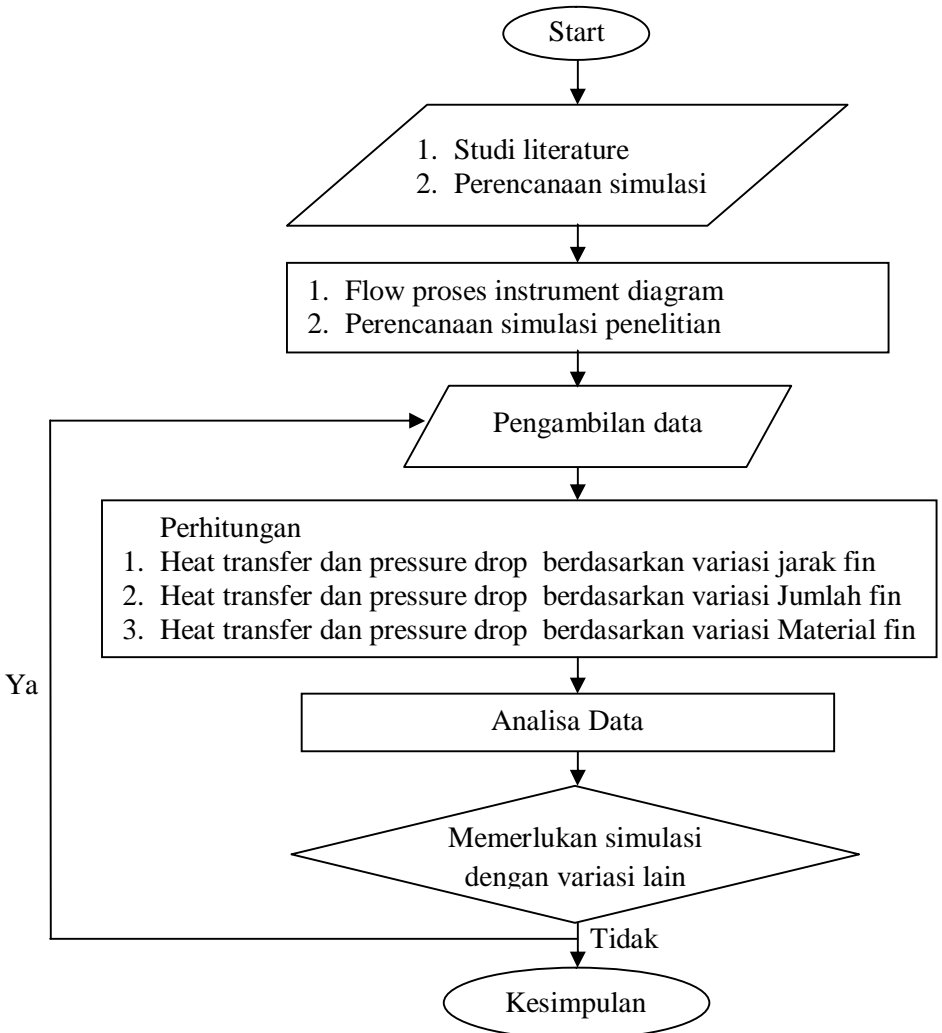


BAB III METODOLOGI PENELITIAN

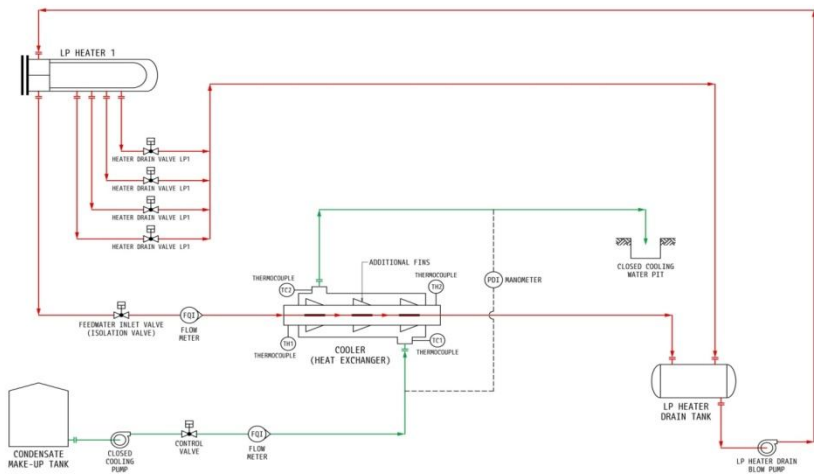
3.1 Metodologi

Diagram Alir Tugas Akhir



Untuk mendapatkan koefisien perpindahan kalor menyeluruh maka penelitian ini dapat direncanakan sedemikian rupa sehingga dapat digunakan untuk pengambilan data yang diperlukan. Peralatan utama yang digunakan dalam penelitian ini adalah berupa alat penukar kalor pipa ganda dan dilengkapi dengan peralatan atau instrumen-instrumen penunjang lainnya.

3.2 Populasi dan Sampel Penelitian



Gambar 3.1 Isometric Diagram

3.3 Variabel Penelitian

Variabel yang digunakan dalam penelitian ini adalah:

- 1) Variasi jumlah fin
Jumlah fin yang digunakan dalam penelitian ini adalah 4 dan 6
- 2) Variasi jarak fin
Jarak antar fin dapat divariasikan dari 10 cm, 15 cm, 20 cm. untuk mengetahui pengaruh kerapatan fin terhadap koefisien perpindahan kalor menyeluruh.

3) Variasi bahan fin

Bahan yang digunakan dalam penelitian ini adalah Aluminium, Stainless Steel, Tembaga untuk mengetahui koefisien perpindahan kalor pada masing-masing bahan dengan menggunakan variasi fin.

3.4 Pengumpulan Data

Pengumpulan data ini dilakukan secara manual dengan melakukan modifikasi pada alat penukar kalor pipa ganda. Adapun prinsip kerja alat uji adalah sebagai berikut:

Dalam analisa ini menggunakan fluida pendingin *closed cooling water system* dengan ph 9 ~ 10, *closed cooling water* ini bersifat basa setelah proses *nitrifikasi*, proses ini diperlukan agar ketika mengalir dan mendinginkan beberapa equipment /sistem dapat meminimalisir sifat korosif. Sedangkan fluida yang didinginkan adalah *feed water* dengan ph +/- 9 (basa). *Feed water system* adalah media supply water pada beberapa sistem (termasuk boiler, dengan range temperature 50°C ~ 270°C, temperature terendah ada pada FWH LP-1 dan tertinggi ada pada FWH HP-8). Dalam analisa ini menggunakan feedwater dari line LP-1 heater. Closed cooling water adalah media pendingin pada beberapa equipment di power plant (range temperature 20°C ~ 40°C, temperature terendah ada pada *closed cooling plant suction line*). Closed cooling water disupply dari condensate make up water tank yang kemudian di sirkulasi keseluruhan sistem closed cooling diseluruh power plant. Pada kedua sistem ini temperaturnya constant dan dalam analisa ini diperlukan temperature yang constant. Untuk memastikan bahwa debit pada shell dan tube konstan, maka dilakukan kalibrasi atau pengecekan dengan menggunakan gelas ukur. Pembacaan temperatur dilakukan dengan thermocouple digital pada sisi suction dan discharge di kedua sistem. Dalam analisa ini kita harus menentukan jenis bahan dengan jumlah dan jarak *fin* yang akan digunakan untuk

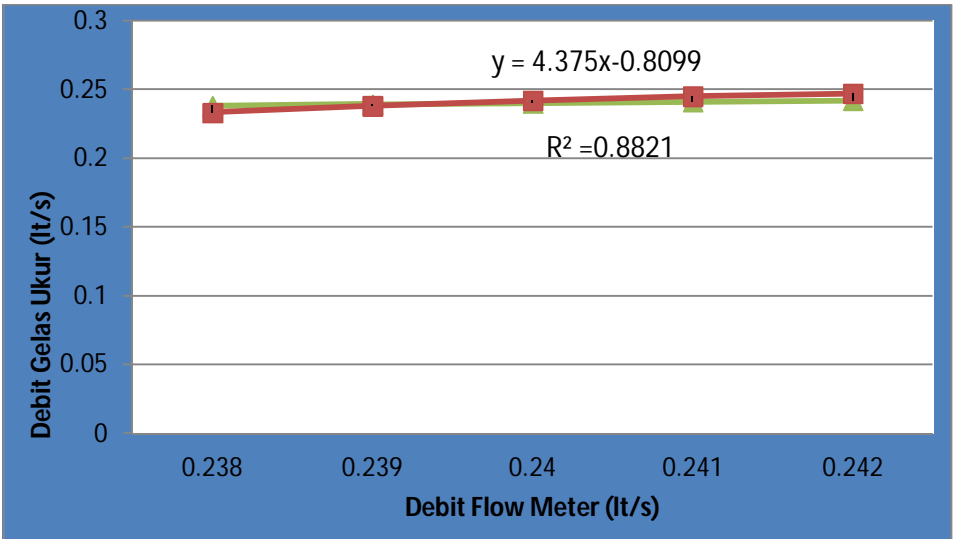
penelitian, yaitu dimulai dari bahan Aluminium dengan jumlah fin 4 dan jarak 10 cm sampai semua variasi yang dipakai dalam penelitian. Untuk mengetahui debit yang masuk baik dalam tube atau Shell digunakan flow meter, sehingga akan didapatkan data-data yang diperlukan. Sedangkan untuk mengetahui perbedaan tekanan antara dua titik menggunakan manometer diferensial, pada sisi suction dan discharge closed cooling line. Percobaan ini diulang sampai tiga kali kemudian hasilnya di rata-rata sehingga didapatkan hasil yang maksimal.

3.4.1 Hasil Data

3.4.1.1 Kalibrasi Debit Tube

Tabel 3.1 Kalibrasi Debit tube (average 0.24)

No	Gelas Ukur				Flow Meter			
	Vol (lt)	t (dt)	Debit (lt/s)	Debit rata-rata (lt/s)	Vol (lt)	t (dt)	Debit (lt/s)	Debit rata-rata (lt/s)
1	0.705	2.9	0.243	0.247	1	4.19	0.238	0.242
	0.720	2.9	0.248		1	4.13	0.242	
	0.640	2.6	0.246		1	4.03	0.245	
2	0.715	2.8	0.255	0.245	1	4.05	0.246	0.241
	0.645	2.6	0.248		1	4.24	0.236	
	0.675	2.9	0.232		1	4.16	0.240	
3	0.685	2.9	0.236	0.242	1	4.17	0.239	0.240
	0.615	2.6	0.236		1	4.23	0.236	
	0.665	2.9	0.255		1	4.05	0.246	
4	0.715	2.9	0.246	0.238	1	4.15	0.240	0.239
	0.655	2.8	0.233		1	4.07	0.245	
	0.660	2.8	0.235		1	4.28	0.233	
5	0.620	2.7	0.229	0.233	1	4.16	0.240	0.238
	0.705	2.8	0.243		1	4.27	0.234	
	0.640	2.9	0.228		1	4.03	0.248	
6	0.620	2.8	0.221	0.227	1	4.28	0.234	0.238
	0.615	2.7	0.227		1	4.17	0.239	
	0.610	2.6	0.234		1	4.13	0.240	



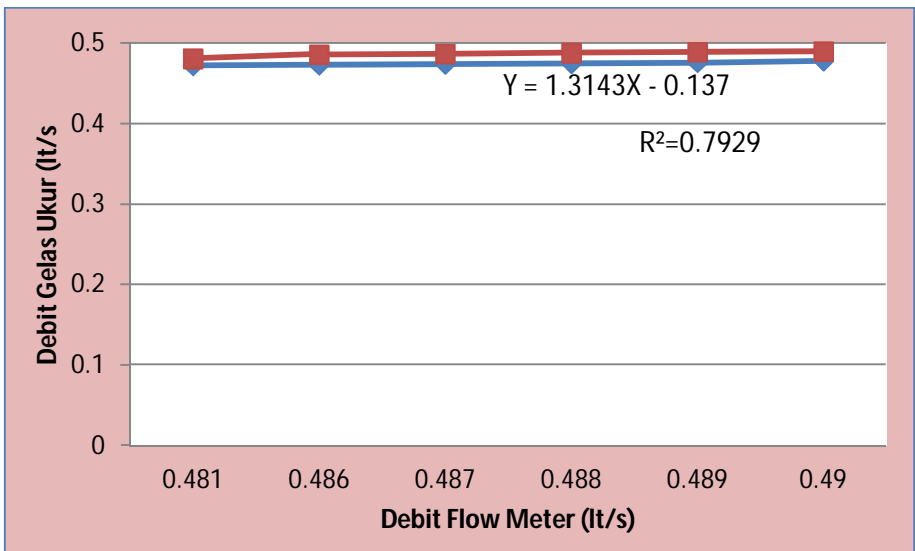
Gambar 3.2 Grafik kalibrasi Debit gelas ukur sebagai fungsi Debit flow meter pada tube

3.4.1.2 Kalibrasi Debit *Shell*

Tabel 3.2 Kalibrasi Debit *Shell*

No	Gelas Ukur				Flow Meter			
	Vol (lt)	t (dt)	Debit (lt/s)	Debit rata-rata (lt/s)	Vol (lt)	t (dt)	Debit (lt/s)	Debit rata-rata (lt/s)
1	1.620	3.4	0.476	0.472	1	2.10	0.476	0.481
	1.710	3.6	0.475		1	2.00	0.500	
	1.720	3.7	0.465		1	2.15	0.465	
2	1.745	3.7	0.471	0.473	1	2.18	0.458	0.486
	1.760	3.8	0.463		1	2.00	0.500	
	1.700	3.5	0.485		1	2.00	0.500	
3	1.710	3.6	0.475	0.474	1	2.00	0.500	0.487
	1.810	3.9	0.464		1	2.00	0.500	
	1.595	3.3	0.483		1	2.16	0.467	
4	1.600	3.4	0.471	0.475	1	2.00	0.500	0.488

	1.590	3.3	0.481		1	1.98	0.505	
	1.655	3.5	0.472		1	1.15	0.460	
5	1.745	3.6	0.484	0.476	1	0.94	0.515	0.489
	1.660	3.6	0.461		1	2.15	0.465	
	1.690	3.5	0.482		1	2.05	0.487	
6	1.715	3.6	0.476	0.478	1	1.97	0.507	0.490
	1.660	3.5	0.474		1	2.00	0.500	
	1.695	3.5	0.484		1	2.15	0.465	



Gambar 3.3 Grafik kalibrasi debit gelas ukur sebagai fungsi flow meter pada shell

Sehingga didapat hasil kalibrasi rata-rata:

Kalibrasi Debit tube design: 0.21 lt/s dan actual 0.24 lt/s

Kalibrasi Debit shell design: 0.473 lt/s dan actual 0.478 lt/s

3.4.2 Data Penelitian *Double Pipe*

3.4.2.1 Data Untuk Bahan Stainless Steel

Tabel 3.3 Data penelitian untuk bahan stainless steel

Pitch	Jumlah Fin	SHELL			TUBE	
		T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	ΔP (mm)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)
10	4	21	27	36	77	64
		21	27	35	77	64
		21	27	35	76	64
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 27	ΔP _{rata2} = 35.3	T _{1 rata2} = 76.67	T _{2 rata2} = 64
	6	21	28	39	78	63
		21	28	39	78	63
		21	28	39	77	63
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 28	ΔP _{rata2} = 39	T _{1 rata2} = 77.67	T _{2 rata2} = 63
15	4	21	26	33	79	68
		21	26	33	78	68
		21	26	32	78	68
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 26	ΔP _{rata2} = 32.67	T _{1 rata2} = 78.3	T _{2 rata2} = 68
	6	21	27	36	79	66
		21	27	36	78	65
		21	28	35	78	65
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 27.3	ΔP _{rata2} = 35.67	T _{1 rata2} = 78.3	T _{2 rata2} = 65.3
20	4	21	25	33	75	66
		21	25	32	74	65
		21	26	32	74	65
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 25.3	ΔP _{rata2} = 32.3	T _{1 rata2} = 74.3	T _{2 rata2} = 65.3
	6	21	26	34	78	67
		21	26	33	78	66
		21	27	33	77	66
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 26.3	ΔP _{rata2} = 33.3	T _{1 rata2} = 77.67	T _{2 rata2} = 66.3

