \ . \ 1{,}9375 \ . \ 3{,}6363}{5{,}22 \ . \ 10^{10} . 0{,}06 . \ 0{,}8452.}$ = 0,000273 psi	3) Pressure Drop (ΔPt) $\Delta Pt = \frac{f \cdot (G_t)^2 . \ L \ . \ n}{5{,}22 \ . \ 10^{10} . \ D \ . \ Sg \ . \ Øt}$ $= \frac{0{,}0023 \ . \ (51501{,}48848)^2 . \ 10 \ . \ 2}{5{,}22 \ . \ 10^{10} . \ 0{,}0695 \ . \ 0{,}8429 \ . \ 1{,}2401}$ = 0,001287psi

IX.2 Pembahasan

Dari data yang didapat dilapangan, dalam redesign heat exchanger dilakukan perhitungan panas yang diterima oleh crude oil sebesar 1207400 Btu/jam sedangkan panas yang diberikan oleh solar sebesar 1207400 Btu/jam, jadi perpindahan panas yang terjadi pada solar ke crude oil tidak mengalami kehilangan panas karena merupakan redesign sehingga perpindahan panas sama atau balance. Fouling factor (RD) sebesar 0,005 $\frac{jam \ ft^2 \ °F}{Btu}$ Koeffisien perpindahan panas (Ud) sebesar 10 $\frac{Btu}{jam \ ft^2 \ °F}$. Pressure drop pada shell (solar) sebesar 0,00020876 Psi dan pressure drop pada tube sebesar 0,00694947 Psi.

Dari hasil perhitungan dapat dilihat bahwa hasil perhitungan factor pengotor pada redesign heat exchanger-001 hingga heat exchanger-003 memiliki nilai faktor pengotor yang memenuhi dari yang diizinkan yaitu sebesar 0,005. Nilai faktor pengotor sangat berpengaruh untuk proses perpindahan panas yang masuk kedalam shell maupun tube. Namun, tidak menutup kemungkinan apabila nilai Rd akan bertambah semakin besar seiring dengan berjalannya waktu. Penyebab nilai Rd semakin bertambah adalah adanya impurities yang banyak baik ditube maupun di shell. Impurities ini berasal dari kerak-kerak api yang berasal dari aliran solar atau berkaratnya alat yang memiliki kadar yang cukup tinggi sehingga dapat mempengaruhi meningkatnya nilai dari fouling factor pada alat heat exchanger tersebut.

Oleh karena itu, dalam pengendaliannya perlu dilakukan proses penghilangan kadar impurities yang dapat membuat kerak pada dinding-dinding pipa. Hal ini menunjukkan bahwa temperature dan laju alir fluida dan impurities sangat berpengaruh pada nilai fouling factor (Rd). Semakin tinggi suhu maka semakin besar pula faktor pengotor dikarenakan suhu yang tinggi dapat menyebabkan kerak pada dinding- dinding pipa. Pada nilai koefisien perpindahan panas (Ud). juga diperngaruhi oleh adanya fouling factor (Rd) karena semakin banyak kotoran yang menempel pada tube maka nilai koeffisien perpindahan panas (Ud) akan mengalami penurunan.

Fouling factor juga berpengaruh terhadap pressure drop, yaitu berbanding lurus dimana semakin tinggi pressure drop makan semakin tinggi pula nilai fouling factor. Hal ini disebabkan karena adanya impurities yang dibawa oleh fluida yang menyebabkan friksi pada tube dan shell akan semakin banyak dan perpindahan panas yang terjadi akan terganggu. Nilai pressure drop yang diperoleh masih dibawah nilai standart yang diperbolehkan, yaitu sebesar 10 Psi. Hal ini menunjukkan bahwa redesign Heat Exchanger solar – crude oil dinyatakan masih layak dioperasikan karena tidak melebihi standart batas yang diperbolehkan.

Pada perhitungan redesign didapatkan hasil perhitungan dirt factor memiliki nilai yang hampir sama dengan dirt factor yang diizinkan, dengan demikian redesign Heat Exchanger layak untuk digunakan, karena Rd yang diijinkan adalah Rd memiliki nilai yang ±10% dari pada yang diizinkan sehingga akan mempengaruhi laju perpindahan panas antara hot fluid dan cold fluid akan lancar dan tidak terhambat. Terlihat bahwa pressure drop hasil perhitungan jauh lebih kecil dari pada pressure drop yang diperbolehkan, sehingga dapat disimpulkan bahwa redesign Heat Exchanger solar – crude oil layak untuk digunakan dan dibuat.

BAB X
KESIMPULAN DAN SARAN

X.1 Kesimpulan

Berdasarkan pengamatan yang telah dilakukan selama Praktek Kerja Lapangan di PPSDM Migas, dapat ditarik kesimpulan sebagai berikut :

1. Heat Exchanger pada Unit Kilang PPSDM Migas betujuan untuk meringankan beban furnace pada proses pengolahan, menghindari pemanasan yang berlebihan, dan menghemat bahan bakar dengan memanfaatkan panas residu dan solar.
2. Semakin banyak Heat Exchanger maka semakin baik dan meringankan beban pada furnace, semakin banyak Heat Exchanger maka membutuhkan boiler semakin sedikit sehingga energi yang dibutuhkan akan semakin kecil.
3. Temperature dan laju alir fluida dan impurities sangat berpengaruh pada nilai fouling factor (Rd). semakin tinggi nilai suhu maka semakin besar pula factor pengotor karena suhu yang tinggi. Dari hasil pengamatan dan perhitungan di redesign Heat Exchanger-001 hingga Heat Exchanger-003 diperoleh nilai Rd sebesar 0,005 jam.ft^2.˚F/Btu dari Rd desain sebesar 0,005 jam.ft^2.˚F/Btu. Berdasarkan parameter – parameter tersebut dapat disimpulkan bahwa *redesign heat exchanger* layak untuk didesain.
4. Dari hasil perhitungan *Redesign* Heat Exchanger solar – crude oil didapatkan dimensi HE :

   Jenis HE : *Shell and Tube Heat Exchanger*
   Pt : 1.25 in *Square pitch*
   Panjang *tube* : 10 ft
   Diameter luar *tube* : 1 in
   Diameter dalam *tube* : 0.87 in
   BWG : 16
   Jumlah *Tube* : 208 buah
   Jarak antar *baffle* : 33 in
   Diameter dalam *shell* : 23.25 in

Fouling factor : 0.005 hr ft^2 ^{o}F/ Btu

Pressure drop : 0.002087 psi (*shell)* dan 0.006949 psi (*tube*)

X.2 Saran

1. Sebaiknya dilakukan pembersihan dan evaluasi kinerja dari *heat exchanger* secara berkala, agar kinerja alat dapat selalu terjaga
2. Sebaiknya pengadaan Heat Exchanger untuk selanjutnya lebih baik diadakan menjadi satu alat saja agar lebih efisien dan lebih murah dalam investasi