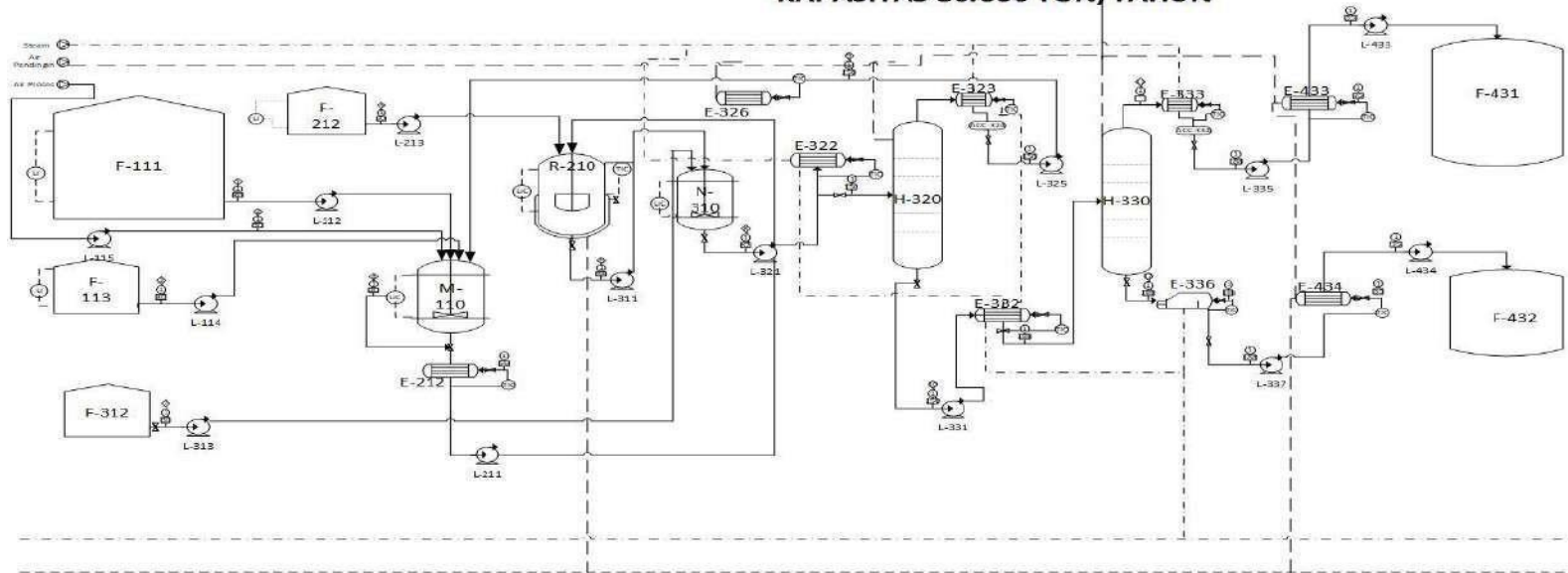


DIAGRAM ALIR PROSES PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



KODE	KETERANGAN
F-111	TANGKI PROPILEN OKSIDA
F-113	TANGKI METHANOL
F-212	TANGKI ASAM SULFAT
F-431	TANGKI PROPILEN GLIKOL
F-432	TANGKI DIPROPILLEN GLIKOL
M-110	MIXER
R-210	REAKTOR CSTR
N-310	NETRALIZER
H-320	FLASH DRUM
H-330	MENARA DESTILASI
L-112	POMPA 1
L-114	POMPA 2
L-115	POMPA 3
L-211	POMPA 4
L-213	POMPA 5
L-311	POMPA 6
L-313	POMPA 7
L-321	POMPA 8
L-325	POMPA 9
L-331	POMPA 10
L-335	POMPA 11
L-337	POMPA 12
L-433	POMPA 13
L-434	POMPA 14
E-322	HEATER 1
E-326	HEATER 2
E-326	COOLER 1
E-433	COOLER 2
E-434	COOLER 3
E-323	CONDENSOR 1
E-333	CONDENSOR 2
F-336	REBOILER
ACC-324	ACCUMULATOR 1
ACC-334	ACCUMULATOR 2
LC	LEVEL CONTROL
TC	TEMPERATURE CONTROL
FIC	FLOW INDICATOR CONTROL
◇	NOMOR ARUS
○	TEKANAN (atm)
□	TEMPERATURE (C)
—	STEAM
---	AIR PENDINGIN
---	AIR PROSES

KOMPONEN	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5	ARUS 6	ARUS 7	ARUS 8	ARUS 9	ARUS 10	ARUS 11	ARUS 12
C3H6O	60,1549			60,1549								
CH3OH			1,5369	261,2969		6,2146		6,2146	4,6777			
H2O	0,0301	200,2809	0,0155	6,2146	0,0054	60,5839	0,2322	60,5838	60,9704	54,5254	54,25278	0,9244
NaOH							0,2144					
H2SO4					0,2626	0,2626						
C3H8O2				6,1290		246,4966		6,1290	184,8725	183,9481	0,2726	
C6H14O3				0,2154		21,6181		21,6181	21,4020		21,4020	
Na2SO4								0,3806	0,3806		0,38059	
TOTAL	60,1850	200,2809	1,5525	334,0108	0,2679	334,8472	0,4466	335,2937	71,7771	261,1804	238,2009	22,9795

DIAGRAM ALIR PROSES PRARANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

 <p>Program Studi S1 Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Setia Budi Surabaya 2022</p>	OLEH: TAMARISKA ALUN AMANDA 22160290D	
	DISEN PEMBIMBING 1: Dewi Astuti Herawati, S.T., M.Eng.	DISEN PEMBIMBING 2: Petrus Darmawan, S.T., M.T.

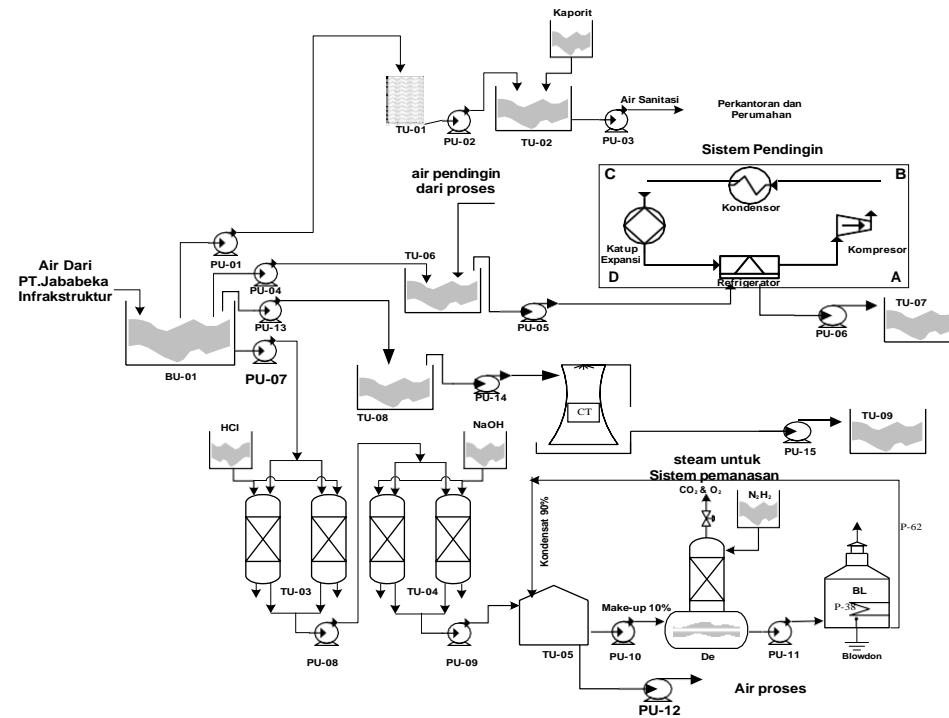
LAMPIRAN I. DIAGRAM ALIR PROSES

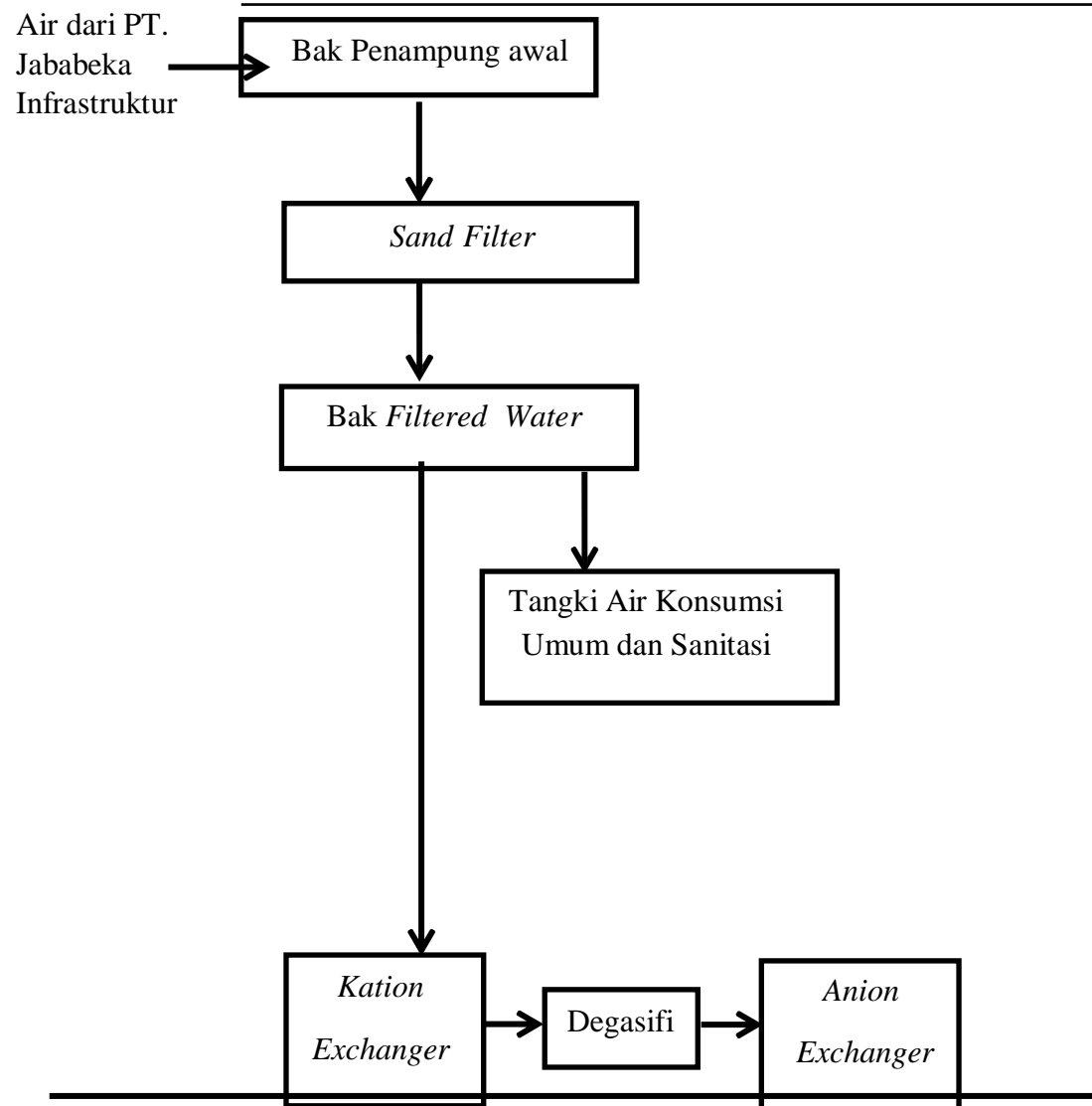
Tamariska Alun Amanda
22160290D

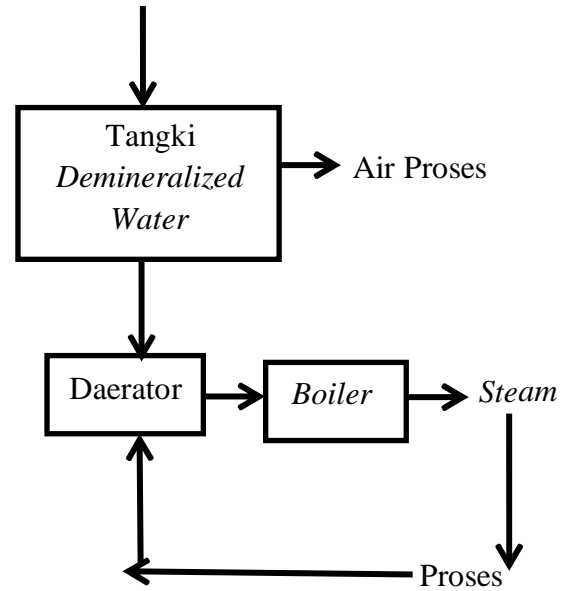
LAMPIRAN I. DIAGRAM ALIR UTILITAS

KETERANGAN

- BU-01 : Bak Penampung Sementara
- TU-01 : Tangki Karbon Aktif
- TU-02 : Tangki Air Bersih
- TU-03 : Tangki *Kation Exchanger*
- TU-04 : Tangki *Anion Exchanger*
- TU-05 : Tangki Air Umpan Boiler
- TU-06 : Tangki Air Pendingin 1
- TU-07 : Tangki Air Pendingin 2
- TU-08 : Tangki Air Pendingin 3
- TU-09 : Tangki Air Pendingin 4
- PU 01-15 : Pompa Utilitas







Tamariska Alun Amanda
22160290D

KOMPONEN	ARUS 1	ARUS 2	ARUS 3	ARUS 4	ARUS 5	ARUS 6	ARUS 7	ARUS 8	ARUS 9	ARUS 10	ARUS 11	ARUS 12
C3H6O	60.1549			60.1549								
CH3OH			1.5369	261.2969		6.2146		6.2146	4.6777			
H2O	0.0301	200.2809	0.0155	6.2146	0.0054	60.5839	0.2322	60.5838	60.9704	54.5254	54.25278	0.9244
NaOH							0.2144					
H2SO4					0.2626	0.2626						
C3H8O2				6.1290		246.1680		246.4966	6.1290	184.8725	183.9481	0.2726
C6H14O3				0.2154		21.6181		21.6181		21.4020		21.4020
Na2SO4								0.3806		0.3806		0.38059
TOTAL	60.1850	200.2809	1.5525	334.0108	0.2679	334.8472	0.4466	335.2937	71.7771	261.1804	238.2009	22.9795

LAMPIRAN

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi	= 30,000 ton/tahun
Hari kerja	= 1 tahun = 330i hari
	= 1 hari = 24 jam
Kapasitas produksi per-jam	= 3,787.8700 kg/jam
Basis Perhitungan	= 1,000 kg
Basis Operasi	= 1 jam

Tabel A.1 Komposisi umpan masuk

Komponen	kmol/jam	Fraksi	kg/jam
C ₃ H ₆ O	213.89	0.0847	12405.62
CH ₃ OH	10.00	0.0040	320.00
H ₂ O	2300.00	0.9113	41400.00
TOTAL	2523.89	1.00	54125.62

Katalis : 0.1% wt H₂SO₄
 (Sumber: Vyomesh,2005)

Tabel A.2 Data *physical properties* masing-masingi komponeni

Komponeni	Rumus Molekul	Berat Molekul (kg/kmol)
Propilen Oksida	C ₃ H ₆ O	58
Methanol	CH ₃ OH	32
Air	H ₂ O	18
Asam Sulfat	H ₂ SO ₄	98
Propilen Glikol	C ₃ H ₈ O ₂	76
Dipropilen Glikol	C ₆ H ₁₄ O ₃	134
Natrium Hidroksida	NaOH	40

1. Dasar Perhitungan

a. Komposisi umpan

1. Propilen Oksida 99.95% (Impuritas 0,05%)

C₃H₆O = 0.9995

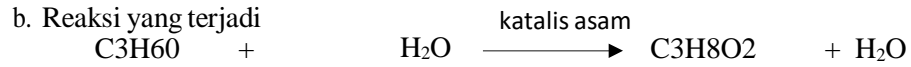
H₂O = 0.0005

2. Metanol 99.00% (Impuritas 1%)

CH₃OH = 0.9900

H₂O = 0.0100

3. Asam Sulfat (Katalis) 98.00% (Impuritas 2%)
 H_2SO_4 = 0.9800
 H_2O = 0.0200



(Sumber: Vyomesh,2005)

Basis bahan baku = 1000 kg

Komposisi umpan masuk reaktor

$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$ = 22.92% = 229.2005 kg/jam

CH_3OH = 0.59% = 5.9122 kg/jam

H_2O = 76.49% = 764.8873 kg/jam

H_2SO_4 = 0.1% x berat reaktan

c. Spesifikasi produk

Propilen Glikol 95.50% (Impuritas 0.5 %)

$\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2$ = 0.96

$\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3$ = 0.04

H_2O = 0.01

d. Kebutuhan Bahan Baku

$\text{C}_3\text{H}_6\text{O}$ = kemurnian x massa
 = 99.95% x 229.2005 kg/jam
 = 229.0859 kg/jam
 = 3.9498 kmol/jam

CH_3OH = kemurnian x massa
 = 99% x 5.9122 kg/jam
 = 5.8531 kg/jam
 = 0.1829 kmol/jam

H_2O = kemurnian x massa
 = 100% x 764.8873 kg/jam
 = 764.8873 kg/jam
 = 19.1222 kmol/jam

Jumlah katalis masuk reaktor = 0.1% berat bahan baku
 (Sumber: Vyomesh,2005)

$$\begin{aligned}
 \text{H}_2\text{SO}_4 &= 0.1\% \times \text{massa reaktan bahan baku} \\
 &= 0.1\% \times 1000.0000 \text{ kg/jam} \\
 &= 1 \text{ kg/jam} \\
 &= 0.0102 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A.3 Konstanta Antoine masing-masing Komponen

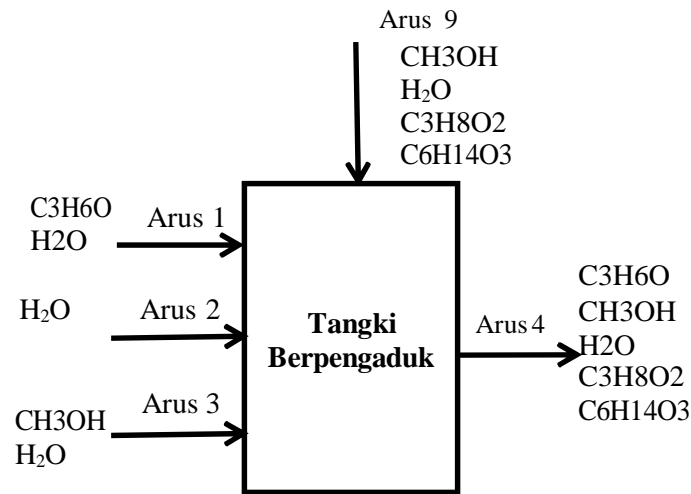
Komponen	A	B	C
C ₃ H ₆ O	14.3145	2,756.2	228.0600
CH ₃ OH	16.5785	3,638.27	239.5
H ₂ O	16.3872	3,885.7	230.17
H ₂ SO ₄	2.0582	-4,192.4	3.2578

(Sumber : *Te Properties of Gases and Liquids, 5th ed.*)

A. Perhitungan Neraca Massa di Alat

A.1 Mixer (M-110)

Berguna untuk menentukan *Stage* Minimum dengan Persamaan Fenske



NM Total

$$\begin{aligned}
 \text{Arus Masuk} &= \text{Arus keluar} \\
 \text{Arus } 1 + 2 + 3 + 9 &= \text{Arus } 4
 \end{aligned}$$

a) Arus Masuk

Arus 1

Arus 1 merupakan aliran umpan masuk propilen oksida (99,95%) daritangki penyimpanan T-111

$$\begin{aligned} F1 \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} &= 229.0859 \text{ kg/jam} \\ &= 3.9498 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F1 \text{ H}_2\text{O} &= \frac{\text{kemurnian air}}{\text{kemurnian propilen oksida}} \times \text{jumlah umpan masuk reaktor} \\ &= \frac{0.05\%}{99.95\%} \times 229.0859 \text{ kg/jam} \\ &= 0.1146 \text{ kg/jam} \\ &= 0.0064 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Arus 2

Arus 2 merupakan aliran masuk air dengan perbandingan umpan mol 1 : 20 (C₃H₆O : H₂O)

$$\begin{aligned} F2 \text{ H}_2\text{O} &= 764.8873 \text{ kg/jam} \\ &= 19.1222 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Arus 3

Arus 3 merupakan aliran bahan pembantu metanol (99%) dari tangki penyimpanan T-113 untuk mempertahankan fase cair-cair.

$$\begin{aligned} F3 \text{ CH}_3\text{OH} &= 5.8531 \text{ kg/jam} \\ &= 0.1829 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F3 \text{ H}_2\text{O} &= \frac{\text{kemurnian air}}{\text{kemurnian methanol}} \times \text{jumlah methanol masuk reaktor} \\ &= \frac{1\%}{99\%} \times 5.8531 \text{ kg/jam} \\ &= 0.0591 \text{ kg/jam} \\ &= 0.0018 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Arus 9

Arus 9 merupakan aliran masuk ke mixer merupakan hasil dari recycled dari produk atas Flas Drum (H-302)

$$\begin{aligned} F9 \text{ CH}_3\text{OH} &= 17.8138 \text{ kg/jam} \\ &= 0.5567 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F9 \text{ H}_2\text{O} &= 232.1915 \text{ kg/jam} \\ &= 12.8995 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F9 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2 &= 23.3408 \text{ kg/jam} \\ &= 0.3071 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F9 \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= 0.8204 \text{ kg/jam} \\ &= 0.0061 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

F input umpan total (F1 + F2+ +F3)

$$\begin{aligned} \text{Fin bahan baku} &= F1 + F2 + F3 \\ &= 229.201 + 764.887 + 5.912 \\ &= 1000.0000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

F input umpan recycle (F9)

$$\begin{aligned} \text{Fin recycle} &= F9 \\ &= 274.1665 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b) Arus Keluar

Arus 4

Arus 4 merupakan aliran keluaran *mixer* berupa propilen oksida, methanol, H₂O, MPG, DPG menuju reaktor.

$$\begin{aligned} F4 \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} &= F1 \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} \\ &= 229.0859 \text{ kg/jam} \\ &= 3.9498 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F4 \text{ CH}_3\text{OH} &= F3 \text{ CH}_3\text{OH} + F9 \text{ CH}_3\text{OH} \\ &= 5.8531 + 17.8138 \\ &= 23.6669 \text{ kg/jam} \\ &= 0.7396 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F4 \text{ H}_2\text{O} &= \text{Finput H}_2\text{O} + \text{Frecycle H}_2\text{O} \\ &= 765.0610 + 232.1915 \\ &= 997.253 \text{ kg/jam} \\ &= 55.4029 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F4 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2 &= F9 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \\ &= 23.3408 \text{ kg/jam} \\ &= 0.3071 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F_4 \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= F_9 \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \\
 &= 0.8204 \text{ kg/jam} \\
 &= 0.0061224 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

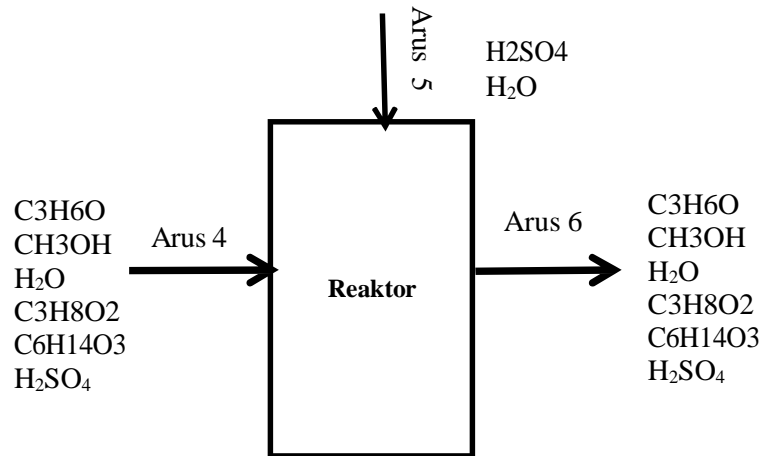
$$F_{\text{output total}} (F_5) = 1274.1665 \text{ kg/jam}$$

Tabel A.4 Neraca Massa Mixer 1

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	1	2	3	9	4
C ₃ H ₆ O	229.0859	0	0	0	229.086
CH ₃ OH	0	0	5.8531	17.8138	23.667
H ₂ O	0.1146	764.8873	0.0591	232.192	997.253
C ₃ H ₈ O ₂	0	0	0	23.3408	23.341
C ₆ H ₁₄ O ₃	0	0	0	0.8204	0.820
Total	229.2005	764.8873	5.9122	274.17	1274.167
	1274.167				

A.2 Reaktor (R-210)

Fungsi : Mereaksikan hasil campuran bahan baku menuju netralizer



Neraca massa total:

$$\text{Arus masuk} = \text{Arus keluar}$$

$$\text{Arus 4} + \text{Arus 5} = \text{Arus 6}$$

a) Arus Masuk

Arus 4

Aliran 4 hasil output dari *Mixer-110* menuju Reaktor R-210

$$\begin{aligned}
 F4 \text{ C}_3\text{H}_6\text{O} &= 229.09 \text{ kg/jam} \\
 &= 3.9498 \text{ kmol/jam} \\
 \\
 F4 \text{ CH}_3\text{OH} &= 23.6669 \text{ kg/jam} \\
 &= 0.7396 \text{ kmol/jam} \\
 \\
 F4 \text{ H}_2\text{O} &= 997.253 \text{ kg/jam} \\
 &= 55.4029 \text{ kmol/jam} \\
 \\
 F4 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2 &= 23.3408 \text{ kg/jam} \\
 &= 0.3071158 \text{ kmol/jam} \\
 \\
 F4 \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= 0.820 \text{ kg/jam} \\
 &= 0.0061224 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Arus 5

Arus 5 merupakan aliran masuk katalis asam sulfat (98%) dari tangki penyimpanan T-112

Jumlah katalis masuk reaktor = 0.1% berat bahan baku
(Sumber: Vyomesh,2005)

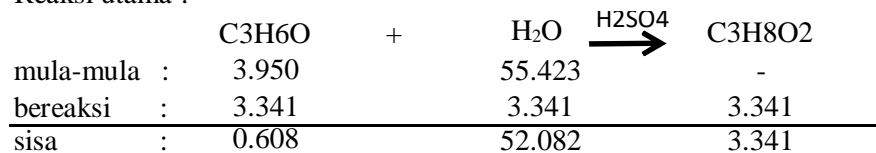
$$\begin{aligned}
 F5 \text{ H}_2\text{SO}_4 &= 1.0000 \text{ kg/jam} \\
 &= 0.0102 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F5 \text{ H}_2\text{O} &= \frac{\text{kemurnian air}}{\text{kemurnian asam sulfat}} \times \text{jumlah katalis masuk reaktor} \\
 &= \frac{2\%}{98\%} \times 1.0000 \text{ kg/jam} \\
 &= 0.0204 \text{ kg/jam} \\
 &= 0.0011 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Bahan yang bereaksi

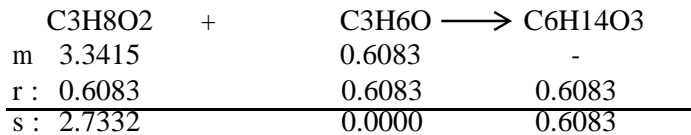
$$\begin{aligned}
 \text{C}_3\text{H}_6\text{O yang bereaksi} &= \text{konversi} \times \text{C}_3\text{H}_6\text{O yang masuk} \\
 &= 0.85 \times 3.9498 \text{ kmol/jam} \\
 &= 3.3415 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Reaksi utama :



$$\begin{aligned}
\text{C}_3\text{H}_6\text{O yang bereaksi} &= 3.341 \times 58 \\
&= 193.8067 \text{ kg/jam} \\
\text{C}_3\text{H}_6\text{O sisa} &= 0.608 \times 58 \\
&= 35.2792 \text{ kg/jam} \\
\text{H}_2\text{O bereaksi} &= 3.341 \times 18 \\
&= 60.1469 \text{ kg/jam} \\
\text{H}_2\text{O sisa} &= 52.082 \times 18 \\
&= 937.473 \text{ kg/jam} \\
\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \text{ yang terbentuk} &= 3.341 \times 76 \\
&= 253.954 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Reaksi Samping



$$\begin{aligned}
\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \text{ yang bereaksi} &= 0.608 \times 76 \\
&= 46.2280 \text{ kg/jam} \\
\text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \text{ sisa} &= 2.733 \times 76 \\
&= 207.7256 \text{ kg/jam} \\
\text{C}_3\text{H}_6\text{O yang bereaksi} &= 0.608 \times 58 \\
&= 35.2792 \text{ kg/jam} \\
\text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ yang terbentuk} &= 0.608 \times 134 \\
&= 81.5072 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

Sehingga arus keluar terdiri atas :

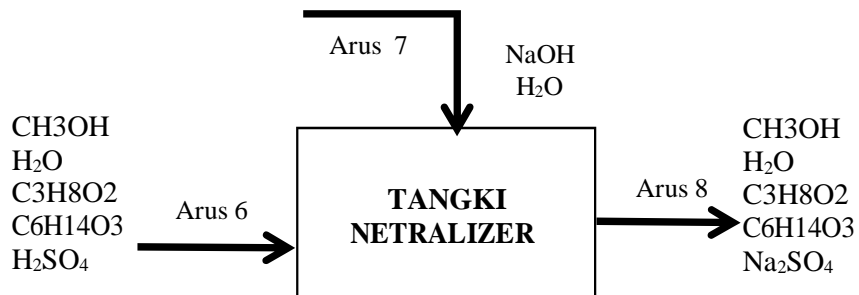
Arus 6 :

$$\begin{aligned}
\text{F}_6 \text{ CH}_3\text{OH} &= 23.6669 \text{ kg/jam} = 0.7396 \text{ kmol/jam} \\
\text{F}_6 \text{ H}_2\text{O} &= 937.473 \text{ kg/jam} = 52.081832 \text{ kmol/jam} \\
\text{F}_6 \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2 &= 230.7195 \text{ kg/jam} = 3.0357833 \text{ kmol/jam} \\
\text{F}_6 \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= 82.3276 \text{ kg/jam} = 0.614385 \text{ kmol/jam} \\
\text{F}_6 \text{ H}_2\text{SO}_4 &= 1.0000 \text{ kg/jam} = 0.0102 \text{ kmol/jam}
\end{aligned}$$

Tabel A.5 Neraca massa di Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C3H6O	229.0859	0.0000	0.0000
CH3OH	23.6669	0.0000	23.6669
H2O	997.2525	0.0204	937.4730
C3H8O2	23.3408	0.0000	230.7195
C6H14O3	0.8204	0.0000	82.3276
H2SO4	0.0000	1.0000	1.0000
Total	1274.1665	1.0204	1275.1869
	1275.1869		

A.3 Netralizer (N-310)



- Asumsi : Seluruh asam kuat ternetralkan oleh NaOH 48%
 : Seluruh asam lemah terhidrolisis menjadi bentuk semula

Komposisi Produk Keluaran Netralizer

Tabel A6. Physical Properties

Komponen	Rumus Molekul	BM (kg/kmol)	Densitas (kg/m ³)
Natrium hidroksida	NaOH	40.00	1430
Natrium Sulfat	Na ₂ SO ₄	142.04	1700

Neraca Massa Netralizer

Reaksi

	H ₂ SO ₄	+	2 NaOH		Na ₂ SO ₄	+	2 H ₂ O
Mula-mu	0.0102		0.0204		-		-
Reaksi	0.0102		0.0102		0.0102		0.0204
Sisa	0.0000		0.0102		0.0102		0.0204

Neraca Massa Total

$$\begin{aligned} \text{Aliran masuk} &= \text{Aliran keluar} \\ \text{Arus 6} + \text{Arus 7} &= \text{Arus 8} \end{aligned}$$

a) Aliran masuk

$$\text{Arus 6} = \text{Aliran keluaran reaktor} = 1275.1869 \text{ kg/jam}$$

Arus 7

$$\begin{aligned} *) \text{Kebutuhan NaOH} &= \text{jumlah mol NaOH} \times \text{BM NaOH} \\ &= 0.0204 \text{ kmol/jam} \times 40 \text{ kg/kmol} \\ &= 0.8163 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} *) \text{Air dari NaOH 48\%} &= \text{konsentrasi NaOH} \times \text{massa NaOH} \\ &= \frac{52}{48} \times 0.8163 \text{ kg/jam} \\ &= 0.8843 \text{ kg/jam} \\ &= 0.0491 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Arus 8

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang terbentuk} &= \text{mol H}_2\text{O} \times \text{BM H}_2\text{O} \\ &= 0.0204 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 0.3673 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ terbentuk} &= \text{mol Na}_2\text{SO}_4 \times \text{BM Na}_2\text{SO}_4 \\ &= 0.0102 \text{ kmol/jam} \times 142 \text{ kg/kmol} \\ &= 1.4494 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{F8 CH}_3\text{OH} &= 23.667 \text{ kg/jam} \\ &= 0.7396 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{F8 H}_2\text{O dari reaktor} &= 938.36 \text{ kg/jam} \\ &= 52.0818 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{F8 C}_3\text{H}_8\text{O}_2 &= 230.7191 \text{ kg/jam} \\ &= 3.0358 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

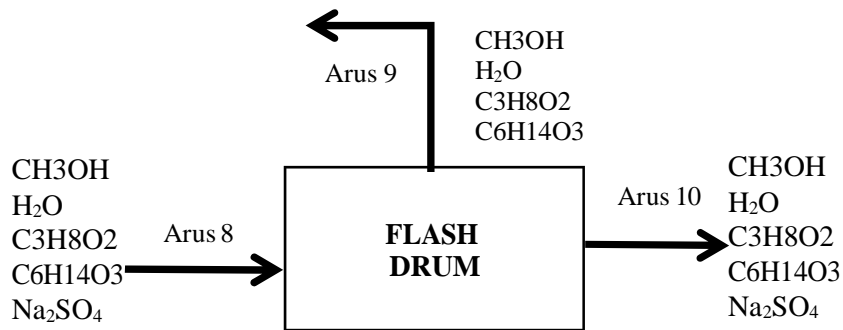
$$\begin{aligned} \text{F8 C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= 82.3276 \text{ kg/jam} \\ &= 0.6144 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Tabel A7. Neraca Massa Netralizer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
CH3OH	23.6669	0.0000	23.667
H ₂ O	937.4730	0.8843	938.7247
C3H8O2	230.7195	0.0000	230.7191
C6H14O3	82.3276	0.0000	82.3276
H ₂ SO ₄	1.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.8163	0.0000
Na ₂ SO ₄	0.0000	0.0000	1.4494
SUB TOTAL	1275.1869	1.7006	1276.8876
TOTAL	1276.8876		

A.4 Flash Drum (H-320)

Fungsi: Memecah aliran berdasarkan perbedaan fase uap dan cair



- 8 = Aliran dari tangki *netralizer*
- 9 = Aliran menuju tangki reaktor CSTR
- 10 = Aliran menuju MD 330
- Arus Masuk = Arus Keluar
- arus 8 = 9 + 10

a) Arus Masuk

Arus 8

F8 CH3OH	=	23.6669	kg/jam
	=	0.7396	kmol/jam
F8 H ₂ O	=	938.7247	kg/jam
	=	52.1514	kmol/jam
F8 C3H8O2	=	230.7191	kg/jam

$$\begin{aligned}
 &= 3.0358 \quad \text{kmol/jam} \\
 \text{F8 C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= 82.3276 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 0.6144 \quad \text{kmol/jam} \\
 \text{F8 Na}_2\text{SO}_4 &= 1.4494 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 0.0102 \quad \text{kmol/jam}
 \end{aligned}$$

b) Arus Keluar

Arus 9

Komposisi bahan yang teruapkan :

$$\begin{aligned}
 \text{F9 CH}_3\text{OH} &= \text{komposisi} \times \text{CH}_3\text{OH masuk} \\
 &= 1.0000 \times 23.6669 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 23.6669 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 0.7396 \quad \text{kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{F9 H}_2\text{O} &= \text{komposisi} \times \text{H}_2\text{O masuk} \\
 &= 0.2500 \times 938.7247 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 234.6812 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 13.0378 \quad \text{kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{F9 C}_3\text{H}_8\text{O}_2 &= \text{komposisi} \times \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \text{ masuk} \\
 &= 0.1000 \times 230.7191 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 23.0719 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 0.3036 \quad \text{kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{F9 C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= \text{komposisi} \times \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ masuk} \\
 &= 0.0100 \times 82.3276 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 0.8233 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 0.0061 \quad \text{kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{F9 Na}_2\text{SO}_4 &= \text{komposisi} \times \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} \\
 &= 0.0000 \times 1.4494 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 0.0000 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 0.0000 \quad \text{kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Arus 10

Arus 10 merupakan arus komponen bahan dengan fase cair

$$\begin{aligned}
 \text{F10 CH}_3\text{OH} &= \text{komposisi} \times \text{CH}_3\text{OH masuk} \\
 &= 0.0000 \times 23.6669 \quad \text{kg/jam} \\
 &= 0.0000 \quad \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$= 0.0000 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{F10 H}_2\text{O} &= \text{komposisi} \times \text{H}_2\text{O masuk} \\ &= 0.7500 \times 938.7247 \text{ kg/jam} \\ &= 704.0435 \text{ kg/jam} \\ &= 39.1135 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{F10 C}_3\text{H}_8\text{O}_2 &= \text{komposisi} \times \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \text{ masuk} \\ &= 0.9000 \times 230.7191 \text{ kg/jam} \\ &= 207.6472 \text{ kg/jam} \\ &= 2.7322 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{F10 C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= \text{komposisi} \times \text{C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 \text{ masuk} \\ &= 0.9900 \times 82.3276 \text{ kg/jam} \\ &= 81.5043 \text{ kg/jam} \\ &= 0.6082 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{F10 Na}_2\text{SO}_4 &= \text{komposisi} \times \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ masuk} \\ &= 1.0000 \times 1.4494 \text{ kg/jam} \\ &= 1.4494 \text{ kg/jam} \\ &= 0.0102 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Tabel A8. Neraca Massa Flash drum (H-320)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		V (Arus 9)	L (Arus 10)
CH ₃ OH	23.6669	23.6669	0.0000
H ₂ O	938.7247	234.6812	704.0435
C ₃ H ₈ O ₂	230.7191	23.0719	207.6472
C ₆ H ₁₄ O ₃	82.3276	0.8233	81.5043
Na ₂ SO ₄	1.4494	0.0000	1.4494
Total	1276.8876	282.2432	994.6444
		1276.8876	

Tekanan uap komponen dapat dihitung dengan persamaan :

$$\log P = A + B/T + C \log T$$

(perry vol 7, 2-54)

Tabel A9. Uap murni komponen pada suhu operasi

Komponen	Antoine		
	A	B	C
CH ₃ OH	16.5785	3638.27	239.5

H ₂ O	16.3872	3885.7	230.17
C ₃ H ₈ O ₂	6.07936	2692.187	-17.94
C ₆ H ₁₄ O ₃	4.87223	1922.137	-38.063

(Sumber : *Te Properties of Gases and Liquids, 5th ed; Stull 1947*)

(L/V) data = 3.5241

Dengan menggunakan persamaan

$$Y_i = \frac{F_i}{((L/V)/k_i) + F}$$

$$A_i = \frac{(L/V) \text{data}}{k_i}$$

$$k_i = \frac{P_i}{P \text{ sistem}}$$

$$L_i = \frac{F_i}{(1 + (L/V) * k_i)}$$

P sistem = 1 atm = 760 mmHg
 = 16 bar = 12160 mmHg
 T trial = 56 C = 356 K

T dicari dengan cara *trial and error* dan dianggap benar jika nilai $\sum(Z_i * K_i)$ mendekati 1

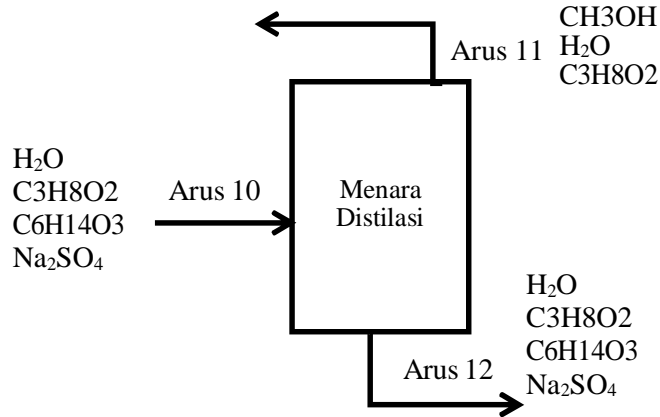
dimana : $K_i = P_{\text{sat}} / P$
 $P_{\text{sat}} = \text{EXP} (A - B / (T + C))$
 $\alpha_i = K_i / K_{\text{basis}}$

Tabel A10. Kondisi operasi Flash Drum

Komponen	F _i (kmol)	P _i (mmHg)	k _i	A _i	X _i	Y _i =X _i *K
CH ₃ OH	0.7396	35203.283	2.8950	0.8215	0.014	0.0199
H ₂ O	52.1514	17296.089	1.4224	0.4036	0.9406	1.3276
C ₃ H ₈ O ₂	0.0548	0.152	0.0000	0.00	55.4475	0.0007
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.6144	0.309	0.0000	0.000	0.000	0
Na ₂ SO ₄	0.0102					
Total	53.5703				56.402	1.3523

A.5 Menara Distilasi (MD-330)

Fungsi: Memisahkan produk dari pengotor dan sisa bahan baku yang ada
 Diasumsikan berdasarkan kondisi operasi MD-1 sisa Propilen Oksida dan metan menguap sempurna



Neraca Massa Total:

Aliran masuk = Aliran keluar

Arus 10 = Arus 11 + Arus 12

Arus 10

Komposisi bahan yang masuk menara distilasi:

$$\begin{aligned} * \quad \text{mol H}_2\text{O} &= \frac{m \text{ H}_2\text{O}}{\text{BM H}_2\text{O}} = \frac{704.0435 \text{ kg/jam}}{18.0000 \text{ kg/kmol}} \\ &= 39.1135 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} * \quad \text{mol C}_3\text{H}_8\text{O}_2 &= \frac{m \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}_2}{\text{BM C}_3\text{H}_8\text{O}_2} = \frac{207.6472 \text{ kg/jam}}{76.0000 \text{ kg/kmol}} \\ &= 2.7322 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} * \quad \text{mol C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3 &= \frac{m \text{ C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3}{\text{BM C}_6\text{H}_{14}\text{O}_3} = \frac{81.5043 \text{ kg/jam}}{134.0000 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0.6082 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} * \quad \text{mol Na}_2\text{SO}_4 &= \frac{m \text{ Na}_2\text{SO}_4}{\text{BM Na}_2\text{SO}_4} = \frac{1.4494 \text{ kg/jam}}{142.0400 \text{ kg/kmol}} \\ &= 0.0102 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Tabel A11. Uap murni komponen pada suhu operasi

Komponen	Antoine		
	A	B	C
H ₂ O	16.3872	3885.7	230.17
C ₃ H ₈ O ₂	6.07936	2692.187	-17.94
C ₆ H ₁₄ O ₃	4.87223	1922.137	-38.063

(Sumber : *Te Properties of Gases and Liquids, 5th ed; Stull 1947*)

Tabel A12. Komposisi Umpan (Arus 10)

Komponen	Massa (kg/Jam)	BM	kmol/jam	Xf	% F
H ₂ O	704.0435	18	39.1135	0.9211	92.11%
C ₃ H ₈ O ₂	207.6472	76	2.7322	0.0643	6.43%
C ₆ H ₁₄ O ₃	81.5043	134	0.6082	0.0143	1.43%
Na ₂ SO ₄	1.4494	142	0.0102	0.0002	0.02%
Total	994.6444		42.4642	1.0000	100%

Tabel A 13. Arus keluar

*Arus keluar

Komponen	HASIL W
H ₂ O (LK)	0.005
C ₃ H ₈ O ₂	0.995
C ₆ H ₁₄ O ₃	1
Na ₂ SO ₄	1

Arus 11 (D)**Tabel A 14. Komposisi pada Distilat**

Komponen	Kmol/jam	Xd	%D
H ₂ O (LK)	38.9180	0.93471	93.4708%
C ₃ H ₈ O ₂	2.7185	0.06529	6.5292%
TOTAL	41.6365	1.000000	100%

Arus 12 (W)**Tabel A.15 Komposisi Bottom**

Komponen	Kmol/jam	Xw	%W
H ₂ O (LK)	0.1956	0.2363	23.63%
C ₃ H ₈ O ₂	0.0137	0.0165	1.65%
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.6082	0.7349	73.49%
Na ₂ SO ₄	0.0102	0.0123	1.23%
TOTAL	0.8277	1.0000	100.0%

Pengecekan distribusi komponen

Tabel A.16 Konstanta Antoine masing-masing komponen

Komponen	Arus 10 (kg/jam)	Tb(C)	Antoine		
			A	B	C
H ₂ O (lk)	704.0435	100	16.3872	3885.7	230.17
C ₃ H ₈ O ₂	207.6472	188.2	6.07936	2692.187	-17.94
C ₆ H ₁₄ O ₃	81.5043	230.5	4.87223	1922.137	-38.063
Na ₂ SO ₄	1.4494	1176	-	-	-
Total	994.6444				

Arus 11

Arus Distilat

Umpan masuk dalam keadaan *bubble point* , cair jernih, q=1

$$\begin{aligned} \text{Trial kondisi bawah } P &= 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg} \\ &= 15 \text{ bar} = 11400 \text{ mmHg} \\ T &= \mathbf{82} \text{ } ^\circ\text{C} = 355.1500 \text{ K} \end{aligned}$$

T dicari dengan cara *trial and error* dan dianggap benar jika nilai $\sum(Z_i \cdot K_i)$ sama dengan 1

dimana : $K_i = P_{\text{sat}} P$

$$P_{\text{sat}} = \text{EXP} (A - B / (T + C))$$

$$\alpha_i = K_i / K_{\text{basis}}$$

Tabel A.13 Arus Distilat

Komponen	n	Xd	Pi	Ki	α_i	Yi=Yd/Ki
H ₂ O (LK)	38.92	0.9347	17130.386	1.5027	1.0000	1.4046
C ₃ H ₈ O ₂	2.72	0.0653	0.149	0.0000	0.00001	0.0000
Total	41.636	1.0000			1	1.4046

Komponen	massa (kg/jam)	x	fraksi mol
H ₂ O (LK)	700.5233	0.772239	0.934708
C ₃ H ₈ O ₂	206.6090	0.227761	0.065292
Total	907.1323	1.000000	1.000000

Arus 12

Arus *Bottom*

Kondisi bawah perkiraan dalam keadaan *bubble point*

$$\begin{aligned} \text{Trial kondisi bawah } P &= 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg} \\ &= 20 \text{ bar} = 15200 \text{ mmHg} \\ T &= \mathbf{82} \text{ } ^\circ\text{C} = 355.1500 \text{ K} \end{aligned}$$

T dicari dengan cara *trial and error* dan dianggap benar jika nilai $\sum(Z_i \cdot K_i)$ sama dengan 1

dimana : $K_i = P_{sat} P$
 $P_{sat} = \text{EXP} (A - B / (T + C))$
 $\alpha_i = K_i / K_{basis}$

Tabel A.16 Arus Bottom

Komponen	n	Xb	Pi	Ki	α_i	$Y_i = X_b * K_i$
H ₂ O	0.1956	0.2363	17130.386	1.1270	1.0	0.2663
C ₃ H ₈ O ₂	0.0137	0.0165	0.149	0.0000	0.0	0.0000
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.6082	0.7349	0.304	0.0000	0.0	0.0000
Na ₂ SO ₄	0.0102	0.0123	-	-	-	-
Total	0.8277	1.0000			1	0.2663

Komponen	massa (kg/jam)	Fraksi massa
H ₂ O	3.5202	0.0402
C ₃ H ₈ O ₂	1.0382	0.0119
C ₆ H ₁₄ O ₃	81.5043	0.9313
Na ₂ SO ₄	1.4494	0.0166
Total	87.5122	1.0000

Tabel A.17 Neraca Massa Total Menara Distilasi-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
H ₂ O	704.0435	700.5233	3.5202
C ₃ H ₈ O ₂	207.6472	206.6090	1.0382
C ₆ H ₁₄ O ₃	81.5043	0.0000	81.5043
Na ₂ SO ₄	1.4494	0.0000	1.4494
Subtotal	994.6444	907.1323	87.5122
Total	994.6444	994.6444	

Distribusi komponen non-key

Komponen	Ki.D	Ki.B
H ₂ O (LK)	1.4046	0.2663
C ₃ H ₈ O ₂	0.0000	0.0000
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.0000	0.0000
Na ₂ SO ₄	0.0000	0.0000

Komponen	α_D	α_B	α_{avg}
H ₂ O (LK)	1.0000	1.0000	1.000
C ₃ H ₈ O ₂	0.0000	0.0000	0.0000
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.0000	0.0000	0.0000

Na2SO4	0.0000	-	0.0000
--------	--------	---	--------

Komponen	Xfi	Xfi * ai avg (e)	ai- θ (f)	e/f
H ₂ O (LK)	0.9211	0.9211	0.921	1.0000
C ₃ H ₈ O ₂	0.0643	0.0000	0.000	1.0000
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.0143	0.0000	0.000	1.0000
Na ₂ SO ₄	0.0002	0.0000	0.000	0.0000
Total	1.0000			1.0000

$\theta = 0.0210$ (Ditrial and error supaya nilai e/f = cair jenuh)

Perhitungan Reflux minimum (Rmin)

$$R_{min} + 1 = \sum((\alpha D * X_D) / (\alpha D - \theta))$$

Komponen	αD	Xd	$(\alpha D x_d) / (\alpha D - \theta)$
H ₂ O (LK)	1.0000	0.9347	0.9548
C ₃ H ₈ O ₂	0.0000	0.0653	0.0000
Total			0.9548

$$R_{min} + 1 = 0.9548$$

$$R_{min} = -0.0452$$

$$R_{op} = 1,2 - 1,5 R_m$$

diambil,

$$R_{op} = R_m = -0.0679$$

Menentukan komposisi *reflux* dan uap masuk kondensor

$$R_o = L_o / D$$

$$L_o = R_o * D$$

$$L_o = -0.0001 \text{ kmol/h}$$

$$V_o = L_o + D$$

$$V_o = 907.1322 \text{ kmol/h}$$

Komposisi Cairan *Reflux* (L_o)

Komponen	xd	n(Kmol)	m(Kg)
H ₂ O (LK)	0.9347	0.0000	0.0000
C ₃ H ₈ O ₂	0.0653	0.0000	0.0000
Total	1.0000	0.0000	0.0000

Komposisi Uap yang Masuk *Condensor* (V)

Komponen	xd	n(Kmol)	m(Kg)
H ₂ O (LK)	0.9347	0.0000	0.0000
C ₃ H ₈ O ₂	0.0653	0.0000	0.0000

Total	1.0000	0.0000	0.0000
--------------	---------------	---------------	---------------

Untuk Perhitungan Stage Minimum

Komponen	D/B	log (α avg)	log (D/B)
H ₂ O (LK)	199.0000	0.0000	2.2989
C ₃ H ₈ O ₂	199.0000	-5.0608	2.2989

PERSAMAAN:

$$2.2989 = A + C^* \quad 0.0000$$

$$2.2989 = A + C^* \quad -5.0608$$

didapat:

$$C = -1E-15$$

$$A = 2.2989$$

Jumlah Stage Minimum

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_b}{\log \alpha_{LK}}$$

Menentukan *Stage* Minimum dengan Persamaan Fenske

$$N_m = \frac{\log [(X_{LK}/X_{HK})_d \cdot (X_{HK}/X_{LK})_b]}{\log \alpha_{avg \text{ LK}}}$$

$$= \frac{\log [(0.9647/0.9607) \cdot (0.9607/0.2135)]}{0.0000}$$

$$= \text{\#DIV/0!} \approx 2.0000$$

MENCARI FAKTOR PENGALI

$$\text{faktor pengali} = \frac{\text{hasil produksi}}{\text{kapasitas produksi}}$$

$$= \frac{994.6444}{3787.8700} = 0.2626$$

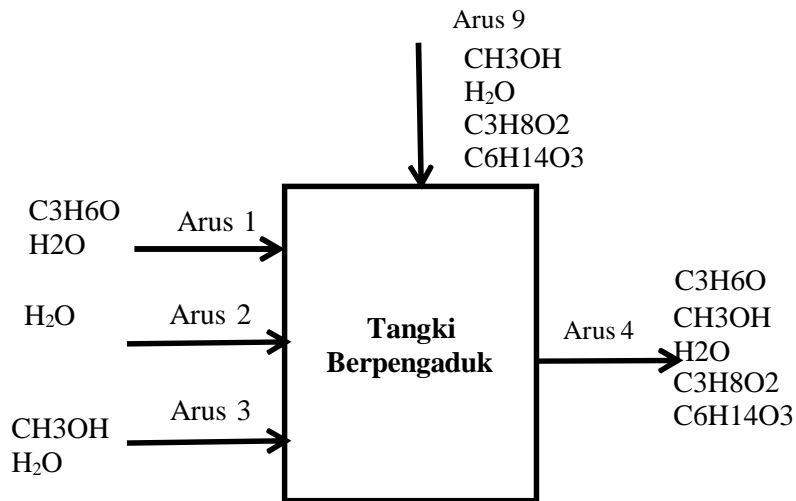
- Cek Kemurnian Produk** = 99.500 %
Cek Produk hasil akhir = 238.2009 kg/jam
Kapasitas aktual terhitung = 1886.5511 ton/tahun

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi	= 30,000 ton/tahun
	= 30,000,000 kg/tahun
Hari kerja	= 1 tahun = 330 hari
	= 1 hari = 24 jam
Kapasitas produksi aktual	= 90,909.0909 kg/hari
	= 3,787.8788 kg/jam
Hasil produksi akhir	= 238.2009 kg/jam
Faktor pengali	= 0.262586733

A.1 Mixer (M-110)

Fungsi: Menentukan *Stage* Minimum dengan Persamaan Fenske



Neraca Massa Total

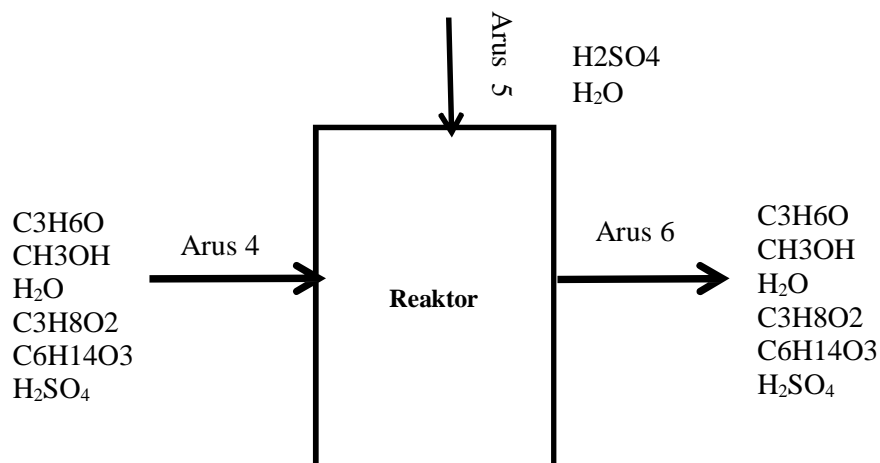
$$\begin{aligned} \text{Arus Masuk} &= \text{Arus keluar} \\ \text{Arus 1} + 2 + 3 + 9 &= \text{Arus 4} \end{aligned}$$

Tabel A.4 Neraca Massa Mixer 1

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	1	2	3	9	4
C3H6O	60.1549	0.0000	0.0000	0	60.155
CH3OH	0.0000	0.0000	1.5369	4.677668	6.215
H ₂ O	0.0301	200.2809	0.0155	60.97041	261.297
C3H8O2	0.0000	0.0000	0.0000	6.128984	6.129
C6H14O3	0.0000	0.0000	0.0000	0.215426	0.215
Total	60.1850	200.2809	1.5525	71.99249	334.011
	334.011				

A.2 Reaktor (R-210)

Fungsi : Mereaksikan hasil campuran bahan baku menuju netralizer



Neraca massa total:

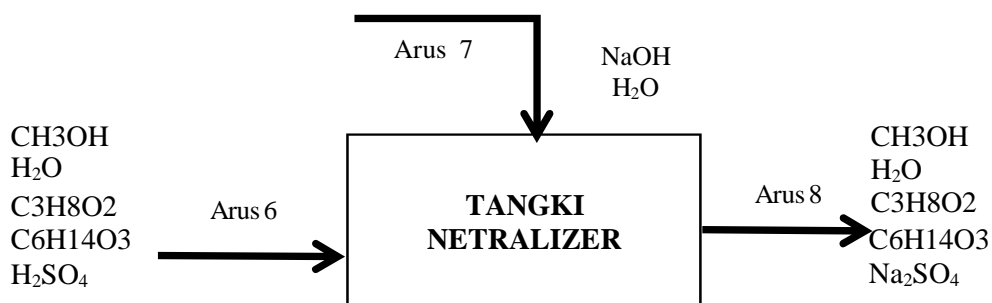
Arus masuk = Arus keluar

Arus 4 + Arus 5 = Arus 6

Tabel A.5 Neraca massa di Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C3H6O	60.1549	0.0000	0.0000
CH3OH	6.2146	0.0000	6.2146
H2O	261.8653	0.0054	246.1680
C3H8O2	6.1290	0.0000	60.5839
C6H14O3	0.2154	0.0000	21.6181
H2SO4	0.0000	0.2626	0.2626
Total	334.5792	0.2679	334.8472
	334.8472		

A.3 Netralizer (N-310)



- Asumsi :
- : Seluruh asam kuat ternetralkan oleh NaOH 48%
 - : Seluruh asam lemah terhidrolisis menjadi bentuk semula

Neraca Massa Total

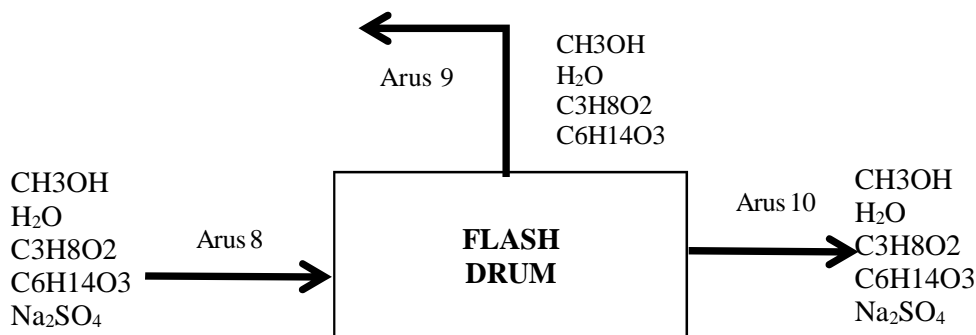
Aliran masuk = Aliran keluar
 Arus 6 + Arus 7 = Arus 8

Tabel A7. Neraca Massa Netralizer

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
CH3OH	6.2146	0.0000	6.2146
H ₂ O	246.1680	0.2322	246.4966
C ₃ H ₈ O ₂	60.5839	0.0000	60.5838
C ₆ H ₁₄ O ₃	21.6181	0.0000	21.618
H ₂ SO ₄	0.2626	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.2144	0.0000
Na ₂ SO ₄	0.0000	0.0000	0.3806
SUB TOTAL	334.8472	0.4466	
TOTAL	335.2937		335.2937

A.4 Flash Drum (H-320)

Fungsi: Memecah aliran berdasarkan perbedaan fase uap dan cair



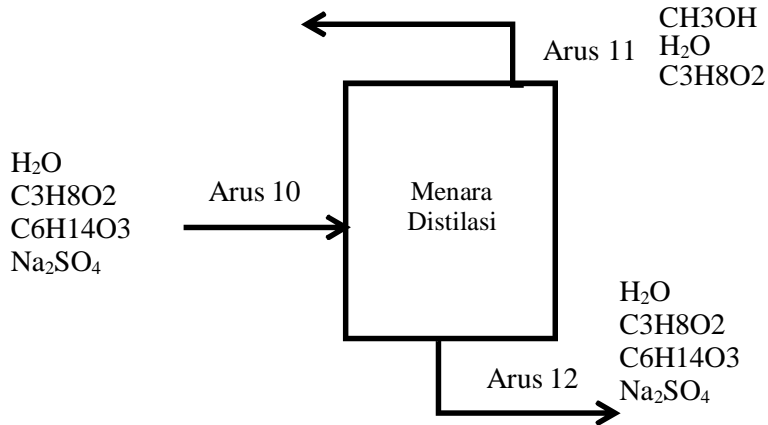
- 8 = Aliran dari tangki *netralizer*
 - 9 = Aliran menuju tangki reaktor CSTR
 - 10 = Aliran menuju MD 330
- Arus Masuk = Arus Keluar
 arus 8 = 9 + 10

Tabel A8. Neraca Massa Flash drum (H-320)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		V (Arus 9)	L (Arus 10)
CH3OH	6.2146	6.2146	0.0000
H ₂ O	246.4966	61.6242	184.8725
C ₃ H ₈ O ₂	60.5838	6.0584	54.5254
C ₆ H ₁₄ O ₃	21.6181	0.2162	21.4020
Na ₂ SO ₄	0.3806	0.0000	0.3806
Total	335.2937	74.1133	261.1804
		335.2937	

A.5 Menara Distilasi (MD-330)

Fungsi: Memisahkan produk dari pengotor dan sisa bahan baku yang ada
 Diasumsikan berdasarkan kondisi operasi MD-1 sisa Propilen Oksida dan methanol menguap sempurna



Neraca Massa Total:

Aliran masuk = Aliran keluar
 Arus 10 = Arus 11 + Arus 12

Tabel A.17 Neraca Massa Total Menara Distilasi-01

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
H ₂ O	184.8725	54.2528	0.9244
C ₃ H ₈ O ₂	54.5254	183.9481	0.2726
C ₆ H ₁₄ O ₃	21.4020	0.0000	21.4020
Na ₂ SO ₄	0.3806	0.0000	0.3806
Subtotal	261.1804	238.2009	22.9795
Total	261.1804	261.1804	

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas produksi	=	30,000	ton/tahun
Hari kerja	=	1 tahun = 330 hari	
	=	1 hari = 24 jam	
Kapasitas produksi per-jam	=	90,909.0909	kg/jam
Basis Perhitungan	=	1,000	kg
Basis Operasi	=	1 jam	
Temperatur referensi (Tref)	=	25 °C = 298 K	
Tekanan	=	1 atm	

Perhitungan neraca panas menggunakan rumus sebagai berikut :

1. Perhitungan beban panas pada masing-masing alur masuk dan keluar.

$$Q = \Delta H = n \int_{T_{ref}}^T C_p \cdot dT \quad (\text{Smith, 2005 : 41})$$

2. Perhitungan kapasitas panas untuk masing-masing zat.

a. Kapasitas Panas Gas

$$C_{pv} = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$$

dimana : C_{pv} = Kapasitas panas gas pada suhu T (kJ/kmol . K)

A, B, C, = Konstanta

T = Suhu (K)

Komponen	A	B	C	D	E
C ₃ H ₆ O	29.501	925.45	25626	-2.99E+07	9.03E+11
CH ₃ OH	27.091	1.11E+01	1.10E+04	-1.50E+07	4.66E+11
H ₂ O	33.933	-8.42E+03	2.99E+05	-1.78E+08	3.69E+12
C ₃ H ₈ O ₂	14.404	3.26E+01	-7.87E+05	-1.24E+07	7.48E+11
C ₆ H ₁₄ O ₃	-31.988	9.48E+01	-8.98E+04	4.80E+07	-1.10E+10
H ₂ SO ₄	9.486	3.38E+01	-3.81E+04	2.13E+07	-4.69E+11
NaOH	22.246	1.42E+01	-2.43E+04	1.81E+07	-4.80E+11
Na ₂ SO ₄	23.349	4.01E+01	-5.08E+04	2.99E+07	-6.67E+11

Sumber : Yaws, 1999 Hal 33

Komponen	Tmin (K)	Tmax (K)
C ₃ H ₆ O	50	1500
CH ₃ OH	100	1500
H ₂ O	100	1500
C ₃ H ₈ O ₂	298	1000
C ₆ H ₁₄ O ₃	298	1200
H ₂ SO ₄	100	1500
NaOH	100	1500
Na ₂ SO ₄	100	1500

b. Kapasitas Panas Cairan

$$C_{pv} = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4$$

dimana : C_{pl} = Kapasitas panas cair pada suhu T (kJ/kmol . K)

A, B, C, = Konstanta

T = Suhu (K)

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₆ O	-7.2842	9.75E+02	1.74E-02	-1.92E-05
CH ₃ OH	59.342	3.64E+01	-1.22E+03	1.80E+06
H ₂ O	92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07
C ₃ H ₈ O ₂	118.614	6.73E+01	-1.84E+03	2.13E+06
C ₆ H ₁₄ O ₃	144.536	1.40E+00	-3.59E+03	3.94E+06
H ₂ SO ₄	26.004	7.03E-01	-1.39E-03	1.03E-06
NaOH	87.639			
Na ₂ SO ₄	233.515			

Sumber : Yaws, 1999 Hal 60

Komponen	Tmin (K)	Tmax (K)	Cp @25C
C ₃ H ₆ O	162	434	120.42
CH ₃ OH	160	465	107.40
H ₂ O	273	615	75.50
C ₃ H ₈ O ₂	214	563	212.32
C ₆ H ₁₄ O ₃	234	589	346.58
H ₂ SO ₄	298	879	139.95
NaOH			
Na ₂ SO ₄			

3. Tabel Densitas dan Berat Molekul

Komponen	BM (kg/kmol)	Densitas (l)
C ₃ H ₆ O	58	0.8230
C ₂ H ₅ OH	46	0.7870
H ₂ O	18	1.0270
C ₃ H ₈ O ₂	76	1.0330
C ₆ H ₁₄ O ₃	134	1.0818
H ₂ SO ₄	98	1.8330
NaOH	40	-
Na ₂ SO ₄	142	-

Sumber : Yaws, 1999 Hal 60 densitas hal 190

4. Data viskositas (L) (Yaws) hal 483

μ dihitung pada T masuk MIXER

30 °C = 303.15 K

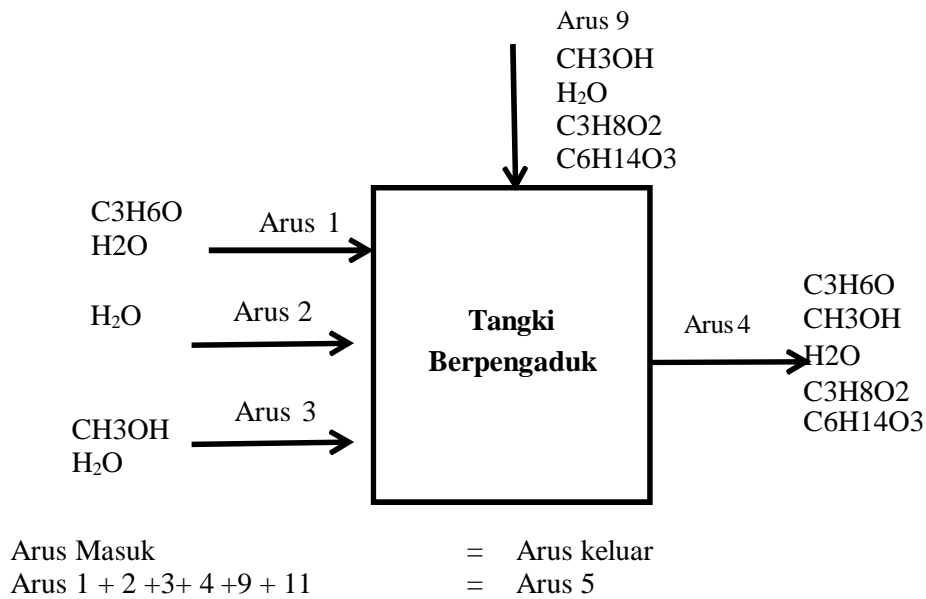
Komponen	A	B	C	D
----------	---	---	---	---

C3H6O	-7.2842	9.75E+02	1.74E-02	-1.92E-05
CH3OH	-6.4406	1.12E+03	1.37E-02	-1.55E-05
H2O	-10.2158	1.7925E+03	1.7730E-02	-1.2631E-05
C3H8O2	-29.492	5.2456E+03	5.8169E-02	-4.2343E-05
C6H14O3	-13.6865	3.3863E+03	1.6049E-02	-7.1661E-06
H2SO4	-18.7045	3.4962E+03	3.3080E-02	-1.7018E-05
NaOH	-4.1939	2.0515E+03	2.7917E-03	-6.1590E-07
Na2SO4	11.2905	-4.58E+03	-6.78E-03	9.24E-07

A.1 Mixer (M-110)

Fungsi:

Menentukan *Stage* Minimum dengan Persamaan Fenske



Komponen	μ_i (cP)
C3H6O	0.2850
CH3OH	0.9645
H2O	0.8150
C3H8O2	35.8310
C6H14O3	49.0420
H2SO4	19.6179
NaOH	2307.1701
Na2SO4	0.000001663

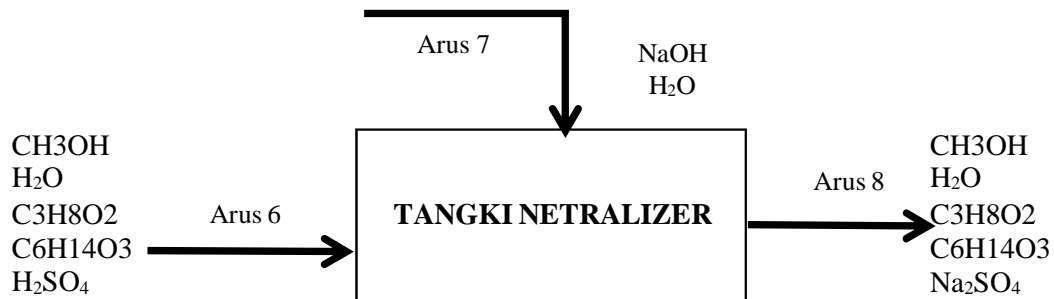
Sumber Yaws hal 482

Komponen	Tmin (K)	Tmax (K)	Cp @25C
----------	----------	----------	---------

C ₃ H ₆ O	200	482	0.0520
CH ₃ OH	240	516	1.06
H ₂ O	273	643	0.91
C ₃ H ₈ O ₂	233	626	47.96
C ₆ H ₁₄ O ₃	233	654	65.90
H ₂ SO ₄	283	367	23.54
NaOH	623	900	1.26
Na ₂ SO ₄	1180	1267	3.68

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	1	2	3	9	4
C ₃ H ₆ O	17.1464	0.0000	0.0000	0	17.146
CH ₃ OH	0.0000	0.0000	1.4824	4.511075	5.993
H ₂ O	0.0245	163.2358	0.0126	48.95945	212.232
C ₃ H ₈ O ₂	0.0000	0.0000	0.0000	219.6082	219.608
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.0000	0.0000	0.0000	10.54403	10.544
Total	17.1709	163.2358	1.4950	283.6228	465.525
	465.525				

A.2 Netralizer (N-310)



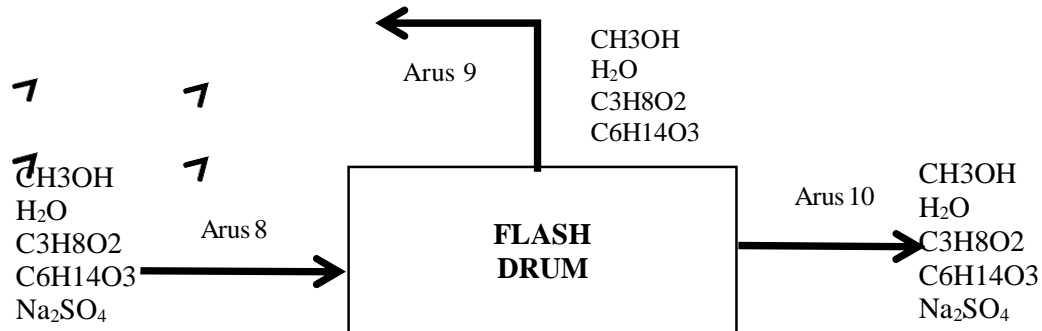
: Seluruh asam lemah terhidrolisis menjadi bentuk semula

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 7	Arus 8
CH ₃ OH	5.9941	0.0000	5.9941
H ₂ O	200.6354	0.1893	200.9033
C ₃ H ₈ O ₂	2170.7816	0.0000	2170.7778
C ₆ H ₁₄ O ₃	1060.1961	0.0000	1060.1961
H ₂ SO ₄	5.1514	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	494.5446	0.0000
Na ₂ SO ₄	0.0000	0.0000	499.6211

SUB TOTAL	3442.7586	494.7338	3937.4924
TOTAL	3937.4924		

B.3 Flash Drum (H-320)

Fungsi: Memecah aliran berdasarkan perbedaan fase uap dan cair

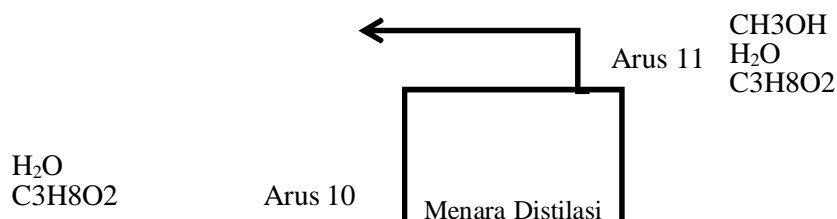


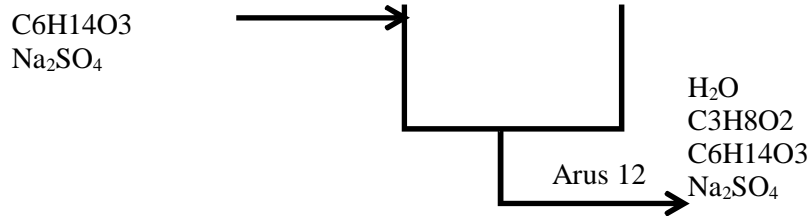
- 8 = Aliran dari tangki *netralizer*
 - 9 = Aliran menuju tangki reaktor CSTR
 - 10 = Aliran menuju MD 330
- Arus Masuk = Arus Keluar
 arus 8 = 9 + 10

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
		V (Arus 9)	L (Arus 10)
CH3OH	5.9941	5.9941	0.0000
H ₂ O	200.9033	50.2258	150.6774
C ₃ H ₈ O ₂	2170.7778	217.0778	1953.7000
C ₆ H ₁₄ O ₃	1060.1961	10.6020	1049.5941
Na ₂ SO ₄	7.4664	0.0000	7.4664
Total	3445.3377	283.8997	3161.4380
		3445.3377	

B.4 Menara Distilasi (H-330)

Fungsi: Memisahkan produk dari pengotor dan sisa bahan baku yang ada
 Diasumsikan berdasarkan kondisi operasi MD-1 sisa Propilen Oksida dan Ethanol menguap sempurna





Neraca Panas Total:

$$\begin{aligned} \text{Aliran masuk} &= \text{Aliran keluar} & 30 \quad ^\circ\text{C} &= 303.15 \quad \text{K} \\ \text{Arus 10} &= \text{Arus 11} + \text{Arus 12} \end{aligned}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \quad ^\circ\text{C} = 298.15 \quad \text{K}$$

$$T = 82 \quad ^\circ\text{C} = 355.15 \quad \text{K}$$

Perhitungan energi umpan distilasi

Arus 10

Komponen	n (kmol/Jam)	massa (kg/jam)	Cp.dT (kJ/jam)	ΔH (kJ/Jam)
H ₂ O	3327.7047	184.8725	0.3428	1140.6442
C ₃ H ₈ O ₂	4143.9307	54.5254	3.9448	16347.1828
C ₆ H ₁₄ O ₃	2867.8615	21.4020	4.4083	12642.5258
Na ₂ SO ₄	54.0438	0.3806	0.0001289	0.0070
Total	10393.5406	261.1804	8.6961	30130.3597

Perhitungan energi distilasi

$$T_{\text{ref}} = 25 \quad ^\circ\text{C} = 298.15 \quad \text{K}$$

$$T = 188 \quad ^\circ\text{C} = 461.15 \quad \text{K}$$

Arus 11

Komponen	Kmol/jam	Cp.dT (kJ/jam)	ΔH (kJ/Jam)
H ₂ O (LK)	976.5500	0.02371	23.1504
C ₃ H ₈ O ₂	13980.0570	0.00159	22.2066
TOTAL	14956.6070	0.0253	45.3570

Perhitungan energi bottom

$$T_{\text{ref}} = 25 \quad ^\circ\text{C} = 298.15 \quad \text{K}$$

$$T = 188 \quad ^\circ\text{C} = 461.15 \quad \text{K}$$

Arus 12

Komponen	kmol/jam	Cp.dT (kJ/jam)	ΔH (kJ/Jam)
H ₂ O	0.0514	0.0237	0.0012
C ₃ H ₈ O ₂	0.0036	0.0016	0.0000
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.1597	0.0284	0.0045
Na ₂ SO ₄	0.0027	0.0301	0.0001
Total	0.2173	0.0838	0.0058

$$\Delta H_{\text{input}} = \Delta H_{\text{output}}$$

$$\Delta H_{\text{umpan}} + \Delta H_{\text{reboiler}} = \Delta H_{\text{bottom}} + \Delta H_{\text{distilat}} + \Delta H_{\text{condensor.}}$$

Perhitungan beban Reboiler E-1

*diasumsikan sama dengan temperatur bottom

$$H_{\text{vap}} = A(1-T/T_c)^n \text{ Yaws hal 120}$$

Komponen	A	T _c (K)	n (mol)	H _{vap} (kJ/mol)	ΔH _v (kJ/jam)
H ₂ O	52.053	647.13	0.321	48.8244	39.793537
C ₃ H ₈ O ₂	80.7	626	0.295	80.3147	2877.7549
C ₆ H ₁₄ O ₃	117.495	654	0.43	96.6747	4741.1173
Na ₂ SO ₄	-	-	-	-	-
Total				225.8137	30089.9371

$$\Delta H_{\text{reboiler}} = 30089.9371 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan beban beban Condensor E-1

*diasumsikan sama dengan temperatur destilat

Komponen	A	T _c (K)	n (mol)	H _{vap} (kJ/mol)	ΔH _v (kJ/jam)
C ₃ H ₆ O	40.176	482.25	0.366	1.7578	0.5010479
C ₂ H ₅ OH	43.122	516.25	0.079	4.6025	4.4391831
H ₂ O (LK)	52.053	647.13	0.321	0.0000	0
C ₃ H ₈ O ₂	80.7	626	0.295	0.0000	0
TOTAL					4.940231

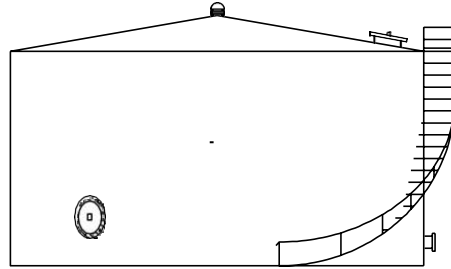
$$\Delta H_{\text{condensor.}} = 4.940231014 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Panas total di MD-330

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Panas umpan masuk	30130.3597	0
Panas dalam distilat	0	45.3570
Panas dalam <i>bottom</i>	0	0.0058
Beban <i>condenser</i>	4.9402	0.0000
Beban <i>reboiler</i>	0.0000	30089.9371
Jumlah	30135.2999	30135.2999

LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

C.1 Tangki Propilen Oksida(C₃H₆O) (F-110)



- Fungsi : Tempat penyimpanan bahan baku propilen oksida
 Jumlah : 1 buah
 Bentuk : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *torispherichal roof*
 Bahan : *Stainless Steel* , SA-167 Grade 11
 Lama penyimpanan : 30 hari
 Suhu penyimpanan : 30 °C
 Tekanan penyimpanan : : 1 atm
 Tujuan : a. Menentukan tipe tangki
 b. Menentukan bahan konstruksi tangki
 c. Menghitung kapasitas tangki
 d. Menentukan dimensi tangki

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *torispherical roof* karena tipe ini cocok untuk cairan dengan tekanan atmosfer (Brownell, 1959)

b. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan kontruksi tangki dipilih *Stainless Stell* , SA-167 Grade 11 karena:

- Relatif tahan korosi bahan bersifat asam
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18855,2 psi
- Memiliki batas ketahanan suhu bahan dari -250 sampai 200°C

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan C}_3\text{H}_6\text{O} &= 60.1549 \text{ kg/jam} \\ &= 43311.5439 \text{ kg/30 hari} \end{aligned}$$

Digunakan 1 buah tangki, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan C}_3\text{H}_6\text{O} &= \frac{43311.5439}{1} \text{ kg} \\ &= 43311.5439 \text{ kg} \end{aligned}$$

Nilai densitas campuran asam asetat adalah:

$$\begin{aligned}\rho_{mix} &= 0.859 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{PubChem}) \\ &= 0.0536 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

sehingga nilai volume campuran diperoleh:

$$\begin{aligned}V_{mix} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} = \frac{43311.5439 \text{ kg}}{0.859 \text{ kg/m}^3} \\ &= 50420.8893 \text{ m}^3 \\ &= 1780597.072 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Dirancang larutan mengisi 80% volume tangki, sehingga:

Over Design 20%

$$\begin{aligned}V_t &= 1.2 \times 50420.889 \\ &= 60505.06716 \text{ m}^3 = 2136716.487 \text{ ft}^3 \\ &= 380565.3765 \text{ bbl} \\ &= 15983745.81 \text{ gal}\end{aligned}$$

d. Menghitung Dimensi Tangki

Menghitung diameter dan tinggi tangki

Pada bentuk silinder vertikal nilai L/D untuk *storage liquid-liquid*

antara 1-2 dipilih harga L/D = 1 (Tabel 4-18, Ulrich)

Hs = 1 D

Dimana sesuai persamaan 3.1 Brownell & Young, 1959 digunakan:

$$V = \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot L}{4} = \frac{3.14 \cdot D^2 \cdot 2}{4} = 0.7857 D^3$$

Keterangan:

V = volume tangki (m³)

D = diameter dalam/ID (m)

Hs = tinggi *shell* (m)

sehingga volume total tangki adalah:

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 0.7857 \text{ ID}^3 \\ 60505.0672 &= 0.7857 \text{ ID}^3 \\ \text{ID}^3 &= 77,006.449 \\ \text{ID} &= 42.5444 \text{ m} \\ &= 139.5814 \text{ ft} \\ &= 1674.976 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{diperoleh Hs} &= 1 \text{ D} \\ &= 42.5444 \text{ m} \\ &= 139.5814 \text{ ft}\end{aligned}$$

Diambil ukuran standar dari Appendix E (Brownell, 1959 hlm 346):

$$D = 42 \text{ ft} = 12.802 \text{ m} = 504 \text{ in}$$

$$H = 140 \text{ ft} = 42.672 \text{ m} = 1680 \text{ in}$$

$$\text{Kapasitas ukuran standar} = 115100 \text{ bbl}$$

Menghitung tekanan *design* tangki

$$V_s = \pi/4 \times H_s^2 \times H_L$$

Keterangan:

H_L = tinggi larutan dalam silinder (m)

V_s = volume *shell* (m^3)

H_s = panjang horizontal *shell* (m)

Berdasarkan pers. di atas, maka tinggi larutan dalam tangki adalah:

$$V_L = 1780597.072 \text{ ft}^3$$

$$H_L = \frac{V_L}{\frac{1}{4} \times \pi \times D^2} = \frac{1780597.0724}{\frac{1}{4} \times \pi \times (42)^2}$$

$$= 1284.7021 \text{ ft} = 391.5772 \text{ m}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho_{mix} \times h_{liquid}}{144} = \frac{0.0536 \times 1284.7021}{144}$$

$$= 0.4784 \text{ psi}$$

Dari perhitungan di atas maka diperoleh tekanan *design* berikut:

Faktor keamanan digunakan sebesar 1.1

$$P_{design} = (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1.1$$

$$= [0.4784 + [1 \times 14.7]] \times 1.1$$

$$= 16.6963 \text{ Psi}$$

Menentukan tebal tangki

Berdasarkan ukuran standar pada appendix E (Brownell, 1959), maka jumlah dan ukuran lebar standar *course* yang digunakan adalah

$$N \text{ course} = \frac{H}{42 \text{ ft}} = \frac{140}{42} = 5 \text{ course}$$

Berdasarkan persamaan 13.1 Brownell & Young, hal 254:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E} + \frac{c}{0.6 \cdot P}$$

Keterangan:

t_s = tebal *shell* (in)

P = tekanan *design* tangki (psi)

r_i = jari-jari dalam tangki (in) = 252 in

c = faktor korosi = 0.125

E = efisiensi pengelasan = 0.6 (Tabel 13.2, Brownell hal. 254)

f = *allowable stress* (psi) = 130 N/mm² (Tabel 7.6, Coulson, 2006)

$$= 18855.2 \text{ psi}$$

sehingga diperoleh:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E \cdot 0.6 \cdot P} + c$$

$$= \frac{16.6963}{\left[\frac{18855}{0.4972} \times 0.6 \right] - \left[0.6 \times 16.696 \right]} \times \frac{252}{16.696} + 0.125$$

$$= 0.4972 \text{ in}$$

Diambil tebal *shell* standar 1/2 = 0.720 in (Tabel 5.10, Brownell hal. 94)

Menentukan dimensi tutup atas

Menghitung θ (sudut *angle* dengan garis horizontal) dapat dicari dengan persamaan 4.5 (Brownell, 1959: 64)

$$\sin \theta = \frac{D}{1000 \cdot t_s} \times \sqrt{\frac{P}{6}}$$

dimana:

D = Diameter tangki standar

t = Tebal *shell course* paling atas (in)

θ = Sudut *cone roof* terhadap garis horizontal

P = Tekanan desain

$$\sin \theta = \frac{42}{1000 \times 0.7200} \times \sqrt{\frac{16.696}{6}}$$

$$= 0.0973$$

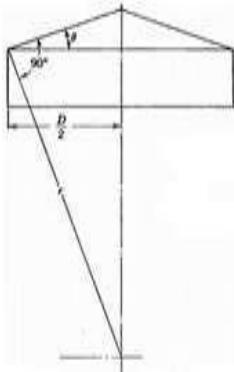
$$\theta = 5.5842^\circ$$

$$t_h = \frac{P_d \times D}{2 \cos \theta ((f \cdot E) - (0.6 \cdot P_d))} + C$$

$$= \frac{16.696 \text{ Psi} \times 42 \text{ ft}}{2 \cos 5.5842 \left[\frac{11313.12}{0.1562} \right] - \left[10.0 \right]} + 0.125$$

$$= 0.1562 \text{ in}$$

Diambil tebal standar 3/16 = 0.1875 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)



Untuk tinggi *head* (h) dapat dihitung dengan:

$$\tan \theta = \frac{h}{0.5 D}$$

Dalam hubungan ini:

D = Diameter tangki (ft)

h = Tinggi *head* (ft)

$$\tan 5.5842 = \frac{H_{tutup}}{0.5 \times 42}$$

$$H_{tutup} = 2.0532 \text{ ft}$$

$$= 0.625823 \text{ m}$$

Tebal Tutup Bawah

$$t = d \sqrt{c \frac{P}{f}} = 42 \text{ ft} \sqrt{0.125 \frac{16.696}{18855.2}}$$

$$= 0.4419 \text{ in}$$

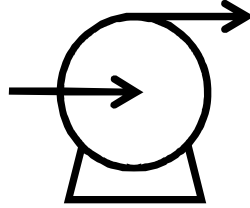
Diambil tebal standar 1/2 = 0.5000 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)

$$\begin{aligned}
\text{Total tinggi tangki} &= H_{\text{tutup}} + H_{\text{tangki}} \\
&= 2.0532 \text{ ft} + 140 \text{ ft} \\
&= 142.0532 \text{ ft} \\
&= 43.2978 \text{ m}
\end{aligned}$$

Tabel C.1 Spesifikasi Tangki Propilen Oksida

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Tangki Propilen Oksida
Kode	: F-111
Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku Propilen Oksida
Tipe	: Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>Torispherichal roof</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel, SA-167 Grade 11</i>
Kapasitas	: 50420.8893 m ³
Jumlah	: 1 buah
Waktu tinggal	: 30 hari
Diameter Tangki	: 42 ft = 12.8016 m
Tinggi Tangki	: 140 ft = 42.6720 m
Tekanan Operasi	: 1 atm
Suhu Operasi	: 30 °C

C.2 Pompa 1 Propilen Oksida (L-112)



- Fungsi = Mengalirkan propilen oksida dari tangki penyimpanan menuju Mixer (M-110).
- Jumlah = 1 buah
- Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1). Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2). Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 304* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K
Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ
	(kg/jam)				(kg/m ³)
C ₃ H ₆ O	60.1549	1.0372	0.9995	25	0.8230
H ₂ O	0.0301	0.0017	0.0005	25	1.027
TOTAL	60.1850	1.0388	1.0000		

0.036856969 Lb/s

Komponen	Tc (K)	β	ρ (kg/m ³)	μ (cP)	μ mix (cP)
CH ₃ COOH	592.71	0.0011	0.8183	1.0492	1.0487
H ₂ O	647.13	0.0010	1.0218	0.8150	0.0004
TOTAL			0.8184	1.8642	1.0491

$$\rho_{\text{liq}} = \frac{\rho_o}{(1 + \beta (T_1 - T_o))} \quad \text{dan ;} \quad \beta = \frac{0.04314}{(T_c - T)^{0.641}}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga diperoleh densitas campuran} &= 0.8184 \quad \text{Kg/m}^3 \\ &= 0.051094 \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga viskositas} &= 0.9532 \quad \text{cP} \\ &= 0.000641 \quad \text{lb/ft.s} \\ &= 2.3060 \quad \text{lb/ft.jam} \end{aligned}$$

3). Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{60.1850 \quad \text{Kg/jam}}{0.8184 \quad \text{Kg/m}^3} \\ &= 73.5383 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\ &= 0.7214 \quad \text{cuft/s} \\ &= 323.7671 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

4). Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($NRe > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 4.7 \times Q_f^{0.49} \times \rho^{0.14} \quad (\text{Pers. 46, Peters \& Timmerhaus, hal 365})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= \text{diameter dalam optimum, in} \\ Q_f &= \text{flowrate, (lb/s)/(kg/s)} \\ \rho &= \text{densitas fluida} \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

maka:

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 4.7 \times [0.7214 \quad \text{cuft/s}]^{0.49} \times [0.0511 \quad \text{lb/ft}^3]^{0.14} \\ &= 2.6410 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 892 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned} D_{nom} &= 1.000 \quad \text{in} = 0.083333 \quad \text{ft} \\ ID &= 0.957 \quad \text{in} = 0.0798 \quad \text{ft} \\ OD &= 1.315 \quad \text{in} = 0.1096 \quad \text{ft} \\ A &= 0.0050 \quad \text{ft}^2 = 4.6359 \quad \text{in}^2 \\ Sch &= 80 \end{aligned}$$

5). Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Qf = laju alir volumetric, ft³/s

A = *inside sectional area*, ft²

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$V = \frac{0.7214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0050 \text{ ft}^2}$$

$$= 144.5607 \text{ ft/s}$$

6). Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \text{ ft} \times 144.5607 \text{ ft/s} \times 0.051094 \text{ lb/ft}^3}{0.0006 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 919.5826 \quad (\text{asumsi aliran turbulen benar})$$

a. Menghitung Panjang Ekivalen (Le)

Asumsi panjang pipa lurus (L) = 10 m = 32.808 ft

ID = 0.0798 ft

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Tipe Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
<i>elbow 90°</i>	3	0.75	2.25	35	1 x 35 x ID=	8.37375
<i>gate valve</i>	1	4.5	4.5	225	1 x 225 x ID=	17.94375
<i>coupling</i>	1.666667	0.04	0.066667	2	249 x 2 x ID=	0.2658333
Total			6.816667			26.583333

$$\text{Sehingga, } \Sigma L = L + \Sigma Le$$

$$= 32.808 + 26.5833 = 59.3913 \text{ ft}$$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot ID \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$$\Sigma F = \text{Friction loss} \quad (\text{ft.lbf/lbm})$$

f = Faktor friksi

v = Kecepatan linier fluida (ft/s)

ΔL = Panjang pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

gc = 32.174 lbm.ft/lbf.s²

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

Untuk *commercial steel* → $\epsilon = 0.000046 \text{ m}$
 $= 0.000150918 \text{ ft}$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0798} = 0.001892$$

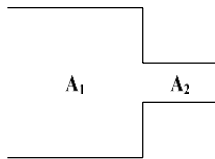
Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{re} = 919.5826$
 didapatkan nilai $f = 0.0075$ sehingga:

$$\Sigma F = \frac{4 \times 0.0075 \times (144.5607)^2 \times 26.5833}{2 \times 0.0798 \times 32.174}$$

$$= 3247.6216 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



($A_1 \gg A_2$), karena luas tangki (A_1) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_2)

Sehingga.

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

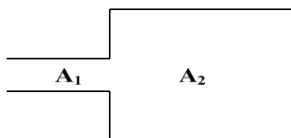
$$= 0.55 \left(1 - 0 \right)$$

$$= 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

b). *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \alpha}$$



($A_2 \gg A_1$), karena luas tangki (A_2) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_1)

c) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS = 1 in

- 1 buah *gate valve fully open*; $Le = 0.6 \text{ ft}$
- $\Sigma Le = 1 \times 0.6 = 0.6 \text{ ft}$
- 3 buah *standard elbow*; $Le = 1.5 \text{ ft}$
- $\Sigma Le = 3 \times 1.5 = 4.5 \text{ ft}$
- 1 buah *sudden enlargement*; $Le = 1.5 \text{ ft}$

$\sum L_e$	=	1 x 1.5	=	1.5	ft
- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; L_e	=		=	0.9	ft
$\sum L_e$	=	1 x 0.9	=	0.9	ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; L_e	=		=	6	ft
$\sum L_e$	=	1 x 6	=	6	ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum L_e$	=		=	13.5	ft
Panjang pipa lurus	=		=	10	m
	=		=	32.8080	ft
Panjang pipa total	=		=	46.3080	ft
	=		=	14.1147	m

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2gc} \quad (\text{Pers.2.10-17, Geankoplis})$$

$$= 6.8167 \times \frac{144.5607^2}{2 \times 32.174} = 2213.7954 \text{ ft.lbf/lbm}$$

7. Menghitung *Static Head* (*head* karena perbedaan ketinggian)

Tinggi pemompaan, Δz = 12.5049 ft = 3.8115 m

Static head

$$= \Delta z \frac{g}{g_c}$$

$$= 12.5049 \times \frac{32.17 \text{ ft/s}^2}{32.17 \text{ lbf.ft/lbf.s}^2}$$

$$= 12.5049 \text{ ft.lbf/lbm}$$

8. Menghitung Velocity Head (Head karena perbedaan kecepatan)

Karena pada 2 titik *reference* dianggap sama, maka $V_1 = V_2 = 144.5607$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2g_c}$$

Sehingga *velocity head* ($\Delta V^2 / 2ag_c$) = 324.7622 ft.lbf/lbm

9. Menghitung Pressure Head (Head karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

Sehingga, $\Delta P/\rho = 0$

10. Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \frac{\Delta z}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana:

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga:

$$\begin{aligned} -W_f &= 13 + 324.7622 \text{ ft. lbf/lbm} + 0 + \text{#####} \text{ ft. lbf/lbm} \\ &= 21994.4757 \text{ ft. lbf/lbm} \end{aligned}$$

11. Menghitung Broke Horse Power (BHP):

$$\text{BHP} = \frac{m \cdot (-W_f)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk $Q_f = 323.7671$ gpm
diperoleh η pompa = 0.010

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0.0369 \times 21994.4757}{550 \times 0.01} \\ &= 147.3909 \text{ Hp; maka digunakan power} = 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 2 Hp
diperoleh η motor = 0.820

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

$$\begin{aligned} P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{2.1 \text{ Hp}}{0.82} \\ &= 2.561 \text{ Hp} \end{aligned}$$

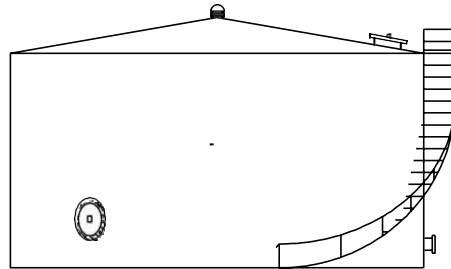
Dipilih motor standar dengan *power* = 3 Hp (Standard NEMA)

Tabel C.2 Spesifikasi Pompa 1

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Pompa Propilen Oksida
Kode	: L-111
Fungsi	: Alat untuk mengalirkan bahan dari tangki propilen oksida (F-111) menuju mixer (M-110).
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 2 buah
Rate Volumetrik	: 0.7214 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	: 144.5607 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1 in
	: - <i>Sch. Number</i> : 80
	: - OD : 0.1096 ft = 0.0334 m
	: - ID : 0.0798 ft = 0.0243 m
<i>Power Pompa</i>	: 2.0 Hp
<i>Power Motor</i>	: 3.0 Hp

161.8

C.3 Tangki METHANOL(CH₃OH) (F-113)



- Fungsi : Tempat penyimpanan bahan baku propilen oksida
 Jumlah : 1 buah
 Bentuk : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical roof*
 Bahan : Carbon steel SA-283 Grade C
 Lama penyimpanan : 30 hari
 Suhu penyimpanan : 30 °C
 Tekanan penyimpanan : : 1 atm
 Tujuan : a. Menentukan tipe tangki
 b. Menentukan bahan konstruksi tangki
 c. Menghitung kapasitas tangki
 d. Menentukan dimensi tangki

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical roof* karena tipe ini cocok untuk cairan dengan tekanan atmosfer (Brownell, 1959)

b. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstruksi tangki dipilih *Stainless Steel*, SA-283 Grade C karena:

- Relatif tahan korosi bahan bersifat asam
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18855,2 psi
- Memiliki batas ketahanan suhu bahan dari -250 sampai 200°C

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan CH}_3\text{OH} &= 1.5369 \quad \text{kg/jam} \\ &= 1106.5921 \quad \text{kg/30 hari} \end{aligned}$$

Digunakan 1 buah tangki, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan CH}_3\text{OH} &= \frac{1106.5921}{1} \text{ kg} \\ &= 1106.5921 \text{ kg} \end{aligned}$$

Nilai densitas campuran METHANOL adalah:

$$\begin{aligned}\rho_{mix} &= 0.790 \text{ kg/m}^3 \text{ (PubChem)} \\ &= 0.0493 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

sehingga nilai volume campuran diperoleh:

$$\begin{aligned}V_{mix} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} = \frac{1106.5921 \text{ kg}}{0.790 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1400.7495 \text{ m}^3 \\ &= 49467.006 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Dirancang larutan mengisi 80% volume tangki, sehingga:

Over Design 20%

$$\begin{aligned}V_t &= 1.2 \times 1400.749 \\ &= 1680.899393 \text{ m}^3 = 59360.408 \text{ ft}^3 \\ &= 10572.5378 \text{ bbl} \\ &= 444046.59 \text{ gal}\end{aligned}$$

d. Menghitung Dimensi Tangki

Menghitung diameter dan tinggi tangki

Pada bentuk silinder vertikal nilai L/D untuk *storage liquid-liquid*

antara 1-2 dipilih harga L/D = 1 (Tabel 4-18, Ulrich)

Hs = 1 D

Dimana sesuai persamaan 3.1 Brownell & Young, 1959 digunakan:

$$V = \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot L}{4} = \frac{3.14 \cdot D^2 \cdot 2}{4} = 0.7857 D^3$$

Keterangan:

V = volume tangki (m³)

D = diameter dalam/ID (m)

Hs = tinggi *shell* (m)

sehingga volume total tangki adalah:

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki} &= 0.7857 \text{ ID}^3 \\ 1680.8994 &= 0.7857 \text{ ID}^3 \\ \text{ID}^3 &= 2,139.326 \\ \text{ID} &= 12.8852 \text{ m} \\ &= 42.2744 \text{ ft} \\ &= 507.293 \text{ in} \\ \text{diperoleh Hs} &= 1 \text{ D} \\ &= 12.8852 \text{ m} \\ &= 42.2744 \text{ ft}\end{aligned}$$

Diambil ukuran standar dari Appendix E (Brownell, 1959 hlm 346):

$$D = 42 \text{ ft} = 12.802 \text{ m} = 504 \text{ in}$$

$$H = 140 \text{ ft} = 42.672 \text{ m} = 1680 \text{ in}$$

$$\text{Kapasitas ukuran standar} = 115100 \text{ bbl}$$

Menghitung tekanan *design* tangki

$$V_s = \pi/4 \times H_s^2 \times H_L$$

Keterangan:

H_L = tinggi larutan dalam silinder (m)

V_s = volume *shell* (m³)

H_s = panjang horizontal *shell* (m)

Berdasarkan pers. di atas, maka tinggi larutan dalam tangki adalah:

$$V_L = 49467.006 \text{ ft}^3$$

$$H_L = \frac{V_L}{\frac{1}{4} \times \pi \times D^2} = \frac{49467.0063}{\frac{1}{4} \times \pi \times (42)^2}$$

$$= 35.6905 \text{ ft} = 10.8785 \text{ m}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho_{mix} \times h_{liquid}}{144} = \frac{0.0493 \times 35.6905}{144}$$

$$= 0.0122 \text{ psi}$$

Dari perhitungan di atas maka diperoleh tekanan *design* berikut:

Faktor keamanan digunakan sebesar 1.1

$$P_{design} = (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1.1$$

$$= [0.0122 + [1 \times 14.7]] \times 1.1$$

$$= 16.1834 \text{ Psi}$$

Menentukan tebal tangki

Berdasarkan ukuran standar pada appendix E (Brownell, 1959), maka jumlah dan ukuran lebar standar *course* yang digunakan adalah

$$N \text{ course} = \frac{H}{42 \text{ ft}} = \frac{140}{42} = 5 \text{ course}$$

Berdasarkan persamaan 13.1 Brownell & Young, hal 254:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E} + \frac{c}{0.6 \cdot P}$$

Keterangan:

t_s = tebal *shell* (in)

P = tekanan *design* tangki (psi)

r_i = jari-jari dalam tangki (in) = 252 in

c = faktor korosi = 0.125

E = efisiensi pengelasan = 0.6 (Tabel 13.2, Brownell hal. 254)

f = *allowable stress* (psi) = 130 N/mm² (Tabel 7.6, Coulson, 2006)

$$= 18855.2 \text{ psi}$$

sehingga diperoleh:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E \cdot 0.6 \cdot P} + c$$

$$= \frac{16.1834 \times 252}{\left[18855 \times 0.6 \right] - \left[0.6 \times 16.183 \right]} + 0.125$$

$$= 0.4858 \text{ in}$$

Diambil tebal *shell* standar 1/2 = 0.720 in (Tabel 5.10, Brownell hal. 94)

Menentukan dimensi tutup atas

Menghitung θ (sudut *angle* dengan garis horizontal) dapat dicari dengan persamaan 4.5 (Brownell, 1959: 64)

$$\sin \theta = \frac{D}{1000 \cdot t_s} \times \sqrt{\frac{P}{6}}$$

dimana:

D = Diameter tangki standar

t = Tebal *shell course* paling atas (in)

θ = Sudut *cone roof* terhadap garis horizontal

P = Tekanan desain

$$\sin \theta = \frac{42}{1000 \times 0.7200} \times \sqrt{\frac{16.183}{6}}$$

$$= 0.0958$$

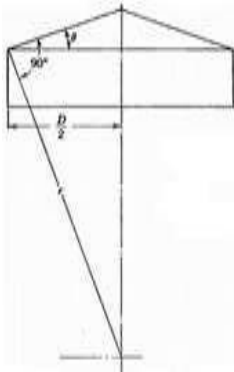
$$\theta = 5.4975^\circ$$

$$t_h = \frac{P_d \times D}{2 \cos \theta ((f \cdot E) - (0.6 \cdot P_d))} + C$$

$$= \frac{16.183 \text{ Psi} \times 42 \text{ ft}}{2 \cos 5.4975 \left[11313.12 \right] - \left[9.7 \right]} + 0.125$$

$$= 0.1552 \text{ in}$$

Diambil tebal standar 3/16 = 0.1875 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)



Untuk tinggi *head* (h) dapat dihitung dengan:

$$\tan \theta = \frac{h}{0.5 D}$$

Dalam hubungan ini:

D = Diameter tangki (ft)

h = Tinggi *head* (ft)

$$\tan 5.4975 = \frac{H_{tutup}}{0.5 \times 42}$$

$$H_{tutup} = 2.0211 \text{ ft}$$

$$= 0.616046 \text{ m}$$

Tebal Tutup Bawah

$$t = d \sqrt{c \frac{P}{f}} = 42 \text{ ft} \sqrt{0.125 \frac{16.183}{18855.2}}$$

$$= 0.4350 \text{ in}$$

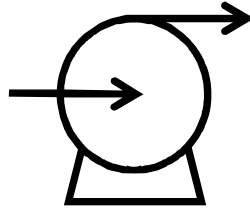
Diambil tebal standar 1/2 = 0.5000 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)

$$\begin{aligned}
\text{Total tinggi tangki} &= H_{\text{tutup}} + H_{\text{tangki}} \\
&= 2.0211 \text{ ft} + 140 \text{ ft} \\
&= 142.0211 \text{ ft} \\
&= 43.2880 \text{ m}
\end{aligned}$$

Tabel C.3 Spesifikasi Tangki Methanol

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Tangki Methanol
Kode	: F-113
Fungsi	: Tempat penyimpanan bahan baku Propilen Oksida
Tipe	: Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>Conical roof</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i> , SA-283 Grade A
Kapasitas	: 1400.7495 m ³
Jumlah	: 1 buah
Waktu tinggal	: 30 hari
Diameter Tangki	: 42 ft = 12.8016 m
Tinggi Tangki	: 140 ft = 42.6720 m
Tekanan Operasi	: 1 atm
Suhu Operasi	: 30 °C

C.23 Pompa 2 Methanol (L-114)



- Fungsi = Mengalirkan methanol dari tangki penyimpanan menuju *Mixer* (M-110).
- Jumlah = 1 buah
- Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1). Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2). Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 304* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K
Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ
	(kg/jam)				(kg/m ³)
CH ₃ OH	1.5369	0.0480	0.9900	25	0.8230
H ₂ O	0.0155	0.0009	0.0100	25	1.027
TOTAL	1.5525	0.0489	1.0000		

0.000950717 Lb/s

Komponen	Tc (K)	β	ρ (kg/m ³)	μ (cP)	μ mix (cP)
CH ₃ OH	592.71	0.0011	0.8183	1.0492	1.0387
H ₂ O	647.13	0.0010	1.0218	0.8150	0.0082
TOTAL			0.8200	1.8642	1.0469

$$\rho_{\text{liq}} = \frac{\rho_o}{(1 + \beta (T_1 - T_o))} \quad \text{dan}; \quad \beta = \frac{0.04314}{(T_c - T)^{0.641}}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga diperoleh densitas campuran} &= 0.8200 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 0.051191 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga viskositas} &= 0.9552 \text{ cP} \\ &= 0.000642 \text{ lb/ft.s} \\ &= 2.3109 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

3). Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{1.5525 \text{ Kg/jam}}{0.8200 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 1.8933 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.0186 \text{ cuft/s} \\ &= 8.3357 \text{ gpm} \end{aligned}$$

4). Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($NRe > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 4,7 \times Q_f^{0,49} \times \rho^{0,14} \quad (\text{Pers. 46, Peters \& Timmerhaus, hal 365})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= \text{diameter dalam optimum, in} \\ Q_f &= \text{flowrate, (lb/s)/(kg/s)} \\ \rho &= \text{densitas fluida} \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

maka:

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 4.7 \times [0.0186 \text{ cuft/s}]^{0.49} \times [0.0512 \text{ lb/ft}^3]^{0.14} \\ &= 0.4397 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 892 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned} D_{nom} &= 1.000 \text{ in} = 0.083333 \text{ ft} \\ ID &= 0.957 \text{ in} = 0.0798 \text{ ft} \\ OD &= 1.315 \text{ in} = 0.1096 \text{ ft} \\ A &= 0.0050 \text{ ft}^2 = 4.6359 \text{ in}^2 \\ Sch &= 80 \end{aligned}$$

5). Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Qf = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$V = \frac{0.0186 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0050 \text{ ft}^2} = 3.7219 \text{ ft/s}$$

6). Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.08 \text{ ft} \times 3.7219 \text{ ft/s} \times 0.051191 \text{ lb/ft}^3}{0.0006 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 23.6701 \quad (\text{asumsi aliran turbulen benar}) \end{aligned}$$

a. Menghitung Panjang Ekivalen (Le)

Asumsi panjang pipa lurus (L) = 10 m = 32.808 ft

ID = 0.0798 ft

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Tipe Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
elbow 90°	3	0.75	2.25	35	1 x 35 x ID=	8.37375
gate valve	1	4.5	4.5	225	1 x 225 x ID=	17.94375
coupling	1.666667	0.04	0.066667	2	249 x 2 x ID=	0.2658333
Total			6.816667			26.583333

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, } \Sigma L &= L + \Sigma Le \\ &= 32.808 + 26.5833 = 59.3913 \text{ ft} \end{aligned}$$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot ID \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$\Sigma F = \text{Friction loss} \quad (\text{ft.lbf/lbm})$

f = Faktor friksi

v = Kecepatan linier fluida (ft/s)

ΔL = Panjang pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

gc = 32.174 lbm.ft/lbf.s²

Menghitung Fanning Friction Factor (f):

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

Untuk *commercial steel* → $\epsilon = 0.000046 \text{ m}$
 $= 0.000150918 \text{ ft}$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0798} = 0.001892$$

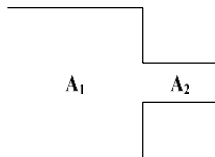
Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{re} = 23.6701$
 didapatkan nilai $f = 0.0075$ sehingga:

$$\Sigma F = \frac{4 \times 0.0075 \times (3.7219)^2 \times 26.5833}{2 \times 0.0798 \times 32.174} \times \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

$$= 2.1527 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



($A_1 \gg A_2$), karena luas tangki (A_1) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_2)

Sehingga.

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= 0.55 \left(1 - 0 \right)$$

$$= 0.55$$

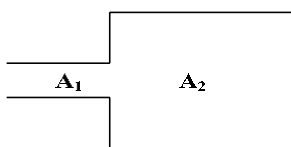
$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

Maka,

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \alpha} = 0.55 \frac{3.7219^2}{2 \times 1} = 3.8094 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \alpha}$$



($A_2 \gg A_1$), karena luas tangki (A_2) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_1)

Sehingga.

$$K_c = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

c) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS =

1 in

- 1 buah <i>gate valve fully open</i> ; Le	=	0.6	ft
$\sum Le = 1 \times 0.6$	=	0.6	ft
- 3 buah <i>standard elbow</i> ; Le	=	1.5	ft
$\sum Le = 3 \times 1.5$	=	4.5	ft
- 1 buah <i>sudden enlargement</i> ; Le	=	1.5	ft
$\sum Le = 1 \times 1.5$	=	1.5	ft
- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; Le	=	0.9	ft
$\sum Le = 1 \times 0.9$	=	0.9	ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; Le	=	6	ft
$\sum Le = 1 \times 6$	=	6	ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum Le$	=	13.5	ft
Panjang pipa lurus	=	10	m
	=	32.8080	ft
Panjang pipa total	=	46.3080	ft
	=	14.1147	m

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2gc} \quad (\text{Pers.2.10-17, Geankoplis})$$

$$= 6.8167 \times \frac{3.7219^2}{2 \times 32.174} = 1.4674 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Jadi, total energi yang hilang akibat gesekan:

$$\begin{aligned} \sum F &= F_f + h_c + h_{ex} + h_f \\ &= 2.1527 + 3.8094 + 6.9261 + 1.4674 \\ &= 14.3556 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

7. Menghitung Static Head (head karena perbedaan ketinggian)

Tinggi pemompaan, $\Delta z = 12.5049 \text{ ft} = 3.8115 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Static head} &= \Delta z \frac{g}{g_c} \\ &= 12.5049 \times \frac{32.17 \text{ ft/s}^2}{32.17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2} \\ &= 12.5049 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

8. Menghitung Velocity Head (Head karena perbedaan kecepatan)

Karena pada 2 titik *reference* dianggap sama, maka $V_1 = V_2 = 3.7219$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 g_c}$$

Sehingga *velocity head* ($\Delta V^2 / 2agc$) = 0.2153 ft.lbf/lbm

9. Menghitung Pressure Head (Head karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

Sehingga, $\Delta P/\rho = 0$

10. Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dimana:

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga:

$$\begin{aligned} - W_f &= 13 + 0.2153 \text{ ft. lbf/lbm} + 0 + 14.3556 \text{ ft. lbf/lbm} \\ &= 27.0757 \text{ ft. lbf/lbm} \end{aligned}$$

11. Menghitung Broke Horse Power (BHP):

$$\text{BHP} = \frac{m. (-W_f)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk $Q_f = 8.3357$ gpm
diperoleh η pompa = 0.010

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0.0010 \times 27.0757}{550 \times 0.01} \\ &= 0.0047 \text{ Hp}; \text{ maka digunakan } power = 1.5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 2 Hp
diperoleh η motor = 0.820

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

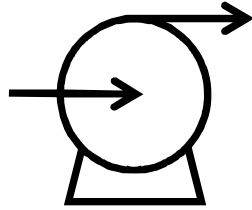
$$\begin{aligned} P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{1.5 \text{ Hp}}{0.82} \\ &= 1.829 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan *power* = 1.5 Hp (Standard NEMA)

Tabel C.4 Spesifikasi Pompa 2

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Pompa Propilen Oksida
Kode	: L-114
Fungsi	: Alat untuk mengalirkan bahan dari tangki methanol (F-113) menuju mixer (M-110).
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 1 buah
Rate Volumetrik	: 1.8572 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	: 372.1854 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1 in
	: - <i>Sch. Number</i> : 40
	: - OD : 10.9583 ft = 3.3401 m
	: - ID : 7.9750 ft = 2.4308 m
<i>Power Pompa</i>	: 1.5 Hp
<i>Power Motor</i>	: 1.5 Hp

C.5 Pompa 3 Air (L-115)



- Fungsi = Mengalirkan propilen oksida dari tangki penyimpanan menuju Mixer (M-110).
- Jumlah = 1 buah
- Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
 2. Menentukan bahan konstruksi pompa
 3. Menghitung tenaga pompa
 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1). Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2). Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 304* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K
 Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ
	(kg/jam)				(kg/m ³)
H ₂ O	200.2809	11.1267	1.0000	25	1.027
TOTAL	200.2809	11.1267	1.0000		

3). Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$\begin{aligned}
 Q_f &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\
 &= \frac{200.2809 \text{ Kg/jam}}{1.0270 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 195.0154 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1.9130 \text{ cuft/s} \\
 &= 858.5941 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

4). Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($NRe > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 4,7 \times Q_f^{0,49} \times \rho^{0,14} \quad (\text{Pers. 46, Peters \& Timmerhaus, hal 365})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= \text{diameter dalam optimum, in} \\ Q_f &= \text{flowrate, (lb/s)/(kg/s)} \\ \rho &= \text{densitas fluida} \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

maka:

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 4.7 \times [1.9130 \text{ cuft/s}]^{0.49} \times [\text{\#REF! lb/ft}^3]^{0.14} \\ &= \text{\#REF! in} \end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 892 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned} D_{nom} &= 1.000 \text{ in} = 0.083333 \text{ ft} \\ ID &= 0.957 \text{ in} = 0.0798 \text{ ft} \\ OD &= 1.315 \text{ in} = 0.1096 \text{ ft} \\ A &= 0.0050 \text{ ft}^2 = 4.6359 \text{ in}^2 \\ Sch &= 80 \end{aligned}$$

5). Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} V &= \text{kecepatan linier aliran fluida, ft/s} \\ Q_f &= \text{laju alir volumetric, ft}^3/\text{s} \\ A &= \text{inside sectional area, ft}^2 \end{aligned}$$

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$\begin{aligned} V &= \frac{1.9130 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0050 \text{ ft}^2} \\ &= 383.3588 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

6). Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.08 \text{ ft} \times 383.3588 \text{ ft/s} \times \text{\#REF! lb/ft}^3}{\text{\#REF! lb/ft.s}} \\ &= \text{\#REF!} \quad (\text{asumsi aliran turbulen benar}) \end{aligned}$$

a. Menghitung Panjang Ekuivalen (Le)

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa lurus (L)} &= 10 \text{ m} = 32.808 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.0798 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Type Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
elbow 90°	3	0.75	2.25	35	1 x 35 x ID=	8.37375
gate valve	1	4.5	4.5	225	1 x 225 x ID=	17.94375
coupling	1.666667	0.04	0.066667	2	249 x 2 x ID=	0.2658333
Total			6.816667			26.583333

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, } \Sigma L &= L + \Sigma Le \\ &= 32.808 + 26.5833 = 59.3913 \text{ ft} \end{aligned}$$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot \text{ID} \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$$\Sigma F = \text{Friction loss} \quad (\text{ft.lbf/lbm})$$

f = Faktor friksi

v = Kecepatan linier fluida (ft/s)

ΔL = Panjang pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

$$gc = 32.174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

$$\begin{aligned} \text{Untuk commercial steel} &\rightarrow \epsilon = 0.000046 \text{ m} \\ &= 0.000150918 \text{ ft} \end{aligned}$$

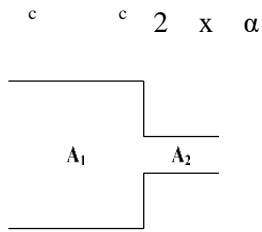
$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0798} = 0.001892$$

didapatkan nilai f = 0.0075 sehingga:

$$\Sigma F = \frac{4 \times 0.0075 \times (383.3588)^2 \times 26.5833}{2 \times 0.0798 \times 32.174}$$

b). *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h = k \frac{V^2}{2g} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



($A_1 \gg A_2$), karena luas tangki (A_1) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_2)

Sehingga.

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= 0.55 \left(1 - 0 \right)$$

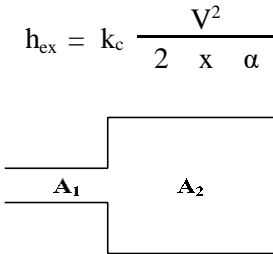
$$= 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

Maka,

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \alpha} = 0.55 \frac{383.3588^2}{2 \times 1} = \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Enlargement Losses at tank exit*



($A_2 \gg A_1$), karena luas tangki (A_2) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_1)

Sehingga.

$$K_c = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= \left(1 - 0 \right)$$

$$= 1$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

c) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS =

1 in

- 1 buah *gate valve fully open* ; $L_e = 0.6 \text{ ft}$
- $\sum L_e = 1 \times 0.6 = 0.6 \text{ ft}$
- 3 buah *standard elbow* ; $L_e = 1.5 \text{ ft}$
- $\sum L_e = 3 \times 1.5 = 4.5 \text{ ft}$
- 1 buah *sudden enlargement* ; $L_e = 1.5 \text{ ft}$
- $\sum L_e = 1 \times 1.5 = 1.5 \text{ ft}$

- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; Le	=	0.9	ft
$\sum Le = 1 \times 0.9$	=	0.9	ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; Le	=	6	ft
$\sum Le = 1 \times 6$	=	6	ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum Le$	=	13.5	ft
Panjang pipa lurus	=	10	m
	=	32.8080	ft
Panjang pipa total	=	46.3080	ft
	=	14.1147	m

7. Menghitung *Static Head* (*head* karena perbedaan ketinggian)

Tinggi pemompaan, $\Delta z = 12.5049 \text{ ft} = 3.8115 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Static head} &= \Delta z \frac{g}{g_c} \\ &= 12.5049 \times \frac{32.17 \text{ ft/s}^2}{32.17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2} \\ &= 12.5049 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

8. Menghitung *Velocity Head* (*Head* karena perbedaan kecepatan)

Karena pada 2 titik *reference* dianggap sama, maka $V_1 = V_2 = 383.3588$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 g_c}$$

Sehingga *velocity head* ($\Delta V^2 / 2agc$) = 2283.8939 ft.lbf/lbm

9. Menghitung *Pressure Head* (*Head* karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

Sehingga, $\Delta P/\rho = 0$

10. Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dimana:

Wf = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 - Wf &= 13 + 2283.8939 \text{ ft. lbf/lbm} + 0 + \text{#####} \text{ ft. lbf/lbm} \\
 &= 154600.9875 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

11. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP):

$$\text{BHP} = \frac{m. (-Wf)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk Qf = 858.5941 gpm
diperoleh η pompa = 0.010 286.198044

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{0,98}{550} \times \frac{154600.9875}{0.01} \\
 &= 0,98 \text{ Hp}; \text{ maka digunakan } power = 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 1 Hp
diperoleh η motor = 0.820

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

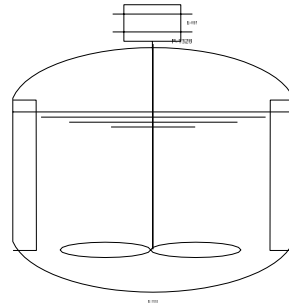
$$\begin{aligned}
 P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{1}{0.82} \text{ Hp} \\
 &= 1.220 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan *power* = 1.5 Hp (*Standard NEMA*)

Tabel C.5 Spesifikasi Pompa 3

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Pompa Air
Kode	: L-115
Fungsi	: Alat untuk mengalirkan air menuju Mixer-110
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 1 buah
Rate Volumetrik	: 1.9130 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	: 383.3588 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1 in
<i>Power</i> Pompa	: 1.0 Hp
<i>Power</i> Motor	: 1.5 Hp

C.6 Mixer (M-110)



- Fungsi = Menghomogenkan umpan segar dan hasil *recycle* yang akan diumpankan ke reaktor
- Tipe = Tangki vertikal berpengaduk
- Operasi = $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15\text{ K}$
 $P = 1\text{ atm} = 14.696\text{ psi}$
- Tujuan = *) Menentukan tipe *mixer*
 *) Menentukan bahan konstruksi *mixer*
 *) Menghitung dimensi *mixer*

1. Menentukan Tipe Tangki

Dipilih tangki berbentuk silinder vertikal dengan *head* berbentuk *torispherical* dengan pertimbangan :

- Kondisi operasi *mixer* pada tekanan 1 atm dan suhu 52°C.
- Dapat menampung dalam kapasitas yang besar.
- Konstruksi sederhana dan lebih ekonomis.

2. Menentukan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi tangki yang dipilih *Stainless Steel SA-304 Grade A* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Tahan terhadap korosi bahan bersifat asam kuat
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18750 psi
- Memiliki batas ketahanan suhu bahan hingga 650°F

3. Menghitung Dimensi Mixer

Kondisi operasi : $P = 1\text{ atm} = 14.7\text{ Psi}$
 $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303.15\text{ K}$

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	(%w/w)	ρ (kg/m ³)	x / ρ (kg/m ³)	μ (cP)	x / μ
					(30°C)	
C3H6O	60.1549	0.1801	854.2300	0.0002	0.285037707	0.6318
CH3OH	261.2969	0.7823	825.3158	0.0009	0.964523097	0.8111
H ₂ O	6.2146	0.0186	1091.0277	0.0000	0.815034472	0.0228
C3H8O2	6.1290	0.0183	1113.2136	0.0000	35.83100518	0.0005
C6H14O3	0.2154	0.0006	1077.8676	0.0000	49.04198229	0.0000

Total	334.0108	1.00	4961.6548	0.0012	86.93758275	1.4663
--------------	----------	------	-----------	--------	-------------	--------

$$\begin{aligned}
m_{\text{campuran}} &= 334.0108 & \text{kg/jam} &= 736.367 & \text{lb/jam} \\
\rho_{\text{campuran}} &= 838.3301 & \text{kg/m}^3 &= 52.3368 & \text{lb/ft}^3 \\
\mu_{\text{campuran}} &= 0.6820 & \text{cP} &= 0.00046 & \text{lb/ft.s} \\
& & &= 0.0007 & \text{Pa/s}
\end{aligned}$$

a. Menentukan Volume Cairan

$$\begin{aligned}
\text{Flowrate volumetrik (Fv)} &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} = \frac{736.3669 \text{ lb/jam}}{52.3368 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 14.0698 \text{ ft}^3/\text{jam}
\end{aligned}$$

Direncanakan :

Tipe proses = kontinyu

Jumlah tangki = 1 buah

Mixer dapat menampung cairan sebanyak 0,5 dari *rate volumetric* (belum termasuk *overdesign* sebanyak 20%). Aliran keluar *mixer* dijaga selalu berada pada 334.0108 kg/jam. Sehingga tidak terjadi defisit aliran pada *mixer*, karena *mixer* beroperasi kontinyu (tidak ada waktu tinggal) dianggap pengadukan sempurna 100%. Maka,

$$\begin{aligned}
V_{\text{design}} &= \frac{\text{Rate volumetric} \times 0,5}{\text{jumlah tangki}} \\
&= \frac{14.070 \times 0.5}{1.000} \\
&= 7.0349 \text{ ft}^3 \\
&= 0.1992 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

b. Menentukan Volume Shell

Direncanakan untuk faktor keamanan, volume *liquid* adalah 80% volume shell. Sehingga,

$$\begin{aligned}
V_s &= 1.2 \times V_{\text{design}} \\
&= 1.2 \times 7.0349 \text{ ft}^3 \\
&= 8.4419 \text{ ft}^3
\end{aligned}$$

c. Menentukan Diameter dan Tinggi Shell

Untuk tangki berpengaduk, rasio H_s/ID adalah 1-2

Dipilih tangki silinder dengan rasio $HS/ID = 1$ (Tabel 4-16 Ulrich, 1984)

Volume *head/bottom* = $0.000076 ID^3$ (Pers 5.14 Brownell, 1959)

$$\frac{H_s}{ID} = 1.000 ; \text{ sehingga } H = 1.000 D$$

Maka

$$V = \frac{\pi ID^2 H}{4} \quad (\text{Pers. 3. 1, Brownell \& Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} \text{shell} &= \frac{3.14 \times \text{ID}^2 \times 1.000 \text{ ID}}{4} \\ &= 0.785 \text{ ID}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (Vt)} &= \text{Volume silinder} + 2 \text{ volume head} \\ 8.4419 \text{ ft}^3 &= 0.785 \text{ ID} + 2 \times 7.6\text{E-}05 \text{ ID}^3 \\ 8.4419 \text{ ft}^3 &= 0.7852 \text{ ID}^3 \\ \text{ID}^3 &= 10.7519 \text{ ft}^3 \\ \text{ID} &= 10.7519 \text{ ft}^{3/3} \\ &= 2.2071 \text{ ft} \\ &= 26.4856 \text{ in} \\ &= 0.6727 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi shell } H_s &= 1.000 \text{ ID} \\ &= 2.2071 \text{ ft} \\ &= 26.4856 \text{ in} \\ &= 0.6727 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_d &= 0.000049 \text{ ID}^3 \\ &= 0.000527 \text{ ft}^3 \\ &= 0.006322 \text{ in} \\ &= 0.000161 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

d. Menentukan Tinggi Cairan (sebenarnya) dalam Shell

Faktor keamanan untuk menghindari meluapnya cairan keluar mixer ketika pengadukan maka diberi *over design* 20%, maka :

$$H_s = 1.2 \times 2.2071 = 2.6486 \text{ ft} = 0.80728 \text{ m}$$

Sehingga tinggi cairan sebenarnya :

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{4 \times V_{cs}}{\pi \times \text{ID}^2} = \frac{4 \times 7.0349}{\pi \times 2.2071^2} \\ &= 1.8396 \text{ ft} \\ &= 22.0756 \text{ in} \\ &= 0.56072 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Menentukan Tebal Shell

a. Menghitung Tekanan Total Mixer

$$\begin{aligned} P_d &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ P_{\text{op}} &= 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ Psi} \\ &= \rho \times \frac{g}{gc} \times h \\ P_{\text{hid}} & \end{aligned}$$

Keterangan:

$$\begin{aligned} P_d &= \text{Tekanan desain} \\ h &= \text{Tinggi cairan dalam silinder} \end{aligned}$$

ρ = densitas cairan

maka,

$$\begin{aligned} P_{hid} &= 52.3368 \text{ lbm/ft}^3 \times 1 \text{ lbf/lbm} \times 1.8396 \text{ ft} \\ &= 96.2804 \text{ lbf/ft}^2 \\ &= 0.6686 \text{ Psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_d &= P_{operasi} + P_{hidrostatik} \\ &= 14.7 + 0.6686 \\ &= 15.3686 \text{ Psi} \end{aligned}$$

dengan faktor keamanan 20%, maka

$$\begin{aligned} P_d &= 1.2 \times 15.3686 \text{ Psi} \\ &= 18.4424 \text{ Psi} \end{aligned}$$

b. Menghitung Tebal Shell

$$t_s = \frac{P_d \cdot r}{(f \cdot E - 0.6 P)} + c \quad (\text{Pers 13.1 Brownell, 1959 hal.254})$$

Dimana:

t_s = tebal dinding (shell), in

P = tekanan desain = 18.4424 Psi

ID = Diameter = 13.2428 in

r = Jari-jari = 6.6214 in

f = *allowable stress* dari bahan yang diguna = 18750 Psi

(Brownell, 1959 : 251)

E = *double welded butt joint* = 0.8

C = faktor korosi = 0.125

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{18.4424 \times 6.6214}{[18750 \times 0.8] - [0.6 \times 18.4424]} + 0.125 \text{ in} \\ &= 0.1331 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal standar $1/8 = 0.1875 \text{ in}$ (Tabel 5.7 Brownell, 1959: hal 90)

5. Menentukan Diameter dan Tinggi yang Distandarkan

a. Diameter (Ds)

$$OD = ID + 2 t_s$$

Dimana:

ID = Diameter *shell* (Ds)

Sehingga:

$$\begin{aligned} OD &= 26.4856 \text{ in} + 2 \times 0.188 \text{ in} \\ &= 26.8606 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar = 40 in = 1.0160 m (T

$$\begin{aligned} ID &= OD_{standar} - 2 t_s \\ &= 40 \text{ in} - 2 \times 0.188 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 39.6250 \text{ in}$$

$$= 1.0065 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam shell standar} = 39.6250 \text{ in} = 1.0065 \text{ m}$$

b. Tinggi (Hs)

$$H_s = 1.000 \times ID_{\text{standar}}$$

$$= 1.000 \times 39.6250 \text{ in}$$

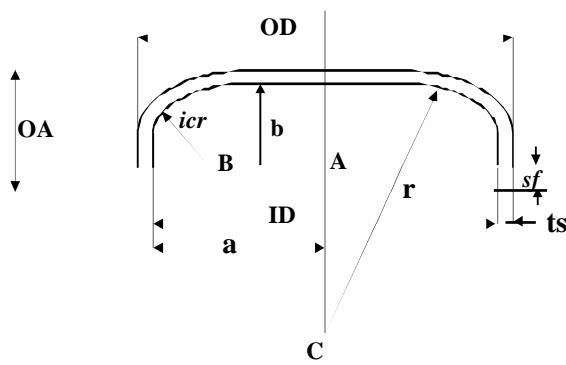
$$= 39.625 \text{ in}$$

$$= 1.0065 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell standar} = 39.625 \text{ in} = 1.0065 \text{ m}$$

6. Menghitung Tebal dan Tinggi Head

Digunakan head jenis standard *dished/torispherical* dengan bahan konstruksi yang sama dengan *shell mixer*



Keterangan Gambar :

ID = Diameter dalam shell (in)

OD = Diameter luar shell (in)

a = ID/2 ; jari-jari shell (in)

t = tebal head (in)

r = jari-jari head (in)

icr = inside corner radius (in)

sf = straight flange (in)

b = depht of dish (in)

OA = overall dimension (in)

a. Tebal Head

Tebal tutup berupa *torispherical* mengikuti persamaan :

$$t_h = \frac{0,885 \times P_d \times r_c}{(f \cdot E - 0,1 P_d)} + c \quad (\text{Pers 13.12 Brownell, 1959 hal.258})$$

Dimana:

$$OD = 40 \text{ in}$$

$$t_s = 0.188 \text{ in}$$

$$r_c = 19.8125 \text{ in}$$

maka,

$$t = \frac{0.885 \times 18.4424 \text{ Ps} \times 40.0000 \text{ in}}{\dots} + 0$$

$$\begin{aligned}
 h &= \left(18750 \times 0.8 - \frac{0.1}{0.1} \times 18.4424 \text{ Psi} \right) \\
 &= 0.1685 \text{ in} \\
 &= 0.0140 \text{ ft} \\
 &= 0.0043 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal standar $3/16 = 0.1875 \text{ in}$ (Tabel 5.7 Brownell, 1959)

b. Tinggi Head

Dari Brownell table. 5.7, hal. 90, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= 40 \text{ in} \\
 r &= 40 \text{ in} \\
 \text{icr} &= 2 \frac{1}{2} \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Brownell fig. 5.8, hal. 87, dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{\text{ID}}{2} & \text{BC} &= r - (\text{icr}) \\
 b &= r - \sqrt{(\text{BC})^2 - (\text{AB})^2} & \text{AC} &= \sqrt{(\text{BC})^2 - (\text{AB})^2} \\
 \text{AB} &= \frac{\text{ID}}{2} - (\text{icr}) & \text{OA} &= t + b + \text{sf}
 \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{1}{2} \text{ ID} \\
 &= \frac{1}{2} \times 39.6250 \text{ in} \\
 &= 19.8125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AB} &= a - \text{icr} \\
 &= 19.8125 \text{ in} - 2 \frac{1}{2} \text{ in} \\
 &= 17.3125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{BC} &= r - \text{icr} \\
 &= 40 \text{ in} - 2 \frac{1}{2} \text{ in} \\
 &= 37.5000 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{AC} &= \sqrt{(\text{BC})^2 - (\text{AB})^2} \\
 &= \sqrt{[37.5000 \text{ in}]^2 - [17.3125 \text{ in}]^2} \\
 &= 33.2645 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - \text{AC} \\
 &= 40 \text{ in} - 33.2645 \text{ in} \\
 &= 6.7355 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tinggi *straight flange* (sf)

Dari Tabel 5.6 Brownell hal 93 untuk tebal tu $3/16 \text{ in}$

didapat nilai sf $1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{4} \text{ in}$

diambil :

$$\text{sf} = 2 \frac{1}{4} \text{ in}$$

Dari data di atas dapat dihitung tinggi tutup tangki (OA) yaitu sebesar :

$$\begin{aligned} OA &= b + sf + t \\ &= 6.7355 + 2 \frac{1}{4} + 0.1685 \\ &= 9.1540 \text{ in} \\ &= 0.2330 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena tutup atas dan bawah sama maka tutup bawah juga mempunyai tinggi sebesar 9.1540 in atau 0.2330 m

Sehingga didapat tinggi total *shell* (H_V)

$$\begin{aligned} H_{V(\text{total})} &= H_s + 2 \times \text{tinggi head} \\ &= 1.0065 + 2 \times 0.2330 \\ &= 1.4726 \text{ m} \end{aligned}$$

7. Menentukan Dimensi Pengaduk

a. Menentukan Jenis Pengaduk dan Jumlah *Impeller*

Campuran produk CH_3COOOH mempunyai viskositas cukup rendah, yaitu

$$\mu_{\text{campuran}} = 0.6820 \text{ cP} = 0.0005 \text{ lb/ft.s} = 0.0007 \text{ Pa/s}$$

Hasil campuran diharapkan homogen sedangkan waktu pengadukan cukup cepat maka dipilih jenis *propeller* yang cocok digunakan untuk mengaduk fluida dengan viskositas kecil yaitu dibawah 3 Pa.s (3000 Cp) (Geankoplis, 1993).

Jumlah pengaduk ditentukan berdasarkan tabel berikut (Walas, 1990):

Viscosity [cP (Pa sec)]	Maximum level h/Dt	Number of Impellers
<25.000 (<25)	1.4	1
<25.000 (<25)	2.1	2
>25.000 (>25)	0.8	1
>25.000 (>25)	1.6	2

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{H_L \times sg}{D_s} \quad (\text{Joshi, hal. 415})$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{0.5607 \times 0.7684}{1.0065}$$

$$\text{Jumlah Pengaduk} = 0.4281 \approx 1 \text{ buah}$$

Jadi jumlah pengaduk (*impeller*) dalam tangki pengaduk ini adalah 1 buah.

b. Menentukan Dimensi Pengaduk

Dari tabel 3.4-1 Geankoplis hal.158 didapat data berikut :

$$Da/Dt = 0,3 - 0,5 \text{ (diambil 0,3)}$$

$$W/Da = 1/5$$

$$L/Da = 1/4$$

$$C/Dt = 1/3$$

$$J/Dt = 1/12$$

Dimana:

$$Da = \text{diameter } \textit{impeller}$$

- C = jarak pengaduk dari dasar tangki
Dt = diameter luar tangki = OD
L = panjang *flat* dari disk
W = tinggi *flat*
J = lebar *baffle*

Sehingga dimensi pengaduk dapat dihitung sebagai berikut :

Diameter *impeller* (Da)

$$\begin{aligned} Da &= 0.3 \times OD \\ Da &= 0.3 \times 40 \text{ in} \\ Da &= 12.0000 \text{ in} \\ &= 1.0000 \text{ ft} \\ &= 0.3048 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki (C1)

$$\begin{aligned} C &= 1/3 \times OD \\ C &= 1/3 \times 40 \text{ in} \\ C &= 13.3333 \text{ in} \\ &= 1.1111 \text{ ft} \\ &= 0.3387 \text{ m} \end{aligned}$$

Panjang *flat* (L)

$$\begin{aligned} L &= 1/4 \times Da \\ L &= 1/4 \times 12.0 \text{ in} \\ L &= 3.0000 \text{ in} \\ &= 0.2500 \text{ ft} \\ &= 0.0762 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi *flat* (W)

$$\begin{aligned} W &= 1/5 \times Da \\ W &= 1/5 \times 12.0 \text{ in} \\ W &= 2.4000 \text{ in} = 0.2000 \text{ ft} \\ &= 0.0610 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar *baffle* (J)

$$\begin{aligned} J &= 1/1 \times OD \\ J &= 1/1 \times 40 \text{ in} \\ J &= 3.3333 \text{ in} = 0.2778 \text{ ft} \\ &= 0.0847 \text{ m} \end{aligned}$$

8. Menentukan Power Motor

a. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk

Dari Rase, H.F pers.8.8 hal.345 didapat :

$$N = \frac{600}{\pi \times Da} \times \left(\frac{W_{LeH}}{2 \times Da} \right)^{0.5}$$

Da = diameter impeller = 1.00 ft

N = putaran putar pengaduk (rpm)

W_{LeH} = water equivalent liquid height (ft)

$$W_{LeH} = S_g \times H_L$$

$$W_{LeH} = \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} \times H_L$$

$$W_{LeH} = \frac{838.3301 \text{ kg/m}^3}{1091.028 \text{ kg/m}^3} \times 0.5607 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} W_{LeH} &= 0.4308 \text{ m} \\ &= 1.4135 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$N = \frac{600}{\pi \times D_{\text{ag}}^3} \times \left(\frac{W_{LeH}}{2 \times D_a} \right)^{0.5}$$

$$N = \frac{600}{3.14 \times 1.00 \text{ ft}^3} \times \left(\frac{1.4135 \text{ ft}}{2 \times 1.00 \text{ ft}} \right)^{0.5}$$

$$N = 160.642 \text{ rpm} = 2.6774 \text{ rps}$$

Diambil kecepatan pengaduk standart (komersial) 320 rpm (Walas, 1990 hal. 288),

$$N = 320 \text{ rpm} = 5.3333 \text{ rps}$$

b. Menentukan Bilangan Reynolds (N_{Re})

Dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times D_a^2 \times N}{\mu} \quad (\text{pers.3.4-1, Geankoplis hal 144}) \\ &= \frac{52.3368 \text{ lb/ft}^3 \times [1.000 \text{ ft}]^2 \times 5.3333 \text{ rps}}{0.0005 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 609046.371 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 10.000$, maka sesuai untuk digunakan *baffle* (Perry 6ed, hal. 19-8).

c. Menghitung Power Pengaduk

Karena $N_{Re} > 10.000$ maka power tidak tergantung pada bilangan Reynold dan bukan merupakan fungsi viskositas. Sehingga,

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^7}{g_c} \quad (\text{pers. 9.20, Mc Cabe hal. 253})$$

Dimana:

P : Daya pengaduk, lb.ft/s

N_p : *Power number*, karena $N_{Re} > 10000$ maka untuk pengaduk jenis turbin didapat $N_p = K_T = 0.87$ (Tabel 9.3 Mc Cabe hal. 254)

ρ : Densitas campuran = 52.3368 lb/ft³

N : Kecepatan putar pengaduk = 5.3333 rps

D_a : Diameter impeller = 1.0000 ft

g_c : Percepatan gravitasi = 32.1740 lbf.ft/lbf.s²

Maka *power* pengaduknya adalah:

$$P = \frac{0.87 \times 52.3368 \times [5.3333]^3 \times [1.0000]^5}{32.1740}$$

$$P = 214.6926 \text{ lb.ft/s}$$

$$= 0.3904 \text{ Hp} = 0.291289 \text{ kW}$$

Selama proses pengadukan, pengaduk mengalami *head losses* dan *transmission losses*.

- *Gain Losses* diperhitungkan 10% dari daya masuk (dengan mempertimbangkan adanya kebocoran daya pada proses dan bearing)

$$\text{Gain Losses} = 10\% \times P_o$$

$$\text{Gain Losses} = 10\% \times 0.3904 \text{ Hp}$$

$$= 0.0390 \text{ Hp}$$

- *Transmission System Losses* diperhitungkan 20% dari daya masuk (dengan meninjau kemungkinan terjadinya kebocoran *belt* atau *gear*)

$$\text{Transmission losses} = 20\% \times P_o$$

$$\text{Transmission losses} = 20\% \times 0.3904 \text{ Hp}$$

$$= 0.0781 \text{ Hp}$$

$$\text{Sehingga, Power Input (Pi)} = 0.3904 + 0.0390 + 0.0781$$

$$= 0.5075 \text{ Hp}$$

Dari Fig.14.38, page. 521, Petter & Timmerhaus, 2003 didapat efisiensi motor penggerak sebesar = 80%

maka daya penggerak motornya sebesar :

$$\text{power motor} = \frac{P_i}{\eta}$$

$$\text{power motor} = \frac{0.5075 \text{ Hp}}{80\%}$$

$$\text{power motor} = 0.6343 \text{ Hp}$$

Digunakan *power* motor = 1 Hp

d. Waktu Pengadukan

$$t_{\text{mix}} = 12000 \left(\frac{\mu V}{P} \right)^{0.5} \left(\frac{V}{1 \text{ m}^3} \right)^{0.2} \quad (\text{Pers 4-75 Ulrich, hal 177})$$

$$= 101.2945 \text{ detik}$$

$$= 0.0281 \text{ jam}$$

$$\text{waktu tinggal} = \frac{\text{Vol cairan}}{F_v}$$

$$= 0.5 \text{ jam}$$

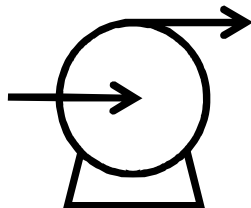
$$= 1800 \text{ detik}$$

Kesimpulan : waktu pengadukan sangat bisa dianggap singkat 101.3 dibandingkan waktu tinggal di mixer yaitu = 1800 detik. Sehingga keadaan *uniform* bisa dianggap langsung tercapai dalam tangki

Tabel C.6 Spesifikasi *Mixer (M-110)*

SUME	
Nama Alat	: <i>Mixer</i>
Kode	: M-110
Fungsi	: Mencampurkan umpan segar dan hasil <i>recycle</i> yang akan diumpungkan ke reaktor.
Tipe	: <i>Mixer</i> berupa silinder vertikal dengan alas dan tutup berbentuk torispherical serta pengaduk jenis propeller.
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-304 Grade A</i>
Jumlah	: 1 buah
Tekanan Operasi	: 1 atm
Temperatur Operasi	: 30 °C
Tekanan Design	: 18.4424 psi
Kapasitas	: 0.1992 m ³ = 52.6246438 gallon
Dimensi <i>Mixer</i>	
- Diameter Shell	: 1.0160 ft
- Tinggi Shell	: 0.6727 ft
- Tebal Shell	: 0.0048 ft
- Tinggi Tutup	: 0.2330 ft
- Tebal Tutup	: 0.0047 ft
- Tinggi Tangki Total	: 1.4726 ft
- Jumlah pengaduk	: 1 buah
- Diameter Pengaduk	: 0.3048 m
- Kecepatan putar	: 320 rpm
- Power Pengadukan	: 1 Hp

C.7 Pompa 3 Hasil campuran Mixer (L-211)



Fungsi = Mengalirkan hasil campuran mixer (M_110) menuju *Reaktor* (R-210).

Jumlah = 1 buah

Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1). Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2). Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 304* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K

Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ
	(kg/jam)				(kg/m ³)
C3H6O	60.1549	1.0372	0.1801	23	0.823
CH3OH	261.2969	8.1655	0.7823	24	0.787
H ₂ O	6.2146	0.3453	0.0186	25	1.027
C3H8O2	6.1290	0.0625	0.0183	26	1.033
C6H14O3	0.2154	0.0028	0.0006	27	1.0818
TOTAL	334.0108	9.6133	1.0000		

3). Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$Q_f = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{334.0108 \text{ Kg/jam}}{\rho}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{1.0270}{\text{Kg/m}^3} \\
&= 325.2296 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 3.1903 \text{ cuft/s} \\
&= 1431.8878 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

4). Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($NRe > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 4,7 \times Q_f^{0,49} \times \rho^{0,14} \quad (\text{Pers. 46, Peters \& Timmerhaus, hal 365})$$

Dimana :

Di_{opt} = diameter dalam optimum, in

Q_f = *flowrate*, (lb/s)/(kg/s)

ρ = densitas fluida

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 892 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned}
D_{nom} &= 1.000 \text{ in} = 0.083333 \text{ ft} \\
ID &= 0.957 \text{ in} = 0.0798 \text{ ft} \\
OD &= 1.315 \text{ in} = 0.1096 \text{ ft} \\
A &= 0.0050 \text{ ft}^2 = 4.6359 \text{ in}^2 \\
Sch &= 80
\end{aligned}$$

5). Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q_f = laju alir volumetric, ft^3/s

A = *inside sectional area*, ft^2

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$\begin{aligned}
V &= \frac{3.1903 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0050 \text{ ft}^2} \\
&= 639.3322 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

6). Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{\mu}{\rho}$$

$$= \frac{0.08 \text{ ft} \times 639.3322 \text{ ft/s} \times 0,9 \text{ lb/ft}^3}{\text{\#REF! lb/ft.s}}$$

$$= 0,9 \quad (\text{asumsi aliran turbulen benar})$$

a. Menghitung Panjang Ekivalen (Le)

$$\text{Asumsi panjang pipa lurus (L)} = 10 \text{ m} = 32.808 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 0.0798 \text{ ft}$$

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Tipe Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
elbow 90°	3	0.75	2.25	35	1 x 35 x ID=	8.37375
gate valve	1	4.5	4.5	225	1 x 225 x ID=	17.94375
coupling	1.666667	0.04	0.066667	2	249 x 2 x ID=	0.2658333
Total			6.816667			26.583333

$$\text{Sehingga, } \Sigma L = L + \Sigma Le$$

$$= 32.808 + 26.5833 = 59.3913 \text{ ft}$$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot \text{ID} \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$$\Sigma F = \text{Friction loss} \quad (\text{ft.lbf/lbm})$$

f = Faktor friksi

v = Kecepatan linier fluida (ft/s)

ΔL = Panjang pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

gc = 32.174 lbm.ft/lbf.s²

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

$$\text{Untuk commercial steel} \rightarrow \epsilon = 0.000046 \text{ m}$$

$$= 0.000150918 \text{ ft}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0798} = 0.001892$$

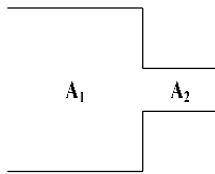
Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre =
didapatkan nilai f = 0.0075 sehingga:

#REF!

$$\Sigma F = \frac{4 \times 0.0075 \times (639.3322)^2 \times 26.5833}{2 \times 0.0798 \times 32.174}$$

b). *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



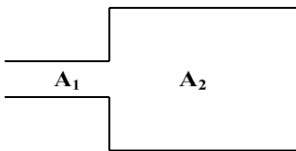
(A₁ >> A₂), karena luas tangki (A₁) sangat besar dibandingkan luas pipa (A₂)

Sehingga.

$$\begin{aligned} K_c &= 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) && (\text{Geankoplis, 1993}) \\ &= 0.55 \left(1 - 0 \right) \\ &= 0.55 \\ \alpha &= 1 && (\text{untuk aliran turbulen}) \end{aligned}$$

b). *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \alpha}$$



(A₂ >> A₁), karena luas tangki (A₂) sangat besar dibandingkan luas pipa (A₁)

Sehingga.

$$\begin{aligned} K_c &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) && (\text{Geankoplis, 1993}) \\ &= \left(1 - 0 \right) \\ &= 1 \\ \alpha &= 1 && (\text{untuk aliran turbulen}) \end{aligned}$$

d) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS = 1 in
 c 1 buah *gate valve fully open*; Le = 0.6 ft

$\sum Le$	=	1 x 0.6	=	0.6	ft
- 3 buah <i>standard elbow</i> ; Le	=		=	1.5	ft
$\sum Le$	=	3 x 1.5	=	4.5	ft
- 1 buah <i>sudden enlargement</i> ; Le	=		=	1.5	ft
$\sum Le$	=	1 x 1.5	=	1.5	ft
- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; Le	=		=	0.9	ft
$\sum Le$	=	1 x 0.9	=	0.9	ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; Le	=		=	6	ft
$\sum Le$	=	1 x 6	=	6	ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum Le$	=		=	13.5	ft
Panjang pipa lurus	=		=	10	m
	=		=	32.8080	ft
Panjang pipa total	=		=	46.3080	ft
	=		=	14.1147	m

7. Menghitung *Static Head* (*head* karena perbedaan ketinggian)

Tinggi pemompaan, Δz = 12.5049 ft = 3.8115 m

$$\begin{aligned}
 \text{Static head} &= \Delta z \frac{g}{g_c} \\
 &= 12.5049 \times \frac{32.17 \text{ ft/s}^2}{32.17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2} \\
 &= 12.5049 \text{ ft.lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

8. Menghitung *Velocity Head* (*Head* karena perbedaan kecepatan)

Karena pada 2 titik *reference* dianggap sama, maka $V_1 = V_2$ = 639.3322

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 g_c}$$

Sehingga *velocity head* ($\Delta V^2 / 2g_c$) = 6352.1114 ft.lbf/lbm

9. Menghitung *Pressure Head* (*Head* karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

Sehingga, $\Delta P/\rho$ = 0

10. Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana:

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga:

$$\begin{aligned} -W_f &= 13 + 6352.1114 \text{ ft. lbf/lbm} + 0 + 0,99 \text{ ft. lbf/lbm} \\ &= 429963.8431 \text{ ft. lbf/lbm} \end{aligned}$$

11. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP):

$$BHP = \frac{m \cdot (-W_f)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk $Q_f =$
diperoleh η pompa = 0.010

1431.8878 gpm
477.295947

Sehingga:

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{0.0000 \times 429963.8431}{550 \times 0.01} \\ &= 0.8599 \text{ Hp; maka digunakan power} = 0.8 \text{ Hp} \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 1 Hp
diperoleh η motor = 0.820

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

$$\begin{aligned} P_{\text{motor}} &= \frac{BHP}{\eta} \\ &= \frac{0.8 \text{ Hp}}{0.82} \\ &= 0.976 \text{ Hp} \end{aligned}$$

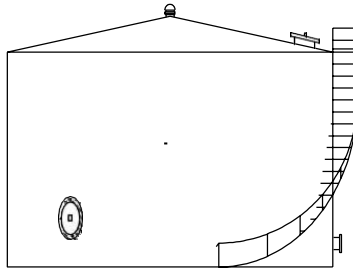
Dipilih motor standar dengan *power* = 1.2 Hp (*Standard NEMA*)

Tabel C.7 Spesifikasi Pompa 4

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Pompa mixer
Kode	: L-211
Fungsi	: Alat untuk mengalirkan Mixer-110 menuju Reaktor 210
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 1 buah
Rate Volumetrik	: 3.1903 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	: 639.3322 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1 in



C.8 Tangki (H₂SO₄) (F-212)



- Fungsi : Tempat penyimpanan katalis asam sulfat
Jumlah : 1 buah
Bentuk : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical roof*
Bahan : *Carbon Steel*, SA-283 Grade D
Lama penyimpanan : 30 hari
Suhu penyimpanan : 30 °C
Tekanan penyimpan : 1 atm
Tujuan : a. Menentukan tipe tangki
b. Menentukan bahan konstruksi tangki
c. Menghitung kapasitas tangki
d. Menentukan dimensi tangki

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical roof* karena tipe ini cocok untuk cairan dengan tekanan atmosfer (Brownell, 1959).

b. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstruksi tangki dipilih *Carbon Steel*, SA-283 Grade D karena:

- Relatif tahan korosi bahan bersifat asam
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 12650 psi
- Memiliki batas ketahanan suhu bahan hingga 650°F

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan katalis} &= 0.2626 \text{ kg/jam} \\ &= 189.0624 \text{ kg/30 hari}\end{aligned}$$

Digunakan 1 buah tangki, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan asam sulfat} &= \frac{189.0624}{1} \text{ kg} \\ &= 189.0624 \text{ kg}\end{aligned}$$

Nilai densitas campuran adalah:

$$\begin{aligned}\rho_{mix} &= 0.1840 \text{ kg/m}^3 \text{ (PubChem)} \\ &= 0.0115 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

sehingga nilai volume campuran diperoleh:

$$V_{mix} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} = \frac{189.0624 \text{ kg}}{0.1840 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1027.5133 \text{ m}^3$$

$$= 36286.2934 \text{ ft}^3$$

Dirancang larutan mengisi 80% volume tangki, sehingga:

Over Design 20%

$$V_t = 1.2 \times 1027.5133$$

$$= 1233.0160 \text{ m}^3 = 43543.552 \text{ ft}^3$$

$$= 7755.4361 \text{ bbl}$$

$$= 325728.3182 \text{ gal}$$

d. Menghitung Dimensi Tangki

Menghitung diameter dan tinggi tangki

Pada bentuk silinder vertikal nilai L/D untuk *storage liquid-liquid* antara 1-2 dipilih harga L/D = 1 (Tabel 4-18, Ulrich)

$$H_s = 1 \quad D$$

Dimana sesuai persamaan 3.1 Brownell & Young, 1959 digunakan:

$$V = \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot L}{4} = \frac{3.14 \cdot D^2}{4} = 0.7857 \quad D^3$$

Keterangan:

V = volume tangki (m³)

D = diameter dalam/ID (m)

H_s = tinggi *shell* (m)

sehingga volume total tangki adalah:

$$\text{Volume tangki} = 0.7857 \quad ID^3$$

$$1233.0160 = 0.7857 \quad ID^3$$

$$ID^3 = 0,7857$$

$$ID = 11.6208 \text{ m}$$

$$= 38.1259 \text{ ft}$$

$$= 457.510 \text{ in}$$

diperoleh $H_s = 1 \quad D$

$$= 11.6208 \text{ m}$$

$$= 38.1259 \text{ ft}$$

Diambil ukuran standar dari Appendix E (Brownell, 1959 hlm 346):

$$D = 30 \text{ ft} = 9.144 \text{ m} = 360 \text{ in}$$

$$H = 30 \text{ ft} = 9.144 \text{ m} = 360 \text{ in}$$

$$\text{Kapasitas ukuran standar} = 3780 \text{ bbl}$$

Menghitung tekanan *design* tangki

$$V_s = \pi/4 \times H_s^2 \times H_L$$

Keterangan:

HL = tinggi larutan dalam silinder (m)

Vs = volume *shell* (m³)

Hs = panjang horizontal *shell* (m)

Berdasarkan pers. di atas, maka tinggi larutan dalam tangki adalah:

$$V_L = 36286.2934 \text{ ft}^3$$
$$H_L = \frac{V_L}{\frac{1}{4} \times \pi \times D^2} = \frac{36286.2934}{\frac{1}{4} \times \pi \times 30^2}$$
$$= 51.3140 \text{ ft} = 15.64 \text{ m}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho_{mix} \times h_{liquid}}{144} = \frac{0.0115 \times 51.3140}{144}$$
$$= 0.0041 \text{ psi}$$

Dari perhitungan di atas maka diperoleh tekanan *design* berikut:

$$\text{Faktor keamanan digunakan sebesar } 1.1$$
$$P_{design} = (P_{hidrostatik} + P_{operasi}) \times 1.1$$
$$= [0.0041 + \{ \times 14.7 \}] \times 1.1$$
$$= 16.1745 \text{ Psi}$$

Menentukan tebal tangki

Berdasarkan ukuran standar pada appendix E (Brownell, 1959), maka jumlah dan ukuran lebar standar *course* yang digunakan adalah

$$N \text{ course} = \frac{H}{6 \text{ ft}} = \frac{30}{6} = 5 \text{ course}$$

Berdasarkan persamaan 13.1 Brownell & Young, hal 254:

$$\frac{P \cdot r_i}{f \cdot E} + \frac{c}{0.6 P}$$

Keterangan:

ts = tebal *shell* (in)

P = tekanan *design* tangki (psi)

ri = jari-jari dalam tangki (= 180 in

c = faktor korosi = 0.125

E = efisiensi pengelasan = 0.8 (Tabel 13.2, Brownell hal. 254)

f = *allowable stress* (psi = 13750 ps (Tabel 13.1, Brownell hal. 251)

sehingga diperoleh:

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E} + \frac{c}{0.6 P}$$
$$= \frac{16.1745 \times 180}{[13750 \times 0.8] - [0.6 \times 16.175]} + 0.125$$
$$= 0.3899 \text{ in}$$

Diambil tebal *shell* standar 7/16 = 0.438 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)

Menentukan dimensi tutup atas

Menghitung θ (sudut *angle* dengan garis horizontal) dapat dicari dengan persamaan 4.5 (Brownell, 1959: 64)

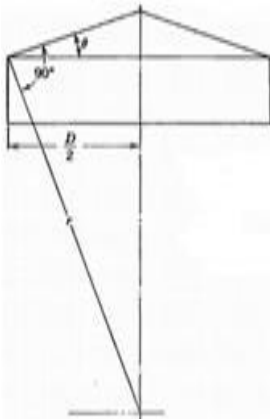
$$\sin\theta = \frac{D}{1000 \cdot ts} \times \sqrt{\frac{P}{6}}$$

dimana:
 D = Diameter tangki standar
 t = Tebal *shell course* paling atas (in)
 θ = Sudut *cone roof* terhadap garis horizontal
 P = Tekanan desain

$$\begin{aligned} \sin\theta &= \frac{30}{1000 \times 0.4375} \times \sqrt{\frac{16.175}{6}} \\ &= 0.1126 \\ \theta &= 6.4644^\circ \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{Pd \times D}{2\cos\theta((f.E)-(0.6.Pd))} + C \\ &= \frac{16.175 \text{ Psi} \times 30 \text{ ft}}{2 \cos 6.4644 [11000] - [9.7]} + 0.125 \\ &= 0.1472 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil tebal standar $3/16 = 0.1875 \text{ in}$ (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)



Untuk tinggi *head* (h) dapat dihitung dengan:

$$\tan\theta = \frac{h}{0.5 D}$$

Dalam hubungan ini:

D = Diameter tangki (ft)

h = Tinggi *head* (ft)

$$\tan 6.4644 = \frac{H_{tutup}}{0.5 \times 30}$$

$$H_{tutup} = 1.6996 \text{ ft}$$

Tebal Tutup Bawah

$$\begin{aligned} t &= \frac{D}{C} \sqrt{\frac{P}{f}} = 30 \text{ ft} \sqrt{\frac{0.125 \times 16.175}{13750}} \\ &= 0.3638 \text{ in} \end{aligned}$$

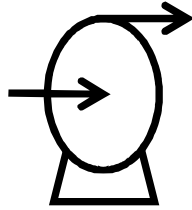
Diambil tebal standar $1/2 = 0.5000 \text{ in}$ (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)

$$\begin{aligned} \text{Total tinggi tangk} &= H_{tutup} + H_{tangki} \\ &= 1.6996 \text{ ft} + 30 \text{ ft} \\ &= 31.6996 \text{ ft} \\ &= 9.6620 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C.8 Spesifikasi Tangki Katalis Asam Sulfat

RESUME	
Nama Alat	: Tangki Katalis Asam Sulfat
Kode	: F-212
Fungsi	: Tempat penyimpanan katalis asam sulfat
Tipe	: Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i> , SA-283 Grade D
Kapasitas	: 127.5133 m ³
Jumlah	: 1 buah
Waktu tinggal	: 30 hari
Diameter Tangki	: 10 ft
Tinggi Tangki	: 30 ft
Tekanan Operasi	: 1 atm
Suhu Operasi	: 30 °C

C.9 Pompa Asam Sulfat (L-213)



Fungsi = Mengalirkan asam sulfat dari tangki penyimpanan menuju *reaktor*

Jumlah = 1 buah

- Tujuan :
1. Menentukan tipe pompa
 2. Menentukan bahan konstruksi pompa
 3. Menghitung tenaga pompa
 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1) Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2) Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel SA-316* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K

Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ 3
	(kg/jam)				(kg/m ³)
H ₂ SO ₄	0.2626	0.0027	0.9800	25	1.0330
H ₂ O	0.0054	0.0003	0.0200	25	0.8230
TOTAL	0.2679	0.0030	1.0000		

0.00016409 Lb/s

Komponen	Tc (K)	β	ρ (kg/m ³)	μ (cP)	μ mix (cP)
H ₂ SO ₄	925	0.0007	1.0294	19.6179	0.0500
H ₂ O	647.13	0.0010	0.8188	0.8150	0.0245
TOTAL			1.0241	20.4330	0.0745

$$\rho_{\text{liq}} = \frac{\rho_o}{(1 + \beta(T_1 - T_o))} \quad \text{dan}; \quad \beta = \frac{0.04314}{(T_c - T)^{0.641}}$$

Sehingga diperoleh densitas campuran = 1.0241 Kg/m³ = 0.0639 lb/ft³

$$\begin{aligned}
\text{Sehingga viskositas} &= 13.4241 \text{ cP} \\
&= 0.009021 \text{ lb/ft.s} \\
&= 32.4755 \text{ lb/ft.jam}
\end{aligned}$$

3) Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan Volumetrik} &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\
&= \frac{0.2679 \text{ Kg/jam}}{1.0241 \text{ Kg/m}^3} \\
&= 0.2616 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 0.0026 \text{ cuft/s} \\
&= 1.1519 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

4) Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida laminar ($NRe < 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 3,6 \times Q_f^{0,40} \times \mu^{0,20} \text{ (Pers. 48, Peters \& Timmerhaus, hal 365)}$$

Dimana :

Di_{opt} = diameter dalam optimum, in

Q_f = flowrate, (lb/s)/(kg/s)

μ = viskositas fluida (Cp)

maka:

$$\begin{aligned}
Di_{opt} &= 3.6 \times [0.0026 \text{ cuft/s}]^{0.45} \times [13.4241 \text{ Cp}]^{0.18} \\
&= 0.5567 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 996 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$D_{nom} = 0.625 \text{ in} = 0.0521 \text{ ft}$$

$$ID = 0.423 \text{ in} = 0.0353 \text{ ft}$$

$$OD = 0.675 \text{ in} = 0.0563 \text{ ft}$$

$$A = 0.0010 \text{ ft}^2 = 0.910453 \text{ in}^2$$

$$Sch = 80$$

5) Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q_f = laju alir volumetric, ft^3/s

$A = \text{inside sectional area, ft}^2$

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$v = \frac{0.0026 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0010 \text{ ft}^2} = 2.6188 \text{ ft/s}$$

6) Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\text{ID} \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.04 \text{ ft} \times 2.6188 \text{ ft/s} \times 0.0639 \text{ lb/ft}^3}{0.0090 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 0.6543 \quad (\text{asumsi aliran laminar benar}) \end{aligned}$$

a. Menghitung Panjang Ekuivalen (Le)

Asumsi panjang pipa lurus (L) = 7 m = 22.966 ft
ID = 0.0353 ft

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Type Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
elbow 90°	3	1.2	3.6	35	1 x 35 x ID =	3.7013
gate valve	1	14	14	225	1 x 225 x ID =	7.9313
coupling	1.1667	0	0.0467	2	249 x 2 x ID =	0.0823
Total			17.647			11.715

$$\begin{aligned} \text{Sehingg } \Sigma L &= L + \Sigma Le \\ &= 22.966 + 11.7148 = 34.6804 \text{ ft} \end{aligned}$$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot \text{ID} \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$\Sigma F = \text{Friction loss (ft.lbf/lbm)}$

$f = \text{Faktor friksi}$

$v = \text{Kecepatan linier fluida (ft/s)}$

$\Delta L = \text{Panjang pipa (ft)}$

$\text{ID} = \text{Diameter dalam tangki (ft)}$

$gc = 32.174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

$$\begin{aligned} \text{Untuk commercial steel} \rightarrow \varepsilon &= 0.000046 \text{ m} \\ &= 0.000151 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0353} = 0.004281$$

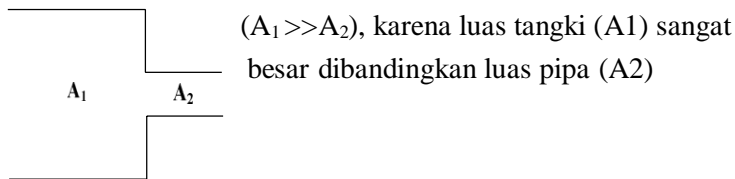
Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{re} = 0.6543$ didapatkan nilai $f = 0.07$ sehingga:

$$\Sigma F = \frac{4 \times 0.07 \times (2.6188)^2 \times 11.7148}{2 \times 0.0353 \times 32.174} \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

$$= 9.9174 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b) *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



Sehingga.

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= 0.55 \left(1 - 0 \right)$$

$$= 0.55$$

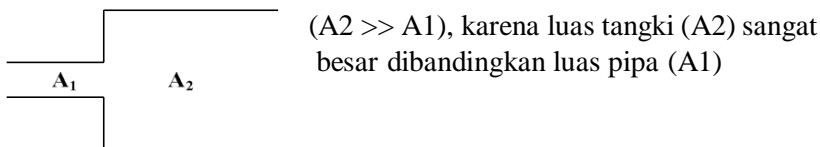
$$\alpha = 0.5 \quad (\text{untuk aliran laminar})$$

Maka,

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha} = 0.55 \frac{2.6188^2}{2 \times 0.5} = 1.8860 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b) *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha}$$



Sehingga.

$$K_c = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= \left(1 - 0 \right)$$

$$= 1$$

$$\alpha = 0.5 \quad (\text{untuk aliran laminar})$$

Maka,

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha} = 1.00 \frac{2.6188^2}{2 \times 0.5} = 6.8580 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

d) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS = 5/8 in

- 1 buah *gate valve fully open* ; Le = 0.3 ft
 $\Sigma Le = 1 \times 0.3 = 0.3 \text{ ft}$
- 3 buah *standard elbow* ; Le = 0.8 ft
 $\Sigma Le = 3 \times 0.8 = 2.4 \text{ ft}$
- 1 buah *sudden enlargement* ; Le = 0.8 ft
 $\Sigma Le = 1 \times 0.8 = 0.8 \text{ ft}$
- 1 buah *sudden contraction* ; Le = 0.5 ft
 $\Sigma Le = 1 \times 0.5 = 0.5 \text{ ft}$
- 1 buah *swing check valve* ; Le = 2.5 ft
 $\Sigma Le = 1 \times 2.5 = 2.5 \text{ ft}$
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\Sigma Le = 6.5 \text{ ft}$
 Panjang pipa lurus = 10 m
 = 32.8080 ft
- Panjang pipa total = 39.3080 ft
 = 11.9811 m

7. Menghitung Velocity Head (Head karena perbedaan kecepatan)

Karena pada 2 titik *reference* dianggap sama, maka = 2.6188

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 g_c}$$

Sehingga *velocity head* ($\Delta V^2 / 2agc$) = 0.1066 ft.lbf/lbm

8. Menghitung Pressure Head (Head karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

Sehingga, $\Delta P / \rho = 0$

10 Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \Sigma F$$

Dimana:

Wf = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga: $-W_f = \text{###} + 0.1066 \text{ ft. lbf/lbm}$

$$+ 0 + ##### \text{ ft. lbf/lbm}$$

$$= \text{#REF! ft. lbf/lbm}$$

11. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP):

$$\text{BHP} = \frac{m \cdot (-Wf)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk Qf = 1.1519 gpm
diperoleh η pompa = 0.001

Sehingga:

$$\text{BHP} = \frac{0.0002 \times 0.1}{550 \times 0.001}$$

$$= 0,00087 \text{ Hp}; \text{ maka digunakan } power = 0.8 \text{ Hp}$$

12. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 1 Hp
diperoleh η motor = 0.800

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

$$\frac{\text{BHP}}{P \text{ motor}}$$

$$= \frac{\eta}{0.8} \text{ Hp}$$

$$= 1.000 \text{ Hp}$$

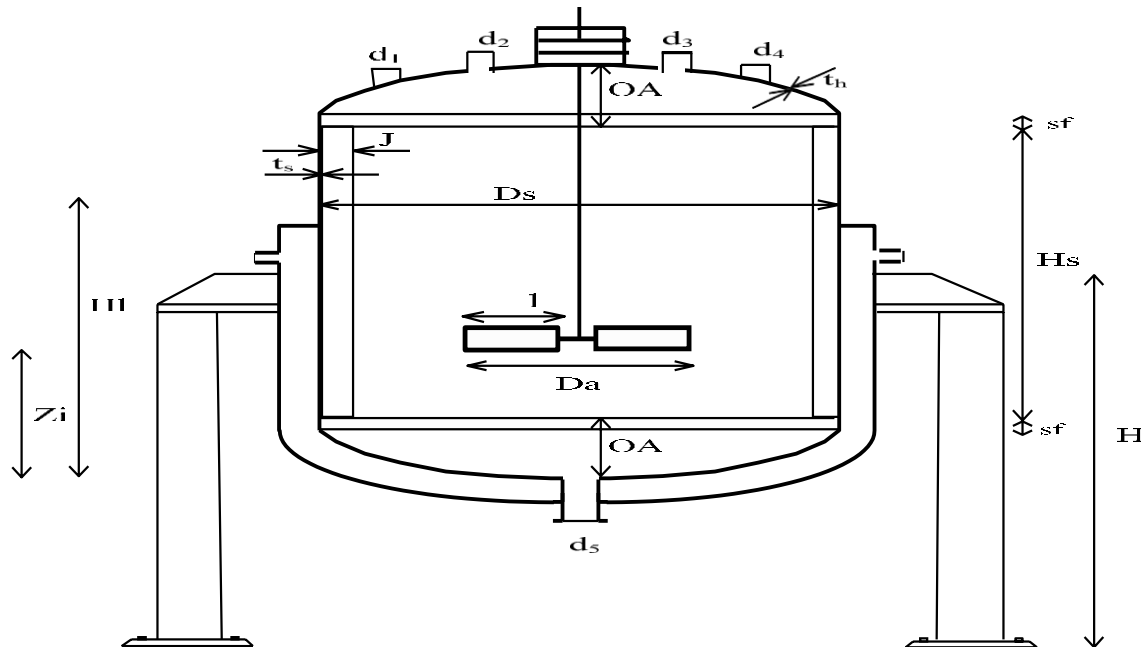
Dipilih motor standar dengan *pow*= 1.3 Hp (*Standard NEMA*)

Tabel C.9 Spesifikasi Pompa Asam Sulfat

RESUME

Nama Alat : Pompa Asam Sulfat
Kode : L-213
Fungsi : Mengalirkan asam sulfat dari tangki asam sulfat ke
reaktor
Tipe : *Centrifugal pump*
Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA-316*
Jumlah : 1 buah
Rate Volumetrik : 0.0026 ft³/s
Kecepatan Aliran : 2.6188 ft/s
Ukuran Pipa : - NPS : 5/8 in
 : - *Sch. Number* : 80
 : - OD : 0.0563 ft = 0.0171 m
 : - ID : 0.0353 ft = 0.0107 m
 : - *Flow Area* : 0.0010 ft² = 9.E-05 m²
Power Pompa : 0.8 Hp
Power Motor : 1.3 Hp

C.10 Continuous Stirred Tank Reactor (R-210)



Keterangan :

D_s	= diameter <i>shell</i>
H_s	= tinggi <i>shell</i>
t_s	= tebal <i>shell</i>
H_l	= tinggi larutan
Z_i	= jarak <i>propeller</i> – dasar tangki
l	= lebar <i>blade</i>
D_a	= diameter pengaduk
J	= lebar <i>baffle</i>
t_h	= tebal <i>head</i>
OA	= tinggi <i>head</i>
sf	= <i>straight flange</i>
d_1	= <i>nozzle</i> pemasukan hidrogen peroksida
d_2	= <i>nozzle</i> pemasukan katalis
d_3	= <i>nozzle</i> pemasukan sikloheksena
d_4	= <i>nozzle</i> keluaran oksigen
d_5	= <i>nozzle</i> keluaran produk
H	= tinggi <i>leg</i> (kaki)

Fungsi : Mereaksikan propilen oksida dan air, dan katalis asam sulfat untuk membentuk produk propilen glikol

Tekanan	:	3	atm	=	44.1	psi
Temperatur	:	56	°C	=	329.15	K
Laju alir massa	:	334.0108	kg/jam	=	736.3669	lb/jam
Waktu tinggal	:	60	menit			

a. Menentukan jenis reaktor

Reaktor yang dipilih adalah *continuous stirred tank reactor* dengan *jacket* pendingin. Alasan memilih jenis reaktor ini adalah sebagai berikut:

- Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase cair – cair.
- Reaksi berjalan dengan waktu yang singkat.
- Jenis reaksinya adalah eksotermis sehingga pengaturan suhu lebih mudah dengan menggunakan *jacket* pendingin.

Neraca Massa Reaktor:

Tabel C.1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C3H6O	60.1549	0.0000	0.0000
CH3OH	6.2146	0.0000	6.2146
H2O	261.8653	0.0054	246.1680
C3H8O2	6.1290	0.0000	60.5839
C6H14O3	0.2154	0.0000	21.6181
H2SO4	0.0000	0.2626	0.2626
Total	334.5792	0.2679	334.8472
	334.8472		

Tabel C.1 Laju Volumetrik Reaktor

Komponen	v_0 (L/jam)	Densitas (kg/m ³)	Densitas (lb/ft ³)	(x)	x / ρ
C3H6O	76.8975	782.2745	48.8358	0.179793	0.0037
CH3OH	8.0682	770.2550	48.0855	0.018574	0.0004
H2O	250.6253	1044.8479	65.2277	0.782671	0.0120
C3H8O2	5.5057	1113.2136	69.4957	0.018318	0.0003
C6H14O3	0.2092	1029.9872	64.3000	0.000644	0.0000
H2SO4	0.0000	1921.3550	119.9463	0	0.0000
Sub Total	341.3058	6661.9333	415.8909	1.000	0.016

$$\rho_{mix} = \frac{1}{0.016}$$

$$= 61.1976 \text{ lb/ft}^3 = 980.2939 \text{ kg/m}^3 = 0.9803 \text{ kg/L}$$

Reaksi utama sebagai berikut:

	C3H6O	+	H ₂ O	→	C3H8O2
mula-mula	3.9500		55.4230		-
bereaksi	3.3410		3.3410		3.3410
sisa	0.6090		52.0820		3.3410

Reaksi samping sebagai berikut:

	C3H8O2	+	C3H6O	→	C6H14O3
mula-mula	3.3410		0.6083		-
bereaksi	0.6083		0.6083		0.6083
sisa	2.7327		0.6083		0.6083

Kecepatan volumetrik reaksi utama:

$$F_V = \frac{\text{massa campuran}}{\text{densitas campuran}} = \frac{334.5792 \text{ kg/jam}}{0.9803 \text{ kg/L}} = 341.3050 \text{ L/jam}$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{F_V} = \frac{3.9500}{341.3050} = 0.011573 \text{ kmol/L}$$

$$C_{B0} = \frac{F_{B0}}{F_V} = \frac{55.4230}{341.3050} = 0.162386 \text{ kmol/L}$$

$$X_A = \frac{F_{A0} - F_A}{F_{A0}} = \frac{3.9500 - 0.6090}{3.9500} = 0.8458$$

$$X_B = \frac{F_{B0} - F_B}{F_{B0}} = \frac{55.4230 - 52.0820}{55.4230} = 0.0603$$

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A) = 0.01157 (1 - 0.846) = 0.00178 \text{ kmol/L}$$

$$C_B = C_{B0} (1 - X_B) = 0.16239 (1 - 0.060) = 0.15260 \text{ kmol/L}$$

Kecepatan volumetrik reaksi samping:

$$F_V^* = \frac{\text{massa campuran}}{\text{densitas campuran}} = \frac{334.8472 \text{ kg/jam}}{0.00098 \text{ kg/L}} = 341578.33 \text{ L/jam}$$

$$C_{A0}^* = \frac{F_{A0}^*}{F_V^*} = \frac{3.3410}{341578.33} = 0.00001 \text{ kmol/L}$$

$$X_{A}^* = \frac{F_{A0}^* - F_{A}^*}{F_{A0}^*} = \frac{3.3410 - 2.7327}{3.3410} = 0.18207$$

$$C_{A}^* = C_{A0}^* (1 - X_{A}^*) = 0.00001 (1 - 0.182) = 0.00001 \text{ kmol/L}$$

Komponen	F ₀	F	C ₀	X	C
C3H6O	3.9500	0.6090	0.0116	0.8458	1.784.E-03
H ₂ O	55.4230	52.0820	0.1624	0.0603	9.79.E-03
C3H8O2	0.0000	3.3410	0.0098	1.0000	9.789.E-03

3. Menentukan Volume Reaktor

a. Kinetika Reaksi

Pemilihan Kinetika Reaksi:

Kinetika reaksi pada reaksi ini yaitu orde 1 dengan persamaan:

$$(-r_A) = k_{CA.CB} \quad C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0}.X_A$$

jika $C_{A0} \neq C_{B0}$, maka $\frac{C_{B0}}{C_{A0}} = M$

Sehingga : $(-r_A) = k.C_{A0} (1 - X_A)(C_{B0} - C_{A0}.X_A)$

$$r_A = - \frac{dC_A}{dt}$$

Dari neraca massa dan persamaan reaksi didapat :

$$\begin{aligned}
 (-r_A) &= k \cdot C_{A0} (1 - X_A)(C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A) \\
 -\frac{dC_A}{dt} &= k \cdot C_{A0} (1 - X_A)(C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A) \\
 -\frac{dC_{A0}(1-X_A)}{dt} &= k \cdot C_{A0} (1 - X_A)(C_{B0} - C_{A0} \cdot X_A) \\
 -\frac{dC_{A0}(1-X_A)}{dt} &= k \cdot C_{A0}^2 (1 - X_A)(M - X_A) \\
 -\frac{d(1-X_A)}{dt} &= k \cdot C_{A0} (1 - X_A)(M - X_A)
 \end{aligned}$$

diintegrasikan :

Maka,

$$t = \frac{1}{kC_{A0}(M - 1)} \left(\ln \frac{M - X_A}{M(1 - X_A)} \right)$$

Jika diketahui,

$$C_{A0} = 0.0116$$

$$C_{B0} = 0.1624$$

$$M = C_{B0}/C_{A0} = 14.0311$$

$$X_A = 0.846$$

$$k_{305} = 271.4123 \text{ L/kmol.Jam} \quad (\text{Yaws,1999})$$

Maka,

$$t = \frac{1}{0.0116 \left[14.0311 - 1 \right] \times 271.412} \ln \left(\frac{0.4848 - 0.400}{14.0311 \left[1 - 0.846 \right]} \right)$$

$$= \frac{1}{40.93231288} \ln \left(\frac{13.1853}{2.16328197} \right)$$

$$= 0.02443 \ln 6.095052$$

$$= 0.0442 \text{ jam}$$

$$= 2.6495 \text{ menit}$$

$$-r_A = k C_A C_B$$

$$= 271.4123 \times 0.0018 \times 0.1526$$

$$= 7.3901.E-02 \text{ kmol/L.jam}$$

b. Optimasi Reaktor

- Waktu operasi = 1 jam/batch dengan siklus operasi sebagai berikut :
- Waktu pengisian = 0.478 jam = 28.68 min
 - Waktu reaksi = 0.04 jam = 2.6 min
 - Waktu pengosonga = 0.478 jam = 28.68 min dan pencucian
 - Total waktu = 1 jam = 60 min

Direncanakan menggunakan 1 buah reaktor dengan kapasitas yang sama

$$1 \text{ batch} = 1 \text{ jam}$$

$$1 \text{ hari kerja} = 24 \text{ jam}$$

$$\text{jumlah batch perhari} = \frac{24 \text{ jam/hari} \times 1 \text{ reaktor}}{1 \text{ jam/batch reaktor}} = 24 \text{ batch/hari}$$

$$\text{banyaknya batch tiap reaktor perhari} = \frac{24 \text{ batch/hari}}{1 \text{ reaktor}} = 24 \text{ batch/reaktor per hari}$$

$$\text{Kapasitas produksi C}_3\text{H}_8\text{O}_2 = 30,000 \text{ ton/tahun}$$

$$= 30000000.0 \text{ kg/tahun}$$

cek jumlah reaktor terhadap produksi C₃H₈O₂

$$\text{jumlah reaktor} = 1 \text{ reaktor}$$

$$1 \text{ reaktor batch} = 24 \text{ batch/reaktor per hari}$$

$$\text{Hari kerja} = 330 \text{ hari}$$

$$\text{Produk C}_3\text{H}_8\text{O}_2 \text{ yang terbentuk 1 reaktor batch} = 3,787.8788 \text{ kg/jam}$$

c. Volume Reaktor

Untuk menghitung volume reaktor digunakan persamaan (Fogler) sebagai berikut :

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{-r_A}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{(-r_A)}{3.9500 - 0.6090 \text{ kmol/jam}} \\
 &= \frac{7.3901\text{E-}02 \text{ kmol/L.jam}}{45.2093 \text{ L}} \\
 &= 0.0452 \text{ m}^3 \\
 &= 1.5966 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Jadi, reaktor harus dapat menampung campuran reaksi sebesar = 1.5966 ft³

Direncanakan:

- Jumlah reaktor : 1 buah
- Volume *liquid* dalam tangki : 80%
- Proporsional *vessel* diambil : H = 1.5 D
- Bentuk tutup atas dan tutup bawah *torispherical dished head*

Volume larutan dalam reaktor = 45.209 L = 1.597 ft³

Direncanakan untuk faktor keamanan, maka reaktor dibuat overdesign 20% sehingga:

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor (V}_R\text{)} &= 1.5966 \text{ ft}^3 \times 1.2 \\
 &= 1.9159 \text{ ft}^3 \\
 &= 54.25116689 \text{ L}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan Dimensi Reaktor

1. Desain *Vessel*

- Menentukan bahan konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-304 Grade C Type 347* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Bahan tahan korosi
- b. Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (sampai dengan 12.650 psi suhu -20 °F – 650 °F)

- Menentukan diameter dan tinggi *shell*

Untuk tangki berpengaduk rasio Hs/ID adalah 1-2 (tabel 4-16 Ulrich hal 168-169) dipilih tangki silinder tegak dengan rasio Hs/ID = 1,5

Tutup tangki dipilih *Torispherical Dished Head* untuk bagian atas dan bawah.

$$\text{Volume tutup} = 0,000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{Eq. 5.11 Brownell, hal. 88})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= (\pi/4) \times \text{ID}^2 \times \text{Hs} \\
 &= (\pi/4 \times \text{Di}^2 \times 1,5 \times \text{Di}) \\
 &= 1,1786 \text{ Di}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \text{Volume shell} + 2 \text{ Volume tutup} \\
 1.9159 \text{ ft}^3 &= 1.1786 \text{ Di}^3 + 2 (0,000049 \text{ ID}^3) \\
 1.9159 \text{ ft}^3 &= 1.1786 \text{ Di}^3 + 0.0000980 \text{ Di}^3 \\
 1.9159 \text{ ft}^3 &= 1.1787 \text{ Di}^3 \\
 \text{Di}^3 &= 1.6254 \text{ ft}^3 \\
 \text{Di} &= 1.1758 \text{ ft} = 14.1092 \text{ in} = 0.3584 \text{ m} \\
 \text{Hs} &= 1,5 \text{ ID} \\
 \text{Hs} &= 1.7636 \text{ ft} = 21.1638 \text{ in} = 0.5376 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam shell (belum distandarkan) sebesar} &= 0.3584 \text{ m} \\ \text{Tinggi shell (belum distandarkan) sebesar} &= 0.5376 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Menentukan tinggi larutan**

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam tutup} &= 0,000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{Brownell, eq. 5.11, hal. 88}) \\ &= 0.000049 \times 1.1758^3 \\ &= 0.0001 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam shell} &= V_{\text{larutan}} - V_{\text{tutup}} \\ &= 1.5966 \text{ ft}^3 - 0.0001 \text{ ft}^3 \\ &= 1.5965 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam shell} &= \frac{\text{Volume larutan dalam shell}}{1/4 \pi D^2} \\ &= \frac{1.596}{1/4 \pi \times 1.1758^2} \\ &= 1.4698 \text{ ft} \\ &= 0.4480 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Menentukan tebal shell**

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{P_d \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P_d)} + c \quad (\text{Eq. 13.1 Brownell, hal. 254})$$

dengan:

- P_d = Tekanan desain (psi)
- r = jari-jari dalam tangki (ID/2) (in)
- f = *allowable stress* (psi)
- E = efisiensi pengelasan
- c = faktor korosi

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{1}{144} \times \rho \times (\text{g/gc}) \times \text{tinggi larutan dalam shell} \\ &= \frac{1}{144} \times 61.198 \text{ lb/ft}^3 \times 1 \times 1.4698 \text{ ft} \\ &= 0.6246 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, P desain} &= 1.2 \times (\text{P operasi} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 1.2 \times [44.100 + 0.625 \text{ psi}] \\ &= 53.6696 \text{ psi} \end{aligned}$$

Direncanakan:

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA-304 Grade C Type 316*

$$f = 12650 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 13.1 Brownell, hal. 251})$$

Pengelasan : *Double-Welded Butt Joint*

$$E = 80\% \quad (\text{Tabel 13.2 Brownell, hal. 254})$$

$$\text{Faktor korosi} = 0.1250$$

$$\text{Tebal shell (ts)} = \frac{P_d \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P_d)} + C$$

$$= \frac{53.670 \times 7.055}{\left[\frac{12650 \times 0.80}{0.1625} - \left[0.6 \times 53.670 \right] \right]} + 0.1250$$

Diambil tebal standar = 0.3125 in = 0.0079 m (Tabel 5.7 Brownell : 89)

Menentukan diameter dan tinggi *shell* yang distandarkan

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \text{ ts} \\ &= 14.1092 + \left[2 \times 0.3125 \right] \\ &= 14.7342 \text{ in} \end{aligned}$$

OD standar dapat dicari dari Tabel 5.7 Brownell hal 89, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 96 = 2.4384 \text{ m} \\ \text{ID} &= \text{OD}_{\text{standar}} - 2 \text{ ts} \\ &= 96 - \left[2 \times 0.3125 \right] \\ &= 95.3750 \text{ in} \\ &= 2.4225 \text{ m} = 7.9478 \text{ ft} \end{aligned}$$

Besar diameter dalam tangki standar adalah 95.3750 in = 2.4225 m

$$\begin{aligned} \text{Hs} &= 1.5 \times \text{ID} \\ &= 1.5 \times 95.375 \text{ in} \\ &= 143.0625 \text{ in} \\ &= 3.6338 \text{ m} = 11.9217 \text{ ft} \end{aligned}$$

Besar tinggi *shell* standar adalah 143.0625 in = 3.6338 m

Menentukan dimensi tutup (atas dan bawah)

Tebal tutup berupa *torispherical* mengikuti persamaan berikut:

$$t_h = \frac{0,885 \times P_d \times r_c}{(f \times E) - (0,1 \times P_d)} + c \quad (\text{Eq. 13.12 Brownell, hal. 258})$$

Dimana:

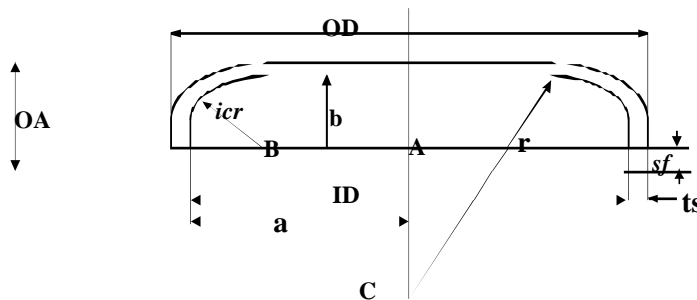
$$r_c = 95.3750 \text{ in} \quad (\text{pada OD} = 96 \text{ in. dan ts} = 0,3125 \text{ in})$$

(Tabel 5.7 Brownell, hal. 91)

Sehingga tebal tutup atas dan bawah adalah:

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0.8850 \times 53.6696 \times 95}{\left[\frac{12650 \times 0.80}{0.5729} - \left[0.1 \times 53.6696 \right] \right]} + 0.1250 \\ &= 0.5729 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil tebal standar = 3/8 in = 0.3750 in



Keterangan:

- ID = Diameter dalam tangki (in)
OD = Diameter luar tangki (in)
a = ID/2; jari-jari tangki (in)
t = tebal *head* (in)
icr = *inside corner radius* (in)
sf = *straight flange* (in)
b = *depth of dish* (in)
OA = *overall dimension* (in)

Dari tabel 5.7 brownell hal. 91, didapat:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 96 \text{ in} \\ r &= 96 \text{ in} = 2.4384 \text{ m} \\ \text{icr} &= 5/8 \text{ in} = 0.1492 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga untuk dimensi tutup atas dan bawah dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} a &= 0,5 \times \text{ID} \\ &= 0.5 \times 95.375 = 47.6875 \text{ in} = 1.2113 \text{ m} \\ \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 47.6875 - 5.8750 \\ &= 41.8125 \text{ in} = 1.0620 \text{ m} \\ \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= 96 - 5.8750 \\ &= 90.1250 \text{ in} = 2.2892 \text{ m} \\ \text{AC} &= (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} \\ &= 8122.5156 - 1748.2852^{1/2} \\ &= 79.8388 \text{ in} = 2.0279 \text{ m} \\ b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{1/2} \\ &= 96 - 79.839 \\ &= 16.1612 \text{ in} = 0.4105 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi *straight flange* (sf)

$$\text{sf} = 3 \text{ in} \text{ a untuk tebal tutup standar (Tabel 5.8 Brownell, hal. 93)}$$

Dari data di atas dapat dihitung tinggi tutup tangki (OA) yaitu sebesar:

$$\begin{aligned} \text{OA} &= b + \text{sf} + t \\ &= 16.1612 + 3 + 0.3125 \\ &= 19.4737 \text{ in} = 0.4946 \text{ m} \end{aligned}$$

Karena tutup atas dan bawah sama maka tutup bawah juga mempunyai tinggi sebesar 19.4737 in = 0.4946 m

Menentukan tinggi total reaktor (Ht)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi shell} + \text{tinggi tutup bawah} \\ &= 19.4737 + 143.0625 + 19.4737 \\ &= 182.0099 \text{ in} \\ &= 4.6231 \text{ m} \end{aligned}$$

2. Menghitung Tinggi Larutan Koreksi dalam Reaktor

Luas penampang reaktor (A)

$$A = \pi/4 \times \text{ID}^2$$

$$\begin{aligned}
 &= \pi/4 \times 95.3750^2 \\
 &= 7147.1641 \text{ in}^2 \\
 &= 4.6111 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head bawah} &= 0,000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{Brownell, Eq. 5.11, hal. 88}) \\
 &= 42.510845 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{V larutan pada shell reaktor} &= \text{V larutan dalam reaktor} - \text{v head bawah} \\
 &= 1.5966 - 42.5108 \\
 &= -40.9143 \text{ ft}^3 \\
 &= -70700 \text{ in}^3 \\
 &= -1.1595 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam bagian shell reaktor} &= \frac{\text{Volume larutan}}{\text{Luas penampang reaktor}} \\
 &= \frac{-1.1595 \text{ m}^3}{4.6111 \text{ m}^2} \\
 &= -0.2515 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam shell dan head bawah

$$\begin{aligned}
 H &= \text{Tinggi larutan dalam shell} + \text{Tinggi head bawah} \\
 &= -0.2515 + 0.4946 \\
 &= 0.2432 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= \text{Luas penampang reaktor (A)} \times \text{Tinggi shell} \\
 &= 4.6111 \times 3.6338 \\
 &= 16.7557 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head} &= 2 \times \text{Volume head bawah} \\
 &= 2 \times 42.5108 \text{ ft}^3 \\
 &= 85.0217 \text{ ft}^3 \\
 &= 2.4076 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= \text{Volume shell} + \text{Volume head} \\
 &= 16.7557 + 2.4076 \\
 &= 19.1633 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

3. Menghitung Dimensi Pengaduk

Tabel C.31 Data Viskositas Komponen

Komponen	Laju Alir (kg/jam)	Fraksi massa (x)	μ (cP)	$x \cdot \mu$
C3H6O	60.1549	0.179793	0.2850	0.0512
CH3OH	6.2146	0.018574	0.9645	0.0179
H2O	261.8653	0.782671	0.8150	0.6379
C3H8O2	6.1290	0.018318	35.8310	0.6564
C6H14O3	0.2154	0.000644	49.0420	0.0316
H2SO4	0.0000	0.000000	19.6179	0.0000
Total	334.5792	1.0000	106.5555	1.3950

$$\begin{aligned}\mu_{mix} &= 1.3950 \quad \text{cP} \\ &= 0.0009 \quad \text{lb/ft.s} \\ &= 0.0014 \quad \text{kg/m.s}\end{aligned}$$

- Menentukan jenis pengaduk dan jumlah pengaduk

Karena campuran *liquid* mempunyai viskositas cukup besar, dan hasil campuran diharapkan homogen sedangkan waktu pengadukan cukup cepat maka dipilih jenis *flat six blade turbine with disk* karena pengaduk jenis ini cocok untuk *liquid* viskositas tersebut. (Geankoplis, 1993)

Untuk jumlah pengaduk (*impeller*) dapat dihitung berdasarkan persamaan berikut:

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{H_L \times \text{SpGr}}{\text{ID}} \quad (\text{Joshi, hal. 389})$$

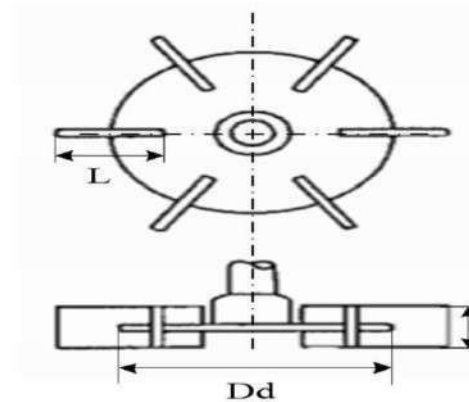
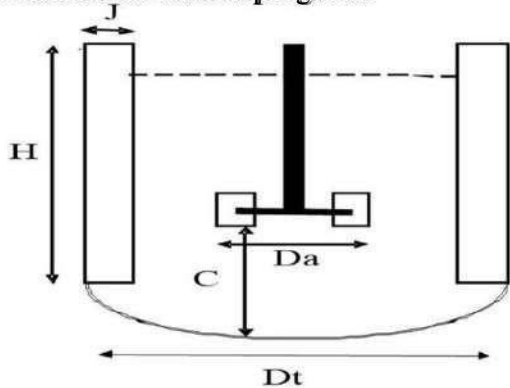
$$\begin{aligned}\text{SpGr} = \text{specific gravity} &= \frac{\text{densitas larutan}}{\text{densitas air}} = \frac{61.1976 \text{ lb/ft}^3}{65.2277 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 0.9382\end{aligned}$$

H_L = tinggi larutan dalam *shell*

$$\begin{aligned}\text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{tinggi larutan dalam shell} \times \text{SpGr}}{\text{ID}} \\ &= \frac{-0.2515 \text{ m} \times 0.9382}{2.4225 \text{ m}} \\ &= -0.0974 \quad (\text{Walas, hal. 288})\end{aligned}$$

Jadi, jumlah pengaduk (*impeller*) dalam tangki pengaduk ini adalah 1 buah.

- Menentukan dimensi pengaduk



Dari tabel 3.4-1 Geankoplis hal. 144, didapat data berikut:

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,3-0,5 \quad \text{diambil} = 0,3$$

$\frac{D_t}{W} = 1$

$$\frac{D_d}{D_a} = 2$$

$$\frac{D_a}{C} = 3$$

$$\frac{H}{D_t} = 1$$

$$\frac{L}{D_t} = 1$$

$$\frac{L}{D_a} = 1$$

$$\frac{L}{D_a} = 1$$

$$\frac{L}{D_a} = 1$$

Dimana:

D_a : diameter pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

D_t : diameter tangki

D_d : diameter *disk*

L : panjang *flat* dari *disk*

W : tinggi *flat*

J : lebar *baffle*

$$\frac{C}{Dt} = \frac{1}{3} \quad H : \text{tinggi } \textit{baffle}$$

$$\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$$

Sehingga dimensi pengaduk dapat dihitung sebagai berikut:

Diameter *impeller* (Da)

$$Da = 0,3 \cdot Dt$$

$$Da = 0,3 \times 2,4225 = 0,7268 \text{ m}$$

$$= 28,61 \text{ in} = 2,384 \text{ ft}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki

$$C = \frac{1}{3} \times Dt$$

$$= \frac{1}{3} \times 2,4225$$

$$= 0,8075 \text{ m} = 31,7916 \text{ in} = 2,6492 \text{ ft}$$

Panjang *flat* dari *disk* (L)

$$L = \frac{Da}{4}$$

$$= \frac{0,7268}{4}$$

$$= 0,1817 \text{ m} = 7,1531 \text{ in} = 0,5961 \text{ ft}$$

Tinggi *flat* (W)

$$W = \frac{Da}{5}$$

$$= \frac{0,7268}{5}$$

$$= 0,1454 \text{ m} = 5,7225 \text{ in} = 0,476855 \text{ ft}$$

Lebar *baffle* (J)

$$J = \frac{Dt}{12}$$

$$= \frac{2,4225}{12}$$

$$= 0,2019 \text{ m} = 7,9479 \text{ in} = 0,662299 \text{ ft}$$

Diameter *disk* (Dd)

$$Dd = \frac{2Da}{3}$$

$$= \frac{1,4535}{3}$$

$$= 0,4845 \text{ m} = 19,0750 \text{ in} = 1,589517 \text{ ft}$$

Tinggi *baffle* (H)

$$H = Dt$$

$$= 2.4225 \text{ m} = 95.375 \text{ in} = 7.947583 \text{ ft}$$

4. Menghitung *Power* Motor Pengaduk

- Menentukan kecepatan putar pengaduk

Dari Eq. 8.8 Rase, H. F. hal. 338 didapat:

$$N = \frac{600}{\pi d} \sqrt{\frac{WELH}{2d}} \quad (\text{Eq. 8.8 Rase, H. F. hal. 338})$$

Dimana:

d : Diameter pengaduk (ft)

N : Putaran putar pengaduk (rpm)

WELH : *Water equivalent liquid height* (ft)

$$\begin{aligned} WELH &= \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} \times H_{\text{cairan}} \\ &= \frac{61.1976 \text{ lb/ft}^3}{65.2277 \text{ lb/ft}^3} \times 0.7978 \text{ ft} \\ &= 0.9382 \times 0.7978 \\ &= 0.7485 \text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} N &= \frac{600}{\pi d} \sqrt{\frac{WELH}{2d}} \\ &= 6.2896 \text{ rpm} \end{aligned}$$

Diambil kecepatan pengaduk standar(komersial) 190 rpm (Walas, hal. 288), maka

$$N = 84 \text{ rpm} = 1.4000 \text{ rps}$$

- Menentukan bilangan Reynold (N_{Re})

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \times Da^2 \times N}{\mu} \quad (\text{Pers. 3.4-1, Geankoplis hal. 158}) \\ &= \frac{61.1976 \text{ lb/ft}^3 \times 2.3844^2 \text{ ft} \times 1.4000 \text{ rps}}{0.0009 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 519,420.0928 \end{aligned}$$

Karena $N_{Re} > 10.000$, maka sesuai untuk digunakan *baffle* (Perry, hal. 19-8).

- Menentukan *power* pengaduk

Karena $N_{Re} > 10.000$ maka *power* tidak tergantung pada bilangan Reynold dan bukan merupakan fungsi viskositas. Sehingga,

$$P = \frac{N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^7}{gc} \quad (\text{Pers. 9.20, Mc Cabe hal. 253})$$

Dimana:

P : daya pengaduk, lb.ft/s

N_p : *power number*, karena $N_{Re} > 10000$ maka untuk pengaduk jenis turbin didapat $N_p = K_T = 1,63$ (*power number*, Tabel 9.3, *Unit Operation of Chemical Engineering*, Mc Cabe, hal. 254)

ρ : densitas campuran, lb/ft³

N : kecepatan putar pengaduk, rps
 Da : diameter pengaduk, ft
 g_c : percepatan gravitasi = 32.1740 lbm.ft/lbf.s²

Maka *power* pengaduknya adalah:

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{N_p \times \rho_{mix} \times N^3 (\text{kecepatan pengaduk}) \times Da^5 (\text{diameter pengaduk})}{g_c} \\
 &= \frac{1.63 \times 61.1976 \times 1.4000^3 \times 2.3844^5}{32.1740} \\
 &= 655.6462 \text{ lb.ft/s} \\
 &= 1.1921 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Selama proses pengadukan, pengaduk mengalami *head losses* dan *transmission losses*.

- *Gain Losses* diperhitungkan 10% dari daya masuk (dengan mempertimbangkan adanya kebocoran daya pada proses dan *bearing*) = 10% x P_o
 $Gain\ losses = 0.1192 \text{ hp}$
 - *Transmission System Losses* diperhitungkan 20% dari daya masuk (dengan meninjau kemungkinan terjadinya kebocoran *belt* atau *gear*) = 20% x P
 $Transmission\ losses = 0.2384 \text{ hp}$
- maka, *power input* (P_i) = 1.1921 + 0.1192 + 0.2384
= 1.5497 hp

Dari grafik 14.38 hal. 521 Timmerhaus didapat efisiensi motor penggerak = 82.00% maka daya penggerak motornya sebesar:

$$\begin{aligned}
 \text{Power motor} &= P/\eta \\
 &= \frac{1.5497}{0.82} \\
 &= 1.8899 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Maka digunakan *power* motor pengaduk sebesar 2 hp. (Standar NEMA)

- Menghitung poros pengaduk

Diketahui:

$$\text{Tinggi pengaduk dari dasar tangki (Z}_i) = 0.8075 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan H}_L = 0.2432 \text{ m}$$

Maka, jarak antara pengaduk, H_i :

$$\begin{aligned}
 H_i &= \frac{H_L - Z_i}{4} = \frac{0.8075 - 0.2432}{4} \\
 &= 0.1411 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Panjang poros} = Z_T + Z_p - Z_i$$

$$\text{dimana: } Z_T = \text{tinggi total reaktor} = 4.6231 \text{ m}$$

$$= \text{tinggi poros di atas reaktor, diambil} = 0.7500 \text{ m}$$

$$= \text{tinggi poros dari dasar tangki} = 0.8075 \text{ m}$$

$$\text{Panjang poros} = 4.6231 + 0.7500 - 0.8075 = 4.5655 \text{ m}$$

Momen puntir (τ)

$$\tau = \frac{HP \times 75 \times 60}{2 \pi v}$$

Dimana: HP = Daya pengaduk = 2.0 Hp
v = kecepatan putaran pengaduk = 84 rpm

Maka,

$$\tau = \frac{2 \times 75 \times 60}{2 \times \pi \times 84} = 17.0455 \text{ kgf-m}$$

Diambil faktor keamanan 50%

Jadi, momen puntir = $1.5 \times 17.0455 = 25.5682 \text{ kgf-m}$

$$f_s = \frac{\tau}{t_p} \quad Z_p = \frac{\pi D_p^3}{16} \quad Z_p = \frac{\tau}{f_s}$$

dimana:

$f_s = \text{shear stress} = 550 \text{ kgf/cm}^2$

$D_p = \text{diameter poros}$

$$\frac{\tau}{f_s} = \frac{\pi D_p^3}{16}$$

$$D_p^3 = \frac{16 \tau}{\pi f_s}$$

$$D_p^3 = \frac{16 \times 25.5682}{\pi \times 550 \times 10000} = 0.00002 \text{ m}^3$$

$$D_p = 0.0287 \text{ m}$$
$$= 2.8711 \text{ cm}$$
$$= 1.1303 \text{ in}$$

Jadi, diameter poros pengaduk = 1.1303 in = 0.028711 m

- Defleksi putaran dan putaran kritis

$$F_m = \frac{T_m}{0.75 \times R_b} \text{ (Pers 14.11 hal 401, Joshi)}$$

Keterangan:

$F_m = \text{Beban Maksimum (kg)}$

$T_m = \text{Moment putar maksimum (kg-m)}$

$R_b = \text{Jari-jari pengaduk (m)}$

Maka,

$$F_m = \frac{25.5682}{0.75 \times 0.3634} = 93.8165 \text{ kg}$$

$$M = F_m \times l$$

Keterangan:

$M = \text{Bending Moment}$

$l = \text{Jarak antara pengaduk dengan bantalan poros (m)}$

Maka,

$$M = 93.8165 \text{ kg} \times 0.1411 \text{ m} = 13.236 \text{ kg-m}$$

$$\begin{aligned} M_e &= 0.5 (M + ((M^2 + Tm^2)^{1/2}) \quad (\text{Pers 14.10, Joshi}) \\ &= 0.5 (13.236 + 28.79099046) \\ &= 21.0134 \text{ kg-m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Defleksi Putaran} &= \frac{W \times l^3}{3 \times E \times I} \quad (\text{Pers 14.14 hal 402, Joshi}) \\ &= \frac{F_m \times l^3}{3 \times E \times I} \end{aligned}$$

Keterangan:

W = *Concentrated load*

E = *Modulus of Elasticity* = $19.5 \times 10^5 \text{ kg/cm}^2$

I = *Moment of Inertia* = $\frac{\pi \times (d)^4}{64} = 3.3367 \text{ cm}^4$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Defleksi Putaran} &= \frac{93.8165 \text{ kg} \times 2808.1730 \text{ cm}^3}{3 \times 1950000 \text{ kg/cm}^2 \times 3.3367} \\ \text{Putaran Kritis (Nc)} &= \frac{0.0135 \text{ cm} \times 4.897}{\text{Defleksi}^{0.5}} = \frac{2529.114507 \text{ rpm}}{42.1519} = 42.1519 \text{ rps} \end{aligned}$$

$$42.1519 > 1.4000$$

Karena putaran kritis > putaran pengaduk maka diameter poros sudah tepat.

- Pemilihan bearing (bantalan poros)

Tipe: *gear grove ball bearing*

$$\text{Berat poros} = \frac{1}{4} \rho D_p^2 L_P \rho$$

Dimana:

$$L_P = \text{panjang poros} = 4.5655 \text{ m}$$

$$D_p = \text{diameter poros} = 0.0287 \text{ m}$$

$$\rho = \text{densitas baja} = 0.2830 \text{ lb/in}^3 = 7924 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Berat poros (Wp)} &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0.0287^2 \times 4.5655 \times 7924 \\ &= 23.4310 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Berat Pengaduk = volume blade x ρ blade

$$\begin{aligned} p &= \text{panjang 1 kupingan blade} \\ &= \frac{D_a \sqrt{28.6124 \text{ in}^2}}{2} = 14.3062 \text{ in} \end{aligned}$$

$$l = \text{lebar 1 kupingan blade} = 7.1531 \text{ in}$$

$$t = \text{tebal 1 kupingan blade} = 0.2500 \text{ in}$$

$$\rho = \text{densitas baja} = 0.2830 \text{ lb/in}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume blade} &= (p \cdot l \cdot t) \\ &= 14.3062 \times 7.1531 \times 0.2500 \\ &= 25.5835 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat blade} &= \text{Volume blade} \times \text{Densitas blade} \\ &= 25.5835 \times 0.2830 \\ &= 7.2401 \text{ lb} = 3.2841 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat radial} &= \text{Berat poros} + [(6 \times \text{berat blade}) \times 1 \text{ buah}] \\ &= 23.4310 + 6 \times 3.2841 \times 1 \\ &= 43.135 \text{ kg} = 95.10 \text{ lb} \end{aligned}$$

5. Menghitung dimensi pendingin reaktor (*jacket*)

- Menghitung ΔT LMTD

$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psia} \\ \text{Suhu bahan masuk} &T_1 = 56 \text{ }^\circ\text{C} = 132.8 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu bahan keluar} &T_2 = 56 \text{ }^\circ\text{C} = 132.8 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Kebutuhan air pendingin} &= 490.2675961 \text{ kg/jam} \\ &= 1080.853748 \text{ lb/jam} \\ \text{Suhu pendingin masuk} &t_1 = 10 \text{ }^\circ\text{C} = 50 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Suhu pendingin keluar} &t_2 = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 113 \text{ }^\circ\text{F} \\ \text{Laju alir massa} &= 334.8472 \text{ kg/jam} \\ \text{Panas yang dilepas} &= 2054784.849 \text{ kJ/jam} \\ &= 1947663.364 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$T_{\text{average}} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{50 + 113}{2} = 82 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \rho &= 1189.6787 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Kern, Tabel 6}) \\ &= 74.2716 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 3 \text{ cP} \quad (\text{Kern, Fig. 14}) \\ &= 6.7760 \text{ lb/ft.jam} = 0.0019 \text{ lb/ft.s} \\ k &= 1.8134 \text{ W/m.K} \quad (\text{Table 24-2 Yaws, 1999}) \\ &= 1.0478 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Kebutuhan luas transfer panas (A) dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

Dimana:

A = Luas bidang transfer panas (ft²)

Q = Heat flow (Btu/jam)

U_d = Koefisien transfer panas *overall* (Btu/jam.ft².°F)

ΔT = LMTD

Penentuan LMTD

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

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>
133	<i>Higher T</i>	113	20
133	<i>Lower T</i>	50	82.8
0	<i>Difference</i>	63	
ΔT LMTD		44.0330	°F

- Menentukan jenis pendingin yang akan digunakan

Menghitung luas transfer panas

Untuk fluida pendingin UD : 150-500 Btu/ft².°F.jam (Tabel 12.1 Coulson, 1999)

diambil harga UD = 500 Btu/ft².°F.jam

$$Q = 2054784.8491 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1947663.3641 \text{ Btu/jam}$$

Sehingga,

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

$$A = \frac{1947663.3641}{500 \times 44.0330}$$

$$= 88.4639 \text{ ft}^2$$

$$= 8.2186 \text{ m}^2$$

- Menghitung luas selubung reaktor

$$A = \pi D L$$

$$A = 3.14 \times 2.4225 \text{ m} \times 3.6338 \text{ m}$$

$$= 27.6664 \text{ m}^2$$

Luas transfer panas reaktor lebih kecil dibandingkan dengan selubung reaktor sehingga digunakan *jacket* pendingin.

$$(A_{\text{panas}} = 8.2186 \text{ m}^2 < A_{\text{selubung}} = 27.666 \text{ m}^2)$$

A yang diperoleh dari persamaan di atas tidak boleh lebih besar dari luas *bottom* dan luas *shell* reaktor yang tercelup cairan

Maka:

$$A_{\text{Bottom}} = 4 \times 3,14 \times OD^2$$

$$A_{\text{Shell}} = OD \times 3,14 \times H$$

Dimana:

$$OD = \text{Diameter luar reaktor} = 96 \text{ in} = 7.9997 \text{ ft}$$

$$L = \text{Tinggi cairan di reaktor} = -9.90 \text{ in} = -0.8250 \text{ ft}$$

$$H = \text{Tinggi total tangki} = 182.01 \text{ in} = 15.1675 \text{ ft}$$

$$A_{\text{bottom}} = 804.507 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{Shell}} = 381.338 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{total}} = A_{\text{bottom}} + A_{\text{Shell}}$$

$$= 1185.8452 \text{ ft}^2$$

$$= 110.1686 \text{ m}^2$$

Mencari nilai Ud

Dimana:

$$L = 0.182 \text{ m} = 0.587002 \text{ ft}$$

$$N = 84 \text{ rpm} = 5040 \text{ rpj}$$

$$\rho = 980.2939 \text{ kg/m}^3 = 61.19761 \text{ lb/ft}^3 \text{ (Yaws, 1999)}$$

$$\mu = 1.3950 \text{ cP} = 3.3480 \text{ lb/ft hr} \text{ (Yaws, 1999)}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} Re_j &= \frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu} \\ &= 31743.49 \end{aligned}$$

Diketahui:

$$\begin{aligned} Re_j &= 31743.49 \\ jH &= 120 \\ k &= 1.0478 \text{ Btu/ft.jam.}^\circ\text{F} \\ ID &= 2.4225 \text{ m} \\ &= 7.8267 \text{ ft} \end{aligned}$$

(Fig 24 Kern, hal 834)

$$\begin{aligned} h_i &= j \times \frac{k}{ID} \times \frac{C_p \times \mu}{k}^{1/3} \\ &= 13.8598 \end{aligned}$$

Dimana:

Jarak dari *jacket* (*jacket spacing*) berkisar 1-4 in, di ambil 1 in

$$\begin{aligned} \text{Jarak dari jacket} &= 1 \text{ in} \\ &= 0.0833 \text{ ft} \\ D1 &= \text{Diameter dalam} + (2 \times \text{tebal dinding}) \\ &= 7.8788 \text{ ft} \\ D2 &= D1 + (2 \times \text{jarak jacket}) \\ &= 8.0454 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} De &= \frac{D2^2 - D1^2}{D1} \\ &= 0.3368 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_o &= jH \times \frac{k}{De} \times \frac{C_p \times \mu}{k}^{1/3} \\ &= 512.4860 \\ h_{io} &= h_o \times \frac{ID}{OD} \\ &= 501.8700 \end{aligned}$$

Menghitung U_c

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{501.870 \times 512.486}{501.870 + 512.486} \\ &= 253.5612 \end{aligned}$$

Menghitung U_d

$$\begin{aligned} \frac{1}{U_d} &= \frac{1}{U_c} + R_d \\ 1 &= \frac{1}{253.5612} + 0.001 \end{aligned}$$

$$\frac{Ud}{Ud} = \frac{253.561}{202.273}$$

Menghitung A

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Ud \times \Delta T} \\ &= \frac{1947663.3641}{202.2727 \times 44.03} \\ &= 218.6747 \text{ ft}^2 \\ &= 20.3155 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jumlah pendingin = 490.2676 kg/jam

Kecepatan volumetris *brine water*

$$\begin{aligned} Fv &= \frac{W}{\rho \text{ brine water}} \\ &= \frac{490.268 \text{ kg/jam}}{980.294 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0.5001 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam jacket (Di)} &= OD_{shell} + (2 \times \text{jarak jacket}) \\ &= 96 + (2 \times 1) \\ &= 98 \text{ in} \\ &= 8.1667 \text{ ft} \\ &= 2.5019 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi jacket} &= \text{Tinggi total reaktor} - \text{Tinggi tutupan atas} - \text{nozzle hand hole} \\ &= 4.6231 - 0.4946 - 0.2192 \\ &= 3.9092 \text{ m} \\ &= 12.8254 \text{ ft} \\ &= 153.9044 \text{ in} \end{aligned}$$

Kecepatan *supercritical brine water* (v_i)

$$\begin{aligned} v_i &= \frac{Fv}{A} \\ &= \frac{0.5001 \text{ m}^3/\text{jam}}{20.3155 \text{ m}^2} \\ &= 0.0246 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

Bahan *Stainless Steel SA-304 Grade C* (Tabel 13.1 Brownell, hal 251)

$$\begin{aligned} f &= 12650 \text{ psia} \\ E &= 0.8 \\ C &= 0.125 \text{ in} \\ H_{jacket} &= 153.904 \text{ in} \\ &= 12.82485 \text{ ft} \\ \rho_{\text{air}} &= 61.198 \text{ lb/ft}^3 \\ Ph &= \frac{(H - 1) \times \rho}{144} \end{aligned}$$

$$= \frac{(12.82 - 1 \text{ ft}) \times 61.198 \text{ lb/ft}^3}{144}$$

$$= 5.0254 \text{ Psia}$$

$$P_{\text{design}} = P + P_h$$

$$= 44.1 + 5.0254 \text{ psia} = 49.1254 \text{ psia}$$

Maka:

$$t = \frac{P \times D}{f \cdot E \cdot 0.6 \cdot P} + C^2$$

$$= \frac{49.1254 \text{ psia} \times 98 \text{ in}}{2 \times 12650 \times 0.8 - 0.6 \times 49.125} + 0.125$$

$$= 0.3632 \text{ in}$$

Maka dipilih tebal *jacket* standar 0.2500 in = 0.0064 m
(Tabel 5.7 Brownell, Hal. 88)

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar } jacket &= \text{ID } jacket + (2 \times \text{tebal } jacket) \\ &= 98 \text{ in} + [2 \times 0.2500] \text{ in} \\ &= 98.50 \text{ in} \\ &= 8.21 \text{ ft} \end{aligned}$$

6. Menentukan Ukuran *Nozzle*

Nozzle yang digunakan pada perancangan reaktor ini antara lain:

- a. *Nozzle* Pemasukan Bahan Baku:
 - *Nozzle* pemasukan hidrogen peroksida (A)
 - *Nozzle* pemasukan katalis (B)
 - *Nozzle* pemasukan asam asetat (C)
- b. *Nozzle* Pengeluaran Produk
 - *Nozzle* pengeluaran oksigen (D)
 - *Nozzle* pengeluaran produk asam perasetat, air, katalis dan sisa reaktan (E)
- c. *Nozzle* untuk *brine water* (F, G)
- d. *Nozzle* untuk *hand hole* (H)

a. *Nozzle* Pemasukan Bahan Baku

- *Nozzle* pemasukan hidrogen peroksida (A)

Tabel C.32 Densitas Campuran Pemasukan *Nozzle* A

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Densitas (lb/ft ³)	(x)	x / ρ
C3H6O	782.275	48.836	0.180	0.0002
H ₂ O	1044.848	65.228	0.783	0.0007
Total			0.962	0.0010

$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{0.0010} = 1021.5451 \text{ kg/m}^3$$

Tabel C.33 Viskositas Campuran Pemasukan *Nozzle* A

Komponen	Viskositas	(x)	x * μ
----------	------------	-----	-------

	(cP)		
C3H6O	0.285	0.180	0.051248
H ₂ O	0.815	0.783	0.637903
Total		0.962	0.689151

Viskositas campuran = 0.6892 cP

Rate bahan baku (m) = 0.2679 kg/jam = 0.5907 lb/jam
 ρ bahan baku = 1021.5451 kg/m³ = 63.775 lb/ft³
 μ bahan baku = 0.6892 cP = 0.0005 lb/ft.s
 Rate volumetrik (Qf) = 0.0003 m³/jam = 0.0000 ft³/s

Dari pers. 15 hal 496 Peters dengan mengasumsikan aliran turbulen (Nre > 2100)

$$D_i = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Maka,

$$D_i = 3,9 \times 0,000^{0,45} \times 63,775^{0,13} = 0,0204 \text{ in}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis (1997) hal. 996 dipilih spesifikasi:

NPS = 1/2 in
 Inside Diameter (ID) = 0.622 in = 0.0518 ft
 Outside Diameter (OD) = 0.840 in = 0.0700 ft
 Schedule Number = 40
 Luas penampang dalam (A) = 0.0021 ft²
 Uji bilangan Reynold: v = Q/A = 0.0012 ft/s
 Nre = (ρ . V . D)/μ = 8.701

- Nozzle pemasukan katalis (B)

Tabel C.34 Densitas Campuran Pemasukan Nozzle B

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Densitas (lb/ft ³)	(x)	x / ρ
H ₂ SO ₄	1921.355	119.946	0.001	0.0000
H ₂ O	1044.848	65.228	0.783	0.0007
Total			0.783	0.0007

$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{0.0007} = 1334.3811 \text{ kg/m}^3$$

Tabel C.35 Viskositas Campuran Pemasukan Nozzle B

Komponen	Viskositas (cP)	(x)	x * μ
H ₂ SO ₄	19.618	0.001	0.0126
H ₂ O	0.815	0.783	0.6379
Total		0.783	0.6505

Viskositas campuran = 0.6505 cP

$$\begin{aligned}
\text{Rate bahan baku (m)} &= 334.5792 \text{ kg/jam} = 737.6200 \text{ lb/jam} \\
\rho \text{ bahan baku} &= 1334.3811 \text{ kg/m}^3 = 83.3054 \text{ lb/ft}^3 \\
\mu \text{ bahan baku} &= 0.6505 \text{ cP} = 0.0004 \text{ lb/ft.s} \\
\text{Rate volumetrik (Qf)} &= 0.2507 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.0025 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Dari pers. 15 hal 496 Peters dengan mengasumsikan aliran laminar ($N_{re} > 2100$)

$$D_i = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
D_i &= 3.9 \times 0.0025^{0.45} \times 0.0004^{0.13} \\
&= 0.1290 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis (1997) hal. 892 dipilih spesifikasi :

$$\begin{aligned}
\text{NPS} &= 1/4 \text{ in} \\
\text{Inside Diameter (ID)} &= 0.364 \text{ in} = 0.0303 \text{ ft} \\
\text{Outside Diameter (OD)} &= 0.540 \text{ in} = 0.0450 \text{ ft} \\
\text{Schedule Number} &= 40 \\
\text{Luas penampang dalam (A)} &= 0.0007 \text{ ft}^2 \\
\text{Uji bilangan Reynold: } v &= Q/A = 3.416 \text{ ft/s} \\
N_{re} &= (\rho \cdot V \cdot D)/\mu = 19739.420 \text{ (asumsi benar)}
\end{aligned}$$

b. *Nozzle* Pengeluaran Produk

- *Nozzle* pengeluaran oksigen (C)

$$\begin{aligned}
\text{Rate bahan baku (m)} &= 0.2679 \text{ kg/jam} = 0.5907 \text{ lb/jam} \\
\rho \text{ bahan baku} &= 1921.3550 \text{ kg/m}^3 = 119.9502 \text{ lb/ft}^3 \\
\mu \text{ bahan baku} &= 0.0220 \text{ cP} = 0.00001 \text{ lb/ft.s} \\
\text{Rate volumetrik (Qf)} &= 0.0001 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.0000 \text{ ft}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

Dari pers. 15 hal 496 Peters dengan mengasumsikan aliran turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$D_i = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
D_i &= 3.9 \times 0.0001^{0.45} \times 119.950^{0.13} \\
&= 0.0167 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis (1997) hal. 892 dipilih spesifikasi:

$$\begin{aligned}
\text{NPS} &= 1 \ 1/4 \text{ in} \\
\text{Inside Diameter (ID)} &= 1.380 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft} \\
\text{Outside Diameter (OD)} &= 1.660 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft} \\
\text{Schedule Number} &= 40 \\
\text{Luas penampang dalam (A)} &= 0.0104 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Uji bilangan Reynold: } v &= Q/A = 0.000 \text{ ft/s} \\
N_{re} &= (\rho \cdot V \cdot D)/\mu = 122.69 \text{ (asumsi salah)}
\end{aligned}$$

- *Nozzle* pengeluaran produk asam perasetat, air, katalis dan sisa reaktan (D)

Tabel C.38 Densitas Campuran Keluaran *Nozzle* D

Komponen	Densitas (kg/m ³)	Densitas (lb/ft ³)	(x)	x / ρ
----------	----------------------------------	-----------------------------------	-----	-------

C3H6O	782.275	48.836	0.000	0.0000
CH3OH	770.255	48.085	0.000	0.0000
H ₂ O	1044.848	65.228	0.020	0.0000
C3H8O2	1113.214	69.496	0.000	0.0000
C6H14O3	1029.987	64.300	0.000	0.0000
H ₂ SO ₄	1921.355	119.946	0.980	0.0005
Total			1.000	0.0005

$$\text{Densitas campuran} = \frac{1}{0.0005} = 1889.6510 \text{ kg/m}^3$$

Tabel C.39 Viskositas Campuran Keluaran *Nozzle D*

Komponen	Viskositas (cP)	(x)	x * μ
C3H6O	0.285	0.000	0.0000
CH3OH	0.965	0.000	0.0000
H ₂ O	0.815	0.020	0.0163
C3H8O2	35.831	0.000	0.0000
C6H14O3	49.042	0.000	0.0000
H ₂ SO ₄	19.618	0.980	19.2256
Total		1.000	19.2419

$$\text{Viskositas campuran} = 19.2419 \text{ cP}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate bahan baku (m)} &= 0.2679 \text{ kg/jam} = 0.591 \text{ lb/jam} \\ \rho \text{ bahan baku} &= 1889.6510 \text{ kg/m}^3 = 117.9709 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu \text{ bahan baku} &= 19.2419 \text{ cP} = 0.0129 \text{ lb/ft.s} \\ \text{Rate volumetrik (Qf)} &= 0.0001 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.0000 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Dari pers. 15 hal 496 Peters dengan mengasumsikan aliran turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$D_i = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Maka,

$$\begin{aligned} D_i &= 3,9 \times 0.0000^{0,45} \times 117.971^{0,13} \\ &= 0.0168 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis (1997) hal. 892 dipilih spesifikasi:

$$\begin{aligned} \text{NPS} &= 1 \frac{1}{4} \text{ in} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 1.380 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft} \\ \text{Outside Diameter (OD)} &= 1.660 \text{ in} = 0.1383 \text{ ft} \\ \text{Schedule Number} &= 40 \\ \text{Luas penampang dalam (A)} &= 0.0104 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Uji bilangan Reynold:} \quad v &= Q/A = 0.0001 \text{ ft/s} \\ N_{re} &= (\rho \cdot V \cdot D)/\mu = 0.140 \text{ (asumsi salah)} \end{aligned}$$

c. Nozzle untuk brine water (E,F)

$$\text{Rate air pendingin (m)} = 490.268 \text{ kg/jam} = 1080.854 \text{ lb/jam}$$

ρ pendingin (10°C)	=	1189.679	kg/m ³	=	74.272	lb/ft ³
μ pendingin (10°C)	=	2.800	cP	=	0.0019	lb/ft.s
Rate volumetrik (Qf)	=	0.4121	m ³ /jam	=	0.0040	ft ³ /s

Dari pers. 15 hal 496 Peters dengan mengasumsikan aliran turbulen ($N_{re} > 2100$)

$$D_i = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Maka,

$$D_i = 3,9 \times 0,0040^{0,45} \times 74,272^{0,13}$$

$$= 0,5718 \text{ in}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis (1997) hal. 892 dipilih spesifikasi:

NPS	=	1/2	in
Inside Diameter (ID)	=	0.622	in = 0.0518 ft
Outside Diameter (OD)	=	0.840	in = 0.0700 ft
Schedule Number	=	40	
Luas penampang dalam (A)	=	0.0021	ft ²

Uji bilangan Reynold:	v	=	Q/A	=	1.916	ft/s
	N_{re}	=	$(\rho \cdot V \cdot D)/\mu$	=	3918.5033	(asumsi benar)

d. Nozzle untuk hand hole (G)

Dari Fig. 12.3 hal. 222 brownell, maka *handhole* direncanakan dengan diameter 6 in standar 150 lb *forged slip on-flange* (168).

Ukuran Nominal (NPS)	=	6	in
Diameter luar <i>flange</i> (A)	=	11	in
Ketebalan <i>flange</i> (T)	=	1	in
Diameter luar pembesaran permukaan (R)	=	8 1/2	in
Diameter pusat dari dasar (E)	=	7 9/16	in
Panjang (L)	=	1 9/16	in
Diameter of Bore (B)	=	6.72	in
Jumlah <i>hole</i>	=	8	buah
Diameter lubang	=	7/8	in
Diameter baut	=	3/4	in
Bolt circle	=	9 1/2	in

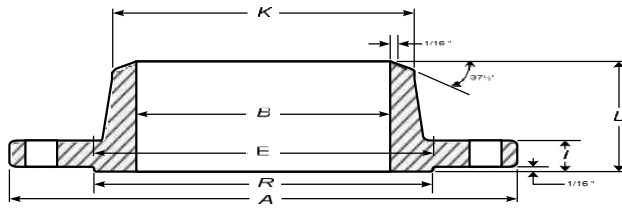
Tutup *Handhole*

Dari Fig. 12.6, hal : 222 brownell dipilih standar 150 lb *blind flange* (168)

Ukuran Nominal Pipa (NPS)	=	6	in
Diameter luar <i>flange</i> (A)	=	11	in
Tebal <i>flange</i> minimum (T)	=	1	in
Diameter luar pembesaran permukaan (R)	=	8 1/2	in
Diameter lubang baut	=	7/8	in
Jumlah <i>hole</i>	=	8	buah
Diameter lubang	=	7/8	in
Diameter baut	=	3/4	in
Bolt circle	=	9 1/2	in

7. Perancangan *Flange* Lubang (*Nozzle*)

Keseluruhan leher *nozzle* disambung dengan *flange* tipe *welding neck flanges* standar 150-lb *steel* berdasarkan ASA B16E-1939



Keterangan:

- A = diameter luar, in
- T = tebal minimum, in
- R = diameter luar permukaan yang muncul, in
- E = diameter poros pada dasar, in
- K = diameter poros pada titik pengelasan, in
- B = diameter dalam untuk dinding pipa, in
- NPS = *Nominal Pipe Size*, in

No.	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0.840	1 7/8	0.620
B	1/4	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0.840	1 7/8	0.620
C	1	3 7/8	1/2	1 11/16	1 1/2	1.050	2 1/16	0.820
D	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	1.660	2 1/4	1.380
E	1 1/4	4 5/8	7/16	2 1/2	2 5/16	1.660	2 1/4	1.380
F, G	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0.840	1 7/8	0.620
H	6	13.5	1.125	10.625	9.6875	8.630	4	7.980

Dari Brownell hal. 221 didapat nilai standar *flange* jenis pipa pemasukan dan pengeluaran

- A. *Nozzle* pemasukan bahan dari *mixer*
- B. *Nozzle* pemasukan katalis
- C. *Nozzle* pengeluaran oksigen
- D. *Nozzle* pengeluaran produk propilen glikol, air dan katalis
- E, F. *Nozzle* pemasukan *brine water*
- G. *Nozzle handhole*

8. Merancang Sambungan Tutup (*Head*) dengan Dinding Reaktor

Bagian tutup reaktor dan bagian *shell* reaktor dihubungkan secara *flange* dan *bolting* untuk mempermudah perbaikan dan perawatan reaktor.

a. *Gasket*

Dari Fig. 12.11 Brownell, hal : 228 diperoleh:

Bahan konstruksi = *asbestos with binder*

Gasket factor (m) = 2

Min design seating stress = 1600 psi

Perhitungan Tebal *Gasket*

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p.m}{y - p(m + 1)}} \quad (\text{Brownell, hal : 226})$$

dimana:

$$\begin{aligned} d_o &= \text{diameter luar gasket} \\ d_i &= \text{diameter dalam gasket} = 96 \text{ in} \\ y &= \text{yield stress} = 1600 \text{ psi} \\ p &= \text{internal pressure} = 53.670 \text{ psi} \\ m &= \text{gasket factor} = 2 \end{aligned}$$

maka:

$$\frac{d_o}{96} = \left(\frac{1492.661}{1438.991} \right)^{0.5}$$

$$\frac{d_o}{96} = 1.0185$$

$$d_o = 97.774 \text{ in}$$

$$d_o = 2.4835 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\ &= \frac{97.774 \text{ in} - 96 \text{ in}}{2} \\ &= 0.8869 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diambil gasket (n)} &= 3/8 \text{ in} = 0.3750 \text{ in} \\ \text{Diameter rata-rata gasket} &= d_i + n \\ &= 96 \text{ in} + 0.3750 \text{ in} \\ &= 96.3750 \text{ in} \\ &= 2.4479 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Bolting

Dari App. D Item 4 Brownell, hal 344 diperoleh:

Bahan Konstruksi = *Stainless Steel* SA-193 Grade B8c Tipe 347

Tensile strength minimum = 75000 psi

Allowable stress (f) = 15000

Perhitungan Beban Baut

Beban baut supaya tidak bocor (Hy)

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y \quad (\text{Brownell, hal. 240})$$

Lebar *setting gasket* bawah:

$$b_o = \frac{n}{2} \quad (\text{Brownell, hal. 229})$$

$$= \frac{0.3750 \text{ in}}{2}$$

$$= 0.1875 \text{ in}$$

$$b = b_o \text{ jika } b_o \leq 0.25$$

$$\text{jadi, } b = 0.1875 \text{ in}$$

sehingga:

$$H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

$$= 3.14 \times 0.1875 \times 96.38 \times 1600 \text{ psi}$$

$$= 90867.8571 \text{ lb}$$

Beban *gasket* agar tidak bocor (Hp)

$$H_p = 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p \quad (\text{Brownell, hal. 240})$$

$$= 2 \times 3.14 \times 0.1875 \times 96.375 \times 2.00 \times 53.670$$

$$= 12181.012 \text{ lb}$$

Beban karena tekanan dalam (H)

$$H = \pi/4 \cdot G^2 \cdot p \quad (\text{Brownell, hal. 240})$$

$$= 0.785 \times 96.375^2 \times 53.670$$

$$= 391315.0095 \text{ lb}$$

Total Berat beban pada kondisi operasi (W_{m1})

$$(W_{m1}) = H + H_p \quad (\text{Brownell, hal. 240})$$

$$= 391315.0095 \text{ lb} + 12181.01 \text{ lb}$$

$$= 403496.0215 \text{ lb}$$

Karena $W_{m2} < W_{m1}$, maka yang mengontrol adalah W_{m1}

Perhitungan Luas Minimum *Bolting Area*

$$A_{m1} = \frac{W_{m1}}{f_a} \quad (\text{Brownell, hal. 240})$$

$$= \frac{403496.0215 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 26.900 \text{ in}^2$$

$$= 0.187 \text{ ft}^2$$

Perhitungan *Bolting Optimum*

Dari Brownell Tabel 10.4, hal : 188 diperoleh:

$$\text{Ukuran Baut} = 1 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\text{Root Area} = 0.693 \text{ in}^2$$

$$\text{Jumlah bolting optimum} = \frac{A_{m1}}{\text{Root Area}}$$

$$= \frac{26.900 \text{ in}^2}{0.693 \text{ in}^2}$$

$$= 38.8164$$

$$= 16 \text{ Buah}$$

Dari Brownell Tabel 10.4, hal : 188 diperoleh:

$$\text{Bolt spacing distance preference (B}_s) = 2.25 \text{ in}$$

$$\text{Minimum radial distance (R)} = 1.50 \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 1.13 \text{ in}$$

$$\text{Bolting circle diameter (C)} = D_i \text{ shell} + 2(1.415 \cdot go + R)$$

Dimana:

$$D_i \text{ shell} = 95.375 \text{ in}$$

$$go = ts = 0.3750 \text{ in}$$

Maka, *Bolting circle diameter (C)*:

$$\begin{aligned}
 C &= 95.375 + 2 (1.142 \times 0.3750 + 1.50) \\
 &= 99.231 \text{ in} \\
 &= 8.2693 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Diameter luar *flange*

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= C + 2 E \\
 &= 99.231 \text{ in} + 2 \times 1.13 \text{ in} \\
 &= 101.481 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Check lebar *gasket* :

$$\begin{aligned}
 A_b \text{ actual} &= \text{Jumlah bolt} \times \text{root area} \\
 &= 16 \times 0.693 \text{ in}^2 \\
 &= 11.088 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Lebar *Gasket* Minimum

$$\begin{aligned}
 L &= A_b \text{ actual} \times \frac{f}{2 \cdot \pi \cdot y \cdot g} \\
 &= 11.088 \times \frac{15000}{2 \times 3.14 \times 1600 \times 96.38} \\
 &= 11.0880 \times 0.0155 \\
 &= 0.1718 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Karena $L < 0.3750 \text{ in}$, jadi perhitungan *bolting optimum* memenuhi.

Perhitungan Moment

$$\begin{aligned}
 W &= \left(\frac{A_m + A_b}{2} \right) f_a \quad (\text{Brownell, hal. 242}) \\
 &= \left(\frac{26.8997 + 11.0880}{2} \right) 15000 \\
 &= 284908 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{C - G}{2} \quad (\text{Brownell, hal. 242}) \\
 &= \frac{101.481 - 96.3750}{2} \\
 &= 2.5531 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Moment Flange (M_a)

$$\begin{aligned}
 (M_a) &= W \times h_G \quad (\text{Brownell, hal. 243}) \\
 &= 284908.0108 \text{ lb} \times 2.5531 \text{ in} \\
 &= 727387.9582 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Dalam kondisi operasi:

$$\begin{aligned}
 W &= W_{ml} \quad (\text{Brownell, hal : 242}) \\
 &= 403496.022 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Hydrostatic and Force pada daerah dalam *flange* (H_D)

$$(H_D) = 0.785 \times B^2 \times p \quad (\text{Brownell, hal. 243})$$

dimana:

$$\begin{aligned} B &= \text{OD shell Reactor} = 96 \text{ in} \\ p &= \text{tekanan operasi} = 53.6696 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

maka:

$$\begin{aligned} (H_D) &= 0.785 \times 96^2 \times 53.670 \\ &= 388275.681 \text{ lb} \end{aligned}$$

Jarak radial *bolt circle* pada aksi (h_D)

$$\begin{aligned} (h_D) &= \frac{C - B}{2} \quad (\text{Brownell, hal. 243}) \\ &= \frac{101.481 - 96}{2} \\ &= 2.741 \text{ in} \end{aligned}$$

Moment, M_D

$$\begin{aligned} M_D &= (H_D) \times (h_D) \quad (\text{Brownell, hal. 243}) \\ &= 388275.6812 \times 2.7406 \\ &= 1064093.7715 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_G &= W - H \quad (\text{Brownell, hal : 242}) \\ &= W_{m1} - H \\ &= 403496.0215 - 391315.0095 \\ &= 12181.0120 \text{ lb} \end{aligned}$$

Moment M_G

$$\begin{aligned} M_G &= H_G \times h_G \quad (\text{Brownell, hal. 242}) \\ &= 12181.0120 \text{ lb} \times 2.5531 \text{ in} \\ &= 31098.8849 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_T &= H - H_D \quad (\text{Brownell, hal. 242}) \\ &= 391315.0095 - 388275.6812 \\ &= 3039.3284 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_T &= \frac{h_D - h_G}{2} \quad (\text{Brownell, hal. 242}) \\ &= \frac{2.7406 - 2.5531}{2} \\ &= 0.0938 \text{ in} \end{aligned}$$

Moment M_T

$$\begin{aligned} M_T &= H_T \times h_T \quad (\text{Brownell, hal. 242}) \\ &= 3039.328 \times 0.0938 \\ &= 284.937 \text{ lb.in} \end{aligned}$$

Moment Total pada keadaan operasi

$$\begin{aligned}
M_o &= M_D + M_G + M_T \\
&= 1064093.7715 + 31098.8849 + 284.9370 \\
&= 1095477.5934 \text{ lb.in} \\
\text{Karena } M_a &< M_o \text{ maka } m_{\max} = M_o = 1095477.5934 \text{ lb.in}
\end{aligned}$$

c. Flange

Dari Brownell, App. D Item 4, hal 342 diperoleh:

Bahan Konstruksi = *Stainless Steel SA-167 G-11 Type 316*

Tensile strength minimum = 75000 psi

Allowable stress (f) = 18750 psi

Type Flange = *Ring Flange loose type*

Perhitungan Tebal *Flange*

$$f_T = \frac{Y \times M_o}{t^2 \times B} \quad (\text{Brownell, hal. 239})$$

sehingga didapatkan rumus:

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}}$$

dan $k = A/B$

Dimana:

A = diameter luar *flange* = 101.481 in = 8.4568 ft

B = diameter dalam *flange* = 96.38 in = 8.0313 ft

f = *allowable stress* bahan = 18750 psi

maka:

$$k = \frac{A}{B} = \frac{101.4811 \text{ in}}{96.38 \text{ in}} = 1.0530$$

dari Fig. 12.22 Brownell, hal : 238 diperoleh:

Y = 40

M = 1095477.5934 lb.in

sehingga tebal *flange* :

$$\begin{aligned}
t &= \left(\frac{40 \times 1095477.593}{18750 \times 96.4} \right)^{0.5} \\
&= 4.9244 \text{ in} \\
&= 0.4104 \text{ ft}
\end{aligned}$$

9. Desain Penyangga dan Pondasi Reaktor

a. Perhitungan Beban Penyangga

- Berat bagian *shell*

$$W_{shell} = \frac{\pi}{4} (ODt^2 - IDt^2) \times H \times \rho$$

dimana: IDt = diameter dalam *shell* = 2.423 m = 95.375 in

ODt = diameter luar *shell* = 2.438 m = 96.000 in

$$\begin{aligned}
H_s &= \text{tinggi shell reaktor} &= & 3.634 \text{ m} = 143.062 \text{ in} \\
\rho &= \text{densitas steel} &= & 0.283 \text{ lb/in}^3 \\
W_{shell} &= \pi/4 \times (96^2 - 95.375^2) \times 143.062 \times 0.283 \\
W_{shell} &= 3804.8673 \text{ lb}
\end{aligned}$$

- Berat tutup reaktor

$$W_{tutup} = 0,084672 (OD_H^3 - ID_H^3) \times \rho$$

dimana:

$$\begin{aligned}
ID_H &= \text{diameter dalam shell} &= & 2.423 \text{ m} = 95.375 \text{ in} \\
OD_H &= \text{diameter luar shell} &= & 2.438 \text{ m} = 96.000 \text{ in} \\
\rho &= \text{densitas steel} &= & 0.283 \text{ lb/in}^3
\end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
W_{tutup} &= 0.084672 \times (96^3 - 95.375^3) \times 0.283 \\
W_{tutup} &= 411.3740 \text{ lb}
\end{aligned}$$

- Berat Jacket Pendingin

$$W_{jacket} = \frac{\pi}{4} \times \text{Luas jacket} \times t_j \times \pi$$

dimana:

$$\begin{aligned}
\text{Luas jacket} &= 218.6747 \text{ ft}^2 \\
t_j &= 0.2500 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
W_{jacket} &= \frac{3.14}{4} \times 218.6747 \times 0.25 \times 0.2830 \\
W_{jacket} &= 12.1449 \text{ lb}
\end{aligned}$$

- Berat bahan dalam reaktor

$$W_{bahan} = V \times \rho_L$$

dimana:

$$\begin{aligned}
V &= \text{volume bahan dalam reaktor} &= & 1.5966 \text{ ft}^3 \\
\rho_L &= \text{densitas larutan} &= & 61.1976 \text{ lb/ft}^3
\end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned}
W_{bahan} &= 1.5966 \times 61.1976 \\
&= 97.7050 \text{ lb}
\end{aligned}$$

- Berat pendingin

$$W_{pendingin} = 1080.8537 \text{ lb}$$

- Berat pengaduk dan poros pengaduk

$$\begin{aligned}
W_{pengaduk} &= 95.0969 \text{ lb} \\
W_T &= W_{shell} + (2 \times W_{tutup}) + W_{jacket} + W_{bahan} + W_{pendingin} + W_{pengaduk} \\
&= 3804.87 + 822.75 + 12.1 + 97.7 + 1080.9 + 95.097 \\
&= 5913.4159 \text{ lb}
\end{aligned}$$

Untuk berat perlengkapan yang lain seperti baut, *flange*, *nozzle* dan lain-lain serta faktor keselamatan, maka berat reaktor untuk perhitungan sistem penyangga

ditambah 25%. Sehingga,

$$\begin{aligned} W_R &= 1.25 \times W_T \\ &= 1.25 \times 5913.4159 \\ &= 7391.7699 \text{ lb} \end{aligned}$$

b. Perhitungan *leg support* (kaki penyangga)

Direncanakan penyangga yang digunakan : jenis I *beam*

Beban yang diterima penyangga:

$$P = \frac{4.P_w (H - L)}{n.D_{bc}} + \frac{W}{n} \quad (\text{Pers. 10.76 Brownell, hal. 197})$$

Karena direncanakan reaktor diletakkan dalam gedung, dengan penyangga tidak terlalu tinggi, maka beban karena angin diabaikan atau:

$$P_w = 0$$

sehingga:

$$P = W/n$$

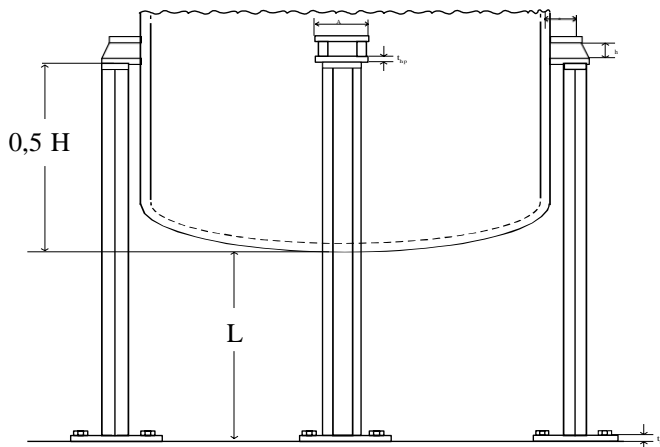
Dimana:

$$W = \text{beban reaktor} = 7391.7699 \text{ lb}$$

$$n = \text{jumlah penyangga} = 4 \text{ buah}$$

maka,

$$P = \frac{7391.7699 \text{ lb}}{4} = 1847.942 \text{ lb}$$



- Total panjang *leg* (kaki); H:

H = tinggi reaktor sampai pondasi + 1/2 tinggi reaktor

$$H = L + 0,5 H_R$$

$$\text{Tinggi reaktor } H_R = 15.1673 \text{ ft} = 182.008 \text{ in}$$

$$\text{Ditetapkan: } L = 1.5 \text{ m} = 4.9212 \text{ ft} = 59.0544 \text{ in}$$

Maka:

$$H = 4.9212 + 0.5 \times 15.1673$$

$$= 12.5049 \text{ ft}$$

$$= 3.8115 \text{ m}$$

$$= 150.0583 \text{ in}$$

Dipilih I *beam* dengan spesifikasi: (Appendix G item-2 Brownell hal. 355)

$$\begin{aligned}
\text{Ukuran} &= 3 \text{ in} \\
\text{Berat} &= 7.5 \text{ lb/ft} \\
\text{Luas penampang (A)} &= 2.17 \text{ in}^2 \\
h &= 3 \text{ in} \\
b &= 2.509 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dicoba dipasang dengan *axis* 1-1 dengan:

$$\begin{aligned}
I &= 2.9 \text{ in}^4 \\
r &= 1.15 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tekanan yang diterima I *beam* :

$$I/r = \frac{2.9}{1.15} = 2.522 \text{ in}^3$$

Untuk I/r diantara 0 - 60 nilai maksimum P/A = 15000 (Brownell, hal. 67)

Sehingga,

$$\begin{aligned}
A_{\text{hitung}} &= \frac{P}{15000} \\
&= \frac{1847.942}{15000} \\
&= 0.123 \text{ in}^2 \\
A_{\text{beam}} &= 2.170 \text{ in}
\end{aligned}$$

Ternyata $A_{\text{hitung}} < A_{\text{beam}}$, maka ukuran I *beam* bisa digunakan.

c. Perancangan Baut

Bahan konstruksi SA-193 B6 tipe 416 (*Appendix D* Brownell, hal 344) dengan nilai tegangan maksimum yang diijinkan (f_s) = 20000 lb/in²

- Menentukan diameter baut

$$W = \frac{P}{n}$$

dengan n = jumlah baut = 4
maka,

$$W = \frac{1847.9425}{4} = 461.986 \text{ lb}$$

$$f_s = \frac{W}{A_b} \quad \text{dimana: } A_b = \text{luas penampang baut}$$

$$\begin{aligned}
A_b &= \frac{W f_s}{20000} \\
&= \frac{461.986}{20000} = 0.0231 \text{ in}^2
\end{aligned}$$

$$d_b = \left(\frac{4 A_b}{\pi} \right)^{1/2} = \frac{4 \times 0.0231^{0.5}}{3.14} = 0.1715 \text{ in}$$

Dari Tabel 10.4 Brownell hal. 188 dipilih baut dengan spesifikasi:

$$\text{Diameter baut (d}_b) = 1/2 = 0.5 \text{ in}$$

$$\text{Luas permukaan (A}_b) = 0.126 \text{ in}^2$$

$$\text{Bolt spacing (B)} = 1 \ 1/4 \text{ in}$$

$$\text{Radial distance (R)} = 13/16 \text{ in}$$

$$\text{Edge distance (E)} = 5/8 \text{ in}$$

$$\text{Nut dimension} = 7/8 \text{ in}$$

Maka,

$$\begin{aligned} P_{\text{hitung}} &= f_s \cdot A_b \\ &= 20000 \text{ lb/in}^2 \times 0.1260 \text{ in}^2 \\ &= 2520.0000 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$P_{\text{aktual}} = 461.9856 \text{ lb}$$

$P_{\text{hitung}} > P_{\text{aktual}}$, maka ukuran baut dapat digunakan.

d. Perencanaan *Lug* dan *Gusset*

Digunakan 2 buah *plate* horizontal (untuk *lug*) dan 2 buah *plate* vertika (untuk *gusset*).

- Lebar *plate* horizontal (a)

$$\begin{aligned} a &= 2 \cdot d_b + 3 \text{ in} \\ &= 2 \times 1/2 + 3 = 4.0000 \text{ in} \end{aligned}$$

- Jarak *gusset* :

$$\begin{aligned} b &= 2 \cdot d_b + 2,509 \text{ in} \\ &= 2 \times 1/2 + 2.5090 = 3.5090 \text{ in} \end{aligned}$$

Perancangan tebal *plate* horizontal

Bahan konstruksi *plate* adalah *steel* dengan *poison ratio*, $\mu = 0.3$

$$\begin{aligned} l &= a + 1/2 b \\ &= 4.000 + 1/2 \times 3.5090 = 5.7545 \text{ in} \\ b/l &= \frac{3.5090}{5.7545} = 0.6098 \end{aligned}$$

Untuk $b/l = 0.610 \approx 1$

dari Tabel 10.6 Brownell diperoleh nilai: $\gamma_1 = 0.5650$

Beban kompresi terhadap *plate* horizontal dihitung dengan menggunakan persamaan 10.40 Brownell:

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \times (1 + \mu) \ln \frac{2 \times l}{\pi e} + (1 - \gamma_1)$$

Dimana:

M_y = maksimum *bending momen* sepanjang *axis radial* ; lb

P = beban yang diterima baut = 1847.9425

m = *poison ratio* = 0.3

e = (*nut dimension* /2) = $\frac{7/8}{2} = 0.4375 \text{ in}$

l = lebar *plate* horizontal = 5.7545 in

maka:

$$\begin{aligned} M_y &= \frac{1847.942}{4 \times \pi} (1 + 0.3) \ln \left(\frac{2 \times 5.755}{\pi \times 0.438} \right) + (1 - 0.57) \\ &= 469.9559 \text{ lb} \end{aligned}$$

Maka tebal *plate* horizontal; t_{hp} :

$$\begin{aligned} t_{hp} &= \left| \frac{6 \cdot M}{f_{\text{max}}} \right| \quad (\text{Brownell hal. 192}) \\ &= \frac{6 \times 469.956}{0.50} = 0.3755 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\frac{20000}{\text{Digunakan tebal } plate \text{ horizontal}} = 0.75 \text{ in} = 1.905 \text{ cm}$$

Tebal *plate vertikal*

$$\begin{aligned} t_g &= 0.375 \times t_{hp} \\ &= 0.375 \times 0.75 \text{ in} \\ &= 0.2813 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Digunakan tebal } plate \text{ vertikal} = 0.3125 \text{ in} = 0.79 \text{ cm}$$

e. Perancangan *Base Plate*

Dibuat *base plate* dengan toleransi panjang adalah 5% dan toleransi lebar 20% (Hesse, hal : 163). Dipilih *base plate* bentuk persegi panjang.

Beban tiap *plate* = beban tiap *leg* (kaki) + berat *leg* (kaki)

$$\text{Diketahui beban } leg \text{ (beban yang diterima I } beam \text{)} = 1847.9425 \text{ lb}$$

Berat *leg* (kaki) = berat I *beam* x panjang *leg* (H)

$$\begin{aligned} &= 7.5 \times 12.5049 \\ &= 93.7864 \text{ lb} \end{aligned}$$

Beban tiap *plate*, P = beban I *beam* + berat *leg* (kaki)

$$\begin{aligned} &= 1847.9425 + 93.7864 \\ &= 1941.7289 \text{ lb} \end{aligned}$$

Luasan *base plate* (A_{bp})

$$\begin{aligned} A_{bp} &= (2n + 0,8b)(2m + 0,95h) \\ &= \frac{P}{f \text{ base plate}} \end{aligned}$$

Nilai f *base plate* sama dengan *bearing capacity fondaty base plate*, dipilih pondasi beton dengan nilai *bearing capacity* = 600 psi

Bahan konstruksi *base plate* adalah SA-201 *grade A* dengan tegangan yang diijinkan sebesar 13750 psi, maka:

$$A_{bp} = \frac{1941.7289}{60} = 3.2362 \text{ in}^2$$

Untuk perhitungan awal diasumsikan $m = n$

$$\begin{aligned} A_{bp} &= (2n + 0,8b)(2m + 0,95h) \\ 3.2362 &= [2m + (0,8 \times 2,51)] \cdot [2m + (0,95 \times 3)] \\ 3.2362 &= [2m + 2,0072] \cdot [2m + 2,8500] \\ 3.2362 &= 4m^2 + 9,7144 m + 5,7205 \\ 0 &= 4m^2 + 9,7144 m + 2,484 \\ m &= (0,2905) \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar base plate} &= 2n + 0,8b \\ &= 2 \times (0,2905) + 0,8 \times 2,5090 \\ &= 1,4262 \approx 3 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate} &= 2m + 0,95h \\ &= 2 \times (0,2905) + 0,95 \times 3 \\ &= 2,2690 \approx 4,0 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A \text{ baru} &= \text{panjang} \times \text{lebar} \\ &= 4 \times 3 \\ &= 12 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih ukuran base plate} = 4,0 \times 3,0 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar base plate} &= 2n + 0,8b \\ 3 &= 2n + 0,8 \times 2,5090 \\ n &= 0,4964 \text{ in} = 0,0126 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang base plate} &= 2m + 0,95h \\ 4 &= 2m + 0,95 \times 3,00 \\ m &= 0,5750 \text{ in} = 0,0146 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal base plate} &= (0,00015 \cdot P \cdot n^2)^{0,5} \\ \text{dimana: } P &= \frac{\text{beban base plate}}{A \text{ base plate}} \\ P &= \frac{1941.7289}{12} = 161.8107 \text{ psi} \leq 600 \text{ psi memenuhi} \end{aligned}$$

Karena $m > n$, maka m yang mengontrol pada pemilihan tebal *base plate*.

$$\text{Tebal base plate} = (0,00015 \cdot P \cdot m^2)^{0,5} \quad (\text{Pers.7-12, Hess : 163})$$

$$\begin{aligned} t_{bp} &= 0,00015 \times 161.8107 \times 0,5750^{2 \cdot 0,7} \\ &= 0,0896 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Digunakan tebal base plate standar} &= 1/4 \text{ in} = 0,0064 \text{ m} \\ (\text{Hesse, hal. 163}) \end{aligned}$$

Tekanan pada baut *base plate* : (n = jumlah baut = 4 buah)

$$P = \frac{W \text{ base plate}}{n}$$

$$= \frac{1941.7289}{4} = 485.4322 \text{ lb}$$

Luasan baut pada *base plate* :

$$A_b = \frac{P \cdot f}{s} = \frac{485.4322}{20000} = 0.0243 \text{ in}^2$$

Diameter baut:

$$d_b = \left(\frac{4 \cdot A_b}{\pi} \right)^{0.5} = \frac{\left(\frac{4 \cdot 0.0243}{\pi} \right)^{0.5}}{3.14} = 0.1758 \text{ in}$$

Dipilih baut dengan ukuran diameter standar = 1/2 in (Tabel 10.4 Brownell)

f. Perancangan *Anchor*

Diambil panjang *anchor* = 8 in

Diameter *anchor* = diameter baut = 0.5000 in

g. Perancangan Pondasi

Berat total reaktor, W = 7391.7699 lb

Densitas beton, ρ = 150 lb/ft³ = 0.0868 lb/in³

(www.engineeringtoolbox.com)

$$\begin{aligned} W_{bp} &= \text{panjang } base \text{ plate} \times \text{lebar } base \text{ plate} \times \text{tebal} \times \rho \text{ beton} \\ &= 4.0 \times 3.0 \times 0.2500 \times 0.0868 \\ &= 0.2604 \text{ lb} \end{aligned}$$

Berat tiap penyangga, Wp

$$\begin{aligned} L &= \text{tinggi kolom} = 150.0583 \text{ in} \\ A &= \text{luas kolom I } beam = 2.1700 \text{ in}^2 \\ F &= \text{faktor koreksi} = 1 \\ \rho &= \text{densitas bahan konstruksi} = 0.0868 \text{ lb/in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_p &= L \cdot A \cdot F \cdot \rho \\ &= 150.0583 \times 2.170 \times 1 \times 0.0868 \\ &= 28.2662 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat total} &= \text{berat total reaktor} + \text{berat } base \text{ plate} + \text{berat penyangga} \\ &= 7391.7699 + 1.0417 + 113.0647 \\ &= 7505.8763 \text{ lb} \end{aligned}$$

Dianggap hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka ditetapkan:

$$\begin{aligned} \text{Luas atas} &= 12 \text{ in} \times 12 \text{ in} \\ \text{Luas bawah} &= 15 \text{ in} \times 15 \text{ in} \\ \text{Tinggi pondasi} &= 12 \text{ in} \\ \rho \text{ beton} &= 150 \text{ lb/ft}^3 = 0.0868 \text{ lb/in}^3 \\ \text{Panjang sisi rata-rata} &= \frac{15 + 15}{2} = 13.50 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Luas permukaan rata-rata} = 13.5 \times 13.5 = 182 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume pondasi} &= \text{luas permukaan rata-rata} \times \text{tinggi pondasi} \\
 &= 182 \times 12 = 2187 \text{ in}^3 \\
 \text{Berat pondasi} &= 2187 \times 0.087 \text{ lb/in}^3 \\
 &= 190 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah:

Digunakan *cemented sand and graver* (Tabel 12-2 Hesse, hal. 327)

$$\text{Safe bearing minimum} = 5 \text{ ton/ft}^2$$

$$\text{Safe bearing maximum} = 10 \text{ ton/ft}^2$$

Kemampuan tekanan tanah sebesar:

$$\begin{aligned}
 P &= 10 \text{ ton/ft}^2 \\
 &= 20000 \text{ lb/ft}^2 \\
 &= 138.889 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Tekanan pada tanah:

$$P = \frac{W}{A}$$

dimana:

$$W = \text{berat total} + \text{berat 4 pondasi}$$

$$A = \text{luas bawah pondasi} = 15 \times 15 = 225 \text{ in}^2$$

sehingga:

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{7505.8763 + 4 \times 190}{225} \\
 &= 36.7345 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Pengecekan Ukuran Pondasi

Dari Hesse, persamaan 12-3 hal. 334, *allowable compressive strenght* adalah

2250 psi. Maka:

$$d = \left(\frac{a}{57} \right) P^{0.5}$$

dimana:

d = bagian vertikal dari pondasi, in

a = bagian horizontal

P = tekanan pada tanah, lb/ft²

$$\begin{aligned}
 \text{Slope } (a/d) : a/d &= \frac{57}{(P)^{0.5}} \\
 &= \frac{57}{36.734^{0.50}} \\
 &= 9.4046
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kemiringan pondasi} &= \frac{15 - 12}{12} \\
 &= 0.250
 \end{aligned}$$

Kemiringan pondasi <<< *slope* a/d, maka pondasi dengan dimensi tersebut dapat digunakan.

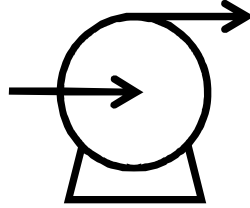
Tabel C.10 Spesifikasi Reaktor

RESUME	
Komponen	Spesifikasi
Fungsi	Mereaksikan propilen oksida air air dengan katalis asam sulfat untuk membentuk propilen glikol.
Tipe	<i>Continuous stirred tank reactor</i> dengan <i>jacket</i> pendingin.
Kondisi operasi:	
Tekanan	1 atm = 14.7 psi
Suhu	56 °C = 329.15 K

Reaktor:	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-304 Grade C Type 347</i>
Diameter dalam	2.4225 m
Diameter luar	2.4384 m
Tinggi total	4.6231 m
Tebal reaktor	0.0079 m
Tutup Atas dan Bawah:	
Jenis	<i>Torispherical Dished Head</i>
Tinggi tutup	0.4946 m
Tebal tutup	0.3750 m
Pengaduk:	
Jenis	<i>Flat six-blade turbine with disk</i>
Diameter pengaduk	0.7268 m
Panjang <i>flat</i> dari <i>disk</i>	0.1817 m
Tinggi <i>baffle</i>	2.4225 m
Jumlah Pengaduk	1 buah
Tinggi <i>flat</i>	0.1454 m
Lebar <i>Baffle</i>	0.2019 m
Power Motor	2.0 hp
Jacket Pendingin:	
Tinggi	3.9092 m
Diameter	2.5019 m
Leg Support :	
Jenis	<i>I-Beam</i>
Ukuran	3 in
Berat	7.5 lb/ft
Luas Penampang	2.17 in ²
Base Plate :	
Bahan konstruksi	<i>SA-201 grade A</i>
Ukuran	4 x 3 in
Tebal <i>base plate</i>	0.0064 m
Pondasi:	
Bahan Konstruksi	<i>Cement Sand and Graver</i>

Ukuran atas	12 in x 12 in = 0.30 m x 0.30 m
Ukuran bawah	15 in x 15 in = 0.38 m x 0.38 m
Tinggi pondasi	12 in = 0.30 m

C.11 Pompa 6 Hasil menuju netralizer (L-311)



- Fungsi = Mengalirkan hasil reaksi dari reaktor
netralizer N-310
- Jumlah = 1 buah
- Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1). Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2). Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 304* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K
Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ
	(kg/jam)				(kg/m ³)
CH3OH	6.2146	0.1942	0.0186	23	0.823
H2O	246.1680	13.6760	0.7352	24	0.787
H2SO4	0.2626	0.0027	0.0008	25	1.027
C3H8O2	60.5839	0.7972	0.1809	26	1.033
C6H14O3	21.6181	0.1613	0.0646	27	1.0818
TOTAL	334.8472	14.8314	1.0000		

3). Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$Q_f = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{334.8472 \text{ Kg/jam}}{1.0000}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{1.0270}{\text{Kg/m}^3} \\
&= 326.0440 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 3.1983 \text{ cuft/s} \\
&= 1435.4734 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

4). Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($NRe > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 4,7 \times Q_f^{0,49} \times \rho^{0,14} \quad (\text{Pers. 46, Peters \& Timmerhaus, hal 365})$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
Di_{opt} &= \text{diameter dalam optimum, in} \\
Q_f &= \text{flowrate, (lb/s)/(kg/s)} \\
\rho &= \text{densitas fluida lb/ft}^3
\end{aligned}$$

maka:

$$\begin{aligned}
Di_{opt} &= 4,7 \times [3.1983 \text{ cuft/s}]^{0,49} \times [0,11 \text{ lb/ft}^3]^{0,14} \\
&= 0,997 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 892 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned}
D_{nom} &= 1.000 \text{ in} = 0.083333 \text{ ft} \\
ID &= 0.957 \text{ in} = 0.0798 \text{ ft} \\
OD &= 1.315 \text{ in} = 0.1096 \text{ ft} \\
A &= 0.0050 \text{ ft}^2 = 4.6359 \text{ in}^2 \\
Sch &= 80
\end{aligned}$$

5). Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q_f = laju alir volumetric, ft^3/s

A = *inside sectional area*, ft^2

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$\begin{aligned}
V &= \frac{3.1983 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0050 \text{ ft}^2} \\
&= 640.9331 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

6). Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{\mu}{\rho \cdot v} = \frac{0.08 \text{ ft} \times 640.9331 \text{ ft/s} \times \text{\#REF! lb/ft}^3}{\text{\#REF! lb/ft.s}}$$

= #REF! (asumsi aliran turbulen benar)

a. Menghitung Panjang Ekivalen (Le)

Asumsi panjang pipa lurus (L) = 10 m = 32.808 ft

ID = 0.0798 ft

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Tipe Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
<i>elbow 90°</i>	3	0.75	2.25	35	1 x 35 x ID=	8.37375
<i>gate valve</i>	1	4.5	4.5	225	1 x 225 x ID=	17.94375
<i>coupling</i>	1.666667	0.04	0.066667	2	249 x 2 x ID=	0.2658333
Total			6.816667			26.583333

Sehingga, $\Sigma L = L + \Sigma Le$
 $= 32.808 + 26.5833 = 59.3913 \text{ ft}$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot ID \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$\Sigma F = \text{Friction loss} \quad (\text{ft.lbf/lbm})$

f = Faktor friksi

v = Kecepatan linier fluida (ft/s)

ΔL = Panjang pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

gc = 32.174 lbm.ft/lbf.s²

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

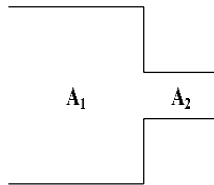
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

Untuk *commercial steel* $\rightarrow \epsilon = 0.000046 \text{ m}$
 $= 0.000150918 \text{ ft}$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0798} = 0.001892$$

b). *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



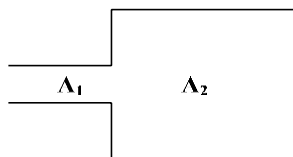
(A₁ >> A₂), karena luas tangki (A₁) sangat besar dibandingkan luas pipa (A₂)

Sehingga.

$$\begin{aligned} K_c &= 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) && (\text{Geankoplis, 1993}) \\ &= 0.55 \left(1 - 0 \right) \\ &= 0.55 \\ \alpha &= 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen}) \end{aligned}$$

b). *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \alpha}$$



(A₂ >> A₁), karena luas tangki (A₂) sangat besar dibandingkan luas pipa (A₁)

Sehingga.

$$\begin{aligned} K_c &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) && (\text{Geankoplis, 1993}) \\ &= \left(1 - 0 \right) \\ &= 1 \\ \alpha &= 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen}) \end{aligned}$$

c) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS =

1 in

- 1 buah <i>gate valve fully open</i> ; Le	= 0.6 ft
$\sum Le = 1 \times 0.6$	= 0.6 ft
- 3 buah <i>standard elbow</i> ; Le	= 1.5 ft
$\sum Le = 3 \times 1.5$	= 4.5 ft
- 1 buah <i>sudden enlargement</i> ; Le	= 1.5 ft
$\sum Le = 1 \times 1.5$	= 1.5 ft

- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; Le	=	0.9	ft
$\sum Le = 1 \times 0.9$	=	0.9	ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; Le	=	6	ft
$\sum Le = 1 \times 6$	=	6	ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum Le$	=	13.5	ft
Panjang pipa lurus	=	10	m
	=	32.8080	ft
Panjang pipa total	=	46.3080	ft
	=	14.1147	m

7. Menghitung Static Head (head karena perbedaan ketinggian)

Tinggi pemompaan, $\Delta z = 12.5049 \text{ ft} = 3.8115 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Static head} &= \Delta z \frac{g}{g_c} \\ &= 12.5049 \times \frac{32.17 \text{ ft/s}^2}{32.17 \text{ lbf.ft/lbf.s}^2} \\ &= 12.5049 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

8. Menghitung Velocity Head (Head karena perbedaan kecepatan)

Karena pada 2 titik *reference* dianggap sama, maka $V_1 = V_2 = 640.9331$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 g_c}$$

Sehingga *velocity head* ($\Delta V^2 / 2g_c$) = 6383.9632 ft.lbf/lbm

9. Menghitung Pressure Head (Head karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$

$\Delta P = 0$

Sehingga, $\Delta P/\rho = 0$

10. Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dimana:

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga:

$$\begin{aligned} -W_f &= 13 + 6383.9632 \text{ ft. lbf/lbm} + 0 + 0,1567 \text{ ft. lbf/lbm} \\ &= 432119.7817 \text{ ft. lbf/lbm} \end{aligned}$$

11. Menghitung Broke Horse Power (BHP):

$$\text{BHP} = \frac{m \cdot (-W_f)}{550 \cdot \eta} \quad 1435.4734 \text{ gpm}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk $Q_f =$

diperoleh η pompa = 0.010 478.4911218

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0.0000 \times 432119.7817}{550 \times 0.01} \\ &= 0.8642 \text{ Hp; maka digunakan power} = 0.9 \text{ Hp} \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari
Figure
14.38,

Timmerhaus untuk BHP

=

1 Hp

diperoleh η motor = 0.820

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

$$\begin{aligned} P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{0.8 \text{ Hp}}{0.82} \\ &= 0.976 \text{ Hp} \end{aligned}$$

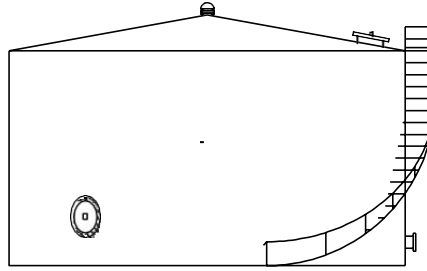
Dipilih motor standar dengan *power* = 1 Hp (*Standard NEMA*)

Tabel C.11 Spesifikasi Pompa 6

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Pompa mixer
Kode	: L-311
Fungsi	: Alat untuk mengalirkan Reaktor 210 MENUJU Netralizer N-310
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 1 buah
Rate Volumetrik	: 3.1983 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	: 640.9331 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1 in



C.12 Natrium Hidroksida(F-312)



- Fungsi : Tempat penyimpanan larutan NaOH 48%
- Jumlah : 1 buah
- Bentuk : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical roof*
- Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- Lama penyimpanan : 30 hari
- Suhu penyimpanan : 30 °C
- Tekanan penyimpanan : 1 atm
- Tujuan : a. Menentukan tipe tangki
b. Menentukan bahan konstruksi tangki
c. Menghitung kapasitas tangki
d. Menentukan dimensi tangki

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical roof* dengan pertimbangan sebagai berikut (Brownell, 1959):

- Cocok untuk cairan dengan tekanan dan suhu atmosfer
- Bahan yang disimpan tidak mudah menguap
- Konstruksi sederhana dan lebih ekonomis

b. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstruksi tangki dipilih *Carbon Steel SA-283 Grade C* karena:

- Relatif tahan korosi bahan bersifat asam
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 12650 psi
- Memiliki batas ketahanan suhu bahan hingga 650°F

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan NaOH} &= 0.2144 \quad \text{kg/jam} \\ &= 154.3328 \quad \text{kg/30 hari} \end{aligned}$$

Digunakan 1 buah tangki, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan NaOH} &= \frac{154.3328}{1} \text{ kg} \\ &= 154.3328 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

Menghitung volume campuran dalam tangki

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 1022.8753 \quad \text{kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, Appendix A-2-9)}$$

$$\rho \text{ NaOH} = 730.1214 \text{ kg/m}^3$$

Nilai densitas campuran adalah:

$$\begin{aligned} &= \frac{1}{\frac{\% \text{ NaOH}}{\rho \text{ NaOH}} + \frac{\% \text{ H}_2\text{O}}{\rho \text{ H}_2\text{O}}} = \frac{1}{\frac{0.40}{730.1214} + \frac{0.60}{1022.875}} \\ &= 881.4954 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

sehingga nilai volume campuran diperoleh:

$$\begin{aligned} V_{mix} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} = \frac{154.3328 \text{ kg}}{881.4954 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0.1751 \text{ m}^3 \\ &= 6.183 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dirancang larutan mengisi 80% volume tangki, sehingga:

$$\begin{aligned} V_t &= 1.2 \times 0.1751 \text{ m}^3 \\ &= 0.2101 \text{ m}^3 = 7.420 \text{ ft}^3 \\ &= 1.3215 \text{ bbl} \\ &= 55.5017 \text{ gal} \end{aligned}$$

d. Menghitung Dimensi Tangki

Menghitung diameter dan tinggi tangki

Pada bentuk silinder vertikal nilai L/D untuk *storage liquid-liquid* antara 1-2 dipilih harga L/D = 1 (Tabel 4-18, Ulrich)

$$H_s = 1 \quad D$$

Dimana sesuai persamaan 3.1 Brownell & Young, 1959 digunakan:

$$V = \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot L}{4} = \frac{3,14 \cdot D^2 \cdot D}{4} = 0.7857 \quad D^3$$

Keterangan:

V = volume tangki (m³)

D = diameter dalam/ID (m)

H_s = tinggi *shell* (m)

sehingga volume total tangki adalah:

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 0.7857 \text{ ID}^3 \\ 0.2101 &= 0.7857 \text{ ID}^3 \\ \text{ID}^3 &= 0.2674 \\ \text{ID} &= 0.6442 \text{ m} \\ &= 2.1137 \text{ ft} \\ &= 25.364 \text{ in} \\ \text{diperoleh } H_s &= 1 \text{ D} \\ &= 0.6442 \text{ m} \\ &= 2.1137 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diambil ukuran standar dari Appendix E (Brownell, 1959 hlm 346):

$$\begin{aligned} D &= 10 \text{ ft} = 3.0480 \text{ m} = 120 \text{ in} \\ H &= 10 \text{ ft} = 3.048 \text{ m} = 120 \text{ in} \\ \text{Kapasitas ukuran standar} &= 14 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Menghitung tekanan *design* tangki

$$V_s = \pi/4 \times H_s^2 \times H_L$$

Keterangan:

HL = tinggi larutan dalam silinder (m)

V_s = volume *shell* (m³)

H_s = panjang horizontal *shell* (m)

Berdasarkan pers. di atas, maka tinggi larutan dalam tangki adalah:

$$\begin{aligned} V_L &= 6.183 \text{ ft}^3 \\ H &= \frac{6.183}{\frac{1}{4} \times \pi \times D^2} = \frac{6.183}{\frac{1}{4} \times \pi \times (10)^2} \\ &= 0.0787 \text{ ft} = 0.023985 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \frac{\rho_{mix} \times h_{liquid}}{144} = \frac{55.0318 \times 0.0787}{144} \\ &= 0.0301 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas maka diperoleh tekanan *design* berikut:

$$\begin{aligned} \text{Faktor keamanan digunakan sebesar} & 1.1 \\ P_{design} &= (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1.1 \\ &= [0.0301 + (1 \times 14.7)] \times 1.1 \\ &= 16.2031 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

Berdasarkan ukuran standar pada appendix E (Brownell, 1959), maka jumlah dan ukuran lebar standar *course* yang digunakan adalah

$$N \text{ course} = \frac{H}{10 \text{ ft}} = \frac{10}{10} = 4 \text{ course}$$

Berdasarkan persamaan 13.1 Brownell & Young, hal 254:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{0.6 \cdot E \cdot f}$$

Keterangan:

t_s = tebal *shell* (in)

P = tekanan *design* tangki (psi)

r_i = jari-jari dalam tangki (in) = 60 in

c = faktor korosi = 0.125

E = efisiensi pengelasan = 0.6 (Tabel 13.2, Brownell hal. 254)

f = *allowable stress* = 87.21732 psi (Tabel 7.6, Coulson, 2006)

$$= 12650.0 \text{ psi}$$

sehingga diperoleh:

$$= \frac{P \cdot r_i}{c} + \frac{f \cdot E}{0.6 P}$$

$$= \frac{16.2031 \times 60.0000}{\left[12650.0 \times 0.6 \right] - \left[0.6 \times 16.203 \right]} + 0.125$$

$$= 0.2533 \text{ in}$$

Diambil tebal *shell* standar 7/16 = 0.4375 in
(Tabel 5.7, Brownell hal. 91)

Menentukan dimensi tutup atas

Menghitung θ (sudut *angle* dengan garis horizontal) dapat dicari dengan persamaan 4.5 (Brownell, 1959: 64)

$$\sin \theta = \frac{D}{1000 \cdot ts} \times \sqrt{\frac{P}{6}}$$

dimana:

D = Diameter tangki

t = Tebal *shell course* paling atas (in)

θ = Sudut *cone roof* terhadap garis horizontal

P = Tekanan desain

$$\sin \theta = \frac{10}{1000 \times 0.4375} \times \sqrt{\frac{16.203}{6}}$$

$$= 0.0376$$

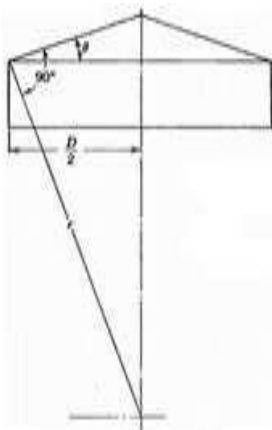
$$\theta = 2.1526^\circ$$

$$th = \frac{Pd \times D}{2 \cos \theta ((f \cdot E) - (0.6 \cdot Pd))} + C$$

$$= \frac{16.203 \text{ Psi} \times 10 \text{ ft}}{2 \cos 2.1526 \left[7590 \right] - \left[9.7 \right]} + 0.125$$

$$= 0.1357 \text{ in}$$

Diambil tebal standar 3/16 = 0.1875 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)



Untuk tinggi *head* (h) dapat dihitung dengan:

$$\tan \theta = \frac{h}{0.5 D}$$

Dalam hubungan ini:

D = Diameter tangki (ft)

h = Tinggi *head* (ft)

$$\tan 2.1526 = \frac{H_{tutup}}{0.5 \times 10}$$

$$H_{tutup} = 0.1879 \text{ ft}$$

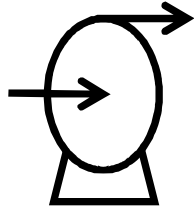
Diambil tebal standar 3/8 = 0.3750 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)

$$\begin{aligned} \text{Total tinggi tangki} &= H_{tutup} + H_{tangki} \\ &= 0.1879 \text{ ft} + 10 \text{ ft} \\ &= 10.1879 \text{ ft} \\ &= 3.1053 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C.12 Spesifikasi Tangki Natrium Hidroksida

RESUME	
Nama Alat	: Tangki Natrium Hidroksida
Kode	: F-312
Fungsi	: Tempat penyimpanan natrium hidroksida
Tipe	: Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	: 0.2101 m ³
Jumlah	: 1 buah
Waktu tinggal	: 30 hari
Diameter Tangki	: 7 ft = 3.0480 m
Tinggi Tangki	: 7 ft = 3.0480 m
Tekanan Operasi	: 1 atm
Suhu Operasi	: 30 °C

C.13 Pompa NaOH (L-313)



Fungsi = Mengalirkan NaOH dari tangki penyimpanan menuju *netralizer*

Jumlah = 1 buah

- Tujuan :
1. Menentukan tipe pompa
 2. Menentukan bahan konstruksi pompa
 3. Menghitung tenaga pompa
 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1) Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2) Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel SA-316* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K

Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ 3
	(kg/jam)				(kg/m ³)
NaOH	0.2144	0.0054	0.4800	25	1.0330
H ₂ O	0.2322	0.0129	0.5200	25	0.8230
TOTAL	0.4466	0.0183	1.0000		

0.00027347 Lb/s

Komponen	Tc (K)	β	ρ (kg/m ³)	μ (cP)	μ mix (cP)
H ₂ SO ₄	925	0.0007	1.0294	19.6179	0.0245
H ₂ O	647.13	0.0010	0.8188	0.8150	0.6380
TOTAL			0.9080	20.4330	0.6625

$$\rho_{\text{liq}} = \frac{\rho_o}{(1 + \beta(T_1 - T_o))} \quad \text{dan}; \quad \beta = \frac{0.04314}{(T_c - T)^{0.641}}$$

Sehingga diperoleh densitas campuran = 0.9080 Kg/m³ = 0.0567 lb/ft³

$$\begin{aligned}
\text{Sehingga viskositas} &= 1.5095 \text{ cP} \\
&= 0.001014 \text{ lb/ft.s} \\
&= 3.6517 \text{ lb/ft.jam}
\end{aligned}$$

3) Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan Volumetrik} &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\
&= \frac{0.4466 \text{ Kg/jam}}{0.9080 \text{ Kg/m}^3} \\
&= 0.4918 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 0.0048 \text{ cuft/s} \\
&= 2.1654 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

4) Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida laminar ($NRe < 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 3,6 \times Q_f^{0,40} \times \mu^{0,20} \text{ (Pers. 48, Peters \& Timmerhaus, hal 365)}$$

Dimana :

Di_{opt} = diameter dalam optimum, in

Q_f = flowrate, (lb/s)/(kg/s)

μ = viskositas fluida (Cp)

maka:

$$\begin{aligned}
Di_{opt} &= 3.6 \times [0.0048 \text{ cuft/s}]^{0.45} \times [1.5095 \text{ Cp}]^{0.18} \\
&= 0.4629 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 996 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$D_{nom} = 0.500 \text{ in} = 0.0417 \text{ ft}$$

$$ID = 0.423 \text{ in} = 0.0353 \text{ ft}$$

$$OD = 0.675 \text{ in} = 0.0563 \text{ ft}$$

$$A = 0.0010 \text{ ft}^2 = 0.910453 \text{ in}^2$$

$$Sch = 80$$

5) Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q_f = laju alir volumetric, ft^3/s

$A = \text{inside sectional area, ft}^2$

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$v = \frac{0.0048 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0010 \text{ ft}^2} = 4.9229 \text{ ft/s}$$

6) Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\text{ID} \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.04 \text{ ft} \times 4.9229 \text{ ft/s} \times 0.0567 \text{ lb/ft}^3}{0.0010 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 9.6973 \quad (\text{asumsi aliran laminar benar}) \end{aligned}$$

a. Menghitung Panjang Ekuivalen (Le)

Asumsi panjang pipa lurus (L) = 7 m = 22.966 ft

ID = 0.0353 ft

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Type Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
elbow 90°	3	1.2	3.6	35	1 x 35 x ID =	3.7013
gate valve	1	14	14	225	1 x 225 x ID =	7.9313
coupling	1.1667	0	0.0467	2	249 x 2 x ID =	0.0823
Total			17.647			11.715

$$\begin{aligned} \text{Sehingg } \Sigma L &= L + \Sigma Le \\ &= 22.966 + 11.7148 = 34.6804 \text{ ft} \end{aligned}$$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot \text{ID} \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$\Sigma F = \text{Friction loss (ft.lbf/lbm)}$

$f = \text{Faktor friksi}$

$v = \text{Kecepatan linier fluida (ft/s)}$

$\Delta L = \text{Panjang pipa (ft)}$

$\text{ID} = \text{Diameter dalam tangki (ft)}$

$gc = 32.174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

$$\begin{aligned} \text{Untuk commercial steel} &\rightarrow \varepsilon = 0.000046 \text{ m} \\ &= 0.000151 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0353} = 0.004281$$

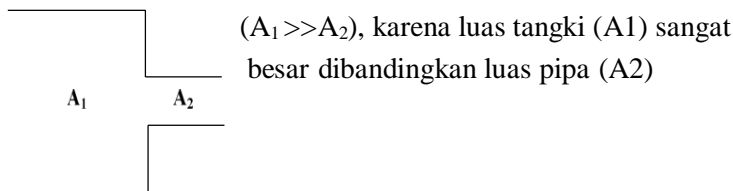
Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{re} = 9.6973$ didapatkan nilai $f = 0.07$ sehingga:

$$\Sigma F = \frac{4 \times 0.07 \times 4.9229^2 \times 11.7148}{2 \times 0.0353 \times 32.174} \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

$$= \frac{\text{#####}}{\text{lb}_m}$$

b) *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



Sehingga.

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= 0.55 \left(1 - 0 \right)$$

$$= 0.55$$

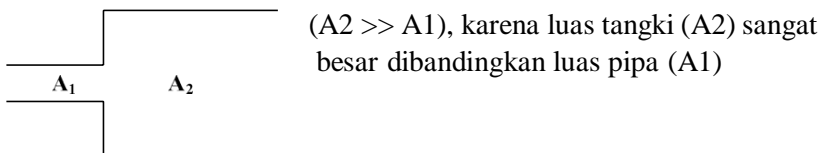
$$\alpha = 0.5 \quad (\text{untuk aliran laminar})$$

Maka,

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha} = 0.55 \frac{4.9229^2}{2 \times 0.5} = 6.6646 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b) *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha}$$



Sehingga.

$$K_c = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= \left(1 - 0 \right)$$

$$= 1$$

$$\alpha = 0.5 \quad (\text{untuk aliran laminar})$$

c) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS = 1/2 in

- 1 buah <i>gate valve fully open</i> ; Le	= 0.3 ft
$\sum Le = 1 \times 0.3$	= 0.3 ft
- 3 buah <i>standard elbow</i> ; Le	= 0.8 ft
$\sum Le = 3 \times 0.8$	= 2.4 ft
- 1 buah <i>sudden enlargement</i> ; Le	= 0.8 ft
$\sum Le = 1 \times 0.8$	= 0.8 ft
- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; Le	= 0.5 ft
$\sum Le = 1 \times 0.5$	= 0.5 ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; Le	= 2.5 ft
$\sum Le = 1 \times 2.5$	= 2.5 ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum Le$	= 6.5 ft
Panjang pipa lurus	= 10 m
	= 32.8080 ft
Panjang pipa total	= 39.3080 ft
	= 11.9811 m

7. Menghitung Static Head (head karena perbedaan ketinggian)

Tinggi pemomp = #REF! ft = #REF! m

$$\begin{aligned} \text{Static head} &= \Delta z \frac{g}{g_c} \\ &= \text{\#REF!} \times \frac{32 \text{ ft/s}^2}{32 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2} \\ &= \text{\#REF!} \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

8.

Menghitung Velocity Head (Head karena perbedaan kecepatan)

Karena pada 2 titik *reference* dianggap sama, maka = 4.9229

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 g_c}$$

Sehingga *velocity head* ($\Delta V^2 / 2agc$) = 0.3766 ft.lbf/lbm

9. Menghitung Pressure Head (Head karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

Sehingga, $\Delta P/\rho = 0$

10 Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dimana:

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

11. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP):

$$\text{BHP} = \frac{m \cdot (-Wf)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk Qf = 2.1654 gpm
diperoleh η pompa = 0.001

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0.0003 \times 0.8999}{550 \times 0.001} \\ &= 0.7458 \text{ Hp}; \text{ maka digunakan } power = 0.7 \text{ Hp} \end{aligned}$$

12. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 1 Hp
diperoleh η motor = 0.800

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

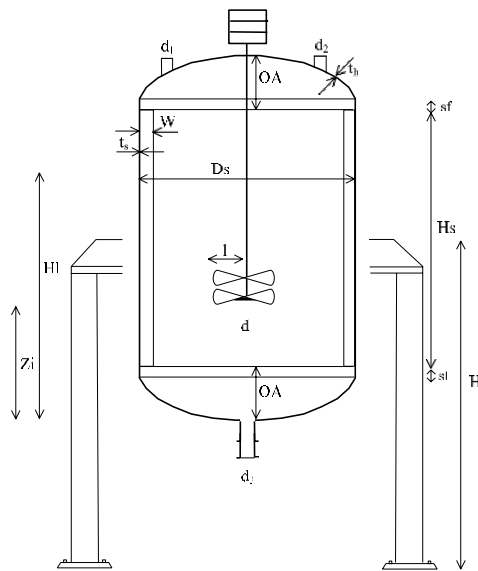
$$\begin{aligned} \frac{\text{BHP}}{P \text{ motor}} &= \frac{\eta}{0.8} \text{ Hp} \\ &= \frac{0.8}{0.8} \text{ Hp} \\ &= 1.000 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan *pow*= 1 Hp (*Standard NEMA*)

Tabel C.13 Spesifikasi Pompa NaOH

RESUME	
Nama Alat	: Pompa Asam Sulfat
Kode	: L-313
Fungsi	: Mengalirkan asam sulfat dari tangki asam sulfat ke reaktor
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-316</i>
Jumlah	: 1 buah
Rate Volumetrik	: 0.0048 ft ³ /s
Kecepatan Alir	: 4.9229 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1/2 in
	: - <i>Sch. Number</i> : 40
	: - OD : 0.0563 ft = 0.0171 m
	: - ID : 0.0353 ft = 0.0107 m
	: - <i>Flow Area</i> : 0.0010 ft ² = 9.E-05 m ²
<i>Power</i> Pompa	: 0.7 Hp
<i>Power</i> Motor	: 1.0 Hp

C.14 Neutralizer (N-310)



Keterangan:

- D_t = Diameter *shell*
- H_s = Tinggi *shell*
- t_s = Tebal *shell*
- H_L = Tinggi larutan
- Z_i = Jarak *propeller* - dasar tangki
- l_b = Lebar *blade*
- d_b = Diameter *blade*
- W = Lebar *baffle*
- t_h = Tebal *head*
- OA = Tinggi *head*
- sf = *straight flange*
- d_1 = *Nozzle input* dari reaktor
- d_3 = *Nozzle output neutralizer*
- H = Tinggi *leg* (kaki)

Fungsi : Menetralisasi Asam Sulfat dengan menambahkan NaOH 48% menjadi Natrium Sulfat

Tipe : Silinder tegak dilengkapi dengan pengaduk.

Tujuan : A. Menentukan bahan konstruksi *neutralizer*

B. Menentukan dimensi *shell*

C. Menentukan dimensi *vessel*

D. Perancangan pengaduk

E. Menentukan ukuran *nozzle*

F. Menentukan penyangga dan pondasi *neutralizer*

Data

Tekanan = 1 atm = 760 mmHg = 1.01 bar = 14.7 Psi
 Temperatur = 56 °C = 329.15 K
 Waktu tinggal (θ) = 10 menit (Chan, A. & Seider, W.D., 2004: 3)

A. Menentukan Bahan Konstruksi *Neutralizer*

Bahan konstruksi untuk *neutralizer* adalah *Stainless Steel SA-316 Grade A* dengan pertimbangan:

1. Memiliki batas tekanan yang diijinkan sebesar (sampai dengan 17000 psi pada suhu -20 °F s.d 200 °F).
2. Tahan terhadap korosi.

B. Menentukan Dimensi *Shell*

- Umpan masuk ke *neutralizer*

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/L)	Fvi (L/jam)
C3H6O	6.2146	0.8542	7.2751
CH3OH	246.1680	0.8253	298.2712
H ₂ O	60.5839	1.0910	55.5292
C3H8O2	21.6181	1.1132	19.4196
C6H14O3	0.2626	1.0779	0.2436
H ₂ SO ₄	0.0000	1.9713	0.0000
NaOH	0.0000	1.9877	0.0000
Na ₂ SO ₄	334.8472	2.5574	130.9304
Total	669.6943	1.8916	373.4636

$$\rho_{\text{mix}} = 1891.5567 \text{ kg/m}^3$$

$$= 118.0858 \text{ lb/ft}^3$$

- Volume cairan dalam tangki *neutralizer*

$$V_L = F_v \times \theta$$

$$= \frac{373.4636 \text{ L/jam}}{60 \text{ menit}} \times 10 \text{ menit}$$

$$= 62.2439 \text{ L}$$

$$= 0.0622 \text{ m}^3$$

$$= 2.1981 \text{ ft}^3$$

- Volume tangki

Diambil faktor keamanan (*overdesign*) sebesar 20 %:

$$V_t = (V_{\text{cairan+ruang kosong}}) \times \text{overdesign}$$

$$= (V + 0.2 V) \times 1.2$$

$$= 74.6927 \text{ L} \times 1.2$$

$$= 89.6313 \text{ L}$$

$$= 0.0896 \text{ m}^3$$

$$= 3.1653 \text{ ft}^3$$

$$= 5469.6354 \text{ in}^3$$

$$= 23.6779 \text{ gal}$$

$$= 0.5638 \text{ bbl}$$

- Menentukan diameter (D) dan tinggi (H) *shell*
 Berdasarkan tabel 4-16 (Ulrich G. D., 1984: 168-169):
 Untuk tangki berpengaduk rasio H_s/ID adalah 1.5 - 2, dipilih tinggi tangki tegak silinder H_s adalah $= 2 D$

Tutupan *head neutralizer* dipilih tipe *torispherical dish head*

$$V_{head} = 0.000049 D^3$$

sehingga volume untuk kedua tutup *torispherical dish head*

$$2V_{head} = 0.000098 D^3$$

$$V_{shell} = \frac{1}{4} \times \left(\pi D^2 H_s \right)$$

$$= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 2 D$$

$$= 0.5 \times \pi \times D^3$$

Jadi :

$$V_t = V_{shell} + 2 \times V_{head}$$

$$3.1653 \text{ ft}^3 = 0.5 \times \pi \times D^3 + \left[2 \times 0.000049 D^3 \right]$$

$$3.1653 \text{ ft}^3 = 0.5 \times 3.14 \times D^3 + \left[0.000098 D^3 \right]$$

$$3.1653 \text{ ft}^3 = 1.57 D^3 + \left[0.000098 D^3 \right]$$

$$3.1653 \text{ ft}^3 = 1.5701 D^3$$

$$D^3 = 2.0160 \text{ ft}^3$$

$$D = 1.2633 \text{ ft}$$

$$= 15.1593 \text{ in}$$

$$= 0.3850 \text{ m (belum distandarkan)}$$

$$H_s = 2.5265 \text{ ft}$$

$$= 0.7701 \text{ m}$$

$$= 30.3186 \text{ in (belum distandarkan)}$$

$$V_{shell} = \frac{1}{4} \times \left(\pi D^2 H \right)$$

$$= \frac{1}{4} \times \left[3.14 \right] \times \left[0.3850 \text{ m} \right]^2 \times \left[0.7701 \text{ m} \right]$$

$$= 0.0896 \text{ m}^3$$

$$= 89.6265 \text{ L}$$

$$V_{head} = 0.000049 D^3$$

$$= 0.000049 \times \left[1.2633 \text{ ft} \right]^3$$

$$= 0.0001 \text{ ft}^3$$

$$= 0.00000 \text{ m}^3$$

Sehingga dapat ditentukan volume larutan dalam silinder untuk mengetahui tinggi larutan (H_L)

$$\begin{aligned} V \text{ larutan dalam silinder (Ls)} &= V_L - V_{head} \\ &= 0.0622 \text{ m}^3 - 0.00000 \text{ m}^3 \\ &= 0.0622 \text{ m}^3 \\ &= 62.2411 \text{ L} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{4 \times V_{Ls}}{\pi \times D^2} \\ &= \frac{(4) \times (0.0622 \text{ m}^3)}{(3.14) \times (0.3850 \text{ m})^2} \\ &= 0.5348 \text{ m} \\ &= 1.7546 \text{ ft} \end{aligned}$$

C. Menentukan Dimensi Vessel

a. Desain Vessel

- Menentukan tebal dinding vessel
Jenis yang digunakan yaitu vertikal silinder, bahan yang digunakan *Stainless Steel SA-316 Grade A* dan tegangan maksimal yang diijinkan 17000 psi
Tabel 13.2 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 251).
Efisiensi sambungan yang dipakai yaitu *double welded butt joint*,
 $E = 80\%$ Tabel 13.2 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 254).
(Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D., 1991: 524):
Faktor Korosi (C) = 0.125 in /10 tahun
(Sinnott, R. K., 2005: 13):
Faktor keamanan = 10%

Tekanan Hidrostatik dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} P_h &= \left(\frac{1}{144} \right) \times \rho l \times \left(\frac{g}{g_c} \right) \times H_L \\ &= \left(\frac{1}{144} \text{ in}^2 \right) \times (0,998) \times 1 \times (1.7546 \text{ ft}) \\ &= 1.4388 \text{ lb/in}^2 \\ &= 1.4388 \text{ Psi} \\ &= 0.0979 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= (P_h + P_{op}) \times \text{faktor keamanan} \\ &= (1.4388 + 14.7) \text{ Psi} \times 10\% \\ &= 17.7527 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Sehingga persamaan tebal *shell* yang digunakan:
Persamaan 13.1 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 254):

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P_{\text{desain}} \times r_i}{\left[f \times E - 0.6 \times P_{\text{desain}} \right]} + C \\
&= \frac{17.7527 \text{ Psi} \times 7.5796 \text{ in}}{\left[17000 \times 0.8 - 0.6 \times 17.7527 \text{ Psi} \right]} + 0.125 \\
&= \frac{\quad}{0.1349 \text{ in}}
\end{aligned}$$

Digunakan tebal *shell* = 3/16 in Tabel 5.7 (Brownell, 1959: 90).

- Menentukan diameter dan tinggi yang di standarkan

$$OD = ID + 2t_s$$

$$OD = \left[15.1593 \text{ in} \right] + \left[2 \times 0.1875 \text{ in} \right]$$

$$OD = 15.5343 \text{ in} = 0.3946 \text{ m}$$

Standarisasi OD dengan menggunakan Tabel 5.7

(Brownell, L.E. & Young, E.H, 1959: 90):

$$OD = 30$$

$$icr = 1 \frac{7}{8}$$

$$r = 30$$

Koreksi ID dan H_s

$$ID = OD - 2t_s$$

$$ID = \left[30 \text{ in} \right] - \left[2 \times 0.1875 \text{ in} \right]$$

$$ID = 29.6250 \text{ in}$$

$$= 0.7525 \text{ m}$$

Besar diameter dalam tangki adalah 29.6250 in

$$H_s = 2 \times 29.6250 \text{ in}$$

$$= 59.2500 \text{ in}$$

$$= 1.5050 \text{ m}$$

$$= 4.9375 \text{ ft}$$

Besar tinggi *shell* standar adalah 59.2500 in

- Menentukan dimensi tutup (atas dan bawah)

Jenis yang digunakan *torispherical dished head*, bahan yang

digunakan *Stainless Steel SA-316 Grade A*

dan tegangan maksimal yang diijinkan 17000 psi

Tabel 13.2 (Brownell, L.E. & Young, E.H, 1959: 251).

Efisiensi sambungan yang dipakai yaitu *double welded butt joint*,

$E = 80\%$ Tabel 13.2 (Brownell, L.E. & Young, E.H, 1959: 254).

(Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D., 1991: 524):

Faktor Korosi (C) = 0.125 in /10 tahun

(Sinnott, R. K., 2005: 13):

Faktor keamanan = 10%

Tebal tutup berupa *torispherical* mengikuti persamaan berikut:

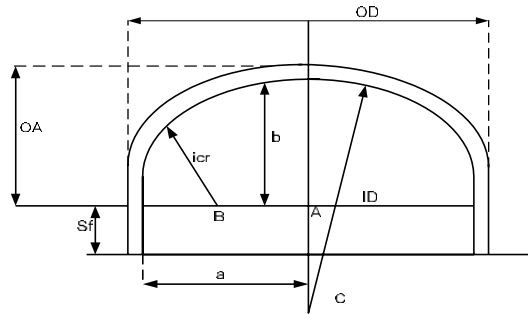
Persamaan 13.12 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 258):

$$t = \frac{0.86 \times P_{\text{desain}} \times r_c}{\left[f \times E - 0.1 \times P_{\text{desain}} \right]} + C$$

$$= \frac{0.86 \times 17.7527 \text{ Psi} \times 30 \text{ in}}{\left[17000 \times 0.8 - 0.1 \times 17.7527 \text{ Psi} \right]} + 0.125$$

$$= 0.1585 \text{ in}$$

Diambil tebal standar adalah 0.1875 in



Keterangan:

- ID = Diameter dalam tangki (in)
- OD = Diameter luar tangki (in)
- a = ID/2; jari-jari tangki (in)
- t = tebal head (in)
- icr = *inside corner radius* (in)
- sf = *straight flange* (in)
- b = *depth of dish* (in)
- OA = *overall dimension* (in)

Sehingga untuk dimensi tutup atas dan bawah dapat dihitung sebagai berikut:

$$a = 0.5 \times \text{ID}$$

$$= 0.5 \times 29.6250 \text{ in}$$

$$= 14.8125 \text{ in}$$

$$AB = a - \text{icr}$$

$$= 14.8125 \text{ in} - 1 \frac{7}{8}$$

$$= 12.94 \text{ in}$$

$$BC = r - \text{icr}$$

$$= 30 - 1 \frac{7}{8}$$

$$= 28 \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$b = r - \left[\frac{BC^2 - AB^2}{2} \right]^{0.5}$$

$$= 30 - \left[\frac{28 \frac{1}{8} \text{ in}^2 - 12.94 \text{ in}^2}{2} \right]^{0.5}$$

$$= 5.0273 \text{ in}$$

Tinggi *straight flange* (sf)

Berdasarkan tabel 5.8 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 93)

sf = 2 in untuk ketebalan tutup standar 3/16 = 0.1875

Dari data di atas dapat dihitung tutup tangki (OA) yaitu sebesar:

$$\begin{aligned} OA &= b + sf + t \\ &= 5.03 \text{ in} + 2 \text{ in} + 0.1875 \text{ in} \\ &= 7.2148 \text{ in} \\ &= 0.1833 \text{ m} \\ &= 0.6012 \text{ ft} \end{aligned}$$

Karena tutup atas dan bawah sama maka tutup bawah juga mempunyai tinggi sebesar 7.2148 in

> Menentukan tinggi total *neutralizer* (H_t)

$$\begin{aligned} H_t &= H_s + H_{\text{tutup}} \\ &= [4.9375 \text{ ft}] + [2 \times 0.6012 \text{ ft}] \\ &= 6.1400 \text{ ft} \\ &= 73.6796 \text{ in} \\ &= 1.8715 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Menghitung Tinggi Larutan Koreksi dalam *Neutralizer*

- Luas penampang *vessel* (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \\ &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times \left[29.6250 \text{ in} \right]^2 \\ &= 688.9479 \text{ in}^2 \\ &= 0.4444 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Volume *head* bawah

$$\begin{aligned} V_{\text{head}} &= 0.000049 D^3 \\ &= 0.000049 \times \left[29.6250 \text{ in} \right]^3 \\ &= 1.2740 \text{ in}^3 \\ &= 0.0007 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

- Volume larutan pada *shell neutralizer*

$$\begin{aligned} V_L &= 3.1653 \text{ ft}^3 - 0.0007 \text{ ft}^3 \\ &= 3.1646 \text{ ft}^3 \\ &= 5468.41 \text{ in}^3 \\ &= 0.0875 \text{ m}^3 \\ &= 87.4946 \text{ L} \end{aligned}$$

- Tinggi larutan dalam bagian *shell neutralizer*

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{V_L}{A} \\ &= \frac{0.0875 \text{ m}^3}{0.4444 \text{ m}^2} \end{aligned}$$

μ dihitung

$$\log(\mu_i) = A$$

$$\frac{0.4444}{0.1969} \text{ m}^2$$

$$= 0.1969 \text{ m}$$

- Tinggi larutan dalam *shell* dan *head* bawah

$$= H_L + \text{tinggi head bawah}$$

$$= 0.1969 \text{ m} + 0.1833 \text{ m}$$

$$= 0.3802 \text{ m}$$

- Volume *shell* = Luas penampang *vessel* (A) x H_s standar

$$= 0.4444 \text{ m}^2 \times 1.5050 \text{ m}$$

$$= 0.6688 \text{ m}^3$$

Volume *head* = 2 x Volume *head* bawah

$$= 2 \times 0.0007 \text{ ft}^3$$

$$= 0.0015 \text{ ft}^3$$

$$= 0.0000 \text{ m}^3$$

- Volume *neutralizer* = Volume *shell* + Volume *head*

$$= 0.6688 \text{ m}^3 + 0.0000 \text{ m}^3$$

$$= 0.6688 \text{ m}^3$$

$$= 668.7985 \text{ L}$$

D. Perancangan Pengaduk

Untuk mengetahui pengaduk yang tepat perlu diketahui dari viskositas campuran fluida yang terdapat di dalam *neutralizer*

Komponen	Laju Alir	Fraksi	μ	x/μ
	(kg/jam)	Massa	cP	
C3H6O	6.2146	0.0093	0.2268	0.0409
CH3OH	246.4966	0.3676	0.6652	0.5526
H ₂ O	60.5838	0.0903	0.5328	0.1696
C3H8O2	21.6181	0.0322	11.9647	0.0027
C6H14O3	0.0000	0.0000	15.4451	0.0000
H ₂ SO ₄	0.0000	0.0000	10.1123	0.0000
NaOH	0.3806	0.0006	908.0346	0.0000
Na ₂ SO ₄	335.2937	0.5000	0.0000	39182.0489
Total	670.5875	1.0000	946.9818	39182.8146

- Menentukan jenis pengaduk dan jumlah *impeller*
 Karena campuran memiliki viskositas yang cukup rendah dan hasil campuran diharapkan homogen sedangkan waktu pengadukan

cukup cepat maka dipilih jenis *propeller* yang cocok untuk mengaduk fluida dengan viskositas kecil di bawah 3 Pa.s (3000 cP) (Geankoplis, C.J., 1993: 156).

Jumlah pengaduk ditentukan berdasarkan tabel berikut (Walas, S.M., 1990: 288):

Viscosity		Number of Impellers
[cP (Pa sec)]	h/Dt	
<25.000 (<25)	1.4	1
<25.000 (<25)	2.1	2
>25.000 (>25)	0.8	1
>25.000 (>25)	1.6	2

* Untuk jumlah pengaduk (*impeller*) dapat dihitung dengan persamaan berikut (Joshi, 1976: 389):

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{H_L \times \text{SpGr}}{\text{ID}}$$

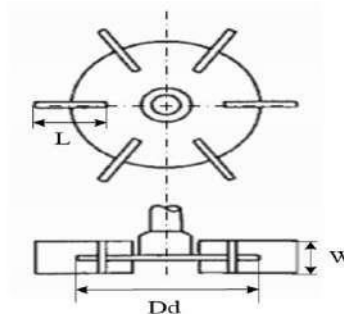
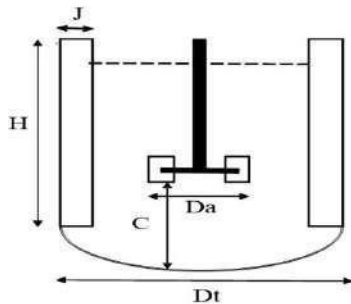
$$\text{SpGr} = \text{specific gravity} = \frac{\text{densitas larutan}}{\text{densitas air}} = \frac{118.0858 \text{ lb/ft}^3}{63.8560 \text{ lb/ft}^3} = 1.8493$$

H_L = tinggi larutan dalam *shell*

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{0.5348 \text{ m} \times 1.8493}{0.7525 \text{ m}} = 1.3143 \approx 2 \text{ (Walas, S.M., 1990: 288).}$$

Jadi, jumlah pengaduk (*impeller*) dalam *shell* pengaduk ini adalah 2 buah.

* Menentukan Dimensi Pengaduk



Dimana:

- | | | | |
|----|--|---|------------------------------------|
| Da | : diameter pengaduk | H | : tinggi <i>baffle</i> |
| Dt | : diameter luar tangki = OD | C | : Jarak pengaduk dari dasar tangki |
| Dd | : diameter <i>disk</i> | | |
| L | : panjang <i>flat</i> dari <i>disk</i> | | |
| W | : tinggi <i>flat</i> | | |
| J | : lebar <i>baffle</i> | | |

Data pengaduk diperoleh dari Brown "Unit Operation", 1956 hal. 507

Ukuran Pengaduk:

Diameter pengaduk (D_a)

$$\begin{aligned} ID/D_a &= \frac{3}{0.7525 \text{ m}} \\ D_a &= \frac{3}{0.7525} \text{ m} \\ &= 0.2508 \text{ m} \\ &= 9.8750 \text{ in} \\ &= 0.8229 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang blade pengaduk ($L/d = 2,7 - 3,9$)

$$\begin{aligned} L/D_a &= 3 \\ L &= 3 \times D_a \\ &= 3 \times 0.2508 \text{ m} \\ &= 0.7525 \text{ m} \\ &= 29.6249 \text{ in} \\ &= 2.46865 \text{ ft} \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki (C)

$C/d = 0,75 - 1,3$; (dipilih 1)

$$\begin{aligned} C &= 1 \times d \\ &= 1 \times 0.2508 \text{ m} \\ &= 0.2508 \text{ m} \\ &= 39.3700 \text{ in} \\ &= 3.2807 \text{ ft} \end{aligned}$$

Panjang blade pengaduk (l)

$$\begin{aligned} l &= D_a/4 \\ &= \frac{0.2508 \text{ m}}{4} \\ &= 0.0627 \text{ m} \\ &= 2.4687 \text{ in} \\ &= 0.2057 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi *flat* (W)

$$\begin{aligned} W &= 1/5 \times D_a \\ &= 1/5 \times 0.2508 \text{ m} \\ &= 0.0502 \text{ m} \\ &= 1.9750 \text{ in} \\ &= 0.1646 \text{ ft} \end{aligned}$$

Lebar *baffle* (J)

$$\begin{aligned} J &= 1/12 \times OD \\ &= 1/12 \times 30 \text{ in} \\ &= 3 \text{ in} \\ &= 0.0635 \text{ m} \\ &= 0.2083 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diameter *disk* (Dd)

$$\begin{aligned} Dd &= 2/3 \times Da \\ &= 2/3 \times 0.2508 \\ &= 0.1672 \quad \text{m} \\ &= 6.5833 \quad \text{in} \\ &= 0.5486 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Tinggi *baffle* (H)

$$\begin{aligned} H &= Dt \\ &= 30 \quad \text{in} \\ &= 0.762 \quad \text{m} \\ &= 2.500 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

> Menentukan kecepatan pengaduk

Dari persamaan 8.8 (Rase, H.F., 1961: 338):

$$N = \left(\frac{600}{\pi \times d} \right) \times \left(\frac{\text{WELH}}{2 \times d} \right)^{0.5}$$

Dimana:

d = Diameter *impeller* (ft)
N = Putaran putar pengaduk (rpm)
WELH = *Water equivalent liquid height* (ft)

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}} \times H_L \\ &= \frac{1891.5567 \text{ kg/m}^3}{1091.0277 \text{ kg/m}^3} \times 0.5348 \text{ m} \\ &= 0.9272 \quad \text{m} \\ &= 3.0419 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$N = \left(\frac{600}{\pi \times d} \right) \times \left(\frac{\text{WELH}}{2 \times d} \right)^{0.5}$$

$$N = \left(\frac{600}{3.14 \times 0.8229 \text{ ft}} \right) \times \left(\frac{3.0419 \text{ ft}}{2 \times 0.8229 \text{ ft}} \right)^{0.5}$$

$$\begin{aligned} N &= 315.7011 \quad \text{rpm} \\ &= 5.2617 \quad \text{rps} \end{aligned}$$

Diambil kecepatan pengaduk standar (komersial) 350 Rpm

(Walas, S.M., 1990: 288): $N = 350 \text{ rpm} = 5.8333 \text{ rps}$

> Menentukan Bilangan Reynold (N_{Re})

Dari persamaan 3.4-1 (Geankoplis, C.J., 1993: 158):

$$N'_{Re} = \frac{\rho \times D_a^2 \times N}{\mu}$$

$$N'_{Re} = \frac{118.0858 \text{ lb/ft}^3 \times (0.8229 \text{ ft})^2 \times (5.8333 \text{ rps})}{0.0000 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 100007890$$

Karena $N'_{Re} > 10000$, maka sesuai untuk digunakan *baffle* (Perry, R.H., 1999: 253).

> Menentukan *power* pengaduk

Karena $N'_{Re} > 10000$ maka *power* tidak tergantung pada bilangan Reynold's dan bukan merupakan fungsi viskositas. Sehingga,

Dengan menggunakan persamaan:

Persamaan 9.20 (McCabe₃, W. L, Smith, J. C & Harriott, P., 1993: 253):

$$P = \frac{\rho \times D_a^5 \times N \times N}{g_c}$$

Dimana:

P : Daya pengaduk, (lb.ft/s)

N_p : *Power number*, karena $N'_{Re} > 10000$ maka untuk pengaduk jenis turbin didapat $N_p = K_T = 0.87$ (McCabe, W. L, Smith, J. C & Harriott, P., 1993: 254).

ρ : Densitas campuran, (lb/ft³)

N : Kecepatan putar pengaduk, (rps)

D_a : Diameter pengaduk, (ft)

g_c : Percepatan gravitasi = 32.174 (lb_m.ft/lb_f.s²)

Maka *power* pengaduknya adalah:

$$P = \frac{\rho \times D_a^5 \times N \times N}{g_c} \times N_p$$

$$= \frac{2,11 \text{ lb/ft}^3 \times (0.8229 \text{ ft})^5 \times (5.8333 \text{ rps})^3 \times 0.87}{32.1740 \text{ lb}_m \cdot \text{ft/lb}_f \cdot \text{s}^2}$$

$$= 239.1389 \text{ lb.ft/s}$$

$$= 0.4348 \text{ hp}$$

Selama proses pengadukan, pengaduk mengalami *head losses* dan *transmission losses*.

- *Gain losses* diperhitungkan 10 % daya masuk (dengan mempertimbangkan adanya kebocoran daya pada proses dan *bearing*)

$$\begin{aligned} \text{Gain losses} &= 10\% \times P \\ &= 10\% \times 0.4348 \text{ hp} \\ &= 0.0435 \text{ hp} \end{aligned}$$

- *Transmission system losses* diperhitungkan 20 % dari daya masuk

(dengan meninjau kemungkinan terjadinya kebocoran *belt* atau *gear*)

$$\begin{aligned} \text{Transmission system losses} &= 20\% \times P \\ &= 20\% \times 0.4348 \text{ hp} \\ &= 0.0870 \text{ hp} \end{aligned}$$

Maka, *input power* (P_i)

$$\begin{aligned} &= 0.4348 \text{ hp} + 0.0435 \text{ hp} + 0.0870 \text{ hp} \\ &= 0.5652 \text{ hp} \end{aligned}$$

Didapat efisiensi motor penggerak = 80% maka daya penggerak motornya sebesar berdasarkan grafik 14.38 (Peters, M. S & Timmerhaus, K. D., 1991: 521):

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{P_i}{\eta} \\ &= \frac{0.5652 \text{ hp}}{80\%} \\ &= 0.7065 \text{ hp} \end{aligned}$$

Power motor digunakan sebesar 1 hp (standar NEMA)

> Menghitung poros pengaduk

Diketahui:

$$\text{Tinggi pengaduk dari dasar tangki (C)} = 0.2508 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan (H}_L\text{)} = 0.5348 \text{ m}$$

Maka, jarak antara pengaduk (H_i):

$$\begin{aligned} H_i &= \frac{H_L - C}{4} \\ &= \frac{0.5348 - 0.2508}{4} \\ &= 0.0710 \text{ m} \end{aligned}$$

- Panjang batang sumbu pengaduk (*axis length*)

$$\text{Axis length (L)} = \text{Tinggi total } \textit{neutralizer} + \text{Jarak dari motor ke bagian } \textit{bearing} - \text{Jarak pengaduk dari dasar } \textit{neutralizer}$$

Dimana:

$$\text{Tinggi total } \textit{neutralizer} = 1.8715 \text{ m}$$

$$\text{Jarak dari motor ke bagian } \textit{bearing} = 0.3048 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk dari dasar } \textit{neutralizer} = 0.2508 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Axis length (L)} &= 1.8715 \text{ m} + 0.3048 \text{ m} - 0.2508 \text{ m} \\ &= 1.9254 \text{ m} \\ &= 6.3170 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Diameter sumbu

$$D_p^3 = \frac{Z_p \times 16}{\pi}$$

- Menghitung Z_p
Persamaan 14.9 (Joshi, M. V., 1976: 400):

$$Z_p = \frac{\tau_m}{f_s}$$

Keterangan:

τ_m = Torsi maksimum

Z_p = *Shear stress*

f_s = *Section of shaft cross section*

Material sumbu yang digunakan adalah *commercial cold rolled steel*.

Axis shear stress yang diijinkan, $f_s = 550 \text{ kg/cm}^2$

Batasan elastis pada tegangan = 2460 kg/cm^2

- Menghitung τ_m
Persamaan 14.10 (Joshi, M. V., 1976: 400):

$$\tau_m = (1.5 \text{ atau } 2.5) \times \tau_c$$

Digunakan $\tau_m = 1.5 \times \tau_c$

Persamaan 14.8 (Joshi, M. V., 1976: 400):

$$\tau_c = \frac{P \times 75 \times 60}{2 \times \mu \times N}$$

Dimana:

P = Daya pengaduk, hp = 1 hp

N = Kecepatan putaran pengaduk, rpm = 350 rpm

$$\begin{aligned} \tau_c &= \frac{1 \text{ hp} \times 75 \times 60}{2 \times 3.14 \times 350 \text{ rpm}} \\ &= 2.0473 \text{ kg-m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \tau_m &= 1.5 \times 2.0473 \text{ kg-m} \\ &= 3.0710 \text{ kg-m} \end{aligned}$$

- Menghitung Z_p

$$\begin{aligned} Z_p &= \frac{\tau_m}{f_s} \\ &= \frac{3.0710 \text{ kg-m} \times 100 \text{ cm}}{550 \text{ kg/cm}^2} \\ &= 0.5584 \text{ cm} \end{aligned}$$

- Menghitung diameter sumbu (D_p)

$$Z_p = \frac{\pi \times D_p^3}{16}$$

$$D_p^3 = \frac{Z_p \times 16}{\pi}$$

$$D^3 = \frac{0.5584 \text{ cm} \times 16}{\pi}$$

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{3.14}{4} \times 2.8451 \text{ cm}^3 \\
 D_p &= 1.4170 \text{ cm} \\
 &= 0.0142 \text{ m} \\
 &= 0.5579 \text{ in} \\
 &= 0.0465 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Jadi, diameter sumbu pengaduk = 0.5579 in

- Defleksi putaran dan putaran kritis
Persamaan 14.11 (Joshi, M. V., 1976: 401):

$$F_m = \frac{T_m}{0.75 \times R_b}$$

Keterangan:

- F_m = Beban maksimum, kg
- T_m = Momen putar maksimum, kg-m
- R_b = Jari-jari pengaduk, m

$$\begin{aligned}
 F_m &= \frac{3.0710 \text{ kg-m}}{0.75 \times 0.1254 \text{ m}} \\
 &= 32.6493 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$M = F_m \times L$$

Keterangan:

- M = *Bending moment*, kg
- L = Panjang *axis*, m

Maka,

$$\begin{aligned}
 M &= 32.6493 \text{ kg} \times 1.9254 \text{ m} \\
 &= 62.8642 \text{ kg-m}
 \end{aligned}$$

Persamaan 14.10 (Joshi, M. V., 1976: 401):

$$\begin{aligned}
 M_e &= 0.5 \times \left[M + \left(M^2 + T_m^2 \right)^{0.5} \right] \\
 &= 0.5 \times \left[62.8642 + 62.9391 \right] \\
 &= 62.9016 \text{ kg-m}
 \end{aligned}$$

Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent*

$$f = \frac{M_e}{\pi \times \left(\frac{D_p^3}{32} \right)} = \frac{62.9016 \times 100 \times 32}{3.14 \times (1.4170)^3} = 22530.8996 \text{ kg/cm}^2 \quad \underline{\underline{6}}$$

Karena $f >$ batasan elastis dalam tegangan maka, diameter sumbu yang direncanakan tidak memenuhi, dan diameter sumbu diganti $D_p = 4 \text{ cm}$

Lalu diperoleh f pada sumbu diameter baru adalah:

$$f = 1001.6184 \text{ kg/cm}^2$$

Jadi, diameter sumbu baru adalah = 4 cm = 0.0400 m

Persamaan 14.14 (Joshi, M. V., 1976: 402):

$$\begin{aligned} \text{Defleksi putaran} &= \frac{W \times l^3}{3} \\ &= \frac{x \times E \times I}{F_m \times l^3} \end{aligned}$$

Keterangan:

W = *Concentrated load*

E = *Modulus of elasticity* = 1950000 kg/cm²

I = *Moment of inertia* = $\frac{\pi}{64} \times d^4$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Defleksi putaran} &= \frac{32.6493 \text{ kg} \times (192.5436 \text{ cm})^3}{3 \times 1950000 \text{ kg/cm}^2 \times 3.14 \times (4.0000)^4} \\ &= 0.0496 \text{ cm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Putaran kritis (N)} &= \frac{60 \times 4.897}{(0.0496)^{0.5}} \\ &= 1319.8163 \text{ rpm} \\ &= 21.9969 \text{ rps} \end{aligned}$$

Karena, putaran kritis > putaran pengaduk maka diameter poros sudah tepat.

- Pemilihan *Bearing* (bantalan poros)

Tipe : *gear grove ball bearing*

Berat poros : $\frac{1}{4} \pi \cdot D_p^2 \cdot L_p \cdot \rho$

Keterangan:

L_p = Panjang poros = 1.9254 m

D_p = Diameter poros = 0.0400 m

ρ_{baja} = Densitas baja = 0.2830 lb/in³

= 7924 kg/in³

Berat poros (W_p)

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{1}{4} \times 3.14 \times (0.0400)^2 \times 1.9254 \times 7924 \\ &= 19.1630 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Berat pengaduk

Berat pengaduk = Volume *blade* x ρ_{blade}

Tebal *blade* = 1 in

Tinggi *blade* = 0.0627 m = 2.4687 in

Panjang *blade* = 0.1254 m = 4.9375 in

Densitas *blade* = 0.2830 lb/in³

Volume *blade* = 2.4687 in x 1 in x 4.9375 in

$$= 12.1894 \text{ in}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Berat blade} &= \text{Volume blade} \times \rho_{\text{blade}} \\ &= 12.1894 \text{ in}^3 \times 0.2830 \text{ lb/in}^3 \\ &= 3.4496 \text{ lb} \\ &= 1.5647 \text{ kg} \end{aligned}$$

E. Menentukan Ukuran Nozzle

Nozzle yang digunakan pada perancangan *neutralizer* ini antara lain:

- a. Nozzle pemasukan bahan baku:
 - Nozzle untuk pemasukan NaOH dari tangki penyimpanan (A)
 - Nozzle untuk pemasukan propilen oksida, propilen glikol, air dan asam sulfat (B).
- b. Nozzle pengeluaran produk
 - Nozzle untuk pengeluaran propilen oksida, propilen glikol, air dan natrium sulfat (C)
- c. Nozzle untuk *hand hole* (D)

a. Nozzle pemasukan bahan baku

- Nozzle untuk pemasukan NaOH (A)

Laju bahan baku	=	223.1012	kg/jam	=	491.8540	lb/jam	F-311
ρ bahan baku	=	1.3926	kg/m ³	=	0.0869	lb/ft ³	Air
μ bahan baku	=	1.0241	cP	=	0.0007	lb/ft.s	NaOH
Laju volumetrik (Q)	=	5657.7708	ft ³ /jam	=	1.5716	ft ³ /s	

For turbulent flow (NRe > 2100) in steel pipes $D_i < 1$ in

Persamaan 45 (Peters, M. S & Timmerhaus, K. D., 1991: 496):

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 4.7 \times q_f^{0.49} \times \rho^{0.14} \\ D_{i,opt} &= 4.7 \times \left[1.5716 \right]^{0.49} \times \left[0.0869 \right]^{0.14} \\ &= 4.1667 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standar dengan spesifikasi dari appendix A.5

(Geankoplis, C.J., 1993: 996):

Nominal pipe size, NPS	=	1/2	in	=	0.0417	ft
Schedule number, Sch	=	80				
Outside diameter, OD	=	0.840	in	=	0.0700	ft
Inside diameter, ID	=	0.546	in	=	0.0455	ft
Luas penampang dalam (A)	=	0.00163	ft ²	=	0.2347	in ²

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{1.5716 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0016 \text{ ft}^2} \\
 &= 964.1736 \text{ ft/s} \\
 &= 293.8801 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho_{avg} \times v \times ID}{\mu_{avg}} \\
 &= 5541.8714 \quad (\text{asumsi benar})
 \end{aligned}$$

- *Nozzle* untuk pemasukan propilen oksida, propilen glikol, air dan asam sulfat (B)

Laju bahan baku	=	2932.0079	kg/jam	=	6463.9721	lb/jam
ρ bahan baku	=	1031.9489	kg/m ³	=	64.4225	lb/ft ³
μ bahan baku	=	0.5474	cP	=	0.0004	lb/ft.s
Laju volumetrik (Q)	=	100.3372	ft ³ /jam	=	0.0279	ft ³ /s

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) *in steel pipes* $D_i \geq 1$ in

Persamaan 45 (Peters, M. S & Timmerhaus, K. D., 1991: 496):

$$\begin{aligned}
 D_{i,opt} &= 3.9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
 D_{i,opt} &= 3.9 \times \left[0.0279 \right]^{0.45} \times \left[64.4225 \right]^{0.13} \\
 &= 1.3383 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standar dengan spesifikasi dari appendix A.5

(Geankoplis, C.J., 1993: 996):

Nominal pipe size, NPS	=	1 1/2	in	=	0.1250	ft
Schedule number, Sch	=	80				
Outside diameter, OD	=	1.900	in	=	0.1583	ft
Inside diameter, ID	=	1.500	in	=	0.125	ft
Luas penampang dalam (A)	=	0.01225	ft ²	=	1.7640	in ²

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{Q}{A} \\
 &= \frac{0.0279 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0123 \text{ ft}^2} \\
 &= 2.2752 \text{ ft/s} \\
 &= 0.6935 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{\rho_{avg} \times v \times ID}{\mu_{avg}} \\
 &= 49806.05572 \quad (\text{asumsi benar})
 \end{aligned}$$

b. *Nozzle* pengeluaran produk

- *Nozzle* untuk pengeluaran produk propilen glikol, dipropilen glikol, dan air natrium sulfat (C)

Laju bahan baku	=	3149.0764	kg/jam	=	6942.5262	lb/jam
ρ bahan baku	=	1.8916	kg/m ³	=	4.1702	lb/ft ³
μ bahan baku	=	946.9818	cP	=	0.6364	lb/ft.s
Laju volumetrik (Q)	=	1664.8068	ft ³ /jam	=	0.4624	ft ³ /s

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes $D_i \geq 1$ in

Persamaan 45 (Peters, M. S & Timmerhaus, K. D., 1991: 496):

$$D_{i,opt} = 3.9 \times q_f^{0.45} \times \rho^{0.13}$$

$$D_{i,opt} = 3.9 \times \left[0.4624 \right]^{0.45} \times \left[4.1702 \right]^{0.13}$$

$$= 3.3187 \text{ in}$$

Dipilih ukuran pipa standar dengan spesifikasi dari appendix A.5

(Geankoplis, C.J., 1993: 996):

Nominal pipe size, NPS	=	1 1/2	in	=	0.1250	ft
Schedule number, Sch	=	80				
Outside diameter, OD	=	1.900	in	=	0.1583	ft
Inside diameter, ID	=	1.500	in	=	0.125	ft
Luas penampang dalam (A)	=	0.01225	ft ²	=	1.7640	in ²

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0.4624 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0123 \text{ ft}^2}$$

$$= 37.7507 \text{ ft/s}$$

$$= 11.5064 \text{ m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho_{avg} \times v \times ID}{\mu_{avg}}$$

$$= 30.9226 \quad (\text{asumsi salah})$$

c. Nozzle untuk hand hole (D)

Dimensi hand hole

hand hole direncanakan dengan diameter 8 in standar 150 lb

forged slip on-flange (168) gambar 12.3

(Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 222):

Nominal pipe size, NPS	=	8	in
Diameter luar flange, A	=	13 1/2	in
Ketebalan flange, T	=	1 1/8	in
Diameter luar pembesaran permukaan, R	=	10 5/8	in
Diameter pusat dari dasar, E	=	9 11/16	in
Panjang, L	=	1 3/4	in
Diameter dari bore, B	=	8.72	in
Jumlah hole	=	8	buah
Diameter hole	=	7/8	in
Diameter baut	=	3/4	in
Bolt circle	=	11 3/4	in

Tutup *hand hole*

Dipilih standar 150 lb *blind flange* (168) gambar 12.6

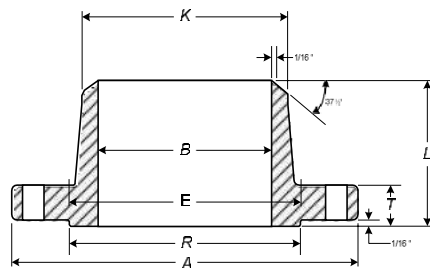
(Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 222):

Nominal pipe size, NPS	=	8	in
Diameter luar <i>flange</i> , A	=	13 1/2	in
Tebal <i>flange</i> minimum, T	=	1 1/8	in
Diameter luar pembesaran permukaan, R	=	10 5/8	in
Diameter lubang baut	=	7/8	in
Jumlah <i>hole</i>	=	8	buah
Diameter baut	=	3/4	in
<i>Bolt circle</i>	=	11 3/4	in

Menentukan ukuran *flange* lubang (*nozzle*)

Keseluruhan leher *nozzle* di sambung dengan *flange* tipe *welding-neck flanges* standar 150 lb *steel* berdasarkan ASA B16E-1939

(Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 221).



Berdasarkan gambar 12.2, diperoleh dimensi *flange* sebagai berikut

(Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 221):

Nozzle	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	1/2	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	0.84	1 7/8	0.62
B	1 1/2	5	11/16	2 7/8	2 9/16	1.9	2 7/16	1.61
C	1 1/2	5	11/16	2 7/8	2 9/16	1.9	2 7/16	1.61
D	8	13 1/2	1 1/8	10 5/8	9 11/16	8.63	4	7.98

Keterangan:

- A : Diameter luar *flange*, in
- T : Ketebalan *flange* minimum, in
- R : Diameter luar pembesaran permukaan, in
- E : Diameter pusat dari dasar, in
- K : Diameter hubungan pada titik pengelasan, in
- L : Panjang julukan, in
- B : Diameter dalam *flange*, in

Walls thickness required (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 263):

$$Shell t_r = \frac{P_{desain} \times r_i}{\left[f \times E - 0.6 \times P_{desain} \right]} + C$$

$$= \frac{17.7527 \text{ Psi} \times 14.8125 \text{ in}}{\left[\frac{17000 \times 0.8}{0.1444 \text{ in}} - 0.6 \times 17.7527 \text{ Psi} \right]} + 0.125$$

$$\begin{aligned} \text{Nozzle } t_m &= \frac{P_{\text{desain}} \times r_i}{\left[\frac{f \times E}{17000 \times 0.8} - 0.6 \times P_{\text{desain}} \right]} + C \\ &= \frac{17.7527 \text{ Psi} \times 0.2730 \text{ in}}{\left[\frac{17000 \times 0.8}{0.1254 \text{ in}} - 0.6 \times 17.7527 \text{ Psi} \right]} + 0.125 \end{aligned}$$

Area of reinforcement required :

$$A = t_{rs} \times d_n$$

$$A_1 = (t_s - t_{rs}) \times d_n$$

$$A_2 = 2 \times (t_n - t_{rn}) \times (2.25 (t_n + t_p))$$

$$A_3 = (t_{w0}^2 + t_{w1}^2)$$

$$A_4 = (d_p - d_n - 2t_n) t_p$$

Keterangan:

t_n = Tebal *nozzle*

t_{rn} = Tebal teoritis *nozzle*

t_p = Tebal penguat *nozzle*

t_{w0} = $0.5 (t_{\min})$

t_{w1} = $0.7 (t_{\min})$

Apabila $A_1 + A_2 > A$ maka, nilai A diterima.

$$\begin{aligned} A &= 0.1444 \text{ in} \times 4.1667 \text{ in} \\ &= 0.6015 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_1 &= \left[0.1875 \text{ in} - 0.1444 \text{ in} \right] \times 4.1667 \text{ in} \\ &= 0.1798 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_2 &= 2 \times 0.11 \text{ in} - 0.1254 \text{ in} \\ &\quad \times \left[2.25 \times (0.13 \text{ in} + 0.5 \text{ in}) \right] \\ &= 1.3169 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_3 &= \left[0.5 \right]^2 + \left[0.7 \right]^2 \\ &= 0.7400 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_4 &= \left[1 \frac{3}{8} \text{ in} - 4.1667 \text{ in} - \left(2 \times 0.99 \text{ in} \right) \right] \times 0.5 \text{ in} \\ &= -1.8334 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_1 + A_2 &= 0.1798 \text{ in}^2 + 1.3169 \text{ in}^2 \\ &= 1.4966 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Karena $A_1 + A_2 > A$ maka, nilai A bisa diterima, jadi tidak perlu penguat.

Load to carried by welds :

$$\begin{aligned} W &= (A - A_1) \times f \\ &= \left[0.6015 \text{ in}^2 - 0.1798 \text{ in}^2 \right] \times 17000 \text{ psi} \\ &= 7168.4780 \text{ lb} \end{aligned}$$

Unit stress :

$$\begin{aligned} \text{Shear in fillet weld} &= 0.5 \times f \\ &= 0.5 \times 17000 = 8500 \text{ psi} \\ \text{Tension ingroove weld} &= 0.7 \times f \\ &= 0.7 \times 17000 = 11900 \text{ psi} \\ \text{Shear in nozzle weld} &= 0.7 \times f \\ &= 0.7 \times 17000 = 11900 \text{ psi} \end{aligned}$$

Strength of connection elements :

$$\begin{aligned} \text{A, inner fillet weld} &= 1.570 \times 12.750 \\ &\quad \times 0.375 \times 8500 \\ &= 63805.7813 \text{ lb} \\ \text{B, nozzle neck in shear} &= 1.570 \times 12.250 \\ &\quad \times 0.5000 \times 11900 \\ &= 114433.3750 \text{ lb} \\ \text{C, groove weld in tension} &= 1.570 \times 12.750 \\ &\quad \times 0.750 \times 11900 \\ &= 178656.1875 \text{ lb} \\ \text{D, outer fillet weld} &= 1.570 \times 18.750 \\ &\quad \times 0.312 \times 8500 \\ &= 78068.2500 \text{ lb} \end{aligned}$$

Merancang sambungan tutup (*head*) dengan dinding *neutralizer*

Bagian tutup *neutralizer* dan bagian *shell neutralizer* dihubungkan secara *flange* dan *bolting* untuk mempermudah perbaikan dan perawatan *neutralizer*.

a. Gasket

Berdasarkan 12.11 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 228):

Bahan konstruksi = *Asbestos filled*

Gasket factor, m = 2.75

Min design seating stress, y = 3700 psi

Perhitungan tebal *gasket*

Persamaan 12.2 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 226):

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - p \cdot m}{y - p(m + 1)}}$$

Keterangan:

d_o = Diameter luar *gasket*

d_i = Diameter dalam *gasket* = 30 in = 2 ft

$$\begin{aligned}
 y &= \text{Yield stress} &= & 3700 \text{ psi} \\
 p &= \text{Internal pressure} &= & 17.7527 \text{ psi} \\
 m &= \text{Gasket factor} &= & 2.75
 \end{aligned}$$

Maka,

$$\frac{d_o}{2.5} = \left(\frac{3651.1801}{3633.42741} \right)^{0.5}$$

$$\frac{d_o}{2.5} = 1.00244 \text{ ft}$$

$$d_o = 2.50609 \text{ ft}$$

$$d_o = 30.0731 \text{ in} = 0.7639 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar gasket minimum} &= \frac{d_o - d_i}{2} \\
 &= \frac{30.0731 \text{ in} - 30 \text{ in}}{2} \\
 &= 0.0365 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Diambil gasket (n)} = 1/2 \text{ in} = 0.50 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter rata-rata gasket (G)} &= d_i + n \\
 &= 30 \text{ in} + 0.50 \text{ in} \\
 &= 30.5000 \text{ in} \\
 &= 2.5417 \text{ ft} = 0.7747 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Bolting (baut)

Berdasarkan appendix D-4 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 344):

Bahan Konstruksi = *High alloy steel SA-193 grade B8c tipe 347*

Tensile strength minimum = 75000 psia

Allowable stress (f) = 15000 psia

Perhitungan beban baut

Beban *gasket* supaya tidak bocor (H_y)

Persamaan 12.88 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 240):

$$W_{m2} = H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

Gambar 12.12 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 229):

$$\begin{aligned}
 b_o &= \frac{n}{2} \\
 &= \frac{0.5000 \text{ in}}{2} \\
 &= 0.25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$b = b_o$ jika $b_o \leq 0.25$

Jadi, $b = 0.25 \text{ in}$

Sehingga,

$$H_y = \pi \cdot b \cdot G \cdot y$$

$$= 3.14 \times 0.25 \times 30.5000 \times 3700 \text{ psi}$$

$$= 88587.25 \text{ lb (W}_{m2})$$

Beban baut agar tidak bocor (H_p)

Persamaan 12.90 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 240):

$$H_p = 2 \cdot \pi \cdot b \cdot G \cdot m \cdot p$$

$$= 2 \times 3.14 \times 0.25 \times 30.5000 \times 2.75 \times 17.7527$$

$$= 2337.7409 \text{ lb}$$

Beban karena tekanan dalam (H)

Persamaan 12.89 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 240):

$$H = \pi/4 \cdot G^2 \cdot p$$

$$= 12963.8359 \text{ lb}$$

Total berat beban pada kondisi operasi (W_{m1})

Persamaan 12.91 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 240):

$$W_{m1} = H + H_p$$

$$= 12963.8359 \text{ lb} + 2337.7409 \text{ lb}$$

$$= 15301.5768 \text{ lb}$$

Karena $W_{m2} > W_{m1}$ maka, yang mengontrol adalah W_{m2} .

Perhitungan luas minimum *bolting area*

Persamaan 12.92 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 240):

$$A_{m2} = \frac{W_{m2}}{f_a}$$

$$= \frac{88587.2500 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 5.9058 \text{ in}^2$$

$$= 0.0410 \text{ ft}^2$$

Perhitungan *bolting optimum*

Berdasarkan tabel 10.4 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 188):

Ukuran baut = 7/8

Root area, $A_B = 0.419 \text{ in}^2$

$$\text{Jumlah bolting optimum} = \frac{A_{m2}}{\text{Root area, } A_B}$$

$$= \frac{5.9058 \text{ in}^2}{0.419 \text{ in}^2}$$

$$= 14 \text{ buah}$$

Berdasarkan tabel 10.4 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 188):

Bolt spacing distance preference (Bs) = 2.0625 in

Minimum radial distance, R = 1 1/4 in

Edge distance (E) = 1 5/16 in

$$\text{Bolting circle diameter (C)} = D_{i,shell} + 2(1.1415 \cdot g_o + R)$$

Dimana:

$$D_{i,shell} = 29.6250 \text{ in}$$

$$g_o = t_s = 0.1875 \text{ in}$$

Maka,

Bolting circle diameter (C)

$$\begin{aligned} C &= 29.6250 + 2 \times [1.1415 \times 0.1875 + 1 \frac{1}{4}] \\ &= 29.6250 + 2.9281 \\ &= 32.5531 \text{ in} \\ &= 2.7127 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diameter luar flange

$$\begin{aligned} \text{OD} &= C + 2 \times E \\ &= 32.5531 \text{ in} + 2 \times 1 \frac{1}{3} \text{ in} \\ &= 35.1781 \text{ in} \end{aligned}$$

Check lebar gasket

$$\begin{aligned} A_{b \text{ aktual}} &= \text{Jumlah bolt} \times \text{root area} \\ &= 14 \times 0.419 \text{ in}^2 \\ &= 5.9058 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum

$$\begin{aligned} L &= \frac{A_{b \text{ aktual}} \times f_{allow}}{2 \cdot \pi \cdot y \cdot G} \\ &= \frac{5.9058 \text{ in} \times 15000 \text{ psia}}{2 \times 3.14 \times 3700 \text{ psi} \times 30.5000 \text{ in}} \\ &= 0.1250 \text{ in} \end{aligned}$$

Karena $L < 0.50 \text{ in}$ jadi perhitungan *bolting* optimum memenuhi.

Perhitungan moment

Persamaan 12.94 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned} W &= \left(\frac{A_m + A_b}{2} \right) \times f_a \\ &= \frac{5.9058 \text{ in} + 5.9058 \text{ in}}{2} \times 15000 \text{ psi} \\ &= 88587.25 \text{ lb} \end{aligned}$$

Persamaan 12.101 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{C - G}{2} \\ &= \frac{32.5531 \text{ in} - 30.5000 \text{ in}}{2} \\ &= 1.0265 \text{ in} \end{aligned}$$

Tabel 12.4 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 241):

$$\begin{aligned}
M_a &= W \times h_G \\
&= 88587.25 \text{ lb} \times 1.0265 \text{ in} \\
&= 90937.5805 \text{ lb.in}
\end{aligned}$$

Dalam kondisi operasi

Persamaan 12.95 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned}
W &= W_{m2} \\
&= 88587.2500 \text{ lb}
\end{aligned}$$

Persamaan 12.96 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$H_D = 0.79 \times B^2 \times P$$

Keterangan:

$$\begin{aligned}
B &= \text{Shell outside diameter (OD)} = 30.073 \text{ in} \\
P &= \text{Internal pressure} = 17.7527 \text{ lb/in}^2
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H_D &= 0.79 \times (30.0731 \text{ in})^2 \times 17.7527 \text{ lb/in}^2 \\
&= 12683.7328 \text{ lb}
\end{aligned}$$

Jarak *radial bolt circle* pada aksi (h_D)

Persamaan 12.100 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned}
h_D &= \frac{C - B}{2} \\
&= \frac{32.5531 \text{ in} - 30.0731 \text{ in}}{2} \\
&= 1.2400 \text{ in}
\end{aligned}$$

Moment M_D

Persamaan 12.96 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned}
M_D &= H_D \times h_D \\
&= 12683.7328 \text{ lb} \times 1.2400 \text{ in} \\
&= 15727.7213 \text{ lb.in}
\end{aligned}$$

Persamaan 12.98 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned}
H_G &= W - H \\
&= W_{m1} - H \\
&= 88587.2500 \text{ lb} - 12963.8359 \text{ lb} \\
&= 75623.4141 \text{ lb}
\end{aligned}$$

Moment M_G

Persamaan 12.98 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned}
M_G &= H_G \times h_G \\
&= 75623.4141 \text{ lb} \times 1.0265 \text{ in} \\
&= 77629.7978 \text{ lb.in}
\end{aligned}$$

Persamaan 12.97 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned}
 H_T &= H - H_D \\
 &= 12963.8359 \text{ lb} - 12683.7328 \text{ lb} \\
 &= 280.1031 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Persamaan 12.102 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned}
 h_T &= \frac{h_D + h_G}{2} \\
 &= \frac{1.2400 \text{ in} + 1.0265 \text{ in}}{2} \\
 &= 1.1333 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Moment M_T

Persamaan 12.97 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned}
 M_T &= H_T \times h_T \\
 &= 280.1031 \text{ lb} \times 1.1333 \text{ in} \\
 &= 317.4301 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Moment total pada keadaan operasi

Persamaan 12.99 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 242):

$$\begin{aligned}
 M_0 &= M_D + M_G + M_T \\
 &= [15727.72129 + 77629.79779 + 317.4301] \text{ lb.in} \\
 &= 93674.9491 \text{ lb.in}
 \end{aligned}$$

Karena $M_a < M_0$ maka, $m_{\max} = M_0 = 93674.9491 \text{ lb.in}$

c. *Flange*

Appendix D-4 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 342):

Bahan Konstruksi = *Stainless Steel SA-167 G-11 Tipe 316*

Tensile strength minimum = 75000 psi

Allowable stress, f = 18750

Type Flange = *Ring flanges the loose type*

Perhitungan tebal *flange*

Untuk tipe *ring flanges of the loose type*

Persamaan 12.85 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 239):

$$f_T = \frac{Y \times M_0}{t^2 \times B}$$

Sehingga, didapatkan rumus:

$$t = \sqrt{\frac{Y \times M}{f \times B}}$$

$$k = \frac{A}{B}$$

Keterangan:

A = Diameter luar *flange* = 35.1781 in = 2.9315 ft

B = Diameter dalam *flange* = 29.6250 in = 2.4687 ft

f = *Allowable stress* bahan = 18750 psi

Maka,

$$k = \frac{2.9315 \text{ ft}}{2.4687 \text{ ft}} \\ = 1.18745$$

Gambar 12.22 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 238):

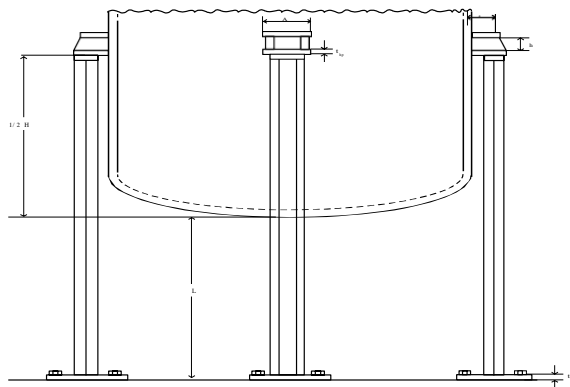
$$Y = 24$$

$$M = 93674.9491 \text{ lb.in}$$

Sehingga, tebal *flange*

$$t = \left(\frac{24 \times 93674.9491}{18750 \times 29.6250} \right)^{0.5} \\ = 2.0118 \text{ in} \\ = 0.1677 \text{ ft}$$

F. Menentukan penyangga dan pondasi *neutralizer*



a. Perhitungan beban penyangga

- Berat bagian *shell*

Persamaan 9.1 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 156):

$$W_{shell} = \frac{\pi}{4} \times \left(OD^2 - ID^2 \right) \times H \times \rho$$

Keterangan:

$$ID_t = \text{Diameter dalam shell} = 0.7525 \text{ m} = 29.625 \text{ in}$$

$$OD_t = \text{Diameter luar shell} = 0.762 \text{ m} = 30 \text{ in}$$

$$H_R = \text{Tinggi shell neutralizer} = 1.5050 \text{ m} = 59.25 \text{ in}$$

$$\rho = \text{Densitas steel} = 0.283 \text{ lb/in}^3$$

$$W_{shell} = \frac{3.14}{4} \times \left(30^2 - 29.625^2 \right) \times 59.25 \times 0.283 \\ = 294.3094 \text{ lb}$$

- Berat tutup *neutralizer*

$$W_{tutup} = 0,084672 (OD_H^3 - ID_H^3) \times \rho$$

Keterangan:

$$ID_H = \text{Diameter dalam shell} = 0.7525 \text{ m} = 29.625 \text{ in}$$

$$OD_H = \text{Diameter luar shell} = 0.762 \text{ m} = 30 \text{ in}$$

$$\rho = \text{Densitas steel} = 0.283 \text{ lb/in}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka,} \\ W_{\text{tutup}} &= 0.084672 \text{ lb} \left[30 \right]^3 - \left[29.625 \right]^3 \times 0.283 \\ &= 23.9597 \end{aligned}$$

- Berat bahan dalam *neutralizer*

$$W_{\text{bahan}} = V \times \rho_L$$

Keterangan:

$$V = \text{Volume bahan dalam } \textit{neutralizer} = 2.1981$$

$$\rho_L = \text{Densitas larutan} = 118.0858$$

Maka,

$$\begin{aligned} W_{\text{bahan}} &= 2.1981 \text{ ft}^3 \times 118.0858 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 259.569597 \text{ lb} \end{aligned}$$

- Berat pengaduk dan poros pengaduk

$$W_{\text{pengaduk}} = 83.6423 \text{ lb}$$

- Berat total

$$\begin{aligned} W_T &= W_{\text{shell}} + (2 \times W_{\text{tutup}}) + W_{\text{bahan}} + W_{\text{pengaduk}} \\ &= 294.3094 + \left[2 \times 23.9597 \right] + 259.569597 \\ &\quad + 83.6423 \\ &= 685.440726 \text{ lb} \end{aligned}$$

Untuk berat perlengkapan yang lain seperti baut, *flange*, *nozzle*, dan lain-lain serta faktor keselamatan, maka berat *neutralizer* untuk perhitungan sistem penyangga ditambah 25 %. Sehingga,

$$\begin{aligned} W_R &= 1.25 \times W_T \\ &= 1.25 \times 685.440726 \text{ lb} \\ &= 856.8009 \text{ lb} \end{aligned}$$

b. Perhitungan *leg support* (kaki penyangga)

Direncanakan penyangga yang digunakan adalah jenis *I-beam*.

Beban yang diterima penyangga:

Persamaan 10.76 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 197):

$$P = \frac{4 \times P_w \times (H - L)}{n \times D_{bc}} + \frac{\Sigma W}{n}$$

Dimana:

P = Beban yang diterima penyangga

P_w = Tekanan angin yang digunakan

H = Total panjang kaki

L = Jarak dari pondasi sampai bawah *vessel* (*vessel bottom*)

W = Beban *neutralizer*

n = Jumlah penyangga

Karena, direncanakan *neutralizer* termasuk dalam bejana pendek serta memiliki penyangga yang tidak terlalu tinggi maka, beban karena angin diabaikan

atau: $P_w = 0$

Sehingga,

$$P = \frac{W}{n}$$

Keterangan:

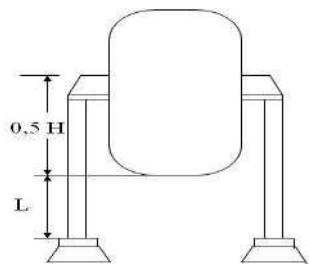
W = Beban *neutralizer* = 856.8009 lb

n = Jumlah penyangga = 4 buah

Maka,

$$P = \frac{856.8009 \text{ lb}}{4}$$

$$= 214.200227 \text{ lb}$$



Total panjang *leg* (kaki), H adalah

H = Tinggi *neutralizer* sampai pondasi + 1/2 tinggi *neutralizer*

$$H = L + \left[0.5 \times H_R \right]$$

Ditetapkan::

$H_R = 1.8715 \text{ m} = 6.13988892 \text{ ft} = 73.6787$

$L = 1.5 \text{ m} = 4.9212 \text{ ft} = 59.0544$

Maka,

$$H = 4.9212 + \left[0.5 \times 6.13988892 \right]$$

$$= 7.9911 \text{ ft}$$

$$= 95.8937 \text{ in}$$

$$= 2.4357 \text{ m}$$

Berdasarkan appendix G item 2 dipilih *I-beam* dengan spesifikasi (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 355):

Ukuran = 4 in = 4 x 2 5/8

Berat = 9.5 lb/ft

Luas penampang, $A = 2.76 \text{ in}^2 = 0.00178 \text{ m}^2$

Depth of beam, $h = 5 \text{ in} = 0.127 \text{ m}$

Width of flange, $b = 3.284 \text{ in} = 0.08341 \text{ m}$

Dicoba dipasang dengan *axis* 1-1

Appendix G item 2 (Browneel, L.E. & Young, E.H, 1959: 355):

$$I = 6.7 \text{ in}^4$$

$$r = 1.56 \text{ in}$$

Tekanan yang diterima I-beam, f_c

$$\begin{aligned} \frac{I}{r} &= \frac{6.7 \text{ in}^4}{1.56 \text{ in}} \\ &= 4.29487 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

Untuk l/r diantara 0 - 60 nilai maksimum $P/A = 15000$ (Brownell, hal. 67)

Sehingga,

Luas yang dikenai komposisi (A_{hitung}): ($A_{beam} = 2.76 \text{ in}^2$)

$$\begin{aligned} A_{hitung} &= \frac{P}{f_c} \\ &= \frac{214.2002 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2} \\ &= 0.0143 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Ternyata $A_{hitung} < A_{beam}$, maka ukuran I-beam bisa digunakan.

c. Perancangan baut

Appendix D item 4 (Brownell, L. E & Young, E. H., 1959: 344):

Bahan konstruksi : SA-193

Grade : B6

Tipe : 416

Komposisi nominal : 13 Cr

dengan nilai tegangan maksimum yang diijinkan ($f = 19300 \text{ lb/in}^2$)

- Menentukan diameter baut

$$P = \frac{W}{n}$$

Dimana:

$n =$ Jumlah baut $= 4$

Maka,

$$\begin{aligned} W &= \frac{214.2002 \text{ lb}}{4} \\ &= 53.5501 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$f_s = \frac{W}{A_b}$$

Dimana:

$A_b =$ Luas penampang baut

Maka,

$$\begin{aligned} A_b &= \frac{W}{f_s} \\ &= \frac{53.5501 \text{ lb}}{19300 \text{ lb/in}^2} \\ &= 0.0028 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_b &= \frac{1}{4} \times \pi \times d_b^2 \\
 d_b &= \left(\frac{4 \times A_b}{\pi} \right)^{0.5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0.0028 \text{ in}^2}{3.14} \right)^{0.5} \\
 &= 0.0595 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tabel 10.4 (Browneel, L. E & Young, E. H., 1959: 188):

Diameter baut (d_b)	=	1/2	in
Luas permukaan (A_b)	=	0.126	in ²
<i>Bolt spacing</i> (B)	=	1 1/4	in
<i>Radial distance</i> (R)	=	4/5	in
<i>Edge distance</i> (E)	=	5/8	in
<i>Nut dimention</i>	=	7/8	in
<i>Max fillet radius</i>	=	1/4	in

Maka,

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hitung}} &= f_s \times A_b \\
 &= 19300 \text{ lb/in}^2 \times 0.126 \text{ in}^2 \\
 &= 2431.8 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{aktual}} = 53.5501 \text{ lb}$$

$P_{\text{hitung}} > P_{\text{aktual}}$, maka ukuran baut dapat digunakan.

d. Perencanaan *lug* dan *gusset*

Digunakan 2 buah *plate* horisontal (untuk *lug*) dan 2 buah *plate* vertikal (untuk *gusset*).

- Lebar *plate* horisontal/*lug* (a)

$$\begin{aligned}
 a &= 2 \times d_b + 3 \text{ in} \\
 &= 2 \times \frac{1}{2} \text{ in} + 3 \text{ in} \\
 &= 4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Jarak *gusset* (b)

$$\begin{aligned}
 b &= 2 \times d_b + 2.509 \text{ in} \\
 &= 2 \times \frac{1}{2} \text{ in} + 2.509 \text{ in} \\
 &= 3.5090 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perancangan Tebal *Plate* Horisontal

Bahan konstruksi *plate* adalah *steel* dengan *poison ratio* (μ) = 0.3

$$\begin{aligned}
 1 &= a + \frac{1}{2} b \\
 &= 4.0000 \text{ in} + \left(\frac{1}{2} \times 3.5090 \text{ in} \right) \\
 &= 5.7545 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\frac{b}{l} = \frac{3.5090 \text{ in}}{5.7545 \text{ in}} = 0.6098 \approx 1$$

Untuk $b/l = 1$ diperoleh dari tabel 10.6

$$(\text{Browneel, L. E \& Young, E. H., 1959: 192}): \gamma_1 = 0.565$$

Beban kompresi terhadap *plate* horizontal dihitung dengan menggunakan Persamaan 10.40 (Browneel, L. E & Young, E. H., 1959: 192):

$$M_y = \frac{P}{4 \times \pi} \left[\left(1 + \mu \right) \ln \left(\frac{2 \times l}{\pi \times e} \right) + \left(1 - \gamma_1 \right) \right]$$

Dimana:

M_y = Maksimum *bending moment* sepanjang *axis radial*, lb

P = Beban yang diterima baut = 214.2002269 lb

m = *Poison ratio* = 0.3

e = *nut dimention*

$$= \frac{2}{7/8 \text{ in}} = \frac{2}{0.875 \text{ in}}$$

$$= 0.4375 \text{ in}$$

l = Lebar *plate* horizontal = 5.7545 in

Maka:

$$M_y = \frac{214.200227}{4 \times 3.14} \times \left[\left(1 + 0.3 \right) \ln \left(\frac{2 \times 5.7545}{3.14 \times 0.4375} \right) + 1 - 0.565 \right] = 54.5436 \text{ lb}$$

Maka tebal *plate* horizontal, t_{hp} :

Persamaan (Browneel, L. E & Young, E. H., 1959: 192):

$$t_{hp} = \left[\frac{6 \times M_y}{f_{maks}} \right]^{0.5} = \left[\frac{6 \times 54.5436 \text{ lb}}{19300 \text{ lb/in}^2} \right]^{0.5} = 0.1302 \text{ in}$$

Digunakan tebal *plate* horizontal = 5/8 in = 1.5875 cm

Tebal *plate* vertikal

$$t_g = 0.375 \times t_{hp}$$

$$= 0.375 \times 0.6250 \text{ in}$$

$$= 0.2344 \text{ in}$$

Digunakan tebal *plate* vertikal = 1/2 in = 1.2700 cm

e. Perancangan *base plate*

Dipilih *base plate* bentuk persegi panjang.

Beban tiap *plate* = beban I *beam* + berat *leg*
 Diketahui beban *leg* (beban yang diterima I *beam*) = 214.2002 lb
 Berat *leg* (kaki) = berat I *beam* x panjang *leg* (H)
 = 9.5 lb/ft x 7.9911 ft
 = 75.9159 lb
 Beban tiap *plate* (P) = beban I *beam* + berat *leg*
 = 214.2002 lb + 75.9159 lb
 = 290.1161 lb

Luasan *base plate* (A_{bp})

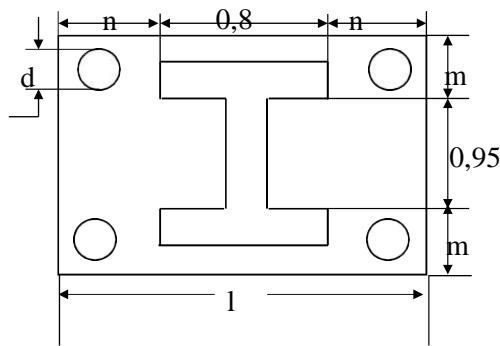
$$A_{bp} = \frac{(2 \times n + 0.8 \times b) \times (2 \times m + 0.95 \times h)}{f_{base\ plate}}$$

Nilai $f_{base\ plate}$ sama dengan *bearing capacity fondaty base plate*, dipilih pondasi beton dengan nilai *bearing capacity* = 600 psi
 Bahan konstruksi *base plate* adalah SA-201 grade B dengan tegangan yang diijinkan sebesar 15000 psi. Maka:

$$A_{bp} = \frac{290.1161}{600} = 0.4835 \text{ in}^2$$

Untuk perhitungan awal diasumsikan $m = n$

$$A_{bp} = (2 \times n + 0.8 \times b) \times (2 \times m + 0.95 \times h)$$



$$A_{bp} = (2 \times n + 0.8 \times b) \times (2 \times m + 0.95 \times h)$$

$$0.4835 = 2 \times m + 0.8 \times 3.284 \times 2 \times m + 0.95 \times 5$$

$$0.4835 = 2 \times m + 2.6272 \times 2 \times m + 0.95 \times 5$$

$$0.4835 = 2 \times m + 2.6272 \times 2 \times m + 4.75$$

$$0.4835 = 4 \text{ m}^2 + 14.7544 \text{ m} + 12.4792$$

$$0 = 4 \text{ m}^2 + 14.7544 \text{ m} + 11.9957$$

$$m = 3.2268 \text{ i}$$

Lebar *base plate* = $2n + 0.8b$
 = $2 \times 3.2268 + 1 \times 3.284$
 = $9.08 \approx 10 \text{ in}$

a
b
c
x1

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang } base \text{ plate} &= 2 m + 0,95 h \\
 &= 2 \times 3.2268 + 0.95 \times 5 \\
 &= 11.204 \approx 12.0 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A_{\text{baru}} &= \text{panjang} \times \text{lebar} \\
 &= 12 \times 10 \\
 &= 120 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Nilai $A_{\text{baru}} > A_{\text{bp}}$ maka *base plate* yang dirancang dapat menahan beban *neutralizer* dan penyangga.

$$\begin{aligned}
 \text{Beban yang harus ditahan} &= \frac{\text{beban } base \text{ plate}}{A_{\text{base plate}}} \\
 &= \frac{290.1161 \text{ lb}}{120 \text{ in}^2} \\
 &= 2.4176 \text{ lb/in}^2 \\
 &\leq 600 \text{ psia (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar } base \text{ plate} &= 2n + 0,8 b \\
 10.0 &= 2n + 0.8 \times 3.28 \\
 n &= 3.69 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang } base \text{ plate} &= 2m + 0,95 h \\
 12 &= 2m + 0.95 \times 5 \\
 m &= 3.63 \text{ in} = 0.0921 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Karena $n > m$, maka n yang mengontrol pada pemilihan tebal *base plate*.

$$\text{Tebal } base \text{ plate} = \left[0.00015 \times P \times n^2 \right]^{0.5}$$

Dimana:

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{\text{Tekanan } base \text{ plate}}{\text{beban } base \text{ plate}} \\
 &= \frac{290.1161 \text{ lb}}{120 \text{ in}^2} \\
 &= 2.4176 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{bp} &= \left[0.00015 \times 2.418 \times 3.69^2 \right]^{0.5} \\
 &= 0.0702 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Digunakan tebal } base \text{ plate} \text{ standar} = 1/8 \text{ in} = 0.0032 \text{ m}$$

Tekanan pada baut *base plate*:

$$P = \frac{W_{\text{base plate}}}{n}$$

$$= \frac{290.1161 \text{ lb}}{4}$$

$$= 72.5290 \text{ lb}$$

Luasan baut pada *base plate* :

$$A_b = \frac{P}{f_s}$$

$$= \frac{72.5290 \text{ lb}}{15000 \text{ lb/in}^2}$$

$$= 0.0048 \text{ in}^2$$

Diameter baut:

$$d_b = \left(\frac{4 \times A_b}{\pi} \right)^{0.5}$$

$$= \left(\frac{4 \times 0.0048}{3.14} \right)^{0.5}$$

$$= 0.0785 \text{ in}$$

Tabel 10.4 (Browneel, L. E & Young, E. H., 1959: 188):

Dipilih baut dengan ukuran diameter = 1/2 in

Perancangan *Anchor*

Diambil panjang *anchor* = 8 in

Diameter *anchor* = Diameter baut = 0.5000 in

Perancangan Pondasi

Beban pada netralizer, W = 856.8009 lb

Densitas beton, ρ = 150 lb/ft³ = 0.087 lb/in³

(www.engineeringtoolbox.com)

Berat *base plate*, W_{bp} = panjang *base plate* x lebar *base plate* x tebal x ρ beton

$$= 12 \times 10.0 \times 0.1250 \times 0.087$$

$$= 1.3021 \text{ lb}$$

Berat tiap penyangga, W_p

L = Tinggi kolom = 95.8937 in

A = Luas kolom I *beam* = 2.76 in²

F = Faktor koreksi = 1

ρ = Densitas bahan konstruksi = 0.0868 lb/in³

$W_p = L \cdot A \cdot F \cdot \rho$

$$= 95.8937 \times 2.7600 \times 1 \times 0.0868$$

$$= 22.9745 \text{ lb}$$

Berat total = berat total + berat *base plate* + berat penyangga

$$= 856.801 + 1160.5 + 91.898$$

$$= 2109.163 \text{ lb}$$

Diambil ukuran pondasi:

$$\begin{aligned}
\text{Luas atas} &= 15 \text{ in} \times 15 \text{ in} \\
\text{Luas bawah} &= 19 \text{ in} \times 19 \text{ in} \\
\text{Tinggi pondasi} &= 19 \text{ in} \\
\rho \text{ beto} &= 150 \text{ lb/ft}^3 = 0.0868 \text{ lb/in}^3
\end{aligned}$$

$$\text{Panjang sisi rata-rata} = \frac{15 + 19}{2} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Luas permukaan rata-rata} = 10 \times 10 = 90 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pondasi} &= \text{luas permukaan rata-rata} \times \text{tinggi pondasi} \\ &= 90 \times 19 = 1715 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat pondasi} &= 1715 \times 0.087 \text{ lb/in}^3 \\ &= 148.8498 \text{ lb} \end{aligned}$$

Digunakan *cement sand* dan *graver* dengan *safe bearing power*

minimum $5 \text{ ton/ft}^2 = 76,54 \text{ lb/in}^2$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan pada tanah} &= \frac{4 \times \text{Berat pondasi} + \text{Berat total}}{\text{Luas rata-rata}} \\ &= \frac{4 \times 149 \text{ lb} + 2109.1635 \text{ lb}}{90 \text{ in}^2} \\ &= 29.9675 \text{ lb/in}^2 \\ &= 1.8139 \text{ ton/ft}^2 \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

Tekanan tanah di antara 5 - 10 ton/ft²

Persamaan 12-3 Hesse Hal 334

$$d = \left(\frac{a}{57} \right) P^{0.5}$$

Dimana:

d = Bagian vertikal dari pondasi, in

a = Bagian horizontal

P = Tekanan pada tanah, lb/ft²

Slope (a/d):

$$\begin{aligned} \frac{a}{d} &= \left(\frac{57}{P^{0.5}} \right) \\ &= \frac{57}{\left(29.9675 \right)^{0.5}} \\ &= 10.4124 \end{aligned}$$

$$\text{Kemiringan pondasi} = \frac{19 - 15}{15}$$

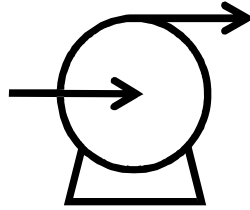
$$= 0.2500$$

Kemiringan pondasi <<< *slope* (a/d), maka pondasi dengan dimensi tersebut dapat digunakan.