3.4.2.2 Data Untuk Bahan Tembaga

Tabel 3.4 Data penelitian untuk bahan tembaga

Pitch	Jumlah Fin	SHELL			TUBE		
		T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	ΔP (mm)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	
10	4	21	28	36	78	62	
		21	28	35	77	62	
		21	29	35	77	62	
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 28.3	ΔP _{rata2} = 35.3	T _{1 rata2} = 77.3	T _{2 rata2} = 62	
	6	21	29	39	79	62	
		21	29	39	78	61	
		21	30	38	78	61	
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 29.3	ΔP _{rata2} = 38.67	T _{1 rata2} = 78.67	T _{2 rata2} = 61.3	
	15	4	21	27	33	78	64
			21	27	33	78	64
21			28	32	77	63	
T _{1 rata2} = 21			T _{2 rata2} = 27.67	ΔP _{rata2} = 32.67	T _{1 rata2} = 77.67	T _{2 rata2} = 63.67	
6		21	28	36	79	61	
		21	29	36	78	61	
		21	30	35	77	61	
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 29	ΔP _{rata2} = 35.67	T _{1 rata2} = 77.67	T _{2 rata2} = 61	
20		4	21	26	33	78	65
			21	27	32	78	65
	21		27	32	77	64	
	T _{1 rata2} = 21		T _{2 rata2} = 27.3	ΔP _{rata2} = 32.3	T _{1 rata2} = 77.67	T _{2 rata2} = 64.67	
	6	21	28	34	77	63	
		21	28	33	77	62	
		21	28	33	76	62	
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 28	ΔP _{rata2} = 33.3	T _{1 rata2} = 76.67	T _{2 rata2} = 62.3	

4.4.2.3 Data Untuk Bahan Aluminium

Tabel 3.5 Data penelitian untuk bahan aluminium

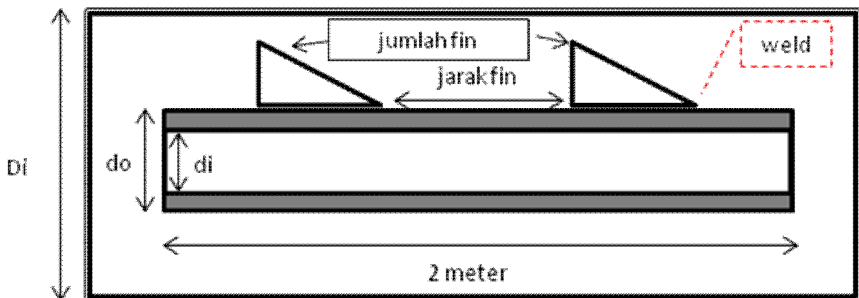
Pitch	Jumlah Fin	SHELL			TUBE	
		T ₁ (°C)	T ₂ (°C)	ΔP (mm)	T ₁ (°C)	T ₂ (°C)
10	4	21	28	36	79	63
		21	28	35	79	62
		21	28	35	78	61
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 28	ΔP _{rata2} = 35.3	T _{1 rata2} = 76.67	T _{2 rata2} = 62
	6	21	28	39	78	62
		21	29	39	78	61
		21	30	38	77	60
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 29	ΔP _{rata2} = 38.67	T _{1 rata2} = 77.67	T _{2 rata2} = 61
15	4	21	27	33	77	64
		21	27	33	77	64
		21	28	32	76	63
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 27.3	ΔP _{rata2} = 32.67	T _{1 rata2} = 76.67	T _{2 rata2} = 63.67
	6	21	28	36	78	63
		21	28	36	78	62
		21	29	36	77	62
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 29	ΔP _{rata2} = 36	T _{1 rata2} = 77.67	T _{2 rata2} = 62.3
20	4	21	27	33	77	64
		21	27	32	77	63
		21	27	32	76	63
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 27	ΔP _{rata2} = 32.3	T _{1 rata2} = 76.67	T _{2 rata2} = 64.3
	6	21	27	34	78	64
		21	28	33	78	63
		21	28	33	77	63
		T _{1 rata2} = 21	T _{2 rata2} = 27.67	ΔP _{rata2} = 33.3	T _{1 rata2} = 77.67	T _{2 rata2} = 63.67

3.5 Analisis Data

3.5.1 Perhitungan

Setelah melakukan pengujian dan didapatkan data-data yang diperlukan dalam perhitungan maka dapat dihitung besarnya beda tekanan (ΔP), kecepatan fluida (u), bilangan Reynolds (Re), bilangan Nusselt (Nu), laju perpindahan kalor (Q), beda temperature logaritmik (ΔT_{lmtD}), koefisien perpindahan panas menyeluruh (U) sebagai berikut :

Contoh perhitungan 1 :



Heat Exchanger dengan bahan Aluminium, 4 *fin*, dan jarak 10 cm dengan arah aliran berlawanan.