RESUME	
Nama alat	<i>Neutralizer</i>
Kode	N-210
Fungsi	Menetralisasi Asam Sulfat dengan menambahkan Natrium Hidroksida menjadi Natrium Sulfat
Tipe	Silinder tegak dilengkapi dengan pengaduk.
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-316 Grade A</i>
Jumlah	1 buah
Tekanan	1 atm
Temperatur	56 °C
Kapasitas	0.0896 m ³ = 89.6313 L
Tekanan desain	17.7527 psi
Dimensi:	
- Silinder	
Diameter dalam	0.7525 m
Diameter luar	0.7620 m
Tinggi	1.5050 m
Tebal	0.0048 m
- Tutup	
Jenis	<i>Torispherical Dished Head</i>
Tebal	0.0048 m
Tinggi	0.1833 m
- Pengaduk	
Jenis	<i>Propeller with three blades</i>
Jumlah	1 buah
Diameter pengaduk	0.2508 m
Panjang <i>flange and disc</i>	0.0627 m
Tinggi <i>baffle</i>	0.7620 m
Panjang Poros	1.9254 m
Lebar <i>Baffle</i>	0.0635 m
Kecepatan	350 rpm
Power	1 hp
- Leg support	
Jenis	<i>I-beam</i>
Ukuran	4 x 2 5/8
Berat	214.2002 lb
Luas penampang	0.0018 in ²
- Lug and gusset	
Tebal <i>plate</i> :	
horisontal	0.0159 m
vertikal	0.0127 m
- Base plate	

Bahan konstruksi	SA-201 <i>grade B</i>
Ukuran	12 x 10.0 in
Tebal	0.0032 m
- Pondasi	
Bahan konstruksi	<i>Cement Sand and Graver</i>
Luas atas	15 x 15 = 225 in ²
Luas bawah	19 x 19 = 361 in ²
Tinggi	0.4826 m
Tinggi <i>neutralizer</i>	1.8715 m

C.19 Pompa 8 Hasil menuju Flash Drum (L-321)



Fungsi = Alat untuk mengalirkan dari neutralizer ke flash drum

Jumlah = 1 buah

Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1). Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2). Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 304* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 82 = 303.15 K

Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ
	(kg/jam)				(kg/m ³)
CH ₃ OH	6.2146	0.1942	0.0185	23	0.823
H ₂ O	60.5838	3.3658	0.1807	24	0.787
Na ₂ SO ₄	0.3806	0.0039	0.0011	25	1.027
C ₃ H ₈ O ₂	246.4966	3.2434	0.7352	26	1.033
C ₆ H ₁₄ O ₃	21.6181	0.1613	0.0645	27	1.0818
TOTAL	335.2937	6.9686	1.0000		

3). Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$Q_f = \frac{\text{massa}}{\rho} = \frac{335.2937 \text{ Kg/jam}}{\rho}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{1.0270}{\text{Kg/m}^3} \\
&= 326.4788 \text{ m}^3/\text{jam} \\
&= 3.2025 \text{ cuft/s} \\
&= 1437.3877 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

4). Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($NRe > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 4,7 \times Q_f^{0,49} \times \rho^{0,14} \quad (\text{Pers. 46, Peters \& Timmerhaus, hal 365})$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
Di_{opt} &= \text{diameter dalam optimum, in} \\
Q_f &= \text{flowrate, (lb/s)/(kg/s)} \\
\rho &= \text{densitas fluida lb/ft}^3
\end{aligned}$$

maka:

$$\begin{aligned}
Di_{opt} &= 4.7 \times [3.2025 \text{ cuft/s}]^{0.49} \times [\text{\#REF! lb/ft}^3]^{0.14} \\
&= \text{\#REF! in}
\end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 892 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned}
D_{nom} &= 1.000 \text{ in} = 0.083333 \text{ ft} \\
ID &= 0.957 \text{ in} = 0.0798 \text{ ft} \\
OD &= 1.315 \text{ in} = 0.1096 \text{ ft} \\
A &= 0.0050 \text{ ft}^2 = 4.6359 \text{ in}^2 \\
Sch &= 80
\end{aligned}$$

5). Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Qf = laju alir volumetric, ft³/s

A = *inside sectional area*, ft²

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$\begin{aligned}
V &= \frac{3.2025 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0050 \text{ ft}^2} \\
&= 641.7879 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

6). Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{\mu}{\rho \cdot v} = \frac{0.08 \text{ ft} \times 641.7879 \text{ ft/s} \times \text{\#REF! lb/ft}^3}{\text{\#REF! lb/ft.s}}$$

(asumsi aliran turbulen benar)

a. Menghitung Panjang Ekuivalen (Le)

Asumsi panjang pipa lurus (L) = 10 m = 32.808 ft
 ID = 0.0798 ft

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Tipe Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
elbow 90°	3	0.75	2.25	35	1 x 35 x ID=	8.37375
gate valve	1	4.5	4.5	225	1 x 225 x ID=	17.94375
coupling	1.666667	0.04	0.066667	2	249 x 2 x ID=	0.2658333
Total			6.816667			26.583333

Sehingga, $\Sigma L = L + \Sigma Le$
 $= 32.808 + 26.5833 = 59.3913 \text{ ft}$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot ID \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$\Sigma F = \text{Friction loss} \quad (\text{ft.lbf/lbm})$

f = Faktor friksi

v = Kecepatan linier fluida (ft/s)

ΔL = Panjang pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

gc = 32.174 lbm.ft/lbf.s²

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

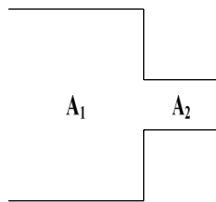
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

Untuk *commercial steel* → $\epsilon = 0.000046 \text{ m}$
 $= 0.000150918 \text{ ft}$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0798} = 0.001892$$

b). *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



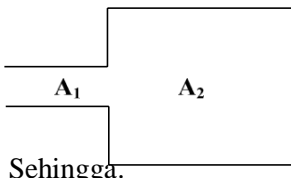
$(A_1 \gg A_2)$, karena luas tangki (A_1) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_2)

Sehingga.

$$\begin{aligned} K_c &= 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) && (\text{Geankoplis, 1993}) \\ &= 0.55 \left(1 - 0 \right) \\ &= 0.55 \\ \alpha &= 1 && (\text{untuk aliran turbulen}) \end{aligned}$$

b). *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \alpha}$$



$(A_2 \gg A_1)$, karena luas tangki (A_2) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_1)

Sehingga.

$$\begin{aligned} K_c &= \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) && (\text{Geankoplis, 1993}) \\ &= \left(1 - 0 \right) \\ &= 1 \\ \alpha &= 1 && (\text{untuk aliran turbulen}) \end{aligned}$$

c) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS = 1 in
 - 1 buah *gate valve fully open*; $L_e = 0.6 \text{ ft}$

$\sum Le = 1 \times 0.6$	=	0.6	ft
- 3 buah <i>standard elbow</i> ; Le	=	1.5	ft
$\sum Le = 3 \times 1.5$	=	4.5	ft
- 1 buah <i>sudden enlargement</i> ; Le	=	1.5	ft
$\sum Le = 1 \times 1.5$	=	1.5	ft
- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; Le	=	0.9	ft
$\sum Le = 1 \times 0.9$	=	0.9	ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; Le	=	6	ft
$\sum Le = 1 \times 6$	=	6	ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum Le$	=	13.5	ft
Panjang pipa lurus	=	10	m
	=	32.8080	ft
Panjang pipa total	=	46.3080	ft
	=	14.1147	m

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2gc} \quad (\text{Pers.2.10-17, Geankoplis})$$

$$= 6.8167 \times \frac{641.7879^2}{2 \times 32.174} = \text{#####} \text{ ft.lbf/lbm}$$

Jadi, total energi yang hilang akibat gesekan:

$$\sum F = F_f + h_c + h_{ex} + h_f$$

$$= \text{#####} + \text{#####} + \text{#####} + \text{#####}$$

$$= \text{#####} \text{ ft.lbf/lbm}$$

7. Menghitung *Static Head* (*head* karena perbedaan ketinggian)

$$\text{Tinggi pemompaan, } \Delta z = 12.5049 \text{ ft} = 3.8115 \text{ m}$$

$$\text{Static head} = \Delta z \frac{g}{g_c}$$

$$= 12.5049 \times \frac{32.17 \text{ ft/s}^2}{32.17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2}$$

$$= 12.5049 \text{ ft.lbf/lbm}$$

8. Menghitung *Velocity Head* (*Head* karena perbedaan kecepatan)

$$\text{Karena pada 2 titik } reference \text{ dianggap sama, maka } V_1 = V_2 = 641.7879$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 \frac{g}{g_c}}$$

$$\text{Sehingga } velocity \text{ head } (\Delta V^2 / 2agc) = 6401.0017 \text{ ft.lbf/lbm}$$

9. Menghitung *Pressure Head* (*Head* karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\text{Sehingga, } \Delta P/\rho = 0$$

10. Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dimana:

Wf = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga:- Wf = 433273.0536 ft. lbf/lbm

11. Menghitung Brake Horse Power (BHP):

$$BHP = \frac{m. (-W_f)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk Qf =
diperoleh η pompa = 0.010

1437.3877 gpm
479.1292303

Sehingga:

$$BHP = \frac{0.0000 \times 433273.0536}{550 \times 0.01} = 0.8665 \text{ Hp; maka digunakan power} = 0.9 \text{ Hp}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 1 Hp

diperoleh η motor = 0.820

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

$$\begin{aligned} P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{0.9 \text{ Hp}}{0.82} \\ &= 1.098 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan *power* = 1 Hp (*Standard NEMA*)

Tabel C.11 Spesifikasi Pompa 8

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Pompa mixer
Kode	: L-311
Fungsi	: Alat untuk mengalirkan dari <i>neutralizer</i> ke <i>flash drum</i>
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 1 buah
Rate Volumetrik	: 3.2025 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	: 641.7879 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1 in

C.3 Heater I (E-322)



Fungsi : Memanaskan asam asetat sebelum masuk ke dalam reaktor dari suhu 56 °C ke 82 °C

Jumlah : 1 buah

Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Bahan : *Stainless Steel , SA-304 Grade C*

Tujuan : a. Menentukan Bahan Konstruksi dan Tipe *Heater*
b. Perhitungan *Heater*

Langkah Perancangan

a. Menentukan Bahan Konstruksi dan Tipe *Heater*

Dalam perancangan ini dipilih *Stainless Steel , SA-304 Grade C* untuk *annulus* maupun *pipe* dengan pertimbangan:

- Relatif tahan korosi bahan bersifat asam
- Memiliki batas ketahanan suhu bahan hingga 650°F

Dari data neraca massa dan neraca panas dapat diketahui bahwa fluida dingin adalah propilen oksida dengan laju alir sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} &= 335.29 \text{ kg/jam} \\ &= 739.2 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Data dari neraca massa komponen dapat dilihat pada Tabel C.21 berikut.

Tabel C.21 Aliran Masuk *Heater*

Aliran Masuk <i>Heater</i>				
Senyawa	Massa kg/jam	Fraksi Berat	n kmol	Fraksi mol
CH ₃ OH	6.2146	0.0839	0.1071	0.0303
H ₂ O	61.6242	0.8315	3.424	0.9697
C ₃ H ₈ O ₂	6.0584	0.0817	0.080	#DIV/0!
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.2162	0.0029	0.002	#DIV/0!
Total	74.1134	0.9153	3.531	1.0000

Data dari neraca panas:

$$\begin{aligned} t_1 &= 56 \text{ } ^\circ\text{C} = 133 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_2 &= 82 \text{ } ^\circ\text{C} = 179.6 \text{ } ^\circ\text{F} \\ T_1 &= 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 392 \text{ } ^\circ\text{F} \\ T_2 &= 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 392 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Perhitungan *Heater*

1. Heat and Material Balance

Dari neraca panas diperoleh data sebagai berikut:

Panas yang bekerja pada sistem

$$Q = 350687.9242 \text{ kJ/jam}$$

$$= 332392.5352 \text{ btu/jam}$$

Laju alir aliran fluida dingin (m)

$$m = 74.1134 \text{ kg/jam}$$

$$= 163.392 \text{ lb/jam}$$

Kebutuhan *steam* (M)

$$M = 180.8975 \text{ kg/jam}$$

$$398.8103 \text{ lb/jam}$$

2. Menentukan ΔT_{LMTD}

Hot Fluid		Cold Fluid Difference	
392	Higher T	179.6	212.4
392	Lower T	133	259.2
		46.8	

$$LMTD = \frac{\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}}{\ln \frac{212.4}{259.2}}$$

$$= \frac{-46.8}{\ln \frac{212.4}{259.2}}$$

$$= 235.024 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{392 - 392}{180 - 133} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{180 - 133}{392 - 133} = 0.18$$

$$F_T = 1$$

$$\Delta t = LMTD \times F_T$$

$$= 235.0239 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung Suhu *Caloric* (T_c dan t_c)

$$\frac{392}{2} = \frac{392}{2} T_c = 192$$

$$t_c = \frac{133 + 179.6}{2} = 156.2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Dari tabel 8 Kern, hal : 840, untuk sistem *steam - medium organic* maka:

$$U_D = 50 - 100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi:

$$U_D = 75 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{(U_D \cdot \Delta T)}$$

$$= \frac{332392.5352}{75 \times 235.024} = 18.9 \text{ ft}^2 = < 120 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih kecil dari 120 ft² maka digunakan *heat exchanger* jenis *double pipe heat exchanger*.

5. Menentukan *Rate Fluida*

Dari Tabel 6.2 (Kern, hal 110) diketahui bahwa *flow area* di *inner pipe* lebih besar dari pada di *annulus*, maka fluida dingin yang massanya lebih besar ditempatkan di dalam *inner pipe* sedangkan *steam* dalam *annulus* karena mempunyai laju alir massa yang lebih kecil.

a. Menentukan dimensi heater

Keterangan:

D_2 = diameter dalam pipa lua = diameter *annulus*

D_1 = diameter luar pipa dala = diameter *inner pipe*

Dari Tabel 11, Kern hal. 844, diperoleh data sebagai berikut:

IPS = 2 x 1.25

Schedule number = 40

Diameter *annulus* :

OD = 2.380 in = 0.198 ft

ID = 2.067 in = 0.172 ft = D_2

Diameter *inner pipe* :

OD = 1.660 in = 0.138 ft = D_1

ID = 1.380 in = 0.115 ft = D

<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Fuida Panas (<i>Steam</i>)	Fuida Dingin (<i>Asam Asetat</i>)
<p>5. Flow Area , aa</p> <p>$D_2 = 0.172 \text{ ft}$ $D_1 = 0.138 \text{ ft}$ $aa = \frac{1}{4} \pi \times (D_2^2 - D_1^2)$ $= \frac{1}{4} \pi \times (0.172^2 - 0.138^2)$ $= 0.0083 \text{ ft}^2$</p> <p>Diameter equivalen, D_e $D_e = (D_2^2 - D_1^2) / D_1 \text{ (Eq 6.3 Kern)}$ $= \frac{(0.172^2 - 0.138^2)}{0.138}$ $= 0.0761 \text{ ft}$</p> <p>6. Mass Velocity , Ga</p> <p>$G_a = W/aa$ $= \frac{398.810 \text{ lb/jam}}{0.0083 \text{ ft}^2}$ $= 48188.6912 \text{ lb/jam ft}^2$</p> <p>Bilangan Reynold (NRe) $T_{av} = 392 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 0.0170 \text{ cP}$ $= 0.0411 \text{ lb/ft.jam}$</p> <p>$Nre = D_e * G_a / \mu \text{ (Eq 7.3 Kern)}$ $Nre = \frac{0.076 \times 48188.6912}{0.0411}$ $= 89192.4183 \text{ (Turbulen)}$</p>	<p>5. Flow Area , ap</p> <p>$D = 0.115 \text{ ft}$ $ap = \pi \times (D^2/4)$ $= \frac{1}{4} \pi \times (0.115)^2$ $= 0.0104 \text{ ft}^2$</p> <p>6. Mass Velocity , Gp</p> <p>$G_p = W/ap$ $= \frac{163.3919 \text{ lb/jam}}{0.0104 \text{ ft}^2}$ $= 15725.5156 \text{ lb/jam ft}^2$</p> <p>Bilangan Reynold (NRe) $t_{av} = 156.2 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 0.43 \text{ cP}$ $= 1.0356 \text{ lb/ft.jam}$</p> <p>$Nre = D * G_p / \mu \text{ (Eq 7.3 Kern)}$ $Nre = \frac{0.115 \times 15725.5156}{1.0356}$ $= 1746.2440 \text{ (Laminar)}$</p>

7. Menghitung ho

$$h_o = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(Kern, 1950, Hal. 164)

7. Menghitung hio

$$h_i = J_H k \left(\frac{cp \mu}{D k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

*) (Fig. 24 Kern, 1950 hal 834)

$$L/D = 174$$

$$j_H = 38$$

*) (Kern, tabel 5:801)

$$k = 0.3470 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

*) (Kern, fig 2:804)

$$cp = 2.0109 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$h_i = 208.3559 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} \quad (\text{Eq 6.5, Kern})$$

$$= 208.3559 \times \frac{1.38}{1.66}$$

$$= 173.2115 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

8. Clean Overall Coefficient , Uc

$$U_c = (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \quad (\text{Kern, 1965 hal 112, Pers.6.7})$$

$$= \frac{(173.2115 \times 1500)}{(173.2115 + 1500)}$$

$$= 155.2806 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

9. Design Overall Coefficient , Ud

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (\text{Kern, 1965 hal 112, Pers.6.10})$$

Dari Coulson, 2003 vol 6, Tabel 12.2, hal 516 diperoleh:

$$R_d \text{ min } \textit{organic liquids} = 0.0011 \text{ (jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/Btu}$$

$$R_d \text{ min } \textit{steam condensate} = 0.0037 \text{ (jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/Btu}$$

$$R_d \text{ min total} = 0.0048 \text{ (jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F/Btu} \quad (\text{Rd ketentuan})$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{155.2806} + 0.0048$$

$$\frac{1}{U_d} = 0.0113$$

Ud

$$U_d = 88.7613 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

10. Luas untuk Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T} \quad (\text{Eq 6.11, Kern, 1965: 107})$$

$$= \frac{332392.5352 \text{ Btu/jam}}{88.7613 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 235.0239 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 15.9337 \text{ ft}^2$$

Menentukan jumlah hairpin yang digunakan , dari tabel 11, Kern hal. 844

$$\text{Surface per lin ft} = 0.6220 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang yang dibutuhkan} &= \frac{A}{\text{surface per lin ft}} \\ &= \frac{15.9337 \text{ ft}^2}{0.622 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 25.617 \text{ ft} \end{aligned}$$

Jika panjang pipa 20 ft maka jumlah hairpin = $L/(2.L_{\text{pipa}})$
 $= 0.64 \approx 1$

Maka dikoneksikan 1 hairpins 20 ft dengan susunan seri

Koreksi harga A dan UD:

$$\begin{aligned} \text{Harga A aktual} &= 38 \text{ ft} \times 0.6220 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 23.8848 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\ &= \frac{332392.5352 \text{ Btu/jam}}{23.885 \text{ ft}^2 \times 235.02 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 59.2131 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= (U_c - U_d)/(U_c \times U_d) \\ &= \frac{(155.28 - 59.2131)}{(155.28 \times 59.2131)} \\ &= 0.0104 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu (Rd hitung)} \end{aligned}$$

Cek Rd Hitung > daripada Rd Ketentuan

$$\begin{aligned} \text{Ketentuan Desain} &= \frac{R_d \text{ Hitung} - R_d \text{ Ketentuan}}{R_d \text{ Ketentuan}} \\ &= \frac{0.0104 - 0.0048}{0.0048} \times 100\% \\ &= 0.4887\% \end{aligned}$$

Rd hitung 0,48 dari Rd ketentuan maka *design* dapat diterima (maksimal 5%)

<i>Pressure Drop</i>	
<p>1. Menentukan friksi pada pipa $De' = (D_2 - D_1)$ (Eq 6.4, Kern) $= 0.172 \text{ ft} - 0.138 \text{ ft}$ $= 0.034 \text{ ft}$</p> <p>$Re_a = \frac{De' \times G_a}{\mu}$ $= \frac{0.034 \times 48188.691}{0.041}$ $= 39726.164$</p> <p>$f = 0.0035 + \frac{0.264}{39726^{0.42}}$</p>	<p>1. Menentukan friksi pada pipa Untuk Re_p 1746.2440 lb/jam $f = 0.0035 + \frac{0.264}{1746.2440^{0.42}}$ $= 0.0035 + \frac{23.0}{0.264}$ $= 0.0742$ (Eq 3.47b, Kern) (Kern,1965, Hal 808.Tabel 6)</p>

Tabel C.3 Spesifikasi *Heater I*

RESUME	
Nama Alat	: <i>Heater I</i>
Kode	: E-322
Fungsi	: Memanaskan aprotipilen glikol sebelum masuk ke dalam flash drum dari su 56 °C ke 82 °C
Tipe	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruks	: <i>Stainless Steel, SA-304 Grade C</i>
Jumlah	: 1 buah
Media Pemanas	: <i>Steam</i> dengan suhu $200^{\circ}\text{C} = 392^{\circ}\text{F}$
<i>Annulus side</i>	
- Diameter Dala	: 2.067 in = 0.0525 m
- Diameter Luar	: 2.380 in = 0.0605 m

- ΔP Perhitungan : 1.7000 psi

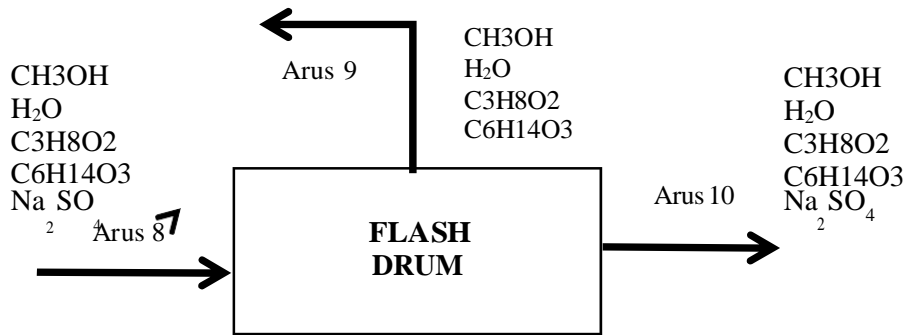
Pipe side

- Diameter Dalam : 1.660 in = 0.0422 m

- Diameter Luar : 1.380 in = 0.0351 m

- ΔP Perhitungan : 1.7000 psi

C.4 Flash Drum (H-310)



Densit	
Komponen	A
C3H6O	0.312
CH3OH	0.265
H2O	0.347
C3H8O2	0.318
C6H14O3	0.333
H2SO4	0.421
NaOH	0.199
Na2SO4	0.261

- Fungsi : Memisahkan produk propilen glikol dan air berdasarkan fasenya
 Tipe : *Vertical Drum*
 Tujuan : A. Menentukan Tipe *Drum*
 B. Menentukan Komposisi Bahan
 C. Menentukan Perhitungan *flash drum*

Source: Yaws 199
 SUHU MASUK
 Perhitungan Densi

C3H6O	=	
CH3OH	=	
H2O	=	
C3H8O2	=	
C6H14O3	=	
H2SO4	=	
NaOH	=	
Na2SO4	=	

Kondisi operasi : P = 1 atm = 14.7 psi
 T = 56 °C = 329.15 K

Langkah Perancangan

A. Menentukan Tipe *Drum*

Flash Drum dipilih dengan tipe *vertical drum*

Adapun pertimbangan pemilihan tipe drum ini adalah sebagai berikut:

- Desainnya sederhana dan dapat digunakan pada berbagai bahan.
- Biaya perawatan murah.
- Pemisahan untuk perbedaan kondisi fase uap-cair efektif

B. Menentukan Komposisi Bahan

1. Umpan

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	% w/w	Volume (m ³ /jam)
CH3OH	6.2146	0.8253	0.0185	7.5300
H2O	246.4966	1.0910	0.7352	225.9307
C3H8O2	60.5838	1.1132	0.1807	54.4224
C6H14O3	21.6181	1.0779	0.0645	20.0564
Na2SO4	0.3806	2.5574	0.0011	0.1488
Total	335.2937	16.5944	1.0000	308.0882

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= 1 / \sum \left(f_i / \rho_i \right) \\ &= 1.3218 \quad \text{kg/m}^3 \\ &= 0.0374 \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Densit	
Komponen	A
C3H6O	0.312
CH3OH	0.265

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= \frac{m}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{335.2937 \text{ kg/jam}}{1.3218 \text{ kg/m}^3} \\ &= 253.6658 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 8958.1232 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

H ₂ O	0.347
C ₃ H ₈ O ₂	0.318
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.333
H ₂ SO ₄	0.421
NaOH	0.199
Na ₂ SO ₄	0.261

2. Vapour flow

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Volume (m ³ /jam)	μ (cP)	% w/w
CH ₃ OH	6.2146	0.8542	7.2751	0.1745	0.0839
H ₂ O	61.6242	0.8253	74.6674	0.4374	0.8315
C ₃ H ₈ O ₂	6.0584	1.0910	5.5529	0.3516	0.0817
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.2162	1.1132	0.1942	4.2007	0.0029
Na ₂ SO ₄	0.0000	1.0779	0.0000	4.7460	0
Total	74.1134	4.9617	87.6896	9.9103	1.0000

Source: Yaws 199
SUHU KELUAR
Perhitungan Densi

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= 1 / \sum \left(f_i / \rho_i \right) \\ &= 0.8452 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0.0239 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= \frac{m}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{74.1134 \text{ kg/jam}}{0.8452 \text{ kg/m}^3} \\ &= 87.6896 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3096.7307 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

C ₃ H ₆ O	=
CH ₃ OH	=
H ₂ O	=
C ₃ H ₈ O ₂	=
C ₆ H ₁₄ O ₃	=
H ₂ SO ₄	=
NaOH	=
Na ₂ SO ₄	=

μ dihitung pada T ma

$$\log(\mu_i) = A + \frac{B}{T} + CT + \dots$$

Data viskositas (Y

3. Liquid flow

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	% w/w	Volume (m ³ /jam)
CH ₃ OH	0.0000	0.8253	0.0000	0.0000
H ₂ O	184.8725	1.0910	0.7078	169.4480
C ₃ H ₈ O ₂	54.5254	1.1132	0.2088	48.9802
C ₆ H ₁₄ O ₃	21.4020	1.0779	0.0819	19.8559
Na ₂ SO ₄	0.3806	2.5574	0.0015	0.1488
Total	261.1805	6.6649	1.0000	238.4329

Komponen	A
C ₃ H ₆ O	-7.284
C ₂ H ₅ OH	-6.440
H ₂ O	-10.215
C ₃ H ₈ O ₂	-29.49
C ₆ H ₁₄ O ₃	-13.686
H ₂ SO ₄	-18.704
NaOH	-4.193
Na ₂ SO ₄	11.290

$$\begin{aligned} \rho_{\text{campuran}} &= 1 / \sum \left(f_i / \rho_i \right) \\ &= \text{\#DIV/0!} \text{ kg/m}^3 \\ &= \text{\#DIV/0!} \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Komponen	μ (c)
C ₃ H ₆ O	0.17
CH ₃ OH	0.43

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= \frac{m}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{261.1805 \text{ kg/jam}}{\text{\#DIV/0! kg/m}^3} \\ &= \text{\#DIV/0! m}^3/\text{jam} \\ &= \text{\#DIV/0! ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

H2O	0.35
C3H8O2	4.20
C6H14O3	4.74
H2SO4	5.69
NaOH	334.4
Na2SO4	0.00

Na₂SO₄ (an
bulk density
particle dens

*** Data-data**

Data umpan, vapour flow, liquid flow

Massa liquid, $m_s = 261.1805 \text{ kg/jam}$

Volume liquid, $V_s = 39.1876 \text{ m}^3/\text{jam}$

Kadar liquid dalam umpan: $\chi = \frac{\text{massa cairan}}{\text{massa total}}$

$$\chi = \frac{261.1805 \text{ kg/jam}}{335.2937 \text{ kg/jam}}$$

$$\chi = 0.7790$$

Porositas, $X = 531.5629$

Sperisitas, $\Psi = 0.75$

Densitas liquid, $\rho_s = 6.6649 \text{ kg/m}^3$

$$= 0.4161 \text{ lb/ft}^3$$

Densitas vapour, $\rho_L = 0.8452 \text{ kg/m}^3$

$$= 0.0528 \text{ lb/ft}^3$$

Densitas umpan, $\rho_f = 1.3218 \text{ kg/m}^3$

$$= 0.0825 \text{ lb/ft}^3$$

Viskositas vapour, $\mu_L = 9.9103 \text{ cP}$

$$= 0.0067 \text{ lb/ft.s}$$

Menentukan tegang

Persamaan : $s = A(\text{Dimana, } T = 3$

Komponen	
C3H6O	0.
CH3OH	0.
H ₂ O	0.
C3H8O2	0.
C6H14O3	0.
H2SO4	0.
NaOH	0.
Na2SO4	0.

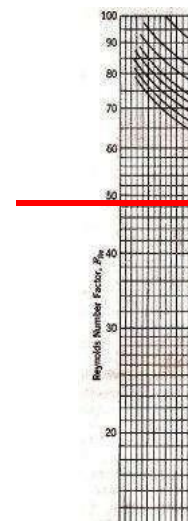
Faktor Bilangan Reynold's (F_{Re}) dan faktor friksi (F_f)

Gambar. 219 (Brown, G. G., 1950: 211):

$$F_{Re} = 49$$

Gambar. 220 (Brown, G. G., 1950: 212):

$$F_f = 2000$$



C. Menentukan Perhitungan Flash Drum

1. Permeabilitas liquid

Persamaan 172 (Brown, G. G., 1950: 217):

$$K = \frac{g_c \times D_p^2 \times F_{Re}}{32 \times F_f}$$

Dimana:

K = Permeabilitas liquid, ft^3/s^2 (lb_m/lb_f)

g_c = Percepatan gravitasi = 32.1740 ft/s^2

Diperoleh:

$$\begin{aligned} K &= \frac{32.1740 \text{ ft/s}^2 \times (531.5629 \text{ ft})^2 \times 49}{32 \times 2000} \\ &= 1.1788\text{E-}07 \text{ ft}^3/\text{s}^2 (\text{lb}_m/\text{lb}_f) \\ &= 3.3442\text{E-}09 \text{ m}^3/\text{s}^2 \end{aligned}$$

Menghitung Nilai Tahanan liquid (α)

Persamaan 201 (Brown, G. G., 1950: 244):

$$\begin{aligned} \alpha &= \frac{1}{K \times \rho_s \times (1 - X)} \\ &= \frac{1}{3.3442\text{E-}09 \times 1.3218 \times (1 - 531.5629)} \\ &= -426389.9565 \text{ m/kg} \end{aligned}$$

3. Menghitung Konstanta Vapour (K_p)

Persamaan 14.2-14 (Geankoplis, C.J., 1993: 913):

$$K_p = \frac{\mu \times \alpha \times C_s}{A^2 \times (-\Delta P)}$$

Keterangan:

μ = Viskositas vapour = 0.0099 kg/m.s

α = Nilai tahanan liquid = 426389.9565 m/kg

C_s = Konsentrasi filtrat

A = Luas total *frame* sebesar = 16 m^2

$-\Delta P$ = Tekanan filtrasi = $14.7 \text{ psi} = 101325.0482 \text{ N/m}^2$

Konsentrasi liquid

Persamaan 14.2-10 (Geankoplis, C.J., 1993: 912):

$$C_s = \frac{\rho_L \times C_x}{1 - (m \times C_x)}$$

Keterangan:

ρ_L = Densitas filtrat

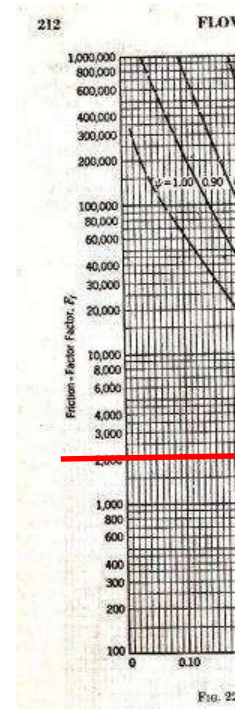
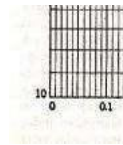
C_x = Fraksi massa padatan dalam bahan

m = Rasio perbandingan *liquid*

C_s = Konsentrasi filtrat

$$\begin{aligned} C_s &= \frac{0.8452 \times 0.7790}{1 - (0.0015 \times 0.7790)} \\ &= 0.6591 \text{ kg.solid/m}^3.\text{filtrat} \end{aligned}$$

Sehingga,



$$K_p = \frac{0.0099 \times -426389.9565 \times 0.6591}{16^2 \times 101325.0482}$$

$$= 0.0001 \text{ s/m}^6$$

Nilai B

Persamaan 14.2-15 (Geankoplis, C.J., 1993: 913):

$$B = \frac{\mu \times R_m}{A \times [-\Delta P]}$$

Keterangan:

$$R_m = \text{Tahanan media flash untuk aliran flash, m}^{-1}$$

$$= 1 \times \left(10^{10} \right) \text{m}^{-1}$$

flash resistance (Walas, S.M., 1990: 314)

$$B = \frac{0.0099 \times 1 \times \left(10^{10} \right)}{16 \times 101325.0482}$$

$$= 61.1292 \text{ s/m}^3$$

4. Menentukan Waktu Operasi Flash

a. Waktu yang diperlukan untuk filtrasi

Flash Drum beroperasi pada tekanan konstan. Waktu flash dapat dihitung menggunakan persamaan 14.2-17 (Geankoplis, C.J., 1993: 913):

$$t = \frac{K_p}{2} \times V^2 + BV$$

$$\text{Massa vapour} = 74.1134 \text{ kg}$$

$$\text{Volume vapour} = 87.6896 \text{ m}^3$$

$$t = \left(\frac{0.0001}{2} \right) \times \left(87.6896 \right)^2 + \left(61.1292 \times 87.6896 \right)$$

$$= 5360.8075 \text{ detik}$$

$$= 89.3468 \text{ menit}$$

b. Menghitung Laju Pencucian pada Flash Drum

Persamaan 14.2-20 (Geankoplis, C.J., 1993: 916):

$$\left(\frac{dV}{dt} \right)_f = \frac{1}{4} \times \left(\frac{1}{K_p \times V_f + B} \right)$$

Keterangan:

$$\left(\frac{dV}{dt} \right)_f = \text{Laju pencucian, m}^3/\text{s}$$

$$K_p = \text{Konstanta filtrasi, s/m}^6$$

$$V_f = \text{Total volume filtrat, m}^3$$

$$B = \text{Konstanta filtrasi, s/m}^3$$

$$\left(\frac{dV}{dt} \right)_f = \frac{1}{4} \left(\frac{1}{K_p \times V_f + B} \right)$$

$$\begin{aligned} \left[\frac{dt}{dt} \right]_f &= \frac{1}{4} \times \left(0.0001 \times 74.1134 + 61.1292 \right) \\ &= 0.0041 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

c. Menghitung Waktu Pencucian pada *Flash Drum*

Air pencuci yang digunakan sebesar 20% dari volume drum sehingga volume air pencuci:

$$20\% \times 87.6896 \text{ m}^3 = 17.5379 \text{ m}^3$$

Lamanya pencucian:

$$\begin{aligned} t &= \frac{1.7538}{0.0041} \\ &= 428.89 \text{ detik} \\ &= 7.1481 \text{ menit} \end{aligned}$$

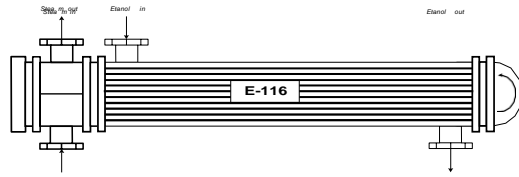
dengan waktu pembersihan *flash drum* selama 5 menit, maka total waktu keseluruhan filtrasi adalah

$$\begin{aligned} t_{\text{total}} &= t_{\text{filtrasi}} + t_{\text{pencucian}} + t_{\text{pembersihan}} \\ &= 89.3468 + 7.1481 + 5 \\ &= 101.4949 \text{ menit} \end{aligned}$$

Tabel C.26 Spesifikasi *Filter Press*

RESUME	
Nama alat	<i>Flash Drum</i>
Kode	H-320
Fungsi	Memisahkan produk propilen glikol dan air berdasarkan fas enya
Tipe	<i>Vertical Drum</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA-304 grade C</i>
Jumlah	1 buah
Tekanan	14.7 psi
Temperatur	56 °C
Waktu flash	101.4949 menit
Diameter	####
Luas area <i>flash drum</i>	16 m ²

C.38 Kondensator 3 (E-326)



Fungsi : Mengkondensasikan hasil atas dari *flash drum*

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Stainless Steel SA-304 Grade B*

Jumlah : 1 buah

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe Cooler

Jenis cooler tipe *Double Pipe Heat Exchanger* jika luas permukaan perpindahan panas $< 120 \text{ ft}^2$ dan jika luas perpindahan panas $> 120 \text{ ft}^2$ maka dipilih tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*.

2. Menentukan Bahan Konstruksi Cooler

Dalam perancangan ini dipilih *Stainless Steel SA-304 Grade B* untuk *annulus* dan *inner pipe* dengan pertimbangan :

- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18750 psi dan suhu maksimum 650°F (Tabel 13.1, Brownell & Young)
- Dapat dibuat dalam bentuk kompleks
- Harga relatif murah

3. Perhitungan Cooler

$$\begin{aligned}\text{Laju alir} &= 74.1133 \text{ kg/jam} \\ &= 163.3917 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Data dari neraca panas :

$$\begin{aligned}T_1 &= 56.00 \text{ }^\circ\text{C} = 132.80 \text{ }^\circ\text{F} \\ T_2 &= 82 \text{ }^\circ\text{C} = 179.60 \text{ }^\circ\text{F} \\ t_1 &= 10 \text{ }^\circ\text{C} = 50.00 \text{ }^\circ\text{F} \\ t_2 &= 45 \text{ }^\circ\text{C} = 113.00 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

a. Heat and Material Balance

Dari neraca panas diperoleh :

$$\begin{aligned}Q &= 175062.9415 \text{ kJ/jam} \\ &= 165927.6320 \\ \text{Massa pendingin} &= 41.7697 \text{ kg/jam} \\ &= 92.0863 \text{ lb/jam} \\ \text{Massa fluida panas} &= 74.1133 \text{ kg/jam} \\ &= 163.3917 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

b. Menentukan ΔT_{LMTD}

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>
132.80	<i>Higher T</i>	113.00	19.80
179.60	<i>Lower T</i>	50.00	129.60
-46.80	<i>Difference</i>	63.00	
ΔT LMTD		58.44	°F

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \\ &= \frac{19.80 - 129.60}{\ln \frac{19.80}{129.60}} = 58.442 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{133 - 113}{113 - 50} = -0.74 \\ S &= \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 50}{133 - 50} = 0.76 \end{aligned}$$

Dari nilai R dan S didapat = 0.56 (Fig. 19, Kern: hal 828) sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta t &= \text{LMTD} \cdot F_t \\ &= 58.44 \cdot 0.56 \\ &= 32.73 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Menentukan *Temperature Caloric* (Suhu Rata-rata)

$$\begin{aligned} T_c = T_{av} &= \frac{133 + 180}{2} = 156 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_c = t_{av} &= \frac{113 + 50}{2} = 81.5 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Dari tabel 8 Kern, hal : 840, untuk sistem *gases-brine water* maka :

$$U_D = 2 - 50 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned} U_D &= 38 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \\ A &= \frac{Q}{(U_D \cdot \Delta T)} \\ &= \frac{165927.6320}{38 \times 32.73} = 133 \text{ ft}^2 > 120 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih besar dari dari 120 ft² maka digunakan *heat exchanger* jenis *shell and tube exchanger*.

d. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube*

Dari tabel 10 Kern, dipilih tube dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= 1 \text{ in} \quad 1 \frac{1}{4} \text{ triangular pitch} \\
\text{BWG} &= 8 \\
\text{ID} &= 0.670 \text{ in} \\
a't &= 0.355 \text{ in}^2 \\
\text{Surface} &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
\text{Panjang} &= 10 \text{ ft} \\
\text{Pass} &= 4 \\
\text{Nt} &= 48
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{mlah tube (N} &= \frac{A}{\text{Surface} \cdot \text{Panjang}} \\
&= \frac{133.4193}{0.2618 \times 10} \\
&= 50.9623 \text{ buah}
\end{aligned}$$

Dipakai Nt standar sebanyak 48 buah (Tabel 9. Kern, hal: 842)

Dari tabel 9 Kern, dipilih spesifikasi :

Pitch = 1 4/16 in triangular

Bagian shell:

IDs = 12 in (Table. 9, Kern)

Pass = 4

C' = 0.25

B = IDs/5 in = 2 in

- *Koreksi harga U_D*

$$\begin{aligned}
U_D &= \frac{Nt}{Nt_{\text{standar}}} \times U_{D \text{ trial}} \\
&= \frac{50.9623}{48} \times 38 = 40.3 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ \\
&= 40.3451 \text{ Btu/hr ft}^2 < 38
\end{aligned}$$

under design sebesar -5.81% < 10% (Memenuhi)

- Harga A sebenarnya

$$\begin{aligned}
A &= Nt \text{ standa} \times L \times a't \\
&= 48 \times 10 \times 0.355 \\
&= 170.4 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

- *Laju alir umpan*

Laju alir fluida panas (umpan masuk)

$$= 74.1133 \text{ kg/jam}$$

$$= 163.3917 \text{ lb/jam}$$

Laju alir fluida dingin (air)

$$= 41.7697 \text{ kg/jam}$$

$$= 92.0863 \text{ lb/jam}$$

d. Menghitung Uc dan Rd

<i>Shell</i> (Fluida Dingin)	<i>Tube</i> (fluida panas)
<p>* <i>Flow Area</i></p> $a't = 0.355 \text{ in}^2$ $at = \frac{Nt}{144} \times \frac{a't}{n}$ $at = \frac{48}{144} \times \frac{####}{4}$ $= 0.0296 \text{ ft}^2$	<p>* <i>Flow Area</i></p> $as = IDs \times C'B/144 P_T$ $= 0.0400 \text{ ft}^2$
<p>* <i>Mass Velocity</i></p> $Gt = \frac{W}{At}$ $= \frac{92.0863}{0.0296}$ $= 3112.775 \text{ lb/jam ft}^2$	<p>* <i>Mass Velocity</i></p> $Gs = \frac{W}{As}$ $= \frac{163.3917}{0.0400}$ $= 4084.7927 \text{ lb/jam ft}^2$
<p>* Menentukan bilangan Reynold</p> $V = \frac{Gt}{3600 \rho}$ $= \frac{3112.774731}{3600 \cdot 62.5}$ $= 0.0138 \text{ fps}$ <p>Pada,</p> $tc = 81.5 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 2.0000 \text{ cp}$ $= 4.8400 \text{ lb/ft jam}$ <p>(Fig. 14 Kern, hal: 823)</p> $D = 0.056 \text{ ft}$ $Re = \frac{De \cdot Gt}{\mu}$ $= \frac{0.056 \times 3112.7747}{4.8400}$ $= 35.908 \text{ (laminar)}$	<p>* Menentukan bilangan Reynold</p> $T_{av} = 156 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 0.99 \text{ lb/ft jam}$ $De = 0.0608 \text{ ft}$ <p>(Fig. 28 Kern, hal: 838)</p> $k = 0.378 \text{ Btu/ft jam}$ <p>(Tabel 4 Kern, hal: 800)</p> $c = 270.77 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ <p>(Fig. 2 Kern, hal: 804)</p> $Re = \frac{De \cdot Gs}{\mu}$ $= \frac{0.0608 \times 4084.7927}{0.9876}$ $= 251.6035 \text{ (laminar)}$
<p>- Menghitung ho (Fig. 28 Kern, 1950 hal 834)</p> $jH = 3$ $\mu = 2.00 \text{ cP}$ $= 4.84 \text{ lb/jam.ft}$ $k = #### \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$ <p>(Kern,1960 hal 800 Table.4)</p>	<p>- Menghitung ho (Fig. 28 Kern, 1950 hal 838)</p> $jH = 21$ $\mu_{mix} = 0.41 \text{ cP}$ $= 0.99 \text{ lb/jam.ft}$ $k_{mix} = 0.38 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$ <p>(Kern,1960 hal 804 Figur.2)</p>

omponen	B
AA	5
PAA	1
W	9
Total	

Viskositas

omponen	Mas
CH3OH	0.01
C3H8O2	0.677
C6H14O	####
Total	####

(Yaws, 1997)

Konduktivitas

omponen	Mas
CH3OH	0.015
C3H8O2	0.677
C6H14O	####
Total	####

(Yaws, 1997)

to

Komponen	
CH3OH	CH3
C3H8O2	C3H8
C6H14O3	C6H1

<p>$C_p = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$</p> <p>sehingga nilai h_o yang didapat :</p> $h_i = jH \left[\frac{k \cdot c_p \cdot \mu^{1/3}}{D_e \cdot k} \right] \phi \left[\begin{matrix} t \\ t \end{matrix} \right]$ $h_i = jH \left[\frac{k \cdot c_p \cdot \mu^{1/3}}{D_e \cdot k} \right]^{1/3} \phi \left[\begin{matrix} t \\ t \end{matrix} \right]$ $\frac{h_o}{\phi_t} = 39.2805 \text{ u/jam.ft}^2$ <p>$t_w = 153.76 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu_w = 1.2000 \text{ cP}$ $= 2.9040 \text{ lb/jam.ft}$</p> $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$ $= 39.281 \times \frac{0.67}{1}$ $= 26.318$ $\phi_t = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.25} = 1.8557$ <p>- Koreksi nilai h_{io}</p> $h_{io} = \frac{h_o}{\phi_t} \times \phi_t$ $= 26.3180 \times 2$ $= 31.2671 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$	<p>$C_{p_{mix}} = 270.77 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu_w = 0.4081 \text{ cP}$ $= 0.9876 \text{ lb/jam.ft}$</p> <p>sehingga nilai h_o yang didapat :</p> $h_o = jH \left[\frac{k \cdot c_p \cdot \mu^{1/3}}{D_e \cdot k} \right] \phi \left[\begin{matrix} s \\ s \end{matrix} \right]$ $h_o = \left[\frac{k \cdot c_p \cdot \mu^{1/3}}{D_e \cdot k} \right]^{1/3} \phi \left[\begin{matrix} s \\ s \end{matrix} \right]$ $\frac{h_o}{\phi_s} = 1161.9809 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ <p>$t_w = 153.76 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.00$ <p>- Koreksi nilai h_{io}</p> $h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$ $= 1161.9809 \times 1.0$ $= 743.9054 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$
---	--

e. Clean Overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{31.2671 \times 743.9054}{31.2671 + 743.9054}$$

$$U_c = 30.0059 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

f. Design overall coefficient, U_d

$a'' = 0.3550 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Total surface = $N_t \times L \times a''$

Total surface = $48 \times 10 \text{ ft} \times 0.3550 \text{ ft}^2/\text{ft}$

$= 170.4000 \text{ ft}^2$

$$U_d = \frac{Q}{\text{Total surface} \times \Delta T}$$

$$= \frac{165927.6320 \text{ Btu/jam}}{170.4000 \text{ ft}^2 \times \Delta T}$$

$$= \frac{170.4000}{32.728} \text{ ft}^2 \times \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 29.7531 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

g. *Dirt Factor* (R_d)

Persamaan 6.13 (Kern, D. Q., 1965: 108):

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

$$= \frac{30.0059 - 29.7531}{30.0059 \times 29.7531}$$

$$= 0.0003 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{Btu} > (R_d \text{ ketentuan} = 0.0028)$$

(Dari Coulson, 2003 vol 6, Tabel 12.2, hal 640) diperoleh :

$$R_d \text{ min } \textit{organic liquid} = 0.0002 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W} = 0.0011 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(} ^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min } \textit{brine water} = 0.0003 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W} = 0.0017 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(} ^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min total} = 0.0028 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(} ^\circ\text{F)/Btu (Rd ketentuan)}$$

Cek R_d Hitung > daripada R_d Ketentuan

$$\text{Ketentuan Desain} = \frac{R_d \text{ Hitung} - R_d \text{ Ketentuan}}{R_d \text{ Ketentuan}}$$

$$= \frac{0.00028 - 0.00285}{0.00285} \times 100\%$$

$$= -90.06\%$$

R_d hitung > -90.06% dari R_d ketentuan maka *design* dapat diterima (maksimal 5-10%)

k. Menghitung U_c dan R_d

<i>Shell Side</i>	<i>Tube Side</i>
<i>Brine Water</i>	<i>Fluida Panas (Distilat)</i>
- $R_{es} = 35.9084$	- $R_{et} = 251.6035$
Gambar 29 (Kern, D. Q., 1965: 839): $f = 0.0004 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern hal 808, Tabel 6):	Gambar 26 (Kern, D. Q., 1965: 836): $f = 0.0030 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern hal 808, Tabel 6):
$s_{mix} = 1.0000$	$s_{mix} = \#DIV/0!$
$D_s = 0.0047 \text{ ft}$	$\phi_t = 0.8334$
- <i>Number of cross</i>	- Pers. 7.45 (Kern, D. Q., 1965: 148):
Persamaan 7.43 (Kern, D. Q., 1965: 147):	$\Delta P_t = (f \times G_t^2 \times L \times n)$
$N + 1 = 12 \times L/B$	$(5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t)$
$= 50.0000$	$= \#DIV/0! \text{ Psi}$
- Pers.7.44 (Kern, D. Q., 1965: 147): $(f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1))$	- Gambar 27 (Kern, D. Q., 1965: 837):
$\Delta P_s =$	$v = 0.004 \text{ psi}$
$\frac{(5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s)}{2 \times g}$	
$= 0.0000 \text{ psi}$	

Memenuhi *pressure drop*
ketentuan *liquid* maksimal sebesar
10 psi (Kern, 1965, hal 840)

- Pers 7.46 (Kern, D. Q., 1965: 148):

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2 \times g}$$
 = #DIV/0! psi

- Persamaan 7.47
(Kern, D. Q., 1965: 148):

$$\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P = \#DIV/0! \text{ psi} + \#DIV/0! \text{ psi}$$

$$= \#DIV/0! \text{ psi}$$

Memenuhi *pressure drop* ketentuan
untuk *liquid* maksimal sebesar
10 psi (Kern, 1965, hal 840)

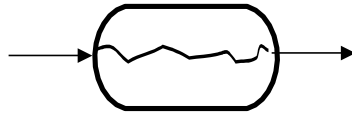
Summary

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>
31.2671	<i>h outside</i>	743.9054
Uc		30.0059
Ud		29.7531
<i>Rd calculate</i>		0.0003
<i>Rd required</i>		0.0028
0.0000	<i>calculated ΔP</i>	#DIV/0!
10	<i>allowable ΔP</i>	10

Tabel C.38 Spesifikasi Kondensor 1

RESUME	
Nama alat	: Kondensor 1
Kode	: E-323
Fungsi	: Mengkondensasikan hasil atas dari flash drum
Jumlah	: 1 buah
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-304 Grade B</i>
Media pendingin	: <i>Brine water</i> , 10 °C
<i>Tube Side</i>	
- OD	: 1 in = 0.0254 m
- BWG	: 8
- ID	: 0.670 in = 0.017 m
- Panjang	: 10.000 ft = 3.048 m
- <i>Passes</i>	: 4
<i>Shell Side</i>	
- <i>Pitch</i>	: 1 1/4 in, <i>triangular pitch</i>
- <i>Passes</i>	: 4
- <i>Baffle space</i>	: 2.4000 in = 0.0610 m

C.34 ACCUMULATOR (ACC-324)



Type : *Vessel Silinder Horizontal Elliptical*

Fungsi : Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada Flash Drumi untuk menjaga kontinuitas, kestabilan aliran *reflux* dan distilat

- Tujuan :**
1. Menghitung volume *vessel*
 2. Menentukan diameter (tinggi) dan panjang *vessel*
 3. Menentukan tebal *vessel*
 4. Menentukan tebal dan tinggi *head*

Kondisi Operasi :

- Temperatur (T) = 82.0 °C
- Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psi

Jumlah : 1 unit

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder horizontal dengan *head* berbentuk *elliptical*, dengan pertimbangan:

- a. Tangki silinder horizontal digunakan pada tangki penyimpanan untuk cairan yang mudah menguap.
- b. Banyak digunakan sebagai tutup pada tangki penyimpanan silinder horizontal pada tekanan atmosfer.

2. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-283 Grade C* dengan pertimbangan:

- a. Tekanan maksimum yang diijinkan cukup rendah (12650 psia).
- b. Korosi dan temperatur masih bisa dipertimbangkan sebagai faktor yang diijinkan.
- c. Penggunaannya paling murah dan mudah.

3. Menentukan Dimensi Utama Accumulator

Aliran masuk accumulator = aliran keluar kondensor

$$\rho_{\text{camp}} = 1.3523 \text{ kg/m}^3 = 0.0844 \text{ lb/ft}^3$$

- a. Menghitung Volume Tangki

$$\text{Waktu tinggal, } t_r = 5 \text{ menit} = 0.08 \text{ jam} \quad (\text{Treyball, 1981: 397})$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik (Fv)} &= \frac{\text{massa}}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{283.8997}{1.3523} = 209.9384 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{liq} &= F_v \times t \\
 &= 16,987 \times 0.08 \\
 &= 17.4949 \text{ m}^3 = 1334504.02 \text{ in}^3
 \end{aligned}$$

b. Menentukan Diameter (Tinggi) dan Panjang *Vessel*

Rasio L/D = 4 - 5 (Treyball, 1981: 397)

diambil: L/D = 4

Berdasarkan (Brownell & Young, 1969: 80), untuk vessel dengan *elliptical dished head*, maka:

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2}{4} L + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2}{4} 4 D + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$D^3 = 3.4017 D^3$$

$$D = 227.0306$$

$$6.1004 \text{ ft} = 73.2053 \text{ in (Tinggi vessel)}$$

Maka,

$$L = 4 D$$

$$= 4 \times 6.1004 = 24.4018 \text{ ft} = 12,89 \text{ in}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$V_{liq} = 3.4017 D^3$$

$$12,89 = 3.4017 D^3$$

$$D^3 = 181.6245$$

$$D = 5.6632 \text{ ft}$$

$$\text{Maka, tinggi cairan dalam tangki (H liq)} = 5.6632 \text{ ft}$$

c. Menentukan Tebal *Shell*

Tekanan design *accumulator* :

$$P_d = P_{opr} + P_{hidrostatik}$$

$$\text{digunakan faktor keamanan} = 20\%$$

$$P_h = \frac{\rho \times H_{liq} \times g/gc}{144}$$

$$= \frac{0.0844 \times 5.6632 \times 1}{144} = 0.0033 \text{ psi}$$

Sehingga,

$$P_d = [14.7 + 0.0033] \times 1.2 = 17.6391 \text{ psi}$$

Tebal dinding *shell* dihitung dengan persamaan:

$$\frac{P_d \cdot r_o}{254} = \frac{ts}{2(f \cdot E + 0,4 \cdot P_d)} \quad C \quad (\text{Brownell, 1959:})$$

dimana: t_s = Tebal *shell*

f = Tekanan yang diij (Brownell, 1959: 251)
 = 12650 psi untuk *Carbon Steel SA-283 Grade C*
 E = Efisiensi pengela (Brownell, 1959: 254)
 = 80% untuk *double welded butt joint*
 D = Diameter tangki (ID)
 C = Faktor koro 0.13 in (Brownell, 1959: 172)
 P_d = Tekanan design, psi

Sehingga,

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{17.6391 \times 73.2053}{2 \left[\frac{12650 \times 0.8}{0.1888 \text{ in}} + \left[\frac{0.4 \times 17.6391}{0.0048 \text{ m}} \right] \right]} + 0.125 \\
 &= 0.1888 \text{ in} = 0.0048 \text{ m} \\
 \text{Diambil tebal standar} &= 0.1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + (2 \times \text{tebal shell}) \\
 &= 73.2053 + [2 \times 0.1875] = 73.5803 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 (Brownell, 1959: 89), dipilih OD standar = 16 in
 Standarisasi ID

$$\begin{aligned}
 ID &= OD - (2 \times \text{tebal shell}) \\
 &= 16 - [2 \times 0.1875] = 15.6250 \text{ in} \\
 &= 1.3021 \text{ ft} = 0.3969 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Standarisasi Hs:

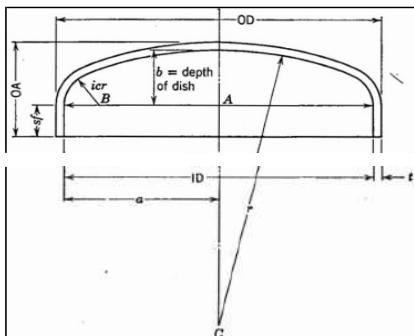
$$\begin{aligned}
 H_s &= 4 \times ID \\
 &= 4 \times 15.6250 = 62.5000 \text{ in} = 1.5875 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 (Brownell, 1959: 89), diperoleh:

$$\begin{aligned}
 icr &= 1 \text{ in} \\
 r &= 15 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan Tebal dan Tinggi Head

Digunakan head jenis *elliptical dishead head*



Keterangan Gambar :
 ID = Diameter dalam head (in)
 OD = Diameter luar head (in)
 a = Jari-jari dalam head, ID/2 (in)

t = Tebal hea(in)
 $r = rc$
OA = tinggi head total
 $sf = \textit{Straight flange}$ (in)
 $b =$ Tinggi head (in)
 $icr =$ jari-jari dalam sudut dish

Tebal *head* dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{Pd \cdot ID}{2f \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + C \quad \text{Brownell, 1959: 256}$$

$$th = \frac{17.6391 \times 15.6250}{2 \left[\frac{12650}{0} \times 0.8 \right] - \left[0.2 \times 17.6391 \right]} + 0.125$$

$$= 0.1386 \text{ in} = 0.0035 \text{ m}$$

Tebal *head* distandarisasi dari Tabel 5.7 (Brownell, 1959: 89): 1/5 in

sf = 1½ - 2 in → untuk th = 1/5 in (Brownell, 1959: 88)

diambil s = 2 in

a = 1/2 ID = 1/2 x 15.6250 = 7.8125 in

AB = a - icr = 7.8125 - 1 = 6.81 in

BC = r - icr = 15 - 1 = 14.0 in

AC = = 12.2307 in

b = r - AC = 15 - 12.2307 = 2.7693 in

OA = th + b + sf

= 0.19 + 2.7693 + 2.0 = 4.9568 in

Jadi, tinggi *head* (Hh) = 4.9568 in = 0.1259 m

Maka, panjang total *accumulator* = L + 2 OA

$$= 62.5000 + \left[2 \times 4.9568 \right]$$

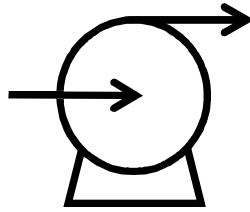
$$= 72.4136 \text{ in}$$

$$= 1.8393 \text{ m}$$

Tabel C.34 Spesifikasi *Accumulator*

RESUME :	
Nama Alat :	<i>Accumulator-01</i>
Kode Alat :	acc-324
Fungsi :	Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada MD untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar.
Tipe :	Tangki silinder horizontal dengan <i>head</i> berbentuk <i>elliptical</i>
Tekanan :	1 atm
Temperatur :	82.00 °C
Bahan Konst :	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah :	1 Buah
Waktu Tingg:	300 s
Volume Tan :	772.2824 ft ³
Diameter Lu :	16 in
Panjang Tan :	72.4136 in
Tebal <i>shell</i> :	3/16 in
Tebal <i>head</i> :	3/16 in

C.5 Pompa 9 (L-325)



Fungsi = Alat untuk mengalirkan condenser ke mixer

Jumlah = 1 buah

Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1). Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2). Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel* 304 karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K

Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ
	(kg/jam)				(kg/m ³)
H ₂ O	200.2809	11.1267	1.0000	25	1.027
TOTAL	200.2809	11.1267	1.0000		

3). Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$\begin{aligned}
 Q_f &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\
 &= \frac{200.2809 \text{ Kg/jam}}{1.0270 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 195.0154 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1.9130 \text{ cuft/s} \\
 &= 858.5941 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

4). Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($NRe > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 4,7 \times Q_f^{0,49} \times \rho^{0,14} \quad (\text{Pers. 46, Peters \& Timmerhaus, hal 365})$$

Dimana :

Di_{opt} = diameter dalam optimum, in

Q_f = flowrate, (lb/s)/(kg/s)

ρ = densitas fluida lb/ft³

maka:

$$Di_{opt} = 4.7 \times [1.9130 \text{ cuft/s}]^{0.49} \times [\#REF! \text{ lb/ft}^3]^{0.14}$$

$$= \#REF! \text{ in}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 892 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$D_{nom} = 1.000 \text{ in} = 0.083333 \text{ ft}$$

$$ID = 0.957 \text{ in} = 0.0798 \text{ ft}$$

$$OD = 1.315 \text{ in} = 0.1096 \text{ ft}$$

$$A = 0.0050 \text{ ft}^2 = 4.6359 \text{ in}^2$$

$$Sch = 80$$

5). Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q_f = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$V = \frac{1.9130 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0050 \text{ ft}^2}$$

$$= 383.3588 \text{ ft/s}$$

6). Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \text{ ft} \times 383.3588 \text{ ft/s} \times \#REF! \text{ lb/ft}^3}{\#REF! \text{ lb/ft.s}}$$

$$= \#REF! \quad (\text{asumsi aliran turbulen benar})$$

a. Menghitung Panjang Ekuivalen (Le)

Asumsi panjang pipa lurus (L) = 10 m = 32.808 ft
 ID = 0.0798 ft

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Tipe Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le
elbow 90°	3	0.75	2.25	35	1 x 35 x ID=
gate valve	1	4.5	4.5	225	1 x 225 x ID=
coupling	1.666667	0.04	0.066667	2	249 x 2 x ID=
Total			6.816667		

Sehingga, $\Sigma L = L + \Sigma Le$
 = 32.808 + 26.5833 = 59.3913 ft

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot ID \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$$\Sigma F = \text{Friction loss} \quad (\text{ft.lbf/lbm})$$

f = Faktor friksi

v = Kecepatan linier fluida (ft/s)

ΔL = Panjang pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

$$gc = 32.174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

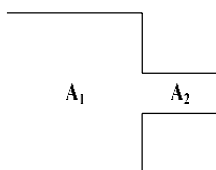
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

Untuk *commercial steel* $\rightarrow \epsilon = 0.000046 \text{ m}$
 $= 0.000150918 \text{ ft}$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0798} = 0.001892$$

b). *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = \frac{v^2}{2 \cdot \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



($A_1 \gg A_2$), karena luas tangki (A_1) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_2)

Sehingga.

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

(Geankoplis, 1993)

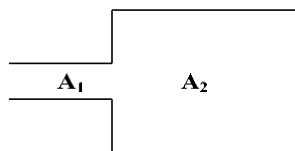
$$\alpha = 0.55$$

$$\alpha = 0.55$$

$\alpha = 1$ (untuk aliran turbulen)

b). *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \alpha}$$



($A_2 \gg A_1$), karena luas tangki (A_2) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_1)

Sehingga.

$$K_c = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

$$= \left(1 - 0 \right)$$

$$= 1$$

(Geankoplis, 1993)

$\alpha = 1$ (untuk aliran turbulen)

c) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS =

1

- 1 buah <i>gate valve fully open</i> ; Le	= 0.6	ft
$\sum Le = 1 \times 0.6$	= 0.6	ft
- 3 buah <i>standard elbow</i> ; Le	= 1.5	ft
$\sum Le = 3 \times 1.5$	= 4.5	ft
- 1 buah <i>sudden enlargement</i> ; Le	= 1.5	ft
$\sum Le = 1 \times 1.5$	= 1.5	ft
- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; Le	= 0.9	ft
$\sum Le = 1 \times 0.9$	= 0.9	ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; Le	= 6	ft
$\sum Le = 1 \times 6$	= 6	ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum Le$	= 13.5	ft
Panjang pipa lurus	= 10	m
	= 32.8080	ft
Panjang pipa total	= 46.3080	ft
	= 14.1147	m

7. Menghitung *Static Head (head karena perbedaan ketinggian)*

Tinggi pemompaan, $\Delta z = 12.5049$ ft = 3.8115 m

Static head

$$= \Delta z \frac{g}{g_c}$$

$$= 12.5049 \times \frac{32.17 \text{ ft/s}^2}{g_c}$$

$$32.17 = 12.5049 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lb.f.s}^2} \text{ ft.lbf/lbm}$$

8. Menghitung Velocity Head (Head karena perbedaan kecepatan)

Karena pada 2 titik *reference* dianggap sama, maka $V_1 = V_2 = 383.3588$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 g_c}$$

Sehingga *velocity head* ($\Delta V^2 / 2g_c$) = 2283.8939 ft.lbf/lbm

9.

9. Menghitung Pressure Head (Head karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

Sehingga, $\Delta P/\rho = 0$

10. Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

11. Menghitung Broke Horse Power (BHP):

$$\text{BHP} = \frac{m. (-W_f)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk $Q_f = 858.5941$
diperoleh η pompa = 0.010 286.198044

Sehingga:

$$\text{BHP} = \frac{0,7}{550} \times \frac{154600.9875}{0.01} = 0,899 \text{ Hp}; \text{ maka digunakan } power = 1 \text{ Hp}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 1 Hp
diperoleh η motor = 0.820

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

$$\begin{aligned} P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{1}{0.82} \text{ Hp} \\ &= 1.220 \text{ Hp} \end{aligned}$$

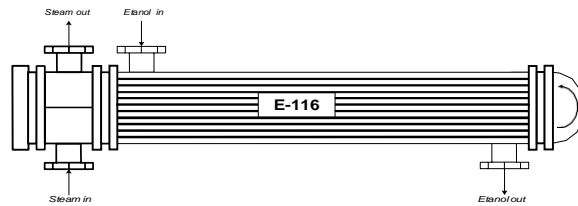
Dipilih motor standar dengan *power* = 1.5 Hp (Standard NEMA)

Tabel C.5 Spesifikasi Pompa 3

RESUME

Nama Alat	: Pompa Condenser
Kode	: L-325
Fungsi	: Alat untuk mengalirkan condenser ke mixer
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 1 buah
Rate Volumetrik	: 1.9130 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	: 383.3588 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1 in
Power Pompa	: 1.0 Hp
Power Motor	: 1.5 Hp

C.20 Cooler -1 (E-212)



Fungsi : Mendinginkan produk keluaran kondenser sebelum masuk ke mixer utk direcycle

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Stainless Steel SA-316 Grade A*

Jumlah : 1 buah

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe Cooler

Jenis cooler tipe *Double Pipe Heat Exchanger* jika luas permukaan perpindahan panas $< 120 \text{ ft}^2$ dan jika luas perpindahan panas $> 120 \text{ ft}^2$ maka dipilih tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*.

2. Menentukan Bahan Konstruksi Cooler

Dalam perancangan ini dipilih *Stainless Steel SA-316 Grade A* untuk *annulus* dan *inner pipe* dengan pertimbangan :

- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 12650 psi dan suhu maksimum 650°F (Tabel 13.1, Brownell & Young)
- Dapat dibuat dalam bentuk kompleks
- Harga relatif murah

3. Perhitungan Cooler

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} &= 1613.6037 \text{ kg/jam} \\ &= 3557.3830 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Tabel C.XX Aliran Masuk Cooler

Aliran Masuk Cooler				
Senyawa	Massa kg/jam	Fraksi Berat	n kmol	Fraksi mol
CH ₃ OH	460.1927	0.1907	6.0532	0.0553
C ₃ H ₈ O ₂	1844.0084	0.7640	102.3596	0.9345
C ₆ H ₁₄ O ₃	109.4026	0.0453	1.1155	0.0102
Total	2413.6037	1.0000	109.5283	1.0000

Data dari neraca panas :

$$T_1 = 55.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 131.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 10 \text{ } ^\circ\text{C} = 50.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

a. *Heat and Material Balance*

Dari neraca panas diperoleh :

Q	=	421678.7725	kJ/jam
	=	399674.3091	
Massa pendingin	=	100.6117	kg/jam
	=	221.8106	lb/jam
Massa fluida panas	=	2413.6037	kg/jam
	=	5321.0790	lb/jam

b. Menentukan ΔT_{LMTD}

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>
131.00	<i>Higher T</i>	113.00	18.00
86.00	<i>Lower T</i>	50.00	36.00
45.00	<i>Difference</i>	63.00	
ΔT_{LMTD}		25.97	°F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$= \frac{18.00 - 36}{\ln \frac{18.00}{36}} = 26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{131 - 86.0}{113 - 50} = 0.71$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 50}{131 - 50} = 0.78$$

Dari nilai R dan S didapat nilai FT = 0.5 (Fig. 19, Kern: hal 828) sehingga :

$$\Delta t = LMTD \cdot F_t$$

$$= 25.97 \cdot 0.50$$

$$= 12.98 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan *Temperature Caloric* (Suhu Rata-rata)

$$T_c = T_{av} = \frac{131 + 86}{2} = 109 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{113 + 50}{2} = 81.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Dari tabel 8 Kern, hal : 840, untuk sistem *light organics - brine* maka :

$$U_D = 40 - 100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi :

$$U_D = 100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{(U_D \cdot \Delta T)}$$

$$= \frac{399674.3091}{100 \times 12.98} = 308 \text{ ft}^2 > 120 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih besar dari 120 ft² maka digunakan *heat exchanger* jenis *shell and tube exchanger*.

d. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube*

Dari tabel 10 Kern, dipilih tube dengan spesifikasi :

OD	=	1 in	1 1/4 triangular pitch
BWG	=	16	
ID	=	0.870 in	
a't	=	0.594 in ²	
Surface	=	0.2618 ft ² /ft	
Panjang	=	10 ft	
Pass	=	2	
Nt	=	118	

$$\frac{A}{\text{Jumlah tube (Nt)}} = \frac{\text{Surface} \cdot \text{Panjang}}{307.8146}$$

$$= \frac{0.2618 \times 10}{117.5762} \text{ buah}$$

Dipakai Nt standar sebanyak 118 buah (Tabel 9. Kern, hal: 842)

Dari tabel 9 Kern, dipilih spesifikasi :

Pitch = 1 1/4 in triangular

Bagian shell:

IDs = 17 1/4 in (Table. 9, Kern)

Pass = 2

C' = 0.25

B = IDs/5 in = 3.45 in

• Koreksi harga U_D

$$U_D = \frac{N_t}{N_{t \text{ standar}}} \times U_{D \text{ trial}}$$

$$= \frac{117.5762}{118} \times 100 = 99.6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ$$

$$= 99.6409 \text{ Btu/hr ft}^2 < 100$$

under design sebesar 0.36% < 10% (Memenuhi)

• Harga A sebenarnya

$$A = N_t \text{ standar} \times L \times a't$$

$$= 118 \times 10 \times 0.594$$

$$= 700.92 \text{ ft}^2$$

• Laju alir umpan

Laju alir fluida panas (umpan masuk)

$$= 2413.6037 \text{ kg/jam}$$

$$= 5321.0790 \text{ lb/jam}$$

Laju alir fluida dingin (air)

$$= 100.6117 \text{ kg/jam}$$

$$= 221.8106 \text{ lb/jam}$$

d. Menghitung Uc dan Rd

Shell (Fluida Dingin)	Tube (fluida panas)
<p>* <i>Flow Area</i></p> $a't = 0.594 \text{ in}^2$ $at = \frac{Nt}{144} \times \frac{a't}{n}$ $at = \frac{118}{144} \times \frac{0.59}{2}$ $= 0.2434 \text{ ft}^2$	<p>* <i>Flow Area</i></p> $as = IDs \times C'B/144 P_T$ $= 0.0827 \text{ ft}^2$
<p><i>Mass Velocity</i></p> $Gt = \frac{W}{At}$ $= \frac{221.8106}{0.2434}$ $= 911.394 \text{ lb/jam ft}^2$	<p>* <i>Mass Velocity</i></p> $Gs = \frac{W}{As}$ $= \frac{5321.0790}{0.0827}$ $= 64376.0025 \text{ lb/jam ft}^2$
<p>* Menentukan bilangan Reynold</p> $V = \frac{Gt}{3600 \rho}$ $= \frac{911.3943929}{3600 \cdot 62.5}$ $= 0.0041 \text{ fps}$ <p>Pada,</p> $t_c = 81.5 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 2.0000 \text{ cp}$ $= 4.8400 \text{ lb/ft jam}$ <p>(Fig. 14 Kern, hal: 823)</p> $D = 0.073 \text{ ft}$ $Re = \frac{De \cdot Gt}{\mu}$ $= 0.073 \times 911.3944$	<p>* Menentukan bilangan Reynold</p> $T_{av} = 108.50 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 1.53 \text{ lb/ft jam}$ $De = 0.0608 \text{ ft}$ <p>(Fig. 28 Kern, hal: 838)</p> $k = 0.216 \text{ Btu/ft jam}$ <p>(Tabel 4 Kern, hal: 800)</p> $c = 1233.70 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ <p>(Fig. 2 Kern, hal: 804)</p> $Re = \frac{De \cdot Gs}{\mu}$ $= 0.0608 \times 64376.0025$

omponen	B
AA	60.
PAA	76.
W	18.
SA	98.

Viskositas

omponen	Mas
AA	0.00
PAA	####
W	####
SA	####
Total	####

Konduktivitas

omponen	Mas
AA	0.00
PAA	####
W	####
SA	####
Total	####

t o

Komponen
CH ₃ COOH
CH ₃ COOOH
H ₂ O
H ₂ SO ₄

$\frac{4.8400}{= 13.652 \text{ (laminar)}}$	$\frac{1.5306}{= 2558.543 \text{ (turbulen)}}$
<p>- Menghitung ho (Fig. 28 Kern, 1950 hal 834)</p> <p>$jH = 5.6$</p> <p>$\mu = 2.00 \text{ cP}$ = 4.84 lb/jam.ft</p> <p>$k = 0.33 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$ (Kern,1960 hal 800 Table.4)</p> <p>$C_p = 0.78 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$</p> <p>sehingga nilai ho yang didapat :</p> $h_i = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} \phi \left[\begin{matrix} t \\ t \end{matrix} \right]$ $h_i = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} \phi \left[\begin{matrix} t \\ t \end{matrix} \right]$ <p>$\phi_t = 57.4345 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$t_w = 107.81 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu_w = 1.2000 \text{ cP}$ = 2.9040 lb/jam.ft</p> $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$ $= 57.434 \times \frac{0.87}{1}$ $= 49.968$ $\phi_t = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.25} = 1.6633$ <p>- Koreksi nilai hio</p> $h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$ $= 49.9680 \times 2$ $= 53.2091 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$	<p>- Menghitung ho (Fig. 28 Kern, 1950 hal 838)</p> <p>$jH = 30.0$</p> <p>$\mu_{mix} = 0.63 \text{ cP}$ = 1.53 lb/jam.ft</p> <p>$k_{mix} = 0.22 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$ (Kern,1960 hal 804 Figur.2)</p> <p>$C_{p_{mix}} = 1233.70 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu_w = 0.6323 \text{ cP}$ = 1.5302 lb/jam.ft</p> <p>sehingga nilai ho yang didapat :</p> $h_o = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} \phi \left[\begin{matrix} s \\ s \end{matrix} \right]$ $h_o = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} \phi \left[\begin{matrix} s \\ s \end{matrix} \right]$ <p>$\frac{h_o}{\phi_s} = 2197.3406 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$t_w = 107.81 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.00$ <p>- Koreksi nilai hio</p> $h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$ $= 2197.3406 \times 1.0$ $= 1406.7997 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

e. Clean Overall Coefficient (Uc)

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{53.2091 \times 1406.7997}{53.2091 + 1406.7997}$$

$$U_c = 51.2700 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

f. *Design overall coefficient, Ud*

$$a'' = 0.5940 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Total surface} = N_t \times L \times a''$$

$$\begin{aligned} \text{Total surface} &= 118 \times 10 \text{ ft} \times 0.5940 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 700.9200 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q}{\text{Total surface} \times \Delta T} \\ &= \frac{399674.3091 \text{ Btu/jam}}{700.9200 \text{ ft}^2 \times 12.984 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 43.9158 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

g. *Dirt Factor (R_d)*

Persamaan 6.13 (Kern, D. Q., 1965: 108):

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{51.2700 - 43.9158}{51.2700 \times 43.9158} \\ &= 0.0033 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{Btu} > (R_d \text{ ketetapan} = 0.0028) \end{aligned}$$

(Dari Coulson, 2003 vol 6, Tabel 12.2, hal 640) diperoleh :

$$R_d \text{ min } \textit{organic liquid} = 0.0002 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C}/\text{W} = 0.0011 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min } \textit{brine water} = 0.0003 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C}/\text{W} = 0.0017 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min total} = 0.0028 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu (Rd ketentuan)}$$

Cek Rd Hitung > daripada Rd Ketentuan

$$\begin{aligned} \text{Ketentuan Desain} &= \frac{R_d \text{ Hitung} - R_d \text{ Ketentuan}}{R_d \text{ Ketentuan}} \\ &= \frac{0.00327 - 0.00285}{0.00285} \times 100\% \\ &= 14.68\% \end{aligned}$$

Rd hitung > 14.68% dari Rd ketentuan maka *design* dapat diterima (maksimal 5-10%)

k. Menghitung U_c dan R_d

<i>Shell Side</i>	<i>Tube Side</i>
<i>Brine Water</i>	Fluida Panas (Bottom)
- R _{es} = 13.6521 Gambar 29 (Kern, D. Q., 1965: 839): f = 0.0004 ft ² /in ² (Kern hal 808, Tabel 6):	- R _{et} = 2558.5426 Gambar 26 (Kern, D. Q., 1965: 836): f = 0.0002 ft ² /in ² (Kern hal 808, Tabel 6):

$s_{mix} = 1.0000$ $D_s = 0.006 \text{ ft}$ - <i>Number of cross</i> Persamaan 7.43 (Kern, D. Q., 1965: 147): $N + 1 = 12 * L / B$ $= 34.7826$ - Pers.7.44 (Kern, D. Q., 1965: 147): $(f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1))$ $\Delta P_s = \frac{\quad}{(5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s)}$ $= 0.0001 \text{ psi}$ Memenuhi <i>pressure drop</i> ketentuan <i>liquid</i> maksimal sebesar 10 psi (Kern, 1965, hal 840)	$s_{mix} = 1.0321$ $\phi_t = 0.8861$ - Pers. 7.45 (Kern, D. Q., 1965: 148): $\Delta P_t = \quad (f \times G_t^2 \times L \times n)$ $(5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t)$ $= 1.E-06 \text{ Psi}$ - Gambar 27 (Kern, D. Q., 1965: 837): $\frac{v}{2 \times g} = 0.004 \text{ psi}$ - Pers 7.46 (Kern, D. Q., 1965: 148): $\frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2 \times g}$ $\Delta P_r = \quad$ $= 0.0310 \text{ psi}$ - Persamaan 7.47 (Kern, D. Q., 1965: 148): $\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_r$ $\Delta P = 1.E-06 \text{ psi} + 0.0310 \text{ psi}$ $= 0.0310 \text{ psi}$ Memenuhi <i>pressure drop</i> ketentuan untuk <i>liquid</i> maksimal sebesar 10 psi (Kern, 1965, hal 840)
---	---

Summary

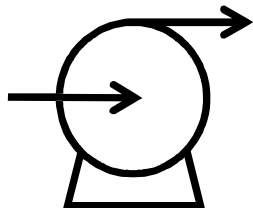
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>
53.2091	<i>h outside</i>	1406.7997
Uc		51.2700
Ud		43.9158
Rd calculate		0.0033
Rd required		0.0028
0.0001	<i>calculated ΔP</i>	0.0310
10	<i>allowable ΔP</i>	10

Tabel C.20 Spesifikasi *Cooler-1*

RESUME	
Nama alat	: <i>Cooler-1</i>
Kode	: E-326
Fungsi	: Mendinginkan hasil FD pada ebelum dialirkan ke Mixer
Jumlah	: 1 buah
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-316 Grade A</i>

Media pendingin	: Brine water, 10 °C
<i>Tube Side</i>	
- OD	: 1 in = 0.0254 m
- BWG	: 16
- ID	: 0.870 in = 0.0221 m
- Panjang	: 10.000 ft = 3.048 m
- Passes	: 2
<i>Shell Side</i>	
- Pitch	: 1 1/4 in, <i>triangular pitch</i>
- Passes	: 2
- Baffle space	: 3.4500 in = 0.0876 m

C.5 Pompa 10 (L-331)



Fungsi = Alat untuk mengalirkan hasil bawah flash drum ke Menara destilasi

Jumlah = 1 buah

Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1). Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2). Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 304* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K

Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ
	(kg/jam)				(kg/m ³)
H ₂ O	200.2809	11.1267	1.0000	25	1.027
TOTAL	200.2809	11.1267	1.0000		

3). Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$\begin{aligned}
 Q_f &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\
 &= \frac{200.2809 \text{ Kg/jam}}{1.0270 \text{ Kg/m}^3} \\
 &= 195.0154 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 1.9130 \text{ cuft/s} \\
 &= 858.5941 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

4). Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($N_{Re} > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $D_i < 1$ in, yaitu :

$$D_{i \text{ opt}} = 4,7 \times Q_f^{0,49} \times \rho^{0,14} \quad (\text{Pers. 46, Peters \& Timmerhaus, hal 365})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} D_{i \text{ opt}} &= \text{diameter dalam optimum, in} \\ Q_f &= \text{flowrate, (lb/s)/(kg/s)} \\ \rho &= \text{densitas fluida } \left[\begin{array}{l} \text{lb/ft}^3 \\ \text{kg/m}^3 \end{array} \right] \end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 892 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned} D_{\text{nom}} &= 1.000 \text{ in} = 0.083333 \text{ ft} \\ ID &= 0.957 \text{ in} = 0.0798 \text{ ft} \\ OD &= 1.315 \text{ in} = 0.1096 \text{ ft} \\ A &= 0.0050 \text{ ft}^2 = 4.6359 \text{ in}^2 \\ Sch &= 80 \end{aligned}$$

5). Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Qf = laju alir volumetric, ft³/s

A = *inside sectional area*, ft²

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$\begin{aligned} V &= \frac{1.9130 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0050 \text{ ft}^2} \\ &= 383.3588 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

6). Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.08 \text{ ft} \times 383.3588 \text{ ft/s} \times 11,2 \text{ lb/ft}^3}{17,899 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 1099987,87 \text{ (asumsi aliran turbulen benar)} \end{aligned}$$

a. Menghitung Panjang Ekuivalen (L_e)

$$\begin{aligned} \text{Asumsi panjang pipa lurus (L)} &= 10 \text{ m} = 32.808 \text{ ft} \\ \text{ID} &= 0.0798 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Tipe Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
<i>elbow 90°</i>	3	0.75	2.25	35	1 x 35 x ID=	8.37375
<i>gate valve</i>	1	4.5	4.5	225	1 x 225 x ID=	17.94375
<i>coupling</i>	1.666667	0.04	0.066667	2	249 x 2 x ID=	0.2658333
Total			6.816667			26.583333

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, } \Sigma L &= L + \Sigma L_e \\ &= 32.808 + 26.5833 = 59.3913 \text{ ft} \end{aligned}$$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot \text{ID} \cdot g_c} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$$\Sigma F = \text{Friction loss} \quad (\text{ft.lbf/lbm})$$

f = Faktor friksi

v = Kecepatan linier fluida (ft/s)

ΔL = Panjang pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

$g_c = 32.174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

$$\begin{aligned} \text{Untuk } \textit{commercial steel} &\rightarrow \epsilon = 0.000046 \text{ m} \\ &= 0.000150918 \text{ ft} \end{aligned}$$

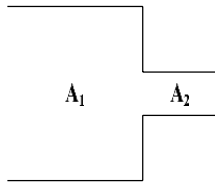
$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0798} = 0.001892$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{re} =$

didapatkan nilai f = 0.0075

b). *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



($A_1 \gg A_2$), karena luas tangki (A_1) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_2)

Sehingga.

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

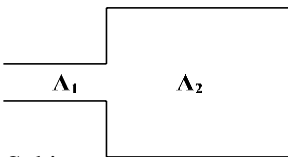
$$= 0.55 \left(1 - 0 \right)$$

$$= 0.55$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

b). *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = K_c \frac{V^2}{2g\alpha}$$



($A_2 \gg A_1$), karena luas tangki (A_2) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_1)

Sehingga.

$$K_c = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= \left(1 - 0 \right)$$

$$= 1$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

c) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS =

1 in

- 1 buah <i>gate valve fully open</i> ; Le	= 0.6 ft
$\sum Le = 1 \times 0.6$	= 0.6 ft
- 3 buah <i>standard elbow</i> ; Le	= 1.5 ft
$\sum Le = 3 \times 1.5$	= 4.5 ft
- 1 buah <i>sudden enlargement</i> ; Le	= 1.5 ft
$\sum Le = 1 \times 1.5$	= 1.5 ft

- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; Le	=	0.9	ft
$\sum Le = 1 \times 0.9$	=	0.9	ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; Le	=	6	ft
$\sum Le = 1 \times 6$	=	6	ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum Le$	=	13.5	ft
Panjang pipa lurus	=	10	m
	=	32.8080	ft
Panjang pipa total	=	46.3080	ft
	=	14.1147	m

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2 g_c} \quad (\text{Pers.2.10-17, Geankoplis})$$

$$= 6.8167 \times \frac{383.3588^2}{2 \times 32.174} = 46,7890 \text{ ft.lbf/lbm}$$

7. Menghitung *Static Head* (*head* karena perbedaan ketinggian)

$$\text{Tinggi pemompaan, } \Delta z = 12.5049 \text{ ft} = 3.8115 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Static head} &= \Delta z \frac{g}{g_c} \\ &= 12.5049 \times \frac{32.17 \text{ ft/s}^2}{32.17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2} \\ &= 12.5049 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

8. Menghitung *Velocity Head* (*Head* karena perbedaan kecepatan)

$$\text{Karena pada 2 titik } \textit{reference} \text{ dianggap sama, maka } V_1 = V_2 = 383.3588$$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 g_c}$$

$$\text{Sehingga } \textit{velocity head} (\Delta V^2 / 2 g_c) = 2283.8939 \text{ ft.lbf/lbm}$$

9. Menghitung *Pressure Head* (*Head* karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\text{Sehingga, } \Delta P / \rho = 0$$

10. Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dimana:

Wf = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 - Wf &= 13 + 2283.8939 \text{ ft. lbf/lbm} + 0 + \text{#####} \text{ ft. lbf/lbm} \\
 &= 154600.9875 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

11. Menghitung *Broke Horse Power* (BHP):

$$\text{BHP} = \frac{m. (-Wf)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk Qf = 858.5941 gpm
diperoleh η pompa = 0.010 286.198044

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 1 Hp
diperoleh η motor = 0.820

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

$$\begin{aligned}
 P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{1 \text{ Hp}}{0.82} \\
 &= 1.220 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan *power* = 1.5 Hp (*Standard NEMA*)

Tabel C.5 Spesifikasi Pompa 3

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Pompa Flash Drum ke MD
Kode	: L-331
Fungsi	: Alat untuk mengalirkan hasil bawah flash drum ke Menara destilasi
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 316</i>
Jumlah	: 1 buah
Rate Volumetrik	: 1.9130 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	: 383.3588 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1 in
<i>Power</i> Pompa	: 1.0 Hp
<i>Power</i> Motor	: 1.5 Hp

C.3 Heater 2 (E-332)



- Fungsi : Memanaskan asam asetat sebelum masuk ke dalam reaktor dari suhu 82 °C ke 188 °C
- Jumlah : 1 buah
- Tipe : *Double pipe heat exchanger*
- Bahan : *Stainless Steel , SA-304 Grade C*
- Tujuan : a. Menentukan Bahan Konstruksi dan Tipe *Heater*
b. Perhitungan *Heater*

Langkah Perancangan

a. Menentukan Bahan Konstruksi dan Tipe *Heater*

Dalam perancangan ini dipilih *Stainless Steel , SA-304 Grade C* untuk *annulus* maupun *pipe* dengan pertimbangan:

- Relatif tahan korosi bahan bersifat asam
- Memiliki batas ketahanan suhu bahan hingga 650°F

Dari data neraca massa dan neraca panas dapat diketahui bahwa fluida dingin adalah propilen oksida dengan laju alir sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} &= 335.29 \text{ kg/jam} \\ &= 739.2 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Data dari neraca massa komponen dapat dilihat pada Tabel C.21 berikut.

Tabel C.21 Aliran Masuk *Heater*

Aliran Masuk <i>Heater</i>				
Senyawa	Massa kg/jam	Fraksi Berat	n kmol	Fraksi mol
CH ₃ OH	6.2146	0.0839	0.1071	0.0303
H ₂ O	61.6242	0.8315	3.424	0.9697
C ₃ H ₈ O ₂	6.0584	0.0817	0.080	#DIV/0!
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.2162	0.0029	0.002	#DIV/0!
Total	74.1134	0.9153	3.531	1.0000

Data dari neraca panas:

$$\begin{aligned} t_1 &= 82 \text{ } ^\circ\text{C} = 180 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_2 &= 188 \text{ } ^\circ\text{C} = 370.4 \text{ } ^\circ\text{F} \\ T_1 &= 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F} \\ T_2 &= 300 \text{ } ^\circ\text{C} = 572 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

b. Perhitungan *Heater*

1. Heat and Material Balance

Dari neraca panas diperoleh data sebagai berikut:

Panas yang bekerja pada sistem

$$Q = 350687.9242 \text{ kJ/jam}$$

$$= 332392.5352 \text{ btu/jam}$$

Laju alir aliran fluida dingin (m)

$$m = 74.1134 \text{ kg/jam}$$

$$= 163.392 \text{ lb/jam}$$

Kebutuhan *steam* (M)

$$M = 180.8975 \text{ kg/jam}$$

$$398.8103 \text{ lb/jam}$$

2. Menentukan ΔT_{LMTD}

Hot Fluid		Cold Fluid Difference	
572	Higher T	370.4	201.6
572	Lower T	180	392.4
			190.8

$$LMTD = \frac{\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}}{\ln \frac{201.6}{392.4}} = 286.488 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{572 - 572}{370 - 180} = 0$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{370 - 180}{572 - 180} = 0.49$$

$$F_T = 1$$

$$\Delta t = LMTD \times F_T = 286.4881 \text{ } ^\circ\text{F}$$

3. Menghitung Suhu *Caloric* (T_c dan t_c)

$$\frac{572}{2} = \frac{572}{T_c} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{180 + 370.4}{2} = 275 \text{ } ^\circ\text{F}$$

4. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Dari tabel 8 Kern, hal : 840, untuk sistem *steam - medium organic* maka:

$$U_D = 50 - 100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi:

$$U_D = 75 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{(U_D \cdot \Delta T)} = \frac{332392.5352}{75 \times 286.488} = 15.5 \text{ ft}^2 = < 120 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih kecil dari 120 ft² maka digunakan *heat exchanger* jenis *double pipe heat exchanger*.

5. Menentukan *Rate Fluida*

Dari Tabel 6.2 (Kern, hal 110) diketahui bahwa *flow area* di *inner pipe* lebih besar dari pada di *annulus*, maka fluida dingin yang massanya lebih besar ditempatkan di dalam *inner pipe* sedangkan *steam* dalam *annulus* karena mempunyai laju alir massa yang lebih kecil.

a. Menentukan dimensi heater

Keterangan:

D_2 = diameter dalam pipa lua = diameter *annulus*

D_1 = diameter luar pipa dala = diameter *inner pipe*

Dari Tabel 11, Kern hal. 844, diperoleh data sebagai berikut:

IPS = 2 x 1.25

Schedule number = 40

Diameter *annulus* :

OD = 2.380 in = 0.198 ft

ID = 2.067 in = 0.172 ft = D_2

Diameter *inner pipe* :

OD = 1.660 in = 0.138 ft = D_1

ID = 1.380 in = 0.115 ft = D

<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Fuida Panas (<i>Steam</i>)	Fuida Dingin (Asam Asetat)
<p>5. Flow Area , aa</p> <p>$D_2 = 0.172 \text{ ft}$</p> <p>$D_1 = 0.138 \text{ ft}$</p> <p>$aa = \frac{1}{4} \pi \times (D_2^2 - D_1^2)$ $= \frac{1}{4} \pi \times (0.172^2 - 0.138^2)$ $= 0.0083 \text{ ft}^2$</p> <p>Diameter equivalen, D_e</p> <p>$D_e = (D_2^2 - D_1^2) / D_1 \text{ (Eq 6.3 Kern)}$ $= \frac{(0.172^2 - 0.138^2)}{0.138}$ $= 0.0761 \text{ ft}$</p> <p>6. Mass Velocity , G_a</p> <p>$G_a = W/aa$ $= \frac{398.810 \text{ lb/jam}}{0.0083 \text{ ft}^2}$ $= 48188.6912 \text{ lb/jam ft}^2$</p> <p>Bilangan Reynold (NRe)</p> <p>$T_{av} = 572 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu = 0.0170 \text{ cP}$ $= 0.0411 \text{ lb/ft.jam}$</p> <p>$Nre = D_e * G_a / \mu \text{ (Eq 7.3 Kern)}$ $Nre = \frac{0.076 \times 48188.6912}{0.0411}$ $= 89192.4183 \text{ (Turbulen)}$</p>	<p>5. Flow Area , ap</p> <p>$D = 0.115 \text{ ft}$</p> <p>$ap = \pi \times (D^2/4)$ $= \frac{1}{4} \pi \times (0.115)^2$ $= 0.0104 \text{ ft}^2$</p> <p>6. Mass Velocity , G_p</p> <p>$G_p = W/ap$ $= \frac{163.3919 \text{ lb/jam}}{0.0104 \text{ ft}^2}$ $= 15725.5156 \text{ lb/jam ft}^2$</p> <p>Bilangan Reynold (NRe)</p> <p>$t_{av} = 275.0 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu = 0.21 \text{ cP}$ $= 0.5156 \text{ lb/ft.jam}$</p> <p>$Nre = D * G_p / \mu \text{ (Eq 7.3 Kern)}$ $Nre = \frac{0.115 \times 15725.5156}{0.5156}$ $= 3507.2486 \text{ (Turbulen)}$</p>

Viscosity AA

Komponen	N
AA	
H ₂ O	
Total	

7. Menghitung ho

$$h_o = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(Kern, 1950, Hal. 164)

7. Menghitung hio

$$h_i = J_H k \left(\frac{c_p \mu}{D k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

*) (Fig. 24 Kern, 1950 hal 834)

$$L/D = 174$$

$$j_H = 38$$

*) (Kern, tabel 5:801)

$$k = \text{#NUM! Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

*) (Kern, fig 2:804)

$$c_p = 6.1784 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$h_i = \text{#NUM! Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} \quad (\text{Eq 6.5, Kern})$$

$$= \text{#NUM!} \times \frac{1.38}{1.66}$$

$$= \text{#NUM! Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Thermal Condu

Komponen	M
AA	
H ₂ O	
Total	

Heat Capacity

Komponen	
AA	-1
H ₂ O	92

8. Clean Overall Coefficient , Uc

$$U_c = (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \quad (\text{Kern, 1965 hal 112, Pers.6.7})$$

$$= \frac{(\text{#NUM!} \times 1500)}{(\text{#NUM!} + 1500)}$$

$$= \text{#NUM! Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

9. Design Overall Coefficient , Ud

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (\text{Kern, 1965 hal 112, Pers.6.10})$$

Dari Coulson, 2003 vol 6, Tabel 12.2, hal 516 diperoleh:

$$R_d \text{ min } \textit{organic liquids} = 0.0011 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min } \textit{steam condensate} = 0.0037 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min total} = 0.0048 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu} \quad (\text{Rd ketentuan})$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{\text{#NUM!}} + 0.0048$$

$$\frac{1}{U_d} = \text{#NUM!}$$

$$U_d$$

$$U_d = \text{#NUM! Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

10. Luas untuk Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T} \quad (\text{Eq 6.11, Kern, 1965: 107})$$

$$= \frac{332392.5352 \text{ Btu/jam}}{\text{#NUM! Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 286.4881 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= \text{#NUM! ft}^2$$

Menentukan jumlah hairpin yang digunakan , dari tabel 11, Kern hal. 844

$$\text{Surface per lin ft} = 0.6220 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang yang dibutuhkan} &= \frac{A}{\text{surface per lin ft}} \\ &= \frac{\text{\#NUM! ft}^2}{0.622 \text{ ft}^2/\text{ft}} = \text{\#NUM! ft} \end{aligned}$$

Jika panjang pipa 20 ft maka jumlah $hairpin = L/(2.L_{\text{pipa}})$
 $= \text{\#NUM!} \approx \text{\#\#\#\#}$

Maka dikoneksikan \#\#\#\# hairpins 20 ft dengan susunan seri

Koreksi harga A dan UD:

$$\begin{aligned} \text{Harga A aktual} &= 38 \text{ ft} \times 0.6220 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 23.8848 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q}{A \times \Delta T} \\ &= \frac{332392.5352 \text{ Btu/jam}}{23.885 \text{ ft}^2 \times 286.49 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 48.5761 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= (U_c - U_d)/(U_c \times U_d) \\ &= \frac{(\text{\#NUM!} - 48.5761)}{(\text{\#NUM!} \times 48.5761)} \\ &= \text{\#NUM!} \text{ (jam)(ft}^2\text{)}^\circ\text{F)/Btu} \quad (\text{Rd hitung}) \end{aligned}$$

Cek Rd Hitung > daripada Rd Ketentuan

$$\begin{aligned} \text{Ketentuan Desain} &= \frac{\text{Rd Hitung} - \text{Rd Ketentuan}}{\text{Rd Ketentuan}} \\ &= \frac{\text{\#NUM!} - 0.0048}{0.0048} \times 100\% \\ &= \text{\#NUM!} \end{aligned}$$

Rd hitung \#NUM! dari Rd ketentuan maka *design* dapat diterima (maksimal 5%)

<i>Pressure Drop</i>	
<p>1. Menentukan friksi pada pipa $De' = (D_2 - D_1)$ (Eq 6.4, Kern) $= 0.172 \text{ ft} - 0.138 \text{ ft}$ $= 0.034 \text{ ft}$</p> <p>$Re_a = \frac{De' \times G_a}{\mu}$ $= \frac{0.034 \times 48188.691}{0.041}$ $= 39726.164$</p> <p>$f = 0.0035 + \frac{0.264}{39726^{0.42}}$</p>	<p>1. Menentukan friksi pada pipa Untuk Re_p 3507.2486 lb/jam $f = 0.0035 + \frac{0.264}{3507.2486^{0.42}}$ $= 0.0035 + \frac{30.8}{0.264}$ $= 0.0661$ (Eq 3.47b, Kern)</p> <p>(Kern, 1965, Hal 808. Tabel 6) $s = \text{\#\#\#\#}$ $\rho = \text{\#\#\#\#} \times \text{\#\#\#\#} = \text{\#\#\#\#\#\#}$</p>

$= 0.0035 + \frac{0.264}{85.430}$ $= 0.0443 \quad (\text{Eq 3.47b, Kern})$ <p>(Kern,1965, Hal 808.Tabel 6)</p> $s = 1$ $\rho = \text{####} \times 1 = \text{#####}$ <p>2. Menghitung ΔP pipa</p> $\Delta F_a = \frac{4 f G^2 L}{2 g \rho^2 D_e'} \quad (\text{Eq 3.44, Kern})$ $= \frac{4 (0.0443) (48188.69)^2 (38)}{2 (4.18E+08) (\text{#####})^2 (0.03)}$ $= \text{#####} \text{ ft}$ <p>3. Menghitung V</p> $V = \frac{G_a}{3600 \rho} \quad (\text{Kern,1965 : 115})$ $= \frac{48188.6912}{3600 \times \text{#####}}$ $= \text{\#DIV/0!}$ $F_t = 3 \left[\frac{2 g}{\text{\#DIV/0!}^2} \right]$ $= 3 \left[\frac{2 \times 32.2}{\text{\#DIV/0!}^2} \right]$ $= \text{\#DIV/0!} \text{ ft}$ $\Delta P_a = \frac{\Delta F_a + F_t \times \rho}{144}$ $= \left(\frac{\text{#####} + \text{#####}}{144} \right) (\text{#####})$ $= \text{\#DIV/0!} \text{ psi}$ <p>Pressure drop maksima 10 psi</p>	<p>2. Menghitung ΔP pipa</p> $\Delta F_p = \frac{4 f G^2 L}{2 g \rho^2 D} \quad (\text{Eq 3.44, Kern})$ $= \frac{4 (0.0661) (15725.52)^2 (38)}{2 (4.18E+08) (\text{#####})^2 (0.1)}$ $= \text{#####} \text{ ft}$ $\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$ $= \left(\frac{\text{\#DIV/0!} \times \text{#####}}{144} \right)$ $= \text{\#DIV/0!} \text{ psi}$ <p>Pressure drop maksima 10 psi</p>
--	---

Tabel C.3 Spesifikasi Heater 2

RESUME	
Nama Alat	: Heater 2
Kode	: E-332
Fungsi	: Memanaskan umpansebelum masuk ke dalam MD dari suhu 82 °C ke 188 °C
Tipe	: Double Pipe Heat Exchanger
Bahan Konstruks	: Stainless Steel, SA-304 Grade C
Jumlah	: 1 buah
Media Pemanas	: Steam dengan suhu 300°C = 572 °F
<i>Annulus side</i>	
- Diameter Dala	: 2.217 in = 0.0563 m
- Diameter Luar	: 2.530 in = 0.0643 m

- ΔP Perhitungan : 1.8500 psi

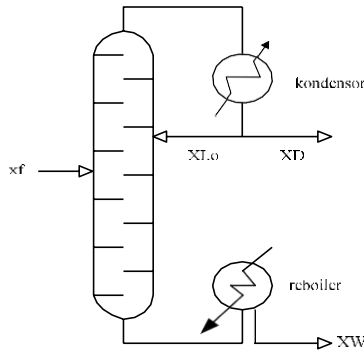
Pipe side

- Diameter Dala : 1.810 in = 0.0460 m

- Diameter Luar : 1.530 in = 0.0389 m

- ΔP Perhitungan : 1.8500 psi

C.5 Menara Distilasi (D-330)



Fungs : Memisahkan produk propilen glikol dengan propilen oksida, etanol, dan air

Tujua : 1. Menentukan tipe kolom

2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
3. Menentukan jumlah plate
4. Menentukan lokasi umpan
5. Menentukan dimensi kolom

μ d

log

D

1. Menentukan Tipe Kolom

Dalam perancangan ini dipilih jenis tray dengan pertimbangan sebagai berikut :

- o) Diameter *tower* 4-10 ft (1 -3 m) (Tabel 6.1, Treyball : 162).
- o) Campuran tidak bersifat korosif
- o) Dapat digunakan untuk tekanan yang tinggi (Ulrich, 1984)

Jenis tray yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan :

- o) Lebih ringan, murah, dan mudah diperoleh
- o) *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (Ludwig, 1980).
- o) Kapasitas uap dan cairannya besar
- o) Biaya perawatannya murah karena mudah dibersihkan dan konstruksinya sederhana

Ko

C

C

C

—
—
—
N

2. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Dipilih bahan konstruksi jenis *Stainless Steel* dengan pertimbangan: (Petter & Timmerhaus Edisi 5 Halaman 448) :

- o) Mempunyai *Allowable Working Stress* yang besar
- o) Struktur kuat
- o) Bahan tidak korosif
- o) Harga relatif murah
- o) Lebih ringan, murah, dan mudah diperoleh
- o) Memiliki batas tekanan yang diijinkan sebesar (sampai dengan 15000 Psi pada suhu -20 °F s.d 650 °F)

SU

Ko

C

C

C

—
—
—
N

3. Menentukan Jumlah Plate

- o) Menentukan jumlah *plate* minimum (Nm)

Menggunakan persamaan Fenske untuk menentukan jumlah *plate* minimum yang diperlukan untuk distilasi suatu campuran komponen

μ d

log

sehingga diperoleh nilai N teoritis yang sebenarnya.

(Coulson, 2005: 524)

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{xLK_d}{xHK_d} \right] \left[\frac{xHK_b}{xLK_b} \right]}{\log \alpha_{avg} LK}$$

Dimana:

N_m = Jumlah *plate* minimum termasuk *reboiler*

$\left[\frac{xLK_d}{xHK_d} \right]$ = Rasio konsentrasi antara *light key* dan *heavy key* pada distilat

$\left[\frac{xHK_b}{xLK_b} \right]$ = Rasio konsentrasi antara *heavy key* dan *light key* pada bottom

α_{LK} = Volatilitas relatif rata-rata *light key*

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{xLK_d}{xHK_d} \right] \left[\frac{xHK_b}{xLK_b} \right]}{\log \alpha_{avg} LK}$$

$$N_m = \frac{\log \left\{ \left[\frac{183.95}{54.2528} \right] d \times \left[\frac{1.00}{0.005} \right] b \right\}}{\log 91.9766}$$

$$N_m = \frac{-1.4407}{\approx -1}$$

*) Menentukan Reflux minimum dengan persamaan Underwood

$$R_{min} + 1 = \frac{\sum(\alpha_i X_{di})}{(\alpha_i - \theta)}$$

$$= 0.955$$

$$R_{min} = 0.955 - 1$$

$$= -0.045$$

$$R = 1,2 - 1,5 R_m \quad (\text{diambil } 1.5 R_m)$$

$$R = -0.0678$$

o) Menentukan jumlah *plate* ideal

Jumlah *plate* teoritis dihitung dengan rumus :

$$L_o = -0.0001 \quad \text{kmol/jam}$$

$$V_o = 907.1322 \quad \text{kmol/jam}$$

$$D = 238.2009 \quad \text{kmol/jam}$$

$$W = 22.9795 \quad \text{kmol/jam}$$

$$R = -0.068$$

$$R_{min} = -0.045$$

*) Menentukan Jumlah Ideal

Dengan Persamaan :

$$\Phi = \frac{R - R_m}{R + 1}$$

$$\Phi = \frac{-0.068}{-0.068 + 1} - \frac{0.045}{1}$$

$$= -0.0242$$

$$\frac{N - Nm}{N + 1} = 1 - \text{Exp} \frac{(1 + 54,4 \Phi) * (\Phi - 1)}{(11 + 117 \Phi) * (\Phi^{0,5})}$$

$$\frac{N + 1}{N - Nm} = 0.0034$$

$$\frac{N + 1}{N - Nm} = 0.0034 \quad (N + 1)$$

$$N - 0.0034 \quad N = -1.4407 \quad + \quad 0.0034$$

$$0.9966 \quad N = -1.4373$$

$$N = -1.44223242$$

0 dengan reboiler
-1 stage tanpa reboiler

Berikut ini hasil perhitungan viskositas dengan nilai koefisien diperoleh dari buku Yaws

$$\log 10 \mu = A + B/T + CT + CT^2 \quad (\text{Yaws, 1998: 477})$$

Tabel C.1 Perhitungan μ_{campuran} Produk Atas D-320 pada T = 273.15 K

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	X_D/μ
C3H6O	-7.2842	1E+03	1.7E-02	-2E-05	0.2788	0.000E+00
CH3OH	-6.4406	1E+03	1.4E-02	-2E-05	0.9306	0.000E+00
H ₂ O (LK)	-10.2158	2E+03	1.8E-02	-1E-05	0.7808	0.000E+00
C3H8O2	-29.492	5E+03	5.8E-02	-4E-05	32.038	0.000E+00
Total	-	-	-	-	-	0.0000

$$\mu_{\text{campuran distilat}} = \frac{\sum X_B}{\sum X_B/\mu} = \frac{1.00}{0.00} = \text{\#DIV/0! cP}$$

Tabel C.2 Perhitungan μ_{campuran} produk bawah D-320 pada T = 353.15 K

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	X_w/μ
H ₂ O	-10.2158	2E+03	2E-02	-1E-05	0.7808	0
C3H8O2	-29.492	5E+03	6E-02	-4E-05	32.0385	0
C6H14O3	-13.6865	3E+03	2E-02	-7E-06	43.7256	0
Na2SO4	11.2905	-5E+03	-7E-03	9.2E-07	18.3030	0
Total	-	-	-	-	-	0

$$\mu_{\text{campuran bottom}} = \frac{\sum X_B}{\sum X_B/\mu} = \frac{1.00}{1.00} = 1.0002 \text{ cP}$$

$$\mu_{\text{avg}} = \sqrt{\mu_{\text{top}} \times \mu_{\text{bottom}}} = 3.8 \text{ cP}$$

$$\alpha_{\text{LK avg}} = 0.0000$$

$$\alpha_{\text{LK avg}} \times \mu_{\text{avg}} = 0.0000$$

o) Menentukan Efisiensi *Plate*

Jumlah *stage* aktual dapat ditentukan berdasarkan persamaan Murphree berikut (Coulson, 2005: 548).

$$E_o = \frac{\text{number of ideal stages}}{\text{number of real stages}}$$

Efisiensi kolom dihitung berdasarkan Gambar C.1 berikut.

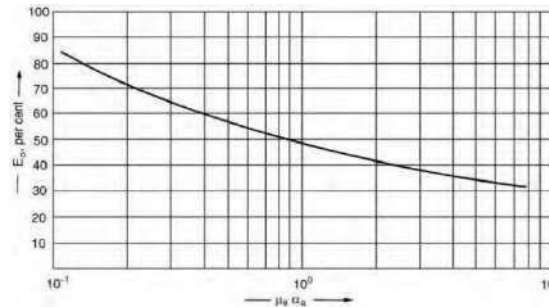


Figure 11.13: Distillation column efficiencies (bubble-caps) (after O'Connell, 1946)

Gambar C.1 Efisiensi Kolom Distilasi (Coulson, 2005: 550)

Berdasarkan Gambar C.1 diketahui nilai $E_o = 30\%$
Actual tray yang dibutuhkan kolom distilasi adalah sebagai berikut:

$$\frac{N}{N_{act}} = E_o$$

Maka,

$$N_{act} = \frac{N}{E_o} = \frac{N}{0.30} = 4.8 \approx 4 \text{ plate (tidak termasuk reboiler)}$$

$$= 4 \text{ plate (dengan reboiler)}$$

4. Menentukan Lokasi Umpan

Menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride (Coulson, 2005: 526). *feed location* =

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0.206 \log \left(\frac{B}{D} \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}} \right) \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}} \right)^2 \right)$$

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0.206 \log \left(\frac{975.6891}{1721.817675} \right) \left(\frac{0.0511917}{0.8873782} \right) \left(\frac{0.1197}{0.0052} \right)^2$$

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 0.2560$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 1.8028$$

$$N_r = 1.8028 \quad N_s$$

$$N_r + N_s = N_{act}$$

$$1.8028 N_s + N_s = 4$$

$$N_s = -1.4271 \approx 2 \text{ plate dari bawah kolom}$$

Maka, $N_r = 2 \text{ plate}$

5. Menentukan Dimensi Kolom

5.1 Menentukan diameter kolom

Diperlukan data *properties* aliran distilat dan aliran *bottom*, sehingga

-- Distilat

$$\begin{aligned} T &= 273.15 \text{ K} \\ P &= 0.4 \text{ atm} \\ D &= 238.2009 \text{ kmol/h} \\ L_o &= L_{\max} = R \times D = -16.1500 \text{ kmol/h} \\ V_o &= L_o + D = 222.0509 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

-- Bottom

$$\begin{aligned} T &= 353.15 \text{ K} \\ P &= 1 \text{ atm} \\ W &= 22.980 \text{ kmol/h} \\ L' &= (L' = L_o + \text{feed}) = 98.6563 \text{ kmol/h} \\ V' &= V_1 = L_o + D = 222.0509 \text{ kmol/h} \end{aligned}$$

5.1.1 Penentuan diameter puncak

$$\text{Diameter menara (Dc)} = \frac{4}{\pi} A_c^{0.50}$$

Keterangan :

Dc= Diameter menara (m)

Ac= luas penampang menara (m²)

Langkah-langkah perhitungan :

- Menghitung BM, *density* cairan, *density* uap, dan μ campuran
 - Densitas cairan pada distilat 273.15 K

Komponen	A	B	n	Tc	ρ (kg/m ³)
C3H6O	0.3123	0.276	0.2935	482.25	0.8143
CH3OH	0.2657	0.264	0.2637	516.25	0.7952
H ₂ O (LK)	0.3471	0.274	0.2875	674.13	1.0652
C3H8O2	0.3184	0.261	0.2046	626.00	1.1132

Komponen	BM (kg/kmol)	Distilat	x_D, D	x_D/ρ_{liquid}
		(kg/jam)		
C3H6O	58	54.2528	0.2278	0.2797
CH3OH	46	183.9481	0.7722	0.9712
H ₂ O	18	0.0000	0.0000	0.0000
C3H8O2	98	0.0000	0.0000	0.0000
Total		238.2009	1.0000	1.2509

$$\rho_{\text{campuran liquid}} = \frac{\sum x_D}{1} = \frac{1.0000}{1} = 0.7994 \quad 3$$

$$\overline{\sum x_D/\rho}$$

1.2509

kg/m

Densitas uap

$$P = 0.4 \text{ at}$$

$$R = 82.06 \text{ kmol.atm/lit.K} = 0.08206 \text{ atm.m}^3/\text{kmol K}$$

$$\rho_{\text{uap}} = \frac{BM \cdot P}{Z \cdot R \cdot T}$$

Menentukan berat molekul campuran liquid dan uap

$$Y_i = \frac{R \cdot X_0}{R+1} + \frac{y_d}{R+1} \quad X_0 = \frac{y_d}{K_i}$$

$$BM \text{ vap mix} = BM \cdot x \cdot Y_i$$

$$BM \text{ liq mix} = BM \cdot x \cdot x_i$$

Komponen	y _d	Y _i	BM Y _i	X _i = Y _i /K _i	BM X _i
C3H6O	54.2528	#REF!	#REF!	#REF!	#REF!
CH3OH	183.9481	#REF!	#REF!	#REF!	#REF!
H ₂ O	0.0000	#REF!	#REF!	#REF!	#REF!
C3H8O2	0.0000	#REF!	#REF!	#REF!	#REF!
Total	238.2009	#REF!	#REF!	#REF!	#REF!

Komponen	X _d	P _c	T _c	P _c · X _i	T _c · X _i	ω	ω · X _i
C3H6O	0.2278	9371.2	482	2134.3818	109.84	1.4750	3.E-01
C2H5OH	0.7722	18327	516	14153.204	398.67	1.4662	1.E+00
H ₂ O	0.0000	9214.7	674	0	0	0.7676	0.E+00
C3H8O2	0.0000	0.0371	626	0	0	-1.4506	0.E+00
Total	1.0000	36913	2299	16287.586	508.51	2.2582	1.4682

Komponen	ρ _{uap} (kg/m ³)	x _D /ρ _{uap}
C3H6O	0.8143	0.2797
C2H5OH	0.7952	0.9712
H ₂ O	1.0652	0.0000
C3H8O2	1.1132	0.00
Total	3.7879	1.25

Menentukan faktor koreksi (Z) uap :

Persamaan yang digunakan untuk menghitung Pr, Tr dan ω campuran diperoleh dari Smith, Van Ness, hal 95

$$Tr = \frac{T}{T_c} \quad Pr = \frac{P}{P_c} \quad \omega = -1 \cdot \log(P_r^{\text{sat}}) Tr$$

$$Tr = \frac{T}{T_c} = \frac{273.150}{T_c} = 0.5372$$

$$\Pr = \frac{P}{\sum_{i=1}^n [X_i \cdot (T_c)_i]} = \frac{508.5061}{16287.59} = 0.0001$$

Dari harga Tr dan Pr menurut gambar 3.11 Smith Van Ness, maka digunakan *generalized virial koefisien*

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{Tr^{1.6}} = -1.0576$$

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{Tr^{4.2}} = -2.2003$$

$$\frac{B \cdot Pc}{R \cdot T_c} = B^0 + (B^1 \cdot \omega) = -4.2881$$

$$Z = 1 + \left(\frac{B \cdot Pc}{R \cdot T_c} \times \frac{Pr}{Tr} \right) = 0.9995$$

Maka,

$$\rho_{\text{campuran uap}} = \frac{\sum x_D}{\sum x_D / \rho} = \frac{1}{1.3} = 0.7994393 \text{ kg/m}^3$$

b. Menghitung percepatan volumetrik Cairan dan uap (Q_L dan Q_V)

$$Q_L = \frac{L_o \times \text{BM liq}}{\rho_L}$$

$$Q_L = \frac{-16.15 \text{ kmol/jam} \times \text{#REF! kg/kmol}}{1 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ jam/detik}} = \text{#REF! m}^3/\text{s}$$

$$Q_V = \frac{V_o \times \text{BM vap}}{\rho_V}$$

$$Q_V = \frac{222.05 \text{ kmol/jam} \times \text{#REF! kg/kmol}}{0.80 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ jam/detik}} = \text{#REF! m}^3/\text{s}$$

c. Menghitung konstanta *flooding* (C_f)

$$C_f = \left[\alpha \log \frac{1}{Fl} + \beta \right] \times \left[\frac{\delta}{0.02} \right]^0 \quad (\text{Treyball, 1981: 167})$$

dimana: v

C_f = *flooding constant of trays*

α = *empirical constant* (Tabel 6.2 Treyball)

β = *empirical constant for flooding velocity*

δ = *surface tension*

F_{lv} = *liquid - vapour flow factor*

$$Fl_v = \frac{L_w}{V_w} \left[\frac{\rho_v}{\rho_L} \right]^{0.5} \quad (\text{Coulson, 2005: 568})$$

Berikut ini nilai kecepatan massa liquid (L_w) dan kecepatan massa uap (V_w)

$$L_w = \frac{L_o \times \text{BM avg liq}}{3600} = \frac{-16.15 \text{ kgmol/h} \times \text{#### kg/kgmol}}{3600 \text{ s}}$$

$$= \text{\#REF! kg/s}$$

$$V_w = \frac{V_1 \times \text{BM avg vap}}{3600} = \frac{222.0509 \text{ kgmol/h} \times \text{\#REF! kg/kgmol}}{3600 \text{ s}}$$

$$= \text{\#REF! kg/s}$$

Sehingga,

$$Fl_v = \frac{\text{\#REF!}}{\text{\#REF!}} \left[\frac{0.7994}{0.8} \right]^{0.5}$$

$$Fl_v = \text{\#REF!}$$

Dari Tabel 6.2 Treyball hal 169, untuk harga $Fl_v = 0.01 - 0.1$ maka digunakan persamaan sebagai berikut

$$\alpha = 0.0744 t + 0.01173$$

$$\beta = 0.0304 t + 0.015$$

Plate spacing 0,25 m dapat diambil sebagai asumsi awal untuk diameter kolom > 1 m (Coulson, 2002: 557).

$$\text{Tray spacing: } t = 9.8425 \text{ in} = 0.25 \text{ m}$$

Maka diperoleh hasil :

$$\alpha = 0.0303$$

$$\beta = 0.0226$$

Berdasarkan Fig. 11.27 Coulson diperoleh,

$$K_i = 0.05$$

Menentukan tegangan permukaan dapat dilakukan dengan cara:

$$\text{Persamaan : } s = A(1-T/T_c)^n, \text{ dynes/cm, T-Kelvin}$$

$$\text{Dimana, T} = 273.15 \text{ K}$$

Komponen	A	Tc atau B	n	δ (dynes/cm)
C3H6O	0.3123	482.25	0.2935	0.2443
C2H5OH	0.2657	516.25	0.2637	0.2178
H2O	0.3471	674.13	0.2875	0.2989
C3H8O2	0.3184	626.00	0.2046	0.2832
Total	-	-	-	1.0443

Komponen	Xd	$\delta \cdot Xd$ (dyne/cm)
C3H6O	0.2278	0.0557
C2H5OH	0.7722	0.1682

H ₂ O	0.0000	0.0000
C ₃ H ₈ O ₂	0.0000	0.0000
Total	-	0.2239

$$\delta_{\text{mix}} = 0.2239 \text{ (dyne/cm}^2\text{)} = 0.00 \text{ N/m}$$

Sehingga, konstanta *flooding* (C_F)

$$C_F = \left(\alpha \log \frac{1}{Fl_v} + \beta \right) \times \left(\frac{\delta}{0.02} \right)^{0.2}$$

$$= \left(\frac{0.0303}{\#REF!} \log \frac{1}{\#REF!} + 0.0226 \right) \times \left(\frac{0}{0.02} \right)^{0.2}$$

$$= \#REF!$$

d. Menentukan *velocity flooding* (V_f)

$$V_f = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5} \quad (\text{Treyball, 1981: 163})$$

$$V_f = \#REF! \left(\frac{0.7994 - 0.79943927}{0.7994} \right)^{0.5}$$

$$V_f = 0.011 \text{ m/detik}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90 % dari kecepatan *flooding* (Coulson, 2005: 567)

Untuk perancangan diambil % *flooding* V_v = 0.8 V_f

$$V_v = \% \text{ flooding} \times V_f$$

$$V_v = 0.008 \text{ m/detik}$$

e. Menghitung diameter puncak menara

*) Luas Penampang Tray (A_n)

$$A_n = \frac{Q_v}{V_v} = \frac{\#REF!}{0.00825} = \#REF! \text{ m}^2$$

Panjang *weir* pada umumnya 0,6-0,85 dari diameter kolom (Coulson, 2005: 572)

Untuk perancangan awal umumnya diambil panjang *weir* 1 dari diameter kolom

Sehingga luas *tower* dengan *downspout* = 0.08 (Coulson, 2005: 572)

*) Luas Penampang Menara (A_c)

$$A_c = \frac{A_n}{1 - \frac{A_d}{\#REF!}} = \#REF! \text{ m}^2$$

$$= 1 - 0.12$$

*) Diameter Puncak Menara (D_c)

$$D_c = \left(\frac{4 A_t}{\pi} \right)^{0.5}$$

$$D_c = \left(\frac{4 \times \#REF!}{3.14} \right)^{0.5} = \#REF! \text{ m} = \#\#\#\# \text{ ft}$$

5.1.1 Penentuan diameter *bottom*

$$\text{Diameter menara (Dc)} = \frac{4 A_c}{\pi}^{0.50}$$

Keterangan :

Dc= Diameter menara (m)

Ac= luas penampang menara (m²)

Langkah-langkah perhitungan :

a. Menghitung BM, *density* cairan, *density* uap, dan μ campuran

- Densitas cairan pada *bottom* 353.15 K

Komponen	A	B	n	Tc	ρ (kg/m ³)
H ₂ O	0.3471	0.276	#REF!	674.13	0.9878
C3H8O2	0.3184	0.264	#REF!	626.00	0.9887
C6H14O3	0.3334	0.274	#REF!	654.00	0.9658
Na2SO4	0.2614	0.100	#REF!	3700	2.5402

Komponen	BM (kg/kmol)	Bottom	xw, W	xw/ ρ liquid
		(kg/jam)		
H ₂ O	18	#REF!	#REF!	#REF!
C3H8O2	76	#REF!	#REF!	#REF!
C6H14O3	134	#REF!	#REF!	#REF!
Na2SO4	0	#REF!	#REF!	#REF!
Total		#REF!	#REF!	#REF!

$$\rho_{\text{campuran liquid}} = \frac{\sum X_D}{\sum X_D / \rho} = \frac{\#REF!}{\#REF!} = \#REF! \text{ kg/m}^3$$

Densitas uap

$$P = 0.4 \text{ atm}$$

$$R = 82.06 \text{ kmol.atm/lt.K} = 0.08206 \text{ atm.m}^3/\text{kmol K}$$

$$\rho_{\text{uap}} = \frac{BM \cdot P}{Z \cdot R \cdot T}$$

Menentukan berat molekul campuran liquid dan uap

$$X_b = \frac{R \cdot Y_i}{R+1} + \frac{X_b}{R+1} \quad Y_{bi} = X_{bi} \cdot K_i$$

$$\text{BM vap mix} = \text{BM} \times Y_i$$

$$\text{BM liq mix} = \text{BM} \times x_i$$

Komponen	Xw	Xwi	BM Xi	Ybi = Xwi*Ki	BM Yi
H ₂ O	0.9214	0.00	0.00	#REF!	#REF!
C3H8O2	0.2726	#REF!	#REF!	#REF!	#REF!

C6H14O3	21.4020	#REF!	#REF!	#REF!	#REF!
Na2SO4	0.3806	#REF!	#REF!	#REF!	#REF!
Total	22.9766	#REF!	#REF!	#REF!	#REF!

Komponen	Xb, W	Pc	Tc	Pc. Xi	Tc. Xi	ω	ω . Xi
H2O	#REF!	16745	674	#REF!	#REF!	0.8727	#REF!
C3H8O2	#REF!	0.142	626	#REF!	#REF!	-1.1963	#REF!
C6H14O3	#REF!	0.2928	654	#REF!	#REF!	-1.0566	#REF!
Na2SO4	#REF!	0	674	#REF!	#REF!	0.0000	#REF!
Total	#REF!	16745	1954	#REF!	#REF!	-1.3801	#REF!

#

Komponen	ρW (kg/m ³)	xW/ρ
H2O	#REF!	#REF!
C3H8O2	#REF!	#REF!
C6H14O3	#REF!	#REF!
Na2SO4	#REF!	0.0000
Total	#REF!	#REF!

Menentukan faktor koreksi (Z) uap :

Persamaan yang digunakan untuk menghitung Pr, Tr dan ω campuran diperoleh dari Smith, Van Ness, hal 95

$$Tr = \frac{T}{T_c} \quad Pr = \frac{P}{P_c} \quad \omega = -1 - \log(P_r^{sat}) Tr$$

$$Tr = \frac{T}{\sum_i [X_i \cdot (T_c)_i]} = \frac{353.150}{\#REF!} = \#REF!$$

$$Pr = \frac{P}{\sum_i [X_i \cdot (P_c)_i]} = \frac{0.4}{\#REF!} = \#REF!$$

Dari harga Tr dan Pr menurut gambar 3. 11 Smith Van Ness, maka digunakan *generalized virial koefisien*

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{Tr^{1.6}} = \#REF!$$

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{Tr^{4.2}} = \#REF!$$

$$\frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} = B^0 + (B^1 \cdot \omega) = \#REF!$$

$$Z = 1 + ($$

$$\frac{B.Pc}{R.Tc} \times \frac{Pr}{Tr} = \#REF!$$

Maka,

$$\rho_{\text{campuran uap}} = \frac{\sum X_D}{\sum X_D / \rho} = \frac{1}{\#REF!} = \#REF! \text{ kg/m}^3$$

b. Menghitung percepatan volumetrik Cairan dan uap (Q_L dan Q_V)

$$Q_L = \frac{L' \times \text{BM liq}}{\rho_L}$$

$$Q_L = \frac{98.66 \text{ kmol/jam} \times \#REF! \text{ kg/kmol}}{\#REF! \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ jam/detik}} = \#REF! \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_V = \frac{V' \times \text{BM vap}}{\rho_V}$$

$$Q_V = \frac{222.05 \text{ kmol/jam} \times \#REF! \text{ kg/kmol}}{\#REF! \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ jam/detik}} = \#REF! \text{ m}^3/\text{s}$$

c. Menghitung konstanta *flooding* (C_f)

$$C_f = \left[\alpha \log \frac{1}{\text{Fl}} + \beta \right] \times \left[\frac{\delta}{0.02} \right]^0 \quad (\text{Treyball, 1981: 167})$$

dimana: v

C_f = *flooding constant of trays*

α = *empirical constant* (Tabel 6.2 Treyball)

β = *empirical constant for flooding velocity*

δ = *surface tension*

Fl_V = *liquid - vapour flow factor*

$$\text{Fl}_V = \frac{L_w}{V_w} \left[\frac{\rho_V}{\rho_L} \right]^{0.5} \quad (\text{Coulson, 2005: 568})$$

Berikut ini nilai kecepatan massa liquid (L_w) dan kecepatan massa uap (V_w)

$$\begin{aligned} L_w &= \frac{L' \times \text{BM avg liq}}{3600} = \frac{98.656 \text{ kgmol/h} \times \#REF! \text{ kg/kgmol}}{3600 \text{ s}} \\ &= \#REF! \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_w &= \frac{V_1 \times \text{BM avg vap}}{3600} = \frac{222.0509 \text{ kgmol/h} \times \#REF! \text{ kg/kgmol}}{3600 \text{ s}} \\ &= \#REF! \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Fl}_V &= \frac{\#REF!}{\#REF!} \left[\frac{\#REF!}{\#REF!} \right]^{0.5} \\ \text{Fl}_V &= \#REF! \end{aligned}$$

Dari Tabel 6.2 Treyball hal 169, untuk harga $Fl_v = 0.01 - 0.1$ maka digunakan persamaan sebagai berikut

$$\alpha = 0.0744 t + 0.01173$$

$$\beta = 0.0304 t + 0.015$$

Plate spacing 0,25 m dapat diambil sebagai asumsi awal untuk diameter kolom > 1 m (Coulson, 2002: 557).

$$\text{Tray spacing: } t = 9.84252 \text{ in} = 0.25 \text{ m}$$

Maka diperoleh hasil :

$$\alpha = 0.0303$$

$$\beta = 0.0226$$

Berdasarkan Fig. 11.27 Coulson diperoleh,

$$K_i = 0.05$$

Menentukan tegangan permukaan dapat dilakukan dengan cara:

Persamaan : $s = A(1-T/T_c)^n$, dynes/cm, T-Kelvin

Dimana, T = 353.15 K

Komponen	A	Tc atau B	n	δ (dynes/cm)
H ₂ O	0.3471	674.1300	#REF!	#REF!
C ₃ H ₈ O ₂	0.3184	626.0000	#REF!	#REF!
C ₆ H ₁₄ O ₃	0.3334	654.0000	#REF!	#REF!
Na ₂ SO ₄	0.2614	3700.0000	#REF!	#REF!
Total	-	-	-	#REF!

Komponen	X _{bi}	$\delta \cdot X_d$ (dyne/cm)
H ₂ O	0.0000	#REF!
C ₃ H ₈ O ₂	#REF!	#REF!
C ₆ H ₁₄ O ₃	#REF!	#REF!
Na ₂ SO ₄	#REF!	#REF!
Total	-	#REF!

$$\delta_{\text{mix}} = \#REF! \text{ (dyne/cm}^2\text{)} = \#REF! \text{ N/m}$$

Sehingga, konstanta *flooding* (C_F)

$$C_F = \left(\alpha \log \frac{1}{Fl_v} + \beta \right) \times \left(\frac{\delta}{0.02} \right)^{0.2}$$

$$= \left(\begin{matrix} 0.0303 \\ \#REF! \end{matrix} \log \frac{1}{\#REF!} + 0.0226 \right) \times \left(\frac{\#REF!}{0.02} \right)^{0.2}$$

d. Menentukan *velocity flooding* (V_f)

$$V_f = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5} \quad (\text{Treyball, 1981: 163})$$

$$V_f = \#REF! \left(\frac{\#REF!}{\#REF!} - \#REF! \right)^{0.5}$$

$$V_f = \frac{\text{#REF!}}{\text{#REF!}} \text{ m/detik}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70-90 % dari kecepatan *flooding* (Coulson, 2005: 567)

Untuk perancangan diambil % *flooding* $V_v = 0.8 V_f$

$$V_v = \% \text{ flooding} \times V_f$$

$$V_v = \text{#REF!} \text{ m/detik}$$

5.2 Menentukan Tinggi Menara Total

Bahan konstruksi	=	Carbon steel SA 283 Grade C
Allowable working stress (f)	=	18750 psi
Efisiensi pengelasan (E)	=	0.85
Faktor korosi (C)	=	0.125
P _{operasi}	=	0.4 atm = 5.88 psi
P _{perancangan}	=	0.48 atm = 7.06 psi

5.2.1 Perancangan *Plate* Menara Disilasi

*) Luas penampang kolom (A_c)

$$A_c = \frac{3.14}{4} \times D^2$$

$$= \text{\#REF!} \text{ m}^2$$

*) Luas *downcomer* (A_d)

$$A_d = A_c \times \text{downspout}$$

$$= \text{\#REF!} \text{ m}^2$$

*) Luas *net area* (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$= \text{\#REF!} \text{ m}^2$$

*) Luas *active area* (A_a)

$$A_a = A_c - 2 A_d$$

$$= \text{\#REF!} \text{ m}^2$$

*) Luas *hole area* (A_h)

A_h asumsi 0.15 A_a untuk *trial* pertama :

*) Menentukan jenis aliran (*Flow Pattern*)

Dengan mencari kecepatan volumeris maksimum cairan

$$\text{max volumetric liq rate} = \frac{L \times \text{BM liq}}{3600 \times \rho L}$$

$$= \frac{98.6563 \times \text{\#REF!}}{3600 \times \text{\#REF!}}$$

$$= \text{\#REF!} \text{ m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan Fig 11.28 (Coulson, 2005: 569) untuk $Q_{L,B} = \text{\#REF!}$ m^3/s maka pola alirannya adalah *reverse flow*.

*) Panjang *weir* (dari Fig.11.31 Coulson, 2005:573)

Dari Fig.11.31 Coulson : \#REF! maka l_w/D_c didapat 0.75

diambil : *weir length* = 0.75 \times \#REF! = \#REF! m
weir height = 6 mm (Coulson, 2005: 572).
hole diameter = 5 mm (Coulson, 2005: 573).
plate thickness = 5 mm (Coulson, 2005: 573).

*) Cek *weeping*

$$\text{Maks. liquid rate} = \frac{L_w}{3600}$$

$$L_{wd} = \frac{\text{\#REF!}}{3600}$$

$$= \text{\#REF!} \text{ kg/s}$$

Dari Fig. 11.30 (Coulson, 2005: 571) diperoleh :

$$K_2 = 27$$

$$\ddot{u}_h \text{ (min)} = \frac{[K_2 - 0,9 \times (25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

Residual head :

$$h_r = \frac{12500}{\rho_L} \quad (\text{Coulson, 2005: 577})$$

$$h_r = 15636 \text{ mm liquid}$$

$$\Psi = 0.0085$$

*) *Layout Tray*

Digunakan *cartridge-type construction d* engan 50 mm *unperforated strip around plate edge e*, dan 50 mm *wide calming zone*.

*) *Perforated area*

Berdasarkan Fig. 11.32 (Coulson, 2005: 574) pada $lw/dc = 0.75$ maka $\theta_c = 99^\circ$

$$\begin{aligned} \text{Derajat tray edge} &= 180 - \theta_c \\ &= 180 - 99 = 81^\circ \end{aligned}$$

Berdasarkan Fig. 11.33 (Coulson, 2005: 575) $Ip/d_h = 2.5$ *satisfactory*, karena normalnya dalam range 2.5 - 4.0

5.2.2 Menentukan Tebal *Shell* dan *Head* Menar

Data perhitungan:

$$P_{\text{operasi}} = 0.40 \text{ atm} = 5.878 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 0.44 \text{ atm} = 6.466 \text{ psi}$$

Material *High Strength Low Alloy Steel SA-301 grade B* (alasan pemilihan material: memiliki *allowable stress working* yang besar dan tahan korosif)

$$f = 18750.0 \text{ psi (Brownell, 1959: 251)}$$

$$c = 0.125 \text{ in (Brownell, 1959: 172)}$$

$$E = 0.8 \text{ (Brownell, 1959: 254)}$$

Menentukan tebal *shell* melalui persamaan:

$$ts = \frac{P_{\text{design}} \times r_i}{f.E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, 1959: 254})$$

$$ts = \frac{6.4662 \times \#REF! \text{ in}}{18750.0 \times 0.8 - 0.6 \times 6.466} + 0.13$$

*) Tinggi Menara Distilasi

$$\begin{aligned} \text{Tinggi ruang puncak} &= 1.5 \times \text{tray spacing} \\ &= 1.5 \times 9.8 = 14.764 \text{ in} \\ \text{Tinggi ruang dasar} &= 2 \times \text{tray spacing} \\ &= 2 \times 9.8 = 19.685 \text{ in} \\ \text{Tinggi tray aktual} &= N \times \text{tray spacing} \end{aligned}$$

5.3 Perancangan Lubang *Nozzle*

Nozzle yang dirancang antara lain :

1. Pipa Pemasukan *Refluks* Menara Distilasi
2. Pipa Pengeluaran Uap Distilat
3. Pipa Pemasukan Uap Boiler
4. Pipa Pengeluaran Cairan Dasar

Berdasarkan Appendix K item 2, dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (Brownell, 1959: 387).

<i>Nominal pipe size</i> (NPS)	=	1/4	in
<i>Schedule</i> (sch)	=	40S	
Diameter luar (OD)	=	0.54	in
Diameter dalam (ID)	=	0.364	in
Luas Penampang (A)	=	0.141	ft ² = 20.3 in ²

5.3.1 Pipa Pengeluaran Uap Distilat

$$\text{kecepatan distilat} = \text{\#REF! kg/jam} = \text{\#REF! kg/s}$$

$$\rho_{\text{distilat}} = 0.80 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{campuran}} = \text{\#DIV/0! cP}$$

Sehingga diameter optimum pipa uap distilat dapat ditentukan

27.91

$$\begin{aligned}
 D_{\text{opt}} &= 260 \text{ G}^{0.52} \mu^{0.03} \rho^{-0.37} \\
 &= 260 \text{\#DIV/0!}^{0.52} \text{\#DIV/0!}^{0.03} 0.80^{-0.37} \\
 &= \text{\#REF! mm} \\
 &= \text{\#REF! in} \approx \text{\#REF! in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Appendix K item 2, dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (Brownell, 1959: 389).

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipe size (N)} &= 20 \text{ in} \\
 \text{Schedule (sch)} &= 20 \text{ XS} \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 20.0 \text{ in} \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 19.3 \text{ in} \\
 \text{Luas Penampang (A)} &= 726 \text{ in}^2 = 5.04 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

5.3.3 Pipa Keluaran *Bottom* Menara Distilasi

$$\begin{aligned}
 \text{kecepatan } bottom &= \#REF! \text{ kg/jam} = \#\#\#\# \text{ kg/s} \\
 \rho_{bottom} &= \#REF! \text{ kg/m}^3 \\
 \mu \text{ campuran} &= 1.0002 \text{ cP}
 \end{aligned}$$

Sehingga diameter optimum pipa keluaran *bottom* dapat ditentukan

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 260 G^{0.52} \mu^{0.03} \rho^{-0.37} \\
 &= 260 \#\#\#\#^{0.52} 1.00^0 \#REF!^{-0.37} \\
 &= \#REF! \text{ mm} \\
 &= \#REF! \text{ in} \approx \#REF! \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Appendix K item 2, dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (Brownell, 1959: 387).

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipe size (N)} &= 1 \frac{1}{4} \text{ in} \\
 \text{Schedule (sch)} &= 10S \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 1.32 \text{ in} \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 1.10 \text{ in} \\
 \text{Luas Penampang (A)} &= 0.287 \text{ ft}^2 = 41.328 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

5.3.4 Pipa Pemasukan *Vapour* dari *Reboiler*

$$\begin{aligned}
 \text{kecepatan } vapour &= \#REF! \text{ kg/jam} = \#REF! \text{ kg/s} \\
 \rho_{vapour} &= \#\#\#\#\# \text{ kg/m}^3 \\
 \mu \text{ campuran} &= 1.000 \text{ cP}
 \end{aligned}$$

Sehingga diameter optimum pipa masukan *vapour* dari *reboiler* dapat ditentukan

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 260 G^{0.52} \mu^{0.03} \rho^{-0.37} \\
 &= 260 \#\#\#\#^{0.52} 1.00^0 \#REF!^{-0.37} \\
 &= \#REF! \text{ mm} \\
 &= \#REF! \text{ in} \approx \#REF! \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Appendix K item 2, dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (Brownell, 1959: 388).

$$\begin{aligned}
 \text{Nominal pipe size (N)} &= 20 \text{ in} && 508 \text{ mm} \\
 \text{Schedule (sch)} &= 20XS \\
 \text{Diameter luar (OD)} &= 20 \text{ in} \\
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 19.25 \text{ in} \\
 \text{Luas Penampang (A)} &= 725.76 \text{ in}^2 = 5.0 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Ko
C3
C2

5.3.5 Pipa Pemasukan Umpan Menara Distilasi

Kecepatan umpan = #REF! kg/jam = ##### kg/s

Langkah-langkah perhitungan :

- Menghitung BM, *density* cairan, *density* uap, dan μ campuran
 - Densitas cairan pada umpan = 325.15 K

Komponen	A	B	n	Tc	ρ (kg/m ³)
C3H6O	0.3123	0.276	0.2935	482.25	0.7878
CH3OH	0.2657	0.264	0.2637	516.25	0.7405
H ₂ O	0.3471	0.274	0.2875	674.13	1.0133
C3H8O2	0.3184	0.261	0.2046	626.00	1.0116
C6H14O3	0.3334	0.265	0.2857	654.00	0.9927
Na2SO4	0.2614	0.100	0.2857	3700	2.5463

Komponen	BM (kg/kmol)	Feed	x_F, F	x_f/ρ_{liquid}
		(kg/jam)		
H ₂ O	18	184.8725	#REF!	#REF!
C3H8O2	98	54.5254	#REF!	#REF!
C6H14O3	76	0.0000	0.0000	0.0000
Na2SO4	142	0.0000	0.0000	0.0000
Total		239.3979	#REF!	#REF!

$$\rho_{\text{campuran liquid}} = \frac{\sum x_F}{\sum x_F/\rho} = \frac{\#REF!}{\#REF!} = \#REF! \text{ kg/m}^3$$

Densitas uap

$$P = 0.4 \text{ at}$$

$$R = 82.06 \text{ kmol.atm/lt.K} = 0.08206 \text{ atm.m}^3/\text{kmol K}$$

$$\rho_{\text{uap}} = \frac{BM \cdot P}{Z \cdot R \cdot T}$$

Menentukan berat molekul campuran liquid dan uap

$$Y_i = \frac{R \cdot X_0}{R+1} + \frac{y_f}{R+1} \quad X_0 = \frac{y_d}{K_i}$$

$$BM \text{ vap mix} = BM \cdot x \cdot Y_i$$

$$BM \text{ liq mix} = BM \cdot x \cdot x_i$$

Komponen	Zf	Xi	BM Yi	Yi = Xi/Ki	BM Xi
C3H6O	#REF!	0.0000	#DIV/0!	#DIV/0!	0.0000

C2H5OH	#REF!	0.0000	#DIV/0!	#DIV/0!	0.0000
H ₂ O	#REF!	0.0000	#DIV/0!	#DIV/0!	0.0000
C3H8O2	#REF!	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C6H14O3	#REF!	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Na2SO4	#REF!	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	#REF!	0.0000	#DIV/0!	#DIV/0!	0.0000

Komponen	Xf	Pc	Tc	Pc. Xi	Tc. Xi	ω	ω . Xi
C3H6O	0.0000	9371.2	482.3	0	0	1.4750	0.E+00
C2H5OH	0.0000	18327	516.3	0	0	1.4662	0.E+00
H ₂ O	#REF!	9214.7	674.1	#REF!	#REF!	0.7676	#REF!
C3H8O2	#REF!	0.0371	626.0	#REF!	#REF!	-1.4506	#REF!
C6H14O3	0.0000	0.2928	654.0	0	0	-1.0566	0.E+00
Na2SO4	0.0000	0	3700	0	0	0.0000	0.E+00
Total	#REF!	36914	6653	#REF!	#REF!	1.2017	#REF!

Komponen	ρ (kg/m ³)	x _F /ρ
C3H6O	0.7878	0.0000
C2H5OH	0.7405	0.0000
H ₂ O	1.0133	#REF!
C3H8O2	1.0116	#REF!
C6H14O3	0.9927	0.0000
Na2SO4	2.5463	0.0000
Total	7.0921	#REF!

Menentukan faktor koreksi (Z) uap :

Persamaan yang digunakan untuk menghitung Pr, Tr dan ω campuran diperoleh dari Smith, Van Ness, hal 95

$$Tr = \frac{T}{T_c} \quad Pr = \frac{P}{P_c} \quad \omega = -1 \cdot \log(P_r^{sat}) Tr$$

$$Tr = \frac{T}{\sum_{i=1}^n [X_i \cdot \left(\frac{325.150}{\#REF!} \right)]} = \#REF!$$

$$Pr = \frac{P}{\sum_{i=1}^n [X_i \cdot \left(\frac{0.4}{\#REF!} \right)]} = \#REF!$$

Dari harga Tr dan Pr menurut gambar 3. 11 Smith Van Ness, maka digunakan *generalized virial koefisien*

0.422

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.172}{Tr^{1.6}} = \#REF!$$

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{Tr^{4.2}} = \#REF!$$

$$\frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} = B^0 + (B^1 \times \omega) = \#REF!$$

$$Z = 1 + \left(\frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \times \frac{Pr}{Tr} \right) = \#REF!$$

Maka,

$$\rho_{\text{campuran uap}} = \frac{\sum X_F}{\sum X_F / \rho} = \frac{1}{\#REF!} = \#REF! \text{ kg/m}^3$$

Berikut ini hasil perhitungan viskositas dengan nilai koefisien diperoleh dari buku Yaws

$$\log 10 \mu = A + B/T + CT + CT^2 \text{ (Yaws, 1998: 477)}$$

Tabel C.5 Perhitungan μ_{campuran} Umpan D-320 pada T = 325.15 K

Komponen	A	B	C	D	μ (cP)	Xf/ μ
C3H6O	-7.2842	9.75E+02	1.74E-02	#####	-0.285	0.0000
C2H5OH	-6.4406	1.12E+03	1.37E-02	#####	-0.9645	0.0000
H ₂ O	-10.2158	1.79E+03	1.77E-02	#####	-0.815	#REF!
C3H8O2	-29.492	5.25E+03	5.82E-02	#####	-35.831	#REF!
C6H14O3	-13.6865	3.39E+03	1.60E-02	#####	-49.042	0.0000
Na2SO4	11.2905	2.05E+03	-6.8E-03	9.24E-07	1.7E-06	0.0000
Total	-	-	-	-	-	#REF!

$$\mu_{\text{campuran umpan}} = \frac{\sum X_f}{\sum X_f / \mu} = \frac{1.00}{\#REF!} = \#REF! \text{ cP}$$

Sehingga diameter optimum pipa masukan umpan dapat ditentukan melalui pers.