Dari data pengujian didapatkan :

Debit design / teoritis (l/s)	= 0.473 l/s
Δh	= 0.0353 m
pair	= 1000 kg/m ³
ρHg	= 13570 kg/m ³

Suhu air panas (*feed water*) masuk rata-rata (\bar{T}_{h1}) = 76.67 °C

Suhu air panas (*feed water*) keluar rata-rata (\bar{T}_{h2}) = 62 °C

Suhu air dingin (*cooling water*) masuk rata-rata (\bar{T}_{c1}) = 21 °C

Suhu air dingin (*cooling water*) keluar rata-rata (\bar{T}_{h2}) = 28 °C

Diameter dalam pipa sebelah luar (D_i) = 0.0762 m

Diameter luar pipa sebelah dalam (d_o) = 0.0137 m

Diameter dalam pipa sebelah dalam (d_i) = 0.0127 m

Panjang alat penukar kalor pipa ganda = 2 m

Jumlah *fin* = 40 buah

Jarak antar *fin* = 0.1 m

Sehingga dari data-data di atas dapat dilakukan perhitungan sebagai berikut :

Beda tekanan dapat dihitung dengan

Berat jenis air raksa

$$\begin{aligned}\gamma_{\text{Hg}} &= \rho_{\text{Hg}} \times g \\ &= 13570 \text{ kg/m}^3 \times 9.81 \text{ m/s}^2 \\ &= 133121.7 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

Berat jenis air

$$\begin{aligned}\gamma_{\text{air}} &= \rho_{\text{air}} \cdot g \\ &= 1000 \text{ kg/m}^3 \cdot 9.81 \text{ m/s}^2 \\ &= 9810 \text{ N/m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P &= (\gamma_{\text{Hg}} - \gamma_{\text{air}}) \Delta h \\ &= (133121.7 \text{ N/m}^3 - 9810 \text{ N/m}^3) 0.0353 \text{ m} \\ &= 4352.9 \text{ N/m}^2\end{aligned}$$

Temperatur rata-rata air panas :

$$\begin{aligned}\bar{T}_h &= \frac{\bar{T}_{h1} + \bar{T}_{h2}}{2} \\ &= \frac{(76.67 + 62^\circ\text{C})}{2} \\ &= 69.34^\circ\text{C} \\ &= 342.34 \text{ K}\end{aligned}$$

Dari suhu rata-rata air panas diatas maka dapat dicari panas spesifik (c_{ph}) pada tabel A.9

Sifat-sifat air (Zat-Cair-Jenuh) :

Dengan cara Interpolasi didapatkan :

$$\begin{aligned}\frac{(342.34\text{K} - 338.55\text{K})}{(344.11\text{K} - 338.55\text{K})} &= \frac{(c_{ph} - 4.183)(\text{kJ} / \text{kgK})}{(4.186 - 4.183)(\text{kJ} / \text{kgK})} \\ 0.681 &= \frac{(c_{ph} - 4.183)(\text{kJ} / \text{kgK})}{0.003(\text{kJ} / \text{kgK})} \\ &= 4185 \text{ J/kg K}\end{aligned}$$

Dan didapatkan data-data sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\rho &= 978.258 \text{ kg/m}^3 \\ k &= 663 \times 10^{-3} \text{ W/m}^2 \text{ C} \\ \mu &= 4.103 \times 10^{-4} \text{ N.s/ m}^2 \\ Pr &= 2.594\end{aligned}$$

Temperatur rata-rata air dingin :

$$\begin{aligned}\bar{T}_c &= \frac{\bar{T}_{c1} + \bar{T}_{c2}}{2} \\ &= \frac{(21 + 28^\circ\text{C})}{2} \\ &= 24.5^\circ\text{C} \\ &= 297.5 \text{ K}\end{aligned}$$

Dari tabel A.9 Sifat – sifat air (Zat-Cair Jenuh) secara interpolasi didapat :

$$\begin{aligned}\rho &= 996.424 \text{ kg/m}^3 \\ c_{pc} &= 4179 \text{ J/kgK} \\ \mu &= 9.068 \times 10^{-4} \text{ N.s/ m}^2 \\ k &= 610.01 \times 10^{-3} \text{ W/m}^2 \text{ C} \\ Pr &= 6.213\end{aligned}$$

Sehingga dapat dicari :

Laju aliran panas yang melewati *tube*

$$\begin{aligned}\dot{m}_h &= \rho \cdot \text{Debit actual} \\ &= 978.258 \text{ kg / m}^3 \cdot 0.24 \text{ m}^3 / \text{s} \cdot \frac{1}{1000} \\ &= 0.235 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

Laju aliran dingin yang melewati *shell*

Dari data kalibrasi debit *shell*, didapat persamaan

$$y = 1.3143x - 0.137$$

sehingga didapat debit aktual

$$y = 1.3143(0.473) - 0.137$$

$$y = 0.478 \text{ lt/s}$$

sehingga:

$$\begin{aligned}\dot{m}_c &= \rho \cdot \text{Debit aktual} \\ &= 996.424 \text{ kg} / \text{m}^3 \cdot 0.478 \text{ m}^3 / \text{s} \cdot \frac{1}{1000} \\ &= 0.483 \text{ kg/s}\end{aligned}$$

Panas spesifik pada *tube*

$$\begin{aligned}C_h &= \dot{m}_h \cdot c_{ph} \\ &= 0.235 \text{ kg} / \text{s} \cdot 4185 \text{ J} / \text{kgK} \\ &= 982.572 \text{ J} / \text{sK}\end{aligned}$$

Panas spesifik pada *Shell*

$$\begin{aligned}C_c &= \dot{m}_c \cdot c_{pc} \\ &= 0.483 \text{ kg} / \text{s} \cdot 4179 \text{ J} / \text{kgK} \\ &= 1990.42 \text{ J} / \text{sK}\end{aligned}$$

Bilangan Reynolds (aktual)

Luas penampang permukaan aliran *shell* (A)

$$A = \frac{\pi}{4} (D_1 - d_0)^2 - (p \times l \times 4)$$

$$A = \frac{\pi}{4} (0.0762 - 0.0137)^2 - (0.001 \times 0.025 \times 4)$$

$$A = 2.966 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

kecepatan fluida

$$u = \frac{\text{Debit}_{\text{aktual}}}{\text{Luas}_{\text{Penampang}}}$$

$$u = \frac{0.478 \text{ m}^3 / \text{s}}{2.966 \times 10^{-3} \text{ m}^2} \cdot \frac{1}{1000}$$

$$u = 0.1611 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Sehingga bilangan **Reynolds** adalah

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho \cdot u \cdot D}{\mu} \\ &= \frac{996.237 \text{ kg/m}^3 \cdot 0.161 \text{ m/s} \cdot 0.071 \text{ m}}{9.068 \cdot 10^{-4} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2} \\ &= 12578.144 \end{aligned}$$

Bilangan Nusselt

$$\begin{aligned} \text{Nu} &= 0.023 \times \text{Re}^{0.8} \times \text{Pr}^n \\ \text{Nu}_c &= 0.023 \times 12578.144^{0.8} \times 6.213^{0.3} \\ \text{Nu}_c &= 75.75 \text{ c Nu} \\ \text{Nu}_h &= 0.023 \times 57402.922^{0.8} \times 2.594^{0.4} \\ \text{Nu}_h &= 215.99 \text{ h Nu} \end{aligned}$$

Laju perpindahan kalor (Q) adalah :

$$\begin{aligned} Q_{\text{actual}} &= C_c (T_{c2} - T_{c1}) \\ &= 1990.42 \text{ J/s}\cdot\text{K} (301 - 294) \text{ K} \\ &= 13932.937 \text{ W} \\ Q_{\text{hactual}} &= C_h (T_{h1} - T_{h2}) \\ &= 982.572 \text{ J/s}\cdot\text{K} (349.67 - 335) \text{ K} \\ &= 14414.331 \text{ W} \\ Q_{\text{ideal}} &= C_c (T_{h1} - T_{c1}) \\ &= 1990.42 \text{ J/s}\cdot\text{K} (349.67 - 294) \text{ K} \\ &= 110806.66 \text{ W} \end{aligned}$$

Temperatur rata-rata logaritmik (T_{lmtd})

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{lmtd}} &= \frac{(T_{h2} - T_{c1}) - (T_{h1} - T_{c2})}{\ln \left[\frac{(T_{h2} - T_{c1})}{(T_{h1} - T_{c2})} \right]} \\ \Delta T_{\text{lmtd}} &= \frac{(62 - 21^\circ\text{C}) - (76.67 - 28^\circ\text{C})}{\ln \left[\frac{(41^\circ\text{C})}{(48.67^\circ\text{C})} \right]} \\ \Delta T_{\text{lmtd}} &= 44.72^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor menyeluruh (U) secara aktual adalah

$$U = \frac{Q}{\pi \times d \times L \times \Delta T_{\text{lmtd}}}$$

$$U_c = \frac{13932.937 \text{ W}}{\pi \cdot 0.071 \text{ m} \cdot 2 \text{ m} \cdot 44.72^\circ \text{C}}$$

$$U_c = 793.782 \text{ W / m}^2 \text{C}$$

$$U_i = \frac{14414.331 \text{ W}}{\pi \cdot 0.0127 \text{ m} \cdot 2 \text{ m} \cdot 42.72^\circ \text{C}}$$

$$U_h = 4041.377 \text{ W / m}^2 \text{C}$$

Koefisien perpindahan panas secara teoritis

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\eta_{to} h_o} + R_{\text{kwall}} + \frac{1}{\eta_{ti} A_i h_i}}$$

Dimana :

Luas permukaan luar total (A_o) adalah

$$A = (\pi DL) + (0.5 \times 0.05 \times 0.1 \times 40)$$

$$A = (3.14 \times 0.0137 \times 2) + 0.1$$

$$A = 0.186 \text{ m}^2$$

Luas permukaan dalam total (A_i) adalah

$$A_i = \pi D_i l$$

$$A_i = (3.14 \times 0.0127 \times 2) \text{ m}^2$$

$$A_i = 0.0798 \text{ m}^2$$

Efisiensi total untuk permukaan luar (η_{to})

$$A \eta_{to} = A - A_f (1 - \eta_f)$$

dimana

$$A_f = 0.1 \text{ m}^2$$

$$\eta_f = \frac{\tanh mL_c}{mL_c} \quad m = \sqrt{\frac{hP}{kA_c}}$$

$$m = \sqrt{\frac{906.1633 \times 0.202}{238.5 \times 0.01}}$$

$$m = \sqrt{\frac{183.045}{2.385}}$$

$$m = \sqrt{76.75}$$

$$m = 8.76$$

$$\text{Untuk } L_c = L + \frac{t}{2}$$

$$L_c = 0.1 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga } \eta_f = \frac{\tanh 0.876}{0.876}$$

$$\eta_f = 80.4$$

Jadi efisiensi total untuk permukaan luar adalah

$$0.186 \eta_{to} = 0.186 - 0.1 (1 - 0.804)$$

$$\eta_{to} = \frac{0.186 - 0.0196}{0.186}$$

$$\eta_{to} = 0.895$$

Koefisien perpindahan panas konveksi bagian luar (h_o)

$$h_o = \frac{Nuc.k}{Dh}$$

$$h_o = \frac{75.75 \times 0.61001 \text{ W / m}^\circ\text{c}}{0.071 \text{ m}}$$

$$h_o = 487.37 \text{ W / m}^2\text{c}$$

Koefisien perpindahan panas konveksi bagian dalam (h_1)

$$h_1 = \frac{Nuh.k}{Dh}$$

$$h_1 = \frac{243.775 \times 0.665 \text{ W / m}^\circ\text{c}}{0.0127 \text{ m}}$$

$$h_1 = 11277.64 \text{ W / m}^2\text{c}$$

Tahanan thermal dimana *fin* menempel pada dinding ($R_{k\ wall}$)

$$R_{kwall} = \frac{\ln(ro/r1)}{2\pi kl}$$

$$R_{kwall} = \frac{\ln(0.00685/0.00635)}{2 \times 3.14 \times 238.5 \text{ W / m}^{\circ}\text{c} \times 2\text{m}}$$

$$R_{kwall} = \frac{0.0758}{2999.56}$$

$$R_{kwall} = 0.0000253^{\circ}\text{c/W}$$

Efisiensi total untuk permukaan dalam (η_{ti})

Untuk pipa yang bersirip di sebelah luarnya saja maka η_{ti} adalah satu.

Sehingga:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{0.895 \times 906.1633} + 0.0000253 + \frac{0.186}{1 \times 0.0798 \times 12730.263}}$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{811.016} + 0.0000253 + \frac{0.136036}{1117.167}}$$

$$U = \frac{1}{0.00104 + 0.0000253 + 0.000062}$$

$$U = \frac{1}{0.00142}$$

$$U = 704.225 \text{ W / m}^2\text{c}$$

Perhitungan-perhitungan tersebut berlaku juga untuk setiap titik penelitian, sehingga dari perhitungan tersebut nantinya didapatkan hasil perhitungan yang dapat dilihat pada **lampiran 4**.