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 260 G^{0.52} \mu^{0.03} \rho^{-0.37} \\ &= 260 \text{ #####}^{0.52} \text{ #REF!}^0 \text{ #REF!}^{-0.37} \\ &= \text{#REF! mm} \\ &= \text{#REF! in} \approx \text{#REF! in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Appendix K item 2, dipilih pipa nominal dengan spesifikasi (Brownell, 1959: 388).

$$\begin{aligned} \text{Nominal pipe size (N)} &= 18 \text{ in} \quad 457.2 \text{ mm} \quad 0.46 \text{ m} \\ \text{Schedule (sch)} &= 20 \text{ ST} \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 18 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam (ID)} &= 17.25 \text{ in} \\ \text{Luas Penampang (A)} &= 650.88 \text{ in}^2 = 4.5 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

5.3.6 Nozzle untuk Manhole

Berdasarkan Appendix F, Item 3 (Brownell & Young : 350) dipilih dimensi *manhole* (20 in) sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Max tank height} &= 20 \text{ ft} \\ \text{Equivalent pressure} &= 8.7 \text{ psi} \\ \text{Cover-plate thickness} &= 5/16 \text{ in} \\ \text{Bolting flange Thickness} &= 1/8 \text{ in} \end{aligned}$$

Dengan dimensi sebagai berikut (Appendix F, Item 4, Brownell & Young : 351):

$$\begin{aligned} \text{Shell Thickness} &= 5/8 \\ \text{Size of Fillet Weld A} &= 1/4 \\ \text{Size of Fillet Weld B} &= 5/8 \\ \text{Approx Radius (R)} &= 5/8 \\ \text{Length of Side (L)} &= 45 \\ \text{Width of Reinforcing Plate (W)} &= 53 \frac{1}{4} \\ \text{Max Diameter of Hole in Shell (D}_p\text{)} &= 25 \frac{1}{4} \\ \text{Min ID} &= 20 \\ \text{Max ID} &= 21 \frac{3}{4} \\ \text{Diameter of Bolt Circle (D}_B\text{)} &= 26 \frac{1}{4} \\ \text{Diameter of Cover Plate (D}_c\text{)} &= 28 \frac{3}{4} \end{aligned}$$

5.3.7 Nozzle untuk Handhole

Berdasarkan Appendix F, Item 1 (Brownell & Young : 349) dipilih dimensi *handhole* sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{NPS} &= 14 \text{ in} \\ \text{OD} &= 14 \text{ in} \\ \text{Minimum Pipe Wall Thickness} &= 1/2 \text{ in (App. F, item 2)} \\ \text{Diameter of Hole in Reinforcing Plate (DR)} &= 14 \frac{1}{8} \text{ in} \\ \text{Length of Side of Reinforcing Plate (L)} &= 31 \text{ in} \\ \text{Width of Reinforcing Plate (W)} &= 38 \text{ in} \\ \text{Distance, Shell to Flange Face, Outside (J)} &= 10 \text{ in} \\ \text{Distance, Shell to Flange Face, Inside (K)} &= 8 \text{ in} \end{aligned}$$

- Penguatan lubang atau reinforcement

*Pemasukan Reflux

Mencari luas penampang :

$$A = t_{rs} \times d_n$$

dimana : t_{rs} = tebal teoritis shell (in)

d_n = diameter nozzle (in)

$$\begin{aligned} A &= \text{\#REF!} \times 0.5400 \text{ in} \\ &= \text{\#REF!} \text{ in} \end{aligned}$$

Kemudian mencari :

$$A_1 = (t_s - t_{rs}) d_n$$

$$= \left[\frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d_n^2}{4} \right] \times 0.5400$$

$$= \frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d_n^2}{4}$$

Mencari t_m (tebal teoritis nozzle) :

$$\text{Tebal nozzle (trn)} = \frac{P_i \times D}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))}$$

$$= \frac{P_i \times D}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 0.1875 \text{ in}$$

Mencari A_2 :

$$A_2 = 2 [(t_n - t_m)(2.25t_n + t_p)] \quad (t_p = 0.5, \text{Brownell \& Young})$$

$$= 2 \times \left[\left(\frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d_n^2}{4} \right) \left(2.25 \times \frac{\pi D^2}{4} + 0.5 \right) \right]$$

$$= \frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d_n^2}{4}$$

$$A_1 + A_2 = \frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d_n^2}{4}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d_n^2}{4}$$

$A_1 + A_2 > A$ maka dimensi penguat sudah memadai

*Pengeluaran Uap Distilat

Mencari luas penampang :

$$A = t_{rs} \times d_n$$

dimana : t_{rs} = tebal teoritis shell (in)

d_n = diameter nozzle (in)

Mencari t_m (tebal teoritis nozzle) :

$$\text{Tebal nozzle (trn)} = \frac{P_i \times D}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))}$$

$$= \frac{P_i \times D}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 0.1875 \text{ in}$$

*Keluaran Bottom Menara Distilasi

Mencari luas penampang :

$$A = t_{rs} \times d_n$$

dimana : t_{rs} = tebal teoritis shell (in)

d_n = diameter nozzle (in)

Mencari t_m (tebal teoritis nozzle) :

$$\text{Tebal nozzle (trn)} = \frac{P_i \times D}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))}$$

$$= \frac{P_i \times D}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 0.1875 \text{ in}$$

Mencari A_2 :

$$A_2 = 2 [(t_n - t_m)(2.25t_n + t_p)] \quad (t_p = 0.5, \text{Brownell \& Young})$$

$$= 2 \times \left[\left(\frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d_n^2}{4} \right) \left(2.25 \times \frac{\pi D^2}{4} + 0.5 \right) \right]$$

$$= \frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d_n^2}{4}$$

#REF! 2.25 x 0.1875 + 0.5
 $A_1 + A_2 > A$ maka dimensi penguat sudah memadai

***Pemasukan Vapour dari Reboiler**

Mencari luas penampang :

$$A = t_{rs} \times d_n$$

dimana : t_{rs} = tebal teoritis shell (in)

d_n = diameter nozzle (in)

$$A = \text{\#REF!} \times 20.0000 \text{ in}$$

$$= \text{\#REF!} \text{ in}$$

Kemudian mencari :

Mencari t_m (tebal teoritis nozzle) :

$$\text{Tebal nozzle (trn)} = \frac{P_i \times D}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))}$$

$$= \frac{\text{\#REF!}}{\text{\#REF!}} \text{ in}$$

Diambil tebal standar = 0.1875 in

***Pemasukan Umpan Menara Distilasi**

Mencari luas penampang :

$$A = t_{rs} \times d_n$$

dimana : t_{rs} = tebal teoritis shell (in)

d_n = diameter nozzle (in)

$$A = \text{\#REF!} \times 18.0000 \text{ in}$$

$$= \text{\#REF!} \text{ in}$$

Kemudian mencari :

$$A_1 = (t_s - t_{rs}) d_n$$

$$= [\text{\#REF!} - \text{\#REF!}] \times 18.0000$$

$$= \text{\#REF!} \text{ in}$$

Mencari t_m (tebal teoritis nozzle) :

$$\text{Tebal nozzle (trn)} = \frac{P_i \times D}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))}$$

$$= \frac{\text{\#REF!}}{\text{\#REF!}} \text{ in}$$

Diambil tebal standar = 0.1875 in

***Manhole**

Mencari luas penampang :

$$A = t_{rs} \times d_n$$

dimana : t_{rs} = tebal teoritis shell (in)

d_n = diameter nozzle (in)

Kemudian mencari :

$$A_1 = (t_s - t_{rs}) d_n$$

Mencari t_m (tebal teoritis nozzle) :

$$\text{Tebal nozzle (trn)} = \frac{P_i \times D}{2((f \times E) - (0,6 \times P_i))}$$

Diambil tebal standar = $\frac{0.1875}{\sqrt{0.7}}$ in

Mencari A2 :

***Handhole**

Mencari luas penampang :

$$A = t_{rs} \times d_n$$

dimana : t_{rs} = tebal teoritis shell (in)

d_n = diameter nozzle (in)

5.4.1 Bahan Isolator

Isolator yang digunakan adalah *asbestos and bonding* karena temperatur operasi di dalam distilasi besar serta memiliki konduktivitas termal yang kecil sehingga efektif sebagai isolator. Berikut ini konduktivitas termal dari berbagai bahan (Walas, 1988)

TABLE 8.20. Thermal Conductivities of Insulating Materials for High Temperatures [k Btu/(hr)(sqft)²/ft]

Material	Bulk Density, lb/cuft	Max Temp (°F)	100°F	300°F	500°F	1000°F	1500°F	2000°F
Asbestos paper, laminated	22	400	0.038	0.042				
Asbestos paper, corrugated	16	300	0.031	0.042				
Diatomaceous earth, silica, powder	18.7	1500	0.037	0.045	0.053	0.074		
Diatomaceous earth, asbestos and bonding material	18	1600	0.045	0.049	0.053	0.065		
Fiberglas block, PF612	2.5	500	0.023	0.039				
Fiberglas block, PF614	4.25	500	0.021	0.033				
Fiberglas block, PF617	9	500	0.020	0.033				
Fiberglas, metal mesh blanket, #900	—	1000	0.020	0.030	0.040			
Glass blocks, average values	14–24	1600	—	0.046	0.053	0.074		
Hydrous calcium silicate, "Kaylo"	11	1200	0.032	0.038	0.045			
85% magnesia	12	600	0.029	0.035				
Micro-quartz fiber, blanket	3	3000	0.021	0.028	0.042	0.075	0.108	0.142
Potassium titanate, fibers	71.5	—	—	0.022	0.024	0.030		
Rock wool, loose	8–12	—	0.027	0.038	0.049	0.078		
Zirconia grain	113	3000	—	—	0.106	0.129	0.163	0.217

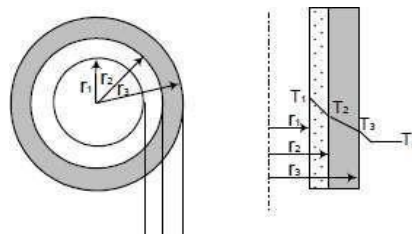
(Marks, *Mechanical Engineers Handbook*, 1978, p. 4.65).

Berdasarkan Tabel 8.20 di atas diperoleh konduktivitas termal *asbeston and bonding* material dengan interpolasi
 0.0476 Btu/hr.ft°F Konduktivitas termal (k) =
 Densitas (ρ) = 18 lb/ft³

Perpindahan panas yang melewati dinding menara adalah perpindahan panas dari sinar matahari secara radiasi, panas dari udara luar secara konveksi, kemudian melalui dinding isolasi dan dinding tangki secara konduksi.

5.4.2 Bahan Konstruksi Distilasi

Bahan konstruksi adalah *high strenght low alloy steel*. Perpindahan panas konduksi dalam silinder berlapis yang disusun seri seperti Gambar berikut ini.



Gambar F.11 Sistem Isolasi Menara

Perpindahan panas melalui tiap lapis tahanan dihitung dengan Hukum Fourier dan $A=2\pi rL$, diperoleh:

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2}}$$

Jika perpindahan panas disertai konveksi dan radiasi, maka persamaan di atas dapat dituliskan:

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}}$$

Jika diaplikasikan dalam perhitungan perancangan tangki maka diperoleh:

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_p} + \frac{\ln\left(\frac{r_2 + x_{is}}{r_2}\right)}{k_{is}} + \frac{1}{(h_c + h_r)(r_2 + x_{is})}}$$

Keterangan:

x_{is} = Tebal isolasi (ft)

r_1 = Jari-jari dalam tangki (ft)

r_2 = Jari-jari luar tangki (ft)

r_3 = Jari-jari luar isolasi (ft)

T_1 = Temperatur permukaan tangki bagian dalam (°F)

T_2 = Temperatur permukaan tangki bagian luar (°F)

T_3 = Temperatur luar isolasi (°F)

T_u = Temperatur udara (°F)

k_p = Konduktivitas termal tangki (Btu/hr.ft°F)

k_{is} = Konduktivitas termal isolasi (Btu/hr.ft°F)

h_c = Koefisien konveksi (Btu/hr.ft°F)

h_r = Koefisien radiasi (Btu/hr.ft°F)

Untuk menghitung perpindahan panas dari luar ke dalam *shell*, harus dihitung terlebih dahulu temperatur kesetimbangan radiasi pada permukaan dinding luar yang terkena sinar matahari pada temperatur udara lingkungan sekitar shell. Pada keadaan kesetimbangan radiasi, jumlah energi yang terabsorpsi dari matahari oleh suatu material sama dengan panjang gelombang radiasi yang bertukar dengan udara sekelilingnya (Holman, 2002). Temperatur permukaan dinding luar dihitung dengan persamaan berikut:

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{sun} \alpha_{sun} = \alpha_{low temp} \cdot \sigma (T^4 - T_{sun}^4)$$

Keterangan:

$\left(\frac{q}{A}\right)_{sun}$ = Fluks radiasi matahari (W/m²)

α_{sun} = Absorptivitas material untuk radiasi matahari

$\alpha_{\text{low. Temp}}$ = Absorptivitas material untuk radiasi pada 25°C

σ = Konstanta Boltzman = 5.67E-08 (W/m²K⁴)

T_{sun} = Temperatur lingkungan (udara)

Data perhitungan:

$r_1 = \text{\#REF! in} = \text{\#REF! ft}$

$r_2 = 33.0 \text{ in} = 2.75 \text{ ft}$

$T_1 = 353 \text{ K} = 176 \text{ }^\circ\text{F}$

$T_u = 32 \text{ }^\circ\text{C} = 305.15 \text{ K} = 89.6 \text{ }^\circ\text{F}$

$k_p = 25.73 \text{ (Btu/hr.ft}^\circ\text{F)}$

$k_{is} = 0.048 \text{ (Btu/hr.ft}^\circ\text{F)}$

$L = \text{\#REF! m} = \text{\#REF! ft}$

5.4.3 Temperatur Isolasi Permukaan Luar

Isolasi yang digunakan akan dilapisi dengan cat (pigmen) berwarna putih.

Berdasarkan Tabel 8.3 (Holman, 1979) diperoleh data sebagai berikut:

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{sun}} = 500 \text{ (W/m}^2\text{)}$$

$$\alpha_{\text{sun}} = 0.12$$

$$\alpha_{\text{low. Temp}} = 1$$

$$\sigma = 5.67\text{E-}08 \text{ (W/m}^2\text{K}^4\text{)}$$

Sehingga,

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{sun}} \alpha_{\text{sun}} = \alpha_{\text{low temp}} \cdot \sigma (T^4 - T_{\text{SUR}}^4)$$

$$T_3 = 315 \text{ K}$$

$$= 41.859 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 107.35 \text{ }^\circ\text{F}$$

5.4.4 Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara

1. Koefisien perpindahan panas radiasi

$$h_r = \frac{\sigma(T_1^4 - T_u^4)}{T_1 - T_u}$$

$$= \varepsilon (5.676) \left[\frac{(T_3/100)^4 - (T_u/100)^4}{T_3 - T_u} \right]$$

(Geankoplis, 1997: 279)

$$= 3.72 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

$$= 0.66 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Keterangan:

h_r = Koefisien perpindahan panas secara radiasi (W/m²K)

ϵ = Emisivitas bahan isolator

T_3 = Temperatur permukaan luar isolator (K)

T_u = Temperatur udara (K)

2. Koefisien perpindahan panas konveksi

$$\begin{aligned} T_f &= 1/2 (T_3 + T_u) \\ &= 1/2 [315 + 305.15] \\ &= 310 \text{ K} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel A3-3, sifat propertis udara pada $T = 310 \text{ K}$
(Geankoplis, 1997: 866).

$$\rho_f = 1.1401 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p = 1.0047 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu_f = 1.90E-05 \text{ kg/m.s}$$

$$k_f = 0.0269 \text{ W/m.K}$$

$$\beta = 0.0032 \text{ 1/K}$$

$$\begin{aligned} N_{Gr} &= \frac{L^3 \rho^2 g \beta \Delta T}{\mu^2} \quad \text{dalam satuan SI (Geankoplis, 1997: 254).} \\ &= \text{\#REF!} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Pr} &= \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad \text{(Geankoplis, 1997: 255).} \\ &= 0.000707 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_{Ra} &= N_{Gr} \times N_{Pr} \quad \text{(Geankoplis, 1997: 255).} \\ &= \text{\#REF!} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 4.7-2 (Geankoplis, 1997: 256), untuk silinder vertikal dan $N_{Ra} > 10^9$, maka koefisien perpindahan panas konveksi dirumuskan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} h_c &= 1.24 \Delta T^{1/3} \\ &= 1.24 (T_3 - T_u)^{1/3} \\ &= 4.25 \text{ W/m}^2\text{.K} \\ &= 0.75 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (h_c + h_r) &= ([0.75 + 0.66] \text{ Btu/ft}^2\text{h}^\circ\text{F}) \\ &= 1.40 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Nilai r_3 ditentukan dengan menggunakan metode *trial and error*

$$\text{Asumsi nilai } r_3 = 3.1469 \text{ ft}$$

$$q_r = (h_c + h_r) \pi r_3 L (T_3 - T_u)$$

$$\begin{aligned}
&= 1.40 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^\circ\text{F} \quad (2) (3,14) (r_3) \quad [107.35 - 89.6] \\
&= \text{\#REF!} \quad r_3 \\
&= \text{\#REF!} \quad \text{Btu/jam}
\end{aligned}$$

Panas yang keluar lewat dinding: (Geankoplis, 1997: 232).

$$\begin{aligned}
q_c &= \frac{2 \pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln(r_2/r_1)}{k_1} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}} \\
&= \frac{2 \pi (3.14) \text{\#REF!} [176 - 89.6]}{\frac{\ln(3 \text{ ft}/2,98 \text{ ft})}{25.73 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^\circ\text{F}} + \frac{\ln(r_3/3 \text{ ft})}{0.0476 \text{ Btu/ft}^2\text{h}^\circ\text{F}} + \frac{1}{1.40 r_3}} \\
&= \frac{\text{\#REF!}}{\text{\#REF!} + \frac{\ln(r_3/3)}{0.0476} + 0.9507}
\end{aligned}$$

Perpindahan panas dianggap dalam keadaan *steady state*, sehingga perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi dan radiasi,

$$\begin{aligned}
q_r &= q_c \\
\text{\#REF!} &= \frac{\text{\#REF!}}{\text{\#REF!} + \frac{\ln(r_3/3)}{0.0476} + 0.9507} \\
r_3 &= \text{\#REF!} \text{ ft} \quad (\text{Asumsi benar sehingga dapat digunakan}) \\
&= \text{\#REF!} \text{ in}
\end{aligned}$$

Tebal isolasi (x_{is})

$$\begin{aligned}
x_{is} &= r_3 - r_2 \\
&= \text{\#REF!} - 2.7 \\
&= \text{\#REF!} \text{ ft} \\
&= \text{\#REF!} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
q_{\text{loss}} &= q_r \\
&= \text{\#REF!} \text{ Btu/jam}
\end{aligned}$$

5.5 Menghitung Berat Menara Distilasi

Perhitungan awal tebal *shell* dan *head* menara telah dilakukan. Menara cukup tinggi sehingga perlu dicek pengaruh angin dan gempa.

Spesifikasi menara:

$$\begin{aligned}
\text{OD shell} &= 66.0 \text{ in} = 5 \text{ ft} \\
\text{Tinggi menara} &= \text{\#REF!} \text{ in} = \text{\#REF!} \text{ ft} \\
\text{Tekanan operasi} &= 0.4 \text{ atm} = 846.49 \text{ lbf/ft}^2 \\
\text{Bahan konstruksi} &= \textit{Stainless Steel SA 301 Grade A.} \\
\text{Tinggi skirt} &= \\
\text{Tebal isolasi} &= \text{\#REF!} \text{ ft} = \text{\#REF!} \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter, } d &= \text{OD} + \frac{\text{OD}}{24} + 2 \text{ sf} + \frac{2}{3} \text{ icr} \\
 &= 66.0 + \frac{66.0}{24} + 2 \cdot 2 + \frac{2}{3} \cdot 4 \text{ in} \\
 &= 66.0 + 2.8 + 4 + 2.667 \text{ in} \\
 &= 75.417 \text{ in} \\
 &= 6.28220833 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Perhitungan berat tutup

$$\begin{aligned}
 \text{Berat head} &= \frac{\pi d^2 t}{4} \times \frac{\rho}{1728} \\
 &= \frac{\pi \cdot 5687.7 \cdot \text{\#REF!}}{4} \times \frac{490}{1728} \\
 &= \text{\#REF!} \text{ lb}
 \end{aligned}$$

5.5.1 Stress pada Kondisi Operasi

a) Perhitungan *axial stress* pada *shell*

$$d_i = d_o = 66.0 \text{ in}$$

$$t_s = \text{\#REF!} \text{ in}$$

$$P_{\text{desain}} = 6.466 \text{ psi}$$

$$f_{\text{ap}} = \frac{p \cdot d}{4 (t_s - c)} \quad (\text{Brownell, 1959: 45})$$

$$\begin{aligned}
 &= \left[\frac{6.4662 \cdot 66}{4 \cdot \text{\#REF!}} \right] \\
 &= \text{\#REF!} \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

b) Perhitungan *stress* karena berat mati (*dead weights*)

- *Shell*

Diketahui:

$$D_o = \text{diameter luar shell} = 5.50 \text{ ft}$$

$$D_i = \text{diameter dalam shell} = \text{\#REF!} \text{ ft}$$

$$\rho_s = \text{densitas isolator} = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{shell}} &= \frac{\pi}{4} (D_o^2 - D_i^2) \cdot \rho_s \cdot X \quad (\text{Brownell, 1959: 156}) \\
 &= \text{\#REF!} X
 \end{aligned}$$

$$f_{\text{shell}} = 3.4 X \quad (\text{Brownell, 1959: 156})$$

Persamaan dipakai untuk ketebalan *shell* yang tetap dan pada daerah puncak dimana ketebalannya juga konstan

- Isolator

Diketahui:

$$D_{\text{ins}} = \text{diameter termasuk isolator} = \text{\#REF!} \text{ ft} = \text{\#REF!} \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 W_{ins} &= \text{berat isolator} \\
 \rho_{ins} &= \text{densitas isolator} = 18 \text{ lb/ft}^3 \\
 t_{ins} &= \text{tebal isolator} = \text{\#REF! ft} = \text{\#\#\#\# in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{ins} &= \frac{\pi}{12} D_{ins}^2 \cdot X \cdot t_{ins} \cdot \rho_{ins} \quad (\text{Brownell, 1959: 156}) \\
 &= \text{\#REF! } X
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f_{ins} &= \frac{\rho_{ins} X t_{ins}}{144 (ts - c)} \quad (\text{Brownell, 1959: 157}) \\
 &= \frac{18 X \text{\#REF!}}{144 \text{\#REF!}} \\
 &= \text{\#REF! } X
 \end{aligned}$$

- Attachment

$$\begin{aligned}
 Wt \text{ tutup atas} &= \text{\#REF! lb} \\
 Wt \text{ tangga} &= 25 \text{ lb/ft} \\
 Wt \text{ over head vapor line} &= 2515.2 \text{ lb/ft} \\
 Wt \text{ pipa isolasi} &= \text{\#REF! (App. K, Brownell, 1959: 389)} \\
 \frac{\pi/4 (3,15^2 - 3^2) \cdot 40}{\text{\#REF!}} &= \text{\#REF! lb/ft} \\
 \hline
 \text{Total Wt} &= [\text{\#REF!} + \text{\#REF!}] X \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f_{\text{dead wt attachment}} &= \frac{\sum Wt \text{ attachment}}{\pi \cdot d \cdot (ts - c)} \quad (\text{Brownell, 1959: 173}) \\
 &= \frac{\text{\#REF!} + \text{\#REF! } X}{\pi \cdot 66 \cdot X \text{\#REF!}} \\
 &= \text{\#REF!} + \text{\#REF! } X
 \end{aligned}$$

Berat tray termasuk cairannya (dibawah X=4) dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{trial } X &= 4 \\
 n &= \left(\frac{X - 4}{4} + 1 \right) = \left(\frac{X}{2} - 1 \right)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 f_{\text{tray+liq}} &= \frac{\left(\frac{x}{2} - 1 \right) 25 \left(\frac{\pi d^2}{4} \right)}{12 \pi d (ts - c)} \quad (\text{Brownell, 1959: 173}) \\
 &= \frac{\left(\frac{x}{2} - 1 \right) 25 \left(\frac{\pi \cdot 4356}{4} \right)}{12 \pi \cdot 66 \cdot \text{\#REF!}} \\
 &= \frac{85529.86}{\text{\#REF!}} \left(-1 + \frac{x}{2} \right) \\
 &= \text{\#REF! } x + [\text{\#REF!}] \\
 &= \text{\#REF! } x - \text{\#REF!}
 \end{aligned}$$

Total stress karena beban mati

$$f_{dw} = \text{beban}_{\text{shell}} + \text{beban}_{\text{isolasi}} + \text{beban}_{\text{peralatan}} + \text{beban}_{\text{tray+liq}}$$

$$\begin{aligned}
&= 3 X + \text{#REF!} X + \left[\text{#REF!} X + \text{#####} \right] \\
&+ \left[\text{#REF!} x - \text{#REF!} \right] \\
&= \text{#REF!} x + \text{#REF!} \qquad \qquad \qquad (\text{Brownell, 1959: 157})
\end{aligned}$$

5.5.2 Perhitungan Stress Karena Angin

Untuk tinggi di bawah 50 ft, maka tekanan angin yang digunakan adalah

$$P_w = 25 \text{ psidengan } \textit{shape factor} = 0.65$$

(Brownell, 1959: 159)

d_{eff} = isolasi menara + pipa uap

$$\begin{aligned}
&= (d_o \text{ pipa} + 2t_{\text{is pipa}}) + (2t_{\text{is kolom}} + d_o \text{ kolom}) \\
&= [20.0 + 1.5] + [\text{#REF!} + 66.0] \\
&= \text{#REF!} \text{ in}
\end{aligned}$$

Stress karena angin :

$$\begin{aligned}
f_w &= \frac{15.89 d_{\text{eff}} X^2}{d_o^2 (ts - c)} \quad (\text{Brownell, 1959: 161}) \\
&= \frac{15.89 \text{ #REF!} X^2}{4356.0 x \text{ #REF!}} \\
&= \text{#REF!} X^2
\end{aligned}$$

5.5.3 Perhitungan Stress Akibat Beban Gempa

*Periode fibrasi (T) untuk *vertical shell silindrical tower*

$$\begin{aligned}
T &= 2.65E-05 \left(\frac{H}{D} \right)^2 \left(\frac{wD}{t} \right) \# \quad (\text{Eq. 9.68, Brownell \& Young : 167}) \\
&= 2.65E-05 \left(\frac{\text{#REF!}}{6.2822} \right)^2 \left(\frac{\text{#REF!}}{\text{#REF!}} \right)^{1/2} \\
&= \text{#REF!} \text{ s}
\end{aligned}$$

*Bending moment akibat gempa

$$M_{sx} = 8.C.W.H \qquad \qquad \qquad (\text{Eq. 9.74, Brownell \& Young : 168})$$

Dimana :

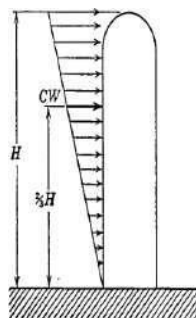
C = koefisien seismik = 0,08/T= #REF!

W = berat menara (lb) = #REF! lb

H = tinggi total menara (in) = #REF! in

maka:

$$M_{sx} = \text{#REF!} \text{ in.lb}$$



Gambar C.2 Seismic Force on Vertical Vessel

stress akibat gempa bumi :

$$f_w = \frac{M_{sx}}{\pi r^2 (t_s - c)} \quad (\text{Eq. 9.75, Brownell \& Young : 168})$$

$$= \frac{14,895,167.7600}{\#REF!} \times \#REF!$$

$$= \#REF! \text{ psi}$$

5.5.3 Perhitungan Stress Gabungan pada Kondisi Operasi

a) Kombinasi stress dalam pengaruh angin

>> sisi atas angin (*upwind side*), *f tensile*

$$f_{t(max)} = f_{wx} + f_{ap} - f_{dx} \quad (\text{Brownell, 1959: 170})$$

$$= \#REF! X^2 + \#REF! - \left[\#REF! X - \#REF! \right]$$

$$= \#REF! X^2 - \#REF! X + \#REF!$$

Diketahui: $f = 18750 \text{ psi}$ (Brownell, 1959: 251)
 $E = 0.8$ (Brownell, 1959: 254)

Sehingga,

$$f_{tmax} = \#REF! X^2 - \#REF! X + \#REF!$$

$$15000 = \#REF! X^2 - \#REF! X + \#REF!$$

$$0 = \#REF! X^2 - \#REF! X + \#REF!$$

cari nilai x dengan rumus :

$$a = \#REF!$$

$$b = \#REF!$$

$$c = \#REF!$$

$$X = \frac{-b \pm (b^2 - 4ac)^{0.5}}{2a}$$

$$= \frac{\#REF! \pm \left[\#REF! - \#REF! \right]^{0.5}}{\#REF!}$$

$$= \#REF! \text{ ft}$$

>> sisi bawah angin (*downwind side*), *f compresi*, (f_c)

$$f_{cmax} = f_{wx} - f_{ap} + f_{dx} \quad (\text{Brownell, 1959: 170})$$

$$= \#REF! X^2 - \#REF! + \left[\#REF! X - \#REF! \right]$$

$$= \#REF! X^2 + \#REF! X + \#REF!$$

Dari stabilitas elastis (eq. 2.25 Brownell) :

$$f_c = 1.5 \left[10 \right]^6 \left[\frac{t}{r} \right] \leq y.p \quad (\text{Brownell, 1959: 23})$$

Keterangan:

$$t = \text{ketebalan shell} = \#REF! \text{ in}$$

$$r = \text{jari-jari dalam shell} = 33 \text{ in}$$

$$\text{yield poin} = 50,000 \text{ psi} \quad (\text{Table 3.2, Brownell, 1959: 38})$$

$$1/3 y.p = 16666.67 \text{ psi}$$

$$f_c = 1.5 \cdot 10^6 \frac{\#REF!}{33}$$

$$= \#REF! \text{ psi}$$

Karena $1/3 y.p$ lebih besar dari f_c maka digunakan $f_c = 16667 \text{ psi}$
maka :

$$f_{cmax} = \#REF! x^2 + \#REF! x - \#REF!$$

$$16666.7 = \#REF! x^2 + \#REF! x - \#REF!$$

$$= \#REF! x^2 + \#REF! x - \#REF!$$

cari nilai X dengan rumus :

$$a = \#REF!$$

$$b = \#REF!$$

$$c = \#REF!$$

$$X = \frac{-b \pm (b^2 - 4ac)^{0.5}}{2a}$$

$$= \frac{\#REF! \pm \left[\frac{\#REF! - \#REF!}{\#REF!} \right] 1}{\#REF!}$$

$$= \#REF! \text{ ft}$$

Jadi dipakai X dari sisi atas angin karena $> \#REF! \text{ ft}$
sehingga dapat diketahui besarnya *stress* karena bobot mati yang
bekerja pada dinding menara adalah $\#REF! \text{ ft}$

* Beban *shell*

$$f_{shell} = 3.4 X$$

$$= \#REF! \text{ psi}$$

* Beban isolasi

$$f_{ins} = \#REF! X$$

$$= \#REF! \text{ psi}$$

* Beban peralatan yang tak terpasang (tidak termasuk *tray*)

$$f_{alat} = \#REF! + \#REF! X$$

$$= \#REF! \text{ psi}$$

* Beban *tray* termasuk cairannya

$$f_{tray+liq} = \#REF! X - \left[\#REF! \right]$$

$$= \#REF! \text{ psi}$$

Total *stress* karena bobot mati

$$f_{dw} = \#REF! X - \left[\#REF! \right]$$

$$= \#REF! \text{ psi}$$

* Total *stress* karena angin

$$f_w = \#REF! X^2$$

$$= \#REF! \text{ psi}$$

Total berat menara distilasi beserta dengan peralatan yang terpasang, isolasi, *shell*, *tray*, termasuk cairannya :

$$\Sigma W = f_{dw} \text{ total} \times \pi \times d \times t_s$$

$$f_{dw} \text{ total} = f_{dw} \text{ shell} + f_{dw} \text{ insulasi} + f_{dw} \text{ peralatan} + f_{dw} \text{ tray}$$

$$= \#REF! \text{ psi}$$

sehingga berat total menara :

$$\Sigma W = f_{dw} \text{ total} \times \pi \times d \times t_s$$

$$= \#REF! \times 3.14 \times 66.0 \times \#REF!$$

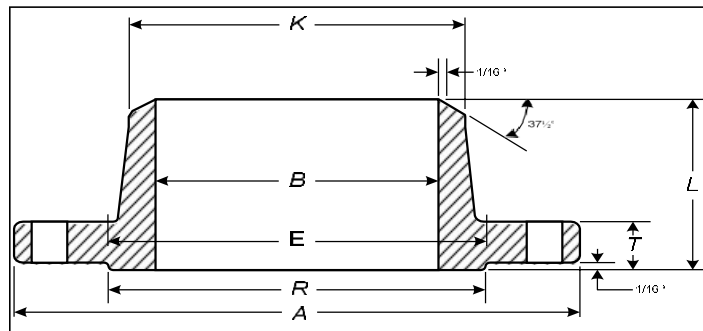
$$= \#REF! \text{ lbm}$$

$$= \#REF! \text{ kg}$$

5.6 Perancangan *Flange* Lubang (*Nozzle*)

Keseluruhan leher *nozzle* disambung dengan *flange* tipe standar 150-lb steel berdasarkan ASA B16E-1939

welding neck flanges



keterangan =

- A : diameter luar, in
- T : tebal minimum, in
- R : diameter luar permukaan yang muncul, in
- E : diameter poros pada dasar, in
- K : diameter poros pada titik pengelasan, in
- B : diameter dalam untuk dinding pipa, in

R
1 3/8
23
23
2 1/2
21
21
21

Berdasarkan Fig. 12.2 (Brownell, 1959: 221) didapat nilai *standar flange* :

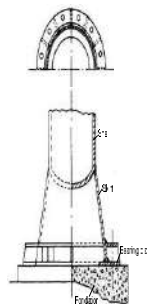
Jenis pipa	NPS	A	T	R	E	K
Pemasukan <i>Reflux</i>	1/4	3 1/2	7/16	1 3/8	1 3/16	7/8
Pengeluaran Uap Puncak	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20
Pemasukan Uap Boiler	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20
Pengeluaran Cairan Dasar	1 1/4	4 5/8	5/8	2 1/2	2 5/16	2 5/16
Pemasukan Umpan	18	25	1 9/16	21	19 7/8	19 7/8
<i>Manhole</i>	20 ST	26	1 9/16	21	19 7/8	20 7/8

<i>Handhole</i>	18	27	1 9/16	21	19 7/8	21 7/8
-----------------	----	----	--------	----	--------	--------

Jenis pipa	NPS	L	B
Pemasukan <i>Reflux</i>	1/4	5/8	0.88
Pengeluaran Uap Puncak	20	2 7/8	20.19
Pemasukan Uap Boiler	20	2 7/8	20.19
Pengeluaran Cairan Dasar	1 1/4	13/16	1.72
Pemasukan Umpan	18	2 11/16	18.19
<i>Manhole</i>	20 ST	13/16	34.66
<i>Handhole</i>	18	2 11/16	51.13

5.7 Perancangan *Skirt* (Pondasi) Menara Distilasi

Skirt adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menyangga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu (*continuous welding*), ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan berat mati dan *bending moment* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.



Diketahui :					
Tinggi Vessel	=	#REF!	m		
OD	=	66.0000	in	=	1.676 m = 1676 mm
ID	=	#REF!	in	=	#REF! m = #REF! mm
W total	=	#REF!	kg	=	#REF! N
Tekanan angin	=	16.2500	Psf	=	778.03 N/m ²
Deff	=	#REF!	in	=	#REF! m = #REF! mm
ts	=	#REF!	in	=	#REF! m = #REF! mm
g	=	9.8100	m/s ²		

Dicoba *Conical cylindrical skirt* (θ_s) = 80° berbahan dasar *Plain Carbon Steel* dengan :

<i>Design stress</i>	=	135	N/mm ²	(Coulson, 2005: 853)
<i>Modulus young</i>	=	200000	N/mm ²	(Coulson, 2005: 853)

5.7.1 Diameter dasar *skirt*

$$\tan \theta_s = \frac{D_s}{\dots}$$

$$\begin{aligned} \tan 80 &= \frac{1 \times (D_s - OD)}{D_s} \\ 5.67128 &= \frac{1 \times (D_s - 1.68)}{D_s} \\ D_s &= \frac{0.5 \text{ I} - 0.838}{2.84 D_s - 4.75} \\ 4.75368 &= 2.84 D_s - D_s \\ 4.75368 &= 1.84 D_s \\ D_s &= 2.59 \text{ m} \end{aligned}$$

Maximum bobot mati pada *skirt* ketika *vessel* terisi penuh dengan air

$$\begin{aligned} \text{Perkiraan bobot} &= \text{Volume vessel} \times 1000 \times 9,81 \text{ m/s}^2 \\ &= \left(\frac{3.14}{4} \times 1.68^2 \times \text{\#REF!} \right) \times 1000 \times 9.8 \\ &= \text{\#REF!} \text{ N} \\ &= \text{\#REF!} \text{ kN} \end{aligned}$$

5.7.2 Bobot Vessel tanpa peralatan

1. Bobot *Shell*

$$\begin{aligned} W &= f_{dw}(\text{shell}) \times \pi \times OD \times t_s \\ &= \text{\#REF!} \times 3.14 \times 66 \times \text{\#REF!} \\ &= \text{\#REF!} \text{ Lbm} \\ &= \text{\#REF!} \text{ kg} \\ &= \text{\#REF!} \text{ N} \\ &= \text{\#REF!} \text{ kN} \end{aligned}$$

2. Bobot *Tray*

$$\begin{aligned} \text{Plate area} &= \frac{\pi}{4} OD^2 \\ &= \frac{3.14}{4} 1.68^2 \\ &= 2.2061 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat 1 plate} &= 1 \times \text{plate area} \quad (\text{Coulson, 2005: 842}) \\ &= 1 \times 2.21 \\ &= 2.6473 \text{ kN} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat 35 plate} &= -4.0 \times \text{berat 1 plate} \\ &= -4 \times 2.647 \\ &= -10.589 \text{ kN} \end{aligned}$$

3. Bobot Insulasi

$$\begin{aligned} W_{\text{insul}} &= \left[\frac{\pi}{4} \times (D_{\text{ins}}^2 - OD^2) \right] \times H_s \times \rho_{\text{ins}} \\ &= \left[3.14 / 4 \times (1.97^2 - 1.676^2) \right] \times \text{\#\#\#\#} \times 576.648 \\ &= \text{\#REF!} \text{ kg} \\ &= \text{\#REF!} \text{ N} \end{aligned}$$

= #REF! kN
 Jadi, bobot *vessel* tanpa peralatan adalah

5.7.3 Bending moment pada dasar skirt

Asumsi tinggi *skirt* 6% tinggi *vessel*

Bending moment pd dasar skirt

$$M = \frac{(F_w \times (\text{Tinggi vessel} + \text{tinggi skirt})^2)}{2}$$

$$= \frac{\#REF! \times (\#REF! + \#REF!)^2}{2}$$

$$= \#REF! \text{ kNm} \quad (\text{Coulson, 2005: 837})$$

5.7.4

Tebal Skirt

$$\pi(D_s + t_s)t_s$$

dimana:

- σ_{ws} = stress karena bobot mati pada *skirt*
- W = bobot total vessel (pada saat penuh dengan air)
- D_s = *inside diameter* pada dasar *skirt*
- t_s = tebal *skirt*

maka:

$$\begin{aligned}\sigma_{ws} (test) &= \frac{W}{\pi(D_s + t_s)t_s} \\ &= \frac{\#REF!}{3.14 \times \left[\frac{\#REF!}{\#REF!} + \frac{\#REF!}{\#REF!} \right] \times \#REF!} \\ &= \frac{\#REF!}{\#REF!} \text{ N/mm}^2\end{aligned}$$

$$\sigma_{ws} (operating) = \frac{W}{\pi(D_s + t_s)t_s} \text{ (Coulson, 2005: 849)}$$

dimana

- σ_{ws} = stress karena bobot mati pada *skirt*
- W = bobot total vessel (tanpa peralatan)
- D_s = *inside diameter* pada dasar *skirt*
- t_s = tebal *skirt*

Skirt menggunakan bahan *plain carbon steel*,

- Design stress = 135 N/mm² (Coulson, 2005: 853)
- Modulus young = 200000 N/mm² (Coulson, 2005: 853)
- Joint factor* = 0.85

$$\delta_s \text{ (Tensile)} < f_s \times J \times \sin \theta_s$$

dimana:

f_s = *maximum allowable design stress* pada material *skirt*,
sebesar 135 N/mm²

J = *welded joint factor*, sebesar 0,85

θ_s = sudut *conical skirt*, sebesar 80°

maka,

$$\begin{aligned}\delta_s \text{ (Tensile)} &< f_s \times J \times \sin \theta_s \\ \#REF! &< 135 \times 0,85 \times \sin 80\end{aligned}$$

$$\max \delta_s \text{ (compressive)} < 0,125 \times E \times (t_s / D_s) \times \sin \theta$$

dimana:

E = modulus young material *skirt*, sebesar 200000 N/mm²

D_s = *inside diameter* pada dasar *skirt*

t_s = tebal *skirt* sebesar

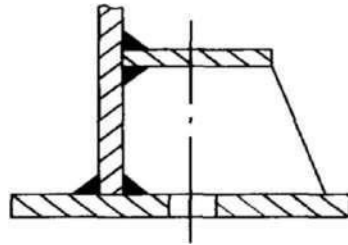
θ_s = sudut *conical skirt*, sebesar 80°

5.8 Perancangan *Base Ring* dan *Anchor Bolt*

5.8.1 Desain *Anchor Bolt*

Vertikal *vessel* harus merekat erat pada *concrete foundation*, *skirt*, atau yang lain dengan *anchor bolt* dan *base (bearing) ring*. Jumlah *anchor bolt* harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal *vessel*, pada *vessel* yang tinggi sebaiknya menggunakan 8 buah *anchor bolt*. Agar merekat kuat pada *concrete foundation*, *anchor bolt* sebaiknya tidak dipasang terlampau dekat, yakni tidak kurang dari 18 in. Pada *vessel* diameter kecil agar jarak minimal dari *anchor bolt* terpenuhi, sebaiknya menggunakan *conical skirt* atau

wider base ring with gussets , atau anchor bolt chair.



1. Bolts Spacing

Diperkirakan *pitch circle dia.* = 3.590 m
 Jumlah *bolts* minimum = 12 bolts (Coulson, 2005: 851)

$$\begin{aligned} \text{Bolts Spacing} &= \frac{\pi \times \text{pitch circle dia} \times 1000}{\text{jumlah bolts}} \quad (\text{Coulson, 2005: 854}) \\ &= \frac{3.14 \times 3.59 \times 1000}{12} \end{aligned}$$

Bolts spacing memenuhi syarat maka perkiraan diameter lingkaran *pitch* dan jumlah *bolts* dapat diterima.

2. Luas area *Bolts*

$$A_b = \frac{1}{N_b \cdot f_b} \left(\frac{4 M_s}{D_b} - W \right) \quad (\text{Coulson, 2005: 851})$$

dimana:

A_b = luas area pada 1 *bolt*, mm²

N_b = jumlah *bolts*, sebesar 12

f_b = *maximum allowable bolts stress*, sebesar 125 N/mm²

M_s = *bending moment* pada dasar *skirt*, Nm

W = bobot *vessel* (tanpa peralatan), N

D_b = *bolts circle diameter*, m

$$\begin{aligned} A_b &= \frac{1}{N_b \cdot f_b} \left(\frac{4 M_s}{D_b} - W \right) \\ &= \frac{1}{12 \times 125} \left(\frac{4 \cdot \#REF!}{3.590} - \#REF! \right) \\ &= \#REF! \text{ mm}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Bolt root dia.} = \left(\frac{\#REF! \times 4}{\pi} \right)^{0.5} = \#REF! \text{ mm}$$

Berdasarkan Fig.13.30 (Coulson, 2005: 852) menggunakan tipe *bolts* M30 dengan *root area* = 561 mm²

5.8.2 Desain *Base rings*

1. Tebal *base rings*

Total *compressive load* pada *base rings* :

$$F_b = \frac{4 M_s}{\pi D_s^2} + \frac{W}{\pi D_s} \quad (\text{Coulson, 2005: 851})$$

Dimana

F_b = *Compressive load* pada *base rings*, N/m

M_s = *bending moment* pada dasar *skirt*, Nm

W = bobot *vessel* (tanpa peralatan), N

D_s = diameter *skirt*, m

maka,

$$\begin{aligned} F_b &= \frac{4 M_s}{\pi D_s^2} + \frac{W}{\pi D_s} \\ &= \left(\frac{4 \times \#REF!}{3.14 \times 2.810} \right) + \left(\frac{\#REF!}{3.14 \times 1.676} \right) \\ &= \#REF! \text{ N/m} \end{aligned}$$

$$= \text{\#REF!} \text{ kN/m}$$

2. Lebar minimum *base rings*:

$$L_b = \frac{F_b}{f_c} \times \frac{1}{1000} \quad (\text{Coulson, 2005: 851})$$

Dimana:

L_b = lebar *base rings*, mm

F_b = *Compressive load* pada *base rings*, N/m

f_c = *maximum allowable bearing pressure* pada pondasi beton, yang akan tergantung pada campuran yang digunakan, dan biasanya akan berkisar dari 3,5 – 7 N/mm², dipilih 5 N/mm²

maka:

$$\begin{aligned} L_b &= \frac{F_b}{f_c} \times \frac{1}{10^3} \\ &= \frac{\text{\#REF!}}{5} \times \frac{1}{1000} \\ &= \text{\#REF!} \text{ mm} \end{aligned}$$

Jadi didapat nilai lebar minimum *base rings* adalah = #### mm
nilai ini adalah lebar minimum yang diperlukan, lebar sebenarnya akan tergantung pada desain chair

Lebar aktual yang diperlukan:

$$L_r = B = 76 \text{ mm} \quad (\text{Fig. 13.30, Coulson, 2003: 852})$$

$$\begin{aligned} L_b &= L_r + t_{\text{skirt}} + 50 \text{ mm} \\ &= 76 + \text{\#REF!} + 50 \\ &= \text{\#REF!} \text{ mm} \end{aligned}$$

Actual bearing pressure pada pondasi beton :

$$\begin{aligned} f_c' &= \frac{F_b}{L_b} \times \frac{1}{1000} \\ &= \frac{\text{\#REF!}}{\text{\#REF!}} \times \frac{1}{1000} \\ &= \text{\#REF!} \text{ N/mm}^2 \end{aligned}$$

Tebal minimum *base rings* :

$$t_b = L_r \left(\frac{3 f_c'}{f_r} \right)^{0.5} \quad (\text{Coulson, 2005: 851})$$

Dimana

L_r = jarak dari tepi *skirt* ke tepi luar *rings*

t_b = tebal *base rings*

f_c' = *Actual bearing pressure*

f_r = *allowable design stress* pada ring material sebesar 140 N/mm²

maka,

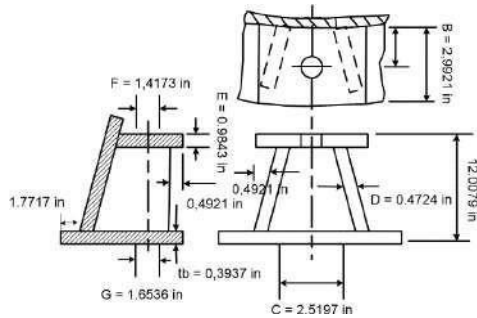
$$t_b = \sqrt[3]{f_c'}$$

$$L_r \sqrt{\frac{E}{f_r}}$$

$$t_b = 76 \times \left(\frac{3 \text{ #REF!}}{140} \right)^{0.5}$$

$$= \text{#REF! mm}$$

Jadi tebal *base rings* didapat adalah = ##### mm
Maka dimensi diambil dari Fig. 13.30 untuk *bolt size* M30



Keterangan

<i>Bolts size</i>	<i>Root Area</i>	A	B	C	D	E	F	G
M30	561	50	76	64	12	25	36	42

6. Desain Penyangga dan Pondasi MD

a. Perhitungan Beban Penyangga

Berat Total *Shell* MD

$$W_{MD} = \text{#REF! lbm}$$

b. Perhitungan *leg support* (kaki penyangga)

Direncanakan penyangga yang digunakan : jenis I *beam*

Beban yang diterima penyangga :

$$P = \frac{4 \cdot P_w \cdot (H - L)}{n \cdot D_{bc}} + \frac{W}{n} \quad (\text{Pers. 10.76 Brownell, hal. 197})$$

Dimana:

$$P_w = 0.0 \text{ psf}$$

$$W = \text{beban menara} = \text{#REF! lb}$$

$$n = \text{jumlah penyangga} = 4 \text{ buah}$$

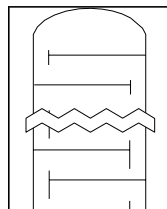
$$H = \text{tinggi menara} = \text{#REF! ft}$$

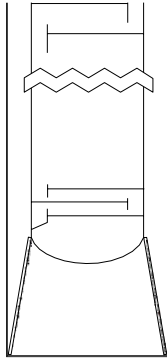
$$L = \text{tinggi menara ke pondasi} = 4.9212 \text{ ft}$$

$$D_{bc} = \text{diameter bolt circle} = 11.7769 \text{ ft}$$

maka,

$$P = \text{#REF! lb}$$





- Total panjang *leg* (kaki); H :

H = tinggi menara sampai pondasi + ½ tinggi menara

$$H = L + 0,5 H_R$$

$$\text{Tinggi MD} \quad H_R = \text{\#REF!} \quad \text{ft} = \text{\#REF!} \quad \text{in}$$

$$\text{Ditetapkan :} \quad L = 1.5 \quad \text{m} = 4.9212 \quad \text{ft} = 59.0544 \quad \text{in}$$

Maka :

$$H = 4.921 + \left[0.5 \times \text{\#REF!} \right]$$

$$= \text{\#REF!} \quad \text{ft}$$

$$= \text{\#REF!} \quad \text{m}$$

$$= \text{\#REF!} \quad \text{in}$$

Dipilih *I beam* dengan spesifikasi : (*Appendix G* item-2 Brownell hal. 355)

$$\text{Ukuran} = 12 \quad \text{in}$$

$$\text{Berat} = 350.0 \quad \text{lb/ft}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = 10.220 \quad \text{in}^2$$

$$h = 12 \quad \text{in}$$

$$b = 5.078 \quad \text{in}$$

Dicoba dipasang dengan *axis* 1-1 dengan :

$$I = 227 \quad \text{in}^4$$

$$r = 4.72 \quad \text{in}$$

Tekanan yang diterima *I beam*

$$I/r = \frac{227.0}{4.72} = 48.093 \quad \text{in}^3$$

Untuk *I/r* diantara 0 - 60 nilai maksimum $P/A = 15000$ (Brownell, hal. 67)

Sehingga,

$$A_{\text{hitung}} = \frac{P}{15000}$$

$$= \frac{\text{\#REF!}}{15000}$$

$$= \text{\#REF!} \quad \text{in}^2$$

$$A_{\text{beam}} = 12.000 \quad \text{in}^2$$

Ternyata $A_{\text{hitung}} < A_{\text{beam}}$, maka ukuran *I beam* bisa digunakan.

c. Perancangan Baut

Bahan konstruksi SA-193 B6 tipe 416 (*Appendix D* Brownell, hal 344) dengan nilai tegangan maksimum yang diijinkan (f_s) = 20000 lb/in²

- Menentukan diameter baut

$$W = \frac{P}{n}$$

dengan n = jumlah baut = 8

maka,

$$W = \frac{\text{\#REF!}}{8} = \text{\#REF!} \text{ lb}$$

$$f_s = \frac{W}{A_b}$$

dimana : A_b = luas penampang baut

$$A_b = \frac{W}{f_s} \quad [\quad]$$

Dari tabel 10.4 Brownell hal. 188 dipilih baut dengan spesifikasi :

Diameter baut (d_b) = 1 1/2 in

Luas permukaan (A_b) = 1.294 in²

Bolt spacing (B) = 3 1/4 in

Radial distance (R) = 2 in

Edge distance (E) = 1 1/2 in

Nut dimension = 2 3/8 in

Maka,

$$\begin{aligned} P \text{ hitung} &= f_s \cdot A_b \\ &= 20000 \text{ lb/in}^2 \times 1.294 \text{ in}^2 \\ &= 25880.00 \text{ lb} \end{aligned}$$

P aktual = 5,6 lb

P hitung > P aktual, maka ukuran baut dapat digunakan.

- d. Perencanaan Lug dan Gusset

Digunakan 2 buah *plate* horizontal (untuk *lug*) dan 2 buah *plate* vertikal (untuk *gusset*).

- Lebar *plate* horizontal (a)

$$\begin{aligned} a &= 2 \cdot d_b + 3 \text{ in} \\ &= 2 \times 1 \frac{1}{2} + 3 = 6.000 \text{ in} \end{aligned}$$

- Jarak *gusset* :

$$\begin{aligned} b &= 2 \cdot d_b + 2,509 \text{ in} \\ &= 2 \times 1 \frac{1}{2} + 2.509 = 5.509 \text{ in} \end{aligned}$$

Perancangan tebal *plate* horisontal

Bahan konstruksi *plate* adalah *steel* dengan *poison ratio* ($\mu = 0.3$)

$$l = a + \frac{1}{2} b = 6.000 + \frac{1}{2} \times 5.509 = 8.755 \text{ in}$$

$$b/l = \frac{5.509}{8.755} = 0.629$$

Untuk $b/l = 0.629 \approx 1$

dari Tabel 10.6 (Brownell & Young : 192) diperoleh nilai $\gamma_1 = 0.565$

Beban kompresi terhadap *plate* horisontal dihitung dengan menggunakan persamaan 10.40 Brownell:

$$M_y = \frac{P}{4\pi} \left(1 + \mu \right) \ln \frac{2 \times l}{\pi e} + \left(1 - \gamma_1 \right)$$

Dimana :

M_y = maksimum *bending momen* sepanjang *axis radial* ; lb

P = beban yang diterima baut = #REF! lb

$$\mu = \text{poison ratio} = 0.3$$

$$e = (\text{nut dimension } / 2) = \frac{2.375}{2} = 1.188 \text{ in}$$

$$l = \text{lebar } \textit{plate} \text{ horisontal} = 8.755 \text{ in}$$

maka:

$$M_y = \frac{\#REF!}{4 \times \pi} \left(1 + 0.3 \right) \ln \left(\frac{2 \times 8.755}{\pi \times 1.188} \right) + \left(1 - 0.57 \right)$$

$$= \frac{\#REF!}{\text{in-lb}}$$

Maka tebal *plate* horisontal; t_{hp} :

$$t_{hp} = \left(\frac{6 \cdot M_y}{f_{max}} \right)^{0.5} \quad (\text{Brownell hal. 192})$$

$$= \left(\frac{6 \times \#REF!}{20000} \right)^{0.50} = 1.25 \text{ in}$$

Digunakan tebal *plate* horisontal = 1 1/4 in = 3.175 cm

Tebal *plate* vertikal

$$t_g = 0.375 \times t_{hp}$$

$$= 0.375 \times 1.250 \text{ in}$$

$$= 0.4688 \text{ in} = 1.190625 \text{ cm}$$

Digunakan tebal *plate* vertikal 1/2 in = 1.27 cm

e. Perancangan *Base Plate*

Dibuat *base plate* dengan toleransi panjang adalah 5% dan toleransi lebar 20% (Hesse, hal : 163). Dipilih *base plate* bentuk persegi panjang.

Beban tiap *plate* = beban tiap *leg* (kaki) + berat *leg* (kaki)

Diketahui beban *leg* (beban yang diterima I *beam*) = #REF! lb

Berat *leg* (kaki) = berat I *beam* x panjang *leg* (H)

$$= 10.2 \times \#REF!$$

$$= \#REF! \text{ lb}$$

Luasan *base plate* (A_{bp})

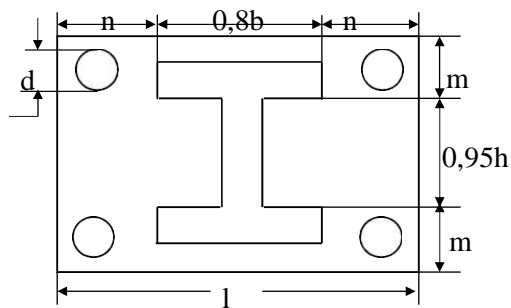
$$A_{bp} = \frac{(2n + 0,8b)(2m + 0,95h)P}{f \text{ base plate}}$$

Nilai f base plate sama dengan bearing capacity fondaty base plate , dipilih pondasi beton dengan nilai bearing capacity = 600 psi (Tabel 7.7 Hesse&Rushton)

Bahan konstruksi base plate adalah SA-201 grade A dengan tegangan yang diijinkan sebesar 15000 psi, maka:

$$A_{bp} = \frac{\#REF!}{600} = \#REF! \text{ in}^2$$

Untuk perhitungan awal diasumsikan $m = n$



$$A_{bp} = (2n + 0,8b)(2m + 0,95h)$$

$$\#REF! = [2m + (0,8 \times 5,08)] \cdot [2m + (0,95 \times 12)]$$

$$\#REF! = [2m + 4,0624] \cdot [2m + 11,400]$$

$$\#REF! = 4m^2 + 30,925m + 46,3114$$

$$0 = 4m^2 + 30,925m + \#REF!$$

$$m = \#REF! \text{ in}$$

$$\text{Lebar base plate} = 2n + 0,8b$$

$$= [2 \times \#REF!] + [0,8 \times 5,078]$$

f. Perancangan Pondasi

Berat total MD, W =

Densitas beton, ρ =

(www.engineeringtoolbox.com)

Berat tiap penyangga, W_p

L = tinggi kolom = #REF! in

A = luas kolom I *beam* = 12.000 in²

F = faktor koreksi = 1.00

ρ = densitas bahan konstruksi = 0.087 lb/in³

Dianggap hanya ada gaya vertikal dan berat kolom itu sendiri bekerja pada pondasi, maka ditetapkan :

Luas atas = 28 in x 28 in

Luas bawah = 32 in x 32 in

Tinggi pondasi = 28 in

ρ beton = 150 lb/ft³ = 0.087 lb/in³

Panjang sisi rata-rata = $\frac{28 + 32}{2}$ = 30.0 in

Luas permukaan rata-rata = 30.0 x 30.0 = 900 in²

Volume pondasi = luas permukaan rata-rata x tinggi pondasi

= 900 x 28 = 25200 in³

Berat pondasi = 25200 x 0.087 lb/in³

= 2188 lb

>>Tekanan pada tanah:

Digunakan *cemented sand and graver* (Tabel 12-2 Hesse, hal. 327

Safe bearing minimum = 5 ton/ft²

Safe bearing maximum = 10 ton/ft²

Kemampuan tekanan tanah sebesar:

$$\begin{aligned}
 P &= 10 \text{ ton/ft}^2 \\
 &= 20000 \text{ lb/ft}^2 \\
 &= 138.889 \text{ lb/in}^2
 \end{aligned}$$

Pengecekan Ukuran Pondasi

Dari Hesse, persamaan 12-3 hal. 334, *allowable compressive strenght* adalah 2250 psi. Maka :

$$d = \left(\frac{a}{57} \right) P^{0.5}$$

dimana :

d = bagian vertikal dari pondasi; in

a = bagian horisontal

P = tekanan pada tanah; lb/ft²

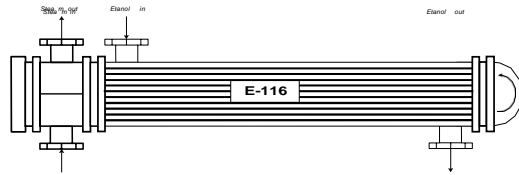
$$\begin{aligned}
 \text{Kemiringan pondasi} &= \frac{32 - 28}{28} \\
 &= 0.143
 \end{aligned}$$

Kemiringan pondasi <<< *slope a/d*, maka pondasi dengan dimensi tersebut dapat digunakan.

Tabel C.32 Spesifikasi Menara Distilasi

<i>RESUME</i>	
Komponen	Spesifikasi
Nama alat	Menara Distilasi
Kode	D-330
Fungsi	Memisahkan produk propilen glikol dengan propilen oksida, etanol, dan air
Type	<i>Sieve tray</i>
Bahan	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Plate	7 plate
Tray spacing	9.8425 in
Lokasi feed	plate ke 1 umpan masuk dari bawah kolom
Dimensi :	
Diameter	3.6783 m
Tebal head	0.3125 in
Tinggi	16.6629 m

C.38 Kondensator 3 (E-326)



Fungsi : Mengkondensasikan hasil atas dari MD

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Stainless Steel SA-304 Grade B*

Jumlah : 1 buah

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe Cooler

Jenis cooler tipe *Double Pipe Heat Exchanger* jika luas permukaan perpindahan panas $< 120 \text{ ft}^2$ dan jika luas perpindahan panas $> 120 \text{ ft}^2$ maka dipilih tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*.

2. Menentukan Bahan Konstruksi Cooler

Dalam perancangan ini dipilih *Stainless Steel SA-304 Grade B* untuk *annulus* dan *inner pipe* dengan pertimbangan :

- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18750 psi dan suhu maksimum 650°F (Tabel 13.1, Brownell & Young)
- Dapat dibuat dalam bentuk kompleks
- Harga relatif murah

3. Perhitungan Cooler

$$\begin{aligned}\text{Laju alir} &= 238.2009 \text{ kg/jam} \\ &= 525.1425 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

Data dari neraca panas :

$$\begin{aligned}T_1 &= 82.00 \text{ }^\circ\text{C} = 179.60 \text{ }^\circ\text{F} \\ T_2 &= 188 \text{ }^\circ\text{C} = 370.40 \text{ }^\circ\text{F} \\ t_1 &= 10 \text{ }^\circ\text{C} = 50.00 \text{ }^\circ\text{F} \\ t_2 &= 45 \text{ }^\circ\text{C} = 113.00 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

a. Heat and Material Balance

Dari neraca panas diperoleh :

$$\begin{aligned}Q &= 175062.9415 \text{ kJ/jam} \\ &= 165927.6320 \\ \text{Massa pendingin} &= 41.7697 \text{ kg/jam} \\ &= 92.0863 \text{ lb/jam} \\ \text{Massa fluida panas} &= 238.2009 \text{ kg/jam} \\ &= 525.1425 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

b. Menentukan ΔT_{LMTD}

Hot Fluid		Cold Fluid	Difference
179.60	Higher T	113.00	66.60
370.40	Lower T	50.00	320.40
-190.80	Difference	63.00	
ΔT LMTD		161.57	°F

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$= \frac{66.60 - 320}{\ln \frac{66.60}{320.4}} = 161.57 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{180 - 113}{113 - 50} = -3.03$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 50}{180 - 50} = 0.49$$

Dari nilai R dan S didapat = 0.56 (Fig. 19, Kern: hal 828) sehingga :

$$\Delta t = \text{LMTD} \cdot F_t$$

$$= 161.57 \cdot 0.56$$

$$= 90.48 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan *Temperature Caloric* (Suhu Rata-rata)

$$T_c = T_{av} = \frac{180 + 370}{2} = 275 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{113 + 50}{2} = 81.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Dari tabel 8 Kern, hal : 840, untuk sistem *gases-brine water* maka :

$$U_D = 2 - 50 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi :

$$U_D = 38 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{(U_D \cdot \Delta T)}$$

$$= \frac{165927.6320}{38 \times 90.48} = 48.3 \text{ ft}^2 > 120 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih besar dari dari 120 ft² maka digunakan *heat exchanger* jenis *shell and tube exchanger*.

d. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube*

Dari tabel 10 Kern, dipilih tube dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned}
\text{OD} &= 1 \text{ in} \quad 1 \frac{1}{4} \text{ triangular pitch} \\
\text{BWG} &= 8 \\
\text{ID} &= 0.670 \text{ in} \\
a't &= 0.355 \text{ in}^2 \\
\text{Surface} &= 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
\text{Panjang} &= 10 \text{ ft} \\
\text{Pass} &= 4 \\
\text{Nt} &= 48
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{mlah tube (N} &= \frac{A}{\text{Surface} \cdot \text{Panjang}} \\
&= \frac{48.2608}{0.2618 \times 10} \\
&= 18.4342 \text{ buah}
\end{aligned}$$

Dipakai Nt standar sebanyak 48 buah (Tabel 9. Kern, hal: 842)

Dari tabel 9 Kern, dipilih spesifikasi :

Pitch = 1 4/16 in triangular

Bagian shell:

IDs = 12 in (Table. 9, Kern)

Pass = 4

C' = 0.25

B = IDs/5 in = 2 in

- *Koreksi harga U_D*

$$\begin{aligned}
U_D &= \frac{Nt}{Nt_{\text{standar}}} \times U_{D \text{ trial}} \\
&= \frac{18.4342}{48} \times 38 = 14.6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ \\
&= 14.5938 \text{ Btu/hr ft}^2 < 38
\end{aligned}$$

under design sebesar 160.39% < 10% (Memenuhi)

- Harga A sebenarnya

$$\begin{aligned}
A &= Nt \text{ standa} \times L \times a't \\
&= 48 \times 10 \times 0.355 \\
&= 170.4 \text{ ft}^2
\end{aligned}$$

- *Laju alir umpan*

Laju alir fluida panas (umpan masuk)

$$= 238.2009 \text{ kg/jam}$$

$$= 525.1425 \text{ lb/jam}$$

Laju alir fluida dingin (air)

$$= 41.7697 \text{ kg/jam}$$

$$= 92.0863 \text{ lb/jam}$$

d. Menghitung Uc dan Rd

<i>Shell</i> (Fluida Dingin)	<i>Tube</i> (fluida panas)
<p>* <i>Flow Area</i></p> $a't = 0.355 \text{ in}^2$ $a_t = \frac{N_t}{144} \times \frac{a't}{n}$ $a_t = \frac{48}{144} \times \frac{\text{####}}{4}$ $= 0.0296 \text{ ft}^2$	<p>* <i>Flow Area</i></p> $a_s = \text{IDs} \times C'B/144 P_T$ $= 0.0400 \text{ ft}^2$
<p>* <i>Mass Velocity</i></p> $G_t = \frac{W}{A_t}$ $= \frac{92.0863}{0.0296}$ $= 3112.775 \text{ lb/jam ft}^2$	<p>* <i>Mass Velocity</i></p> $G_s = \frac{W}{A_s}$ $= \frac{525.1425}{0.0400}$ $= 13128.5615 \text{ lb/jam ft}^2$
<p>* Menentukan bilangan Reynold</p> $V = \frac{G_t}{3600 \rho}$ $= \frac{3112.774731}{3600 \cdot 62.5}$ $= 0.0138 \text{ fps}$ <p>Pada,</p> $t_c = 81.5 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 2.0000 \text{ cp}$ $= 4.8400 \text{ lb/ft jam}$ <p>(Fig. 14 Kern, hal: 823)</p> $D = 0.056 \text{ ft}$ $Re = \frac{De \cdot G_t}{\mu}$ $= \frac{0.056 \times 3112.7747}{4.8400}$ $= 35.908 \text{ (laminar)}$	<p>* Menentukan bilangan Reynold</p> $T_{av} = 275 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 0.49 \text{ lb/ft jam}$ $De = 0.0608 \text{ ft}$ <p>(Fig. 28 Kern, hal: 838)</p> $k = \text{\#NUM! Btu/ft jam}$ <p>(Tabel 4 Kern, hal: 800)</p> $c = 216.01 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ <p>(Fig. 2 Kern, hal: 804)</p> $Re = \frac{De \cdot G_s}{\mu}$ $= \frac{0.0608 \times 13128.5615}{0.4922}$ $= 1622.6137 \text{ (laminar)}$
<p>- Menghitung ho (Fig. 28 Kern, 1950 hal 834)</p> $j_H = 3$ $\mu = 2.00 \text{ cP}$ $= 4.84 \text{ lb/jam.ft}$ $k = \text{#### Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$ <p>(Kern,1960 hal 800 Table.4)</p>	<p>- Menghitung ho (Fig. 28 Kern, 1950 hal 838)</p> $j_H = 21$ $\mu_{mix} = 0.20 \text{ cP}$ $= 0.49 \text{ lb/jam.ft}$ $k_{mix} = \text{#### Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$ <p>(Kern,1960 hal 804 Figur.2)</p>

omponen	B
AA	5
PAA	1
W	9
Total	

Viskositas

omponen	Mas
CH3OH	0.01
C3H8O2	0.677
C6H14O	####
Total	####

(Yaws, 1997)

Konduktivitas

omponen	Mas
CH3OH	0.015
C3H8O2	0.677
C6H14O	####
Total	####

(Yaws, 1997)

t o

Komponen	
CH3OH	CH3
C3H8O2	C3H8
C6H14O3	C6H1

$$C_p = 1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

sehingga nilai h_o yang didapat :

$$h_i = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu^{1/3}}{k} \right] \phi_t$$

$$h_i = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu^{1/3}}{k} \right]^{1/3} \phi_t$$

$$h_i = 39.2805 \text{ u/jam.ft}^2$$

$$t_w = \text{\#NUM! } ^\circ\text{F}$$

$$\mu_w = 1.2000 \text{ cP}$$

$$= 2.9040 \text{ lb/jam.ft}$$

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

$$= 39.281 \times \frac{0.67}{1}$$

$$= 26.318$$

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.25} = 2.2087$$

- Koreksi nilai h_{io}

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$$

$$= 26.3180 \times 2$$

$$= 37.2138 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$C_{p_{mix}} = 216.01 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\mu_w = 0.2034 \text{ cP}$$

$$= 0.4922 \text{ lb/jam.ft}$$

sehingga nilai h_o yang didapat :

$$h_o = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu^{1/3}}{k} \right] \phi_s$$

$$h_o = \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu^{1/3}}{k} \right]^{1/3} \phi_s$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = \text{\#NUM! } \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_w = \text{\#NUM! } ^\circ\text{F}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.00$$

- Koreksi nilai h_{io}

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

$$= \text{\#NUM! } \times 1.0$$

$$= \text{\#NUM! } \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

e. Clean Overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{37.2138 \times \text{\#NUM!}}{37.2138 + \text{\#NUM!}}$$

$$U_c = \text{\#NUM! } \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

f. Design overall coefficient, U_d

$$a'' = 0.3550 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Total surface} = N_t \times L \times a''$$

$$\text{Total surface} = 48 \times 10 \text{ ft} \times 0.3550 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 170.4000 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{\text{Total surface} \times \Delta T}$$

$$= \frac{165927.6320 \text{ Btu/jam}}{\text{Total surface} \times \Delta T}$$

$$= \frac{170.4000}{10.7624} \text{ ft}^2 \times \frac{90.478}{10.7624} \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 10.7624 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

g. *Dirt Factor* (R_d)

Persamaan 6.13 (Kern, D. Q., 1965: 108):

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

$$= \frac{\#NUM! - 10.7624}{\#NUM! \times 10.7624}$$

$$= \#NUM! \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu} > (R_d \text{ ketentuan} = 0.0028)$$

(Dari Coulson, 2003 vol 6, Tabel 12.2, hal 640) diperoleh :

$$R_d \text{ min } \textit{organic liquid} = 0.0002 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W} = 0.0011 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(} ^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min } \textit{brine water} = 0.0003 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/W} = 0.0017 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(} ^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min total} = 0.0028 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(} ^\circ\text{F)/Btu (Rd ketentuan)}$$

Cek R_d Hitung > daripada R_d Ketentuan

$$\text{Ketentuan Desain} = \frac{R_d \text{ Hitung} - R_d \text{ Ketentuan}}{R_d \text{ Ketentuan}}$$

$$= \frac{\#NUM! - 0.00285}{0.00285} \times 100\%$$

$$= \#NUM!$$

R_d hitung > $\#NUM!$ dari R_d ketentuan maka *design* dapat diterima (maksimal 5-10%)

k. Menghitung U_c dan R_d

<i>Shell Side</i>	<i>Tube Side</i>
<i>Brine Water</i>	<i>Fluida Panas (Distilat)</i>
- $R_{es} = 35.9084$	- $R_{et} = 1622.6137$
Gambar 29 (Kern, D. Q., 1965: 839): $f = 0.0004 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern hal 808, Tabel 6):	Gambar 26 (Kern, D. Q., 1965: 836): $f = 0.0030 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern hal 808, Tabel 6):
$s_{mix} = 1.0000$	$s_{mix} = \#DIV/0!$
$D_s = 0.0047 \text{ ft}$	$\phi_t = 0.7560$
- <i>Number of cross</i>	- Pers. 7.45 (Kern, D. Q., 1965: 148):
Persamaan 7.43 (Kern, D. Q., 1965: 147):	$\Delta P_t = (f \times G_t^2 \times L \times n)$
$N + 1 = 12 \times L/B$	$(5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t)$
$= 50.0000$	$= \#DIV/0! \text{ Psi}$
- Pers.7.44 (Kern, D. Q., 1965: 147): $(f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1))$	- Gambar 27 (Kern, D. Q., 1965: 837):
$\Delta P_s =$	$v = 0.004 \text{ psi}$
$\frac{(5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s)}{2 \times g}$	$2 \times g$
$= 0.0000 \text{ psi}$	

Memenuhi *pressure drop*
ketentuan *liquid* maksimal sebesar
10 psi (Kern, 1965, hal 840)

- Pers 7.46 (Kern, D. Q., 1965: 148):

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2 \times g}$$
 = #DIV/0! psi

- Persamaan 7.47
(Kern, D. Q., 1965: 148):

$$\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P = \#DIV/0! \text{ psi} + \#DIV/0! \text{ psi}$$

$$= \#DIV/0! \text{ psi}$$

Memenuhi *pressure drop* ketentuan
untuk *liquid* maksimal sebesar
10 psi (Kern, 1965, hal 840)

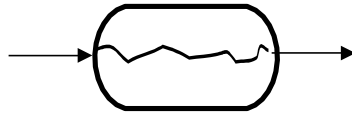
Summary

<i>Shell</i>		<i>Tube</i>
37.2138	<i>h outside</i>	#NUM!
Uc		#NUM!
Ud		10.7624
<i>Rd calculate</i>		#NUM!
<i>Rd required</i>		0.0028
0.0000	<i>calculated ΔP</i>	#DIV/0!
10	<i>allowable ΔP</i>	10

Tabel C.38 Spesifikasi Kondensor 2

RESUME	
Nama alat	: Kondensor 2
Kode	: E-333
Fungsi	: Mengkondensasikan hasil atas dari MD
Jumlah	: 1 buah
Jenis	: <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-304 Grade B</i>
Media pendingin	: <i>Brine water</i> , 10 °C
<i>Tube Side</i>	
- OD	: 1 in = 0.0254 m
- BWG	: 8
- ID	: 0.670 in = 0.017 m
- Panjang	: 10.000 ft = 3.048 m
- <i>Passes</i>	: 4
<i>Shell Side</i>	
- <i>Pitch</i>	: 1 1/4 in, <i>triangular pitch</i>
- <i>Passes</i>	: 4
- <i>Baffle space</i>	: 2.4000 in = 0.0610 m

C.34 ACCUMULATOR (ACC-3234)



Type : *Vessel Silinder Horizontal Elliptical*

Fungsi : Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada MDi untuk menjaga kontinuitas, kestabilan aliran *reflux* dan distilat

- Tujuan :**
1. Menghitung volume *vessel*
 2. Menentukan diameter (tinggi) dan panjang *vessel*
 3. Menentukan tebal *vessel*
 4. Menentukan tebal dan tinggi *head*

Kondisi Operasi :

- Temperatur (T) = 188.0 °C
- Tekanan (P) = 1 atm = 14.7 psi

Jumlah : 1 unit

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder horizontal dengan *head* berbentuk *elliptical*, dengan pertimbangan:

- a. Tangki silinder horizontal digunakan pada tangki penyimpanan untuk cairan yang mudah menguap.
- b. Banyak digunakan sebagai tutup pada tangki penyimpanan silinder horizontal pada tekanan atmosfer.

2. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Carbon Steel SA-283 Grade C* dengan pertimbangan:

- a. Tekanan maksimum yang diijinkan cukup rendah (12650 psia).
- b. Korosi dan temperatur masih bisa dipertimbangkan sebagai faktor yang diijinkan.
- c. Penggunaannya paling murah dan mudah.

3. Menentukan Dimensi Utama Accumulator

Aliran masuk accumulator = aliran keluar kondensor

$$\rho_{\text{camp}} = 1.3523 \text{ kg/m}^3 = 0.0844 \text{ lb/ft}^3$$

- a. Menghitung Volume Tangki

$$\text{Waktu tinggal, } t_r = 5 \text{ menit} = 0.08 \text{ jam} \quad (\text{Treyball, 1981: 397})$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa}}{\rho_{\text{campuran}}} \\ (\text{Fv}) &= \frac{238.2009}{1.3523} \end{aligned}$$

$$= 176.1450 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{liq}} &= F_v \times t \\ &= \text{#####} \times 0.08 \\ &= 14.6788 \text{ m}^3 = \text{#####} \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Volume total tangki = volume *shell* + volume *head*

Operasi fase cair maka, $V_{\text{liq}} = 0,80 V_t$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki (} V_t \text{)} &= \frac{\text{#####}}{0.8} \\ &= \text{#####} \text{ ft}^3 = 1119691.47 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Diameter (Tinggi) dan Panjang *Vessel*

Rasio $L/D = 4 - 5$ (Treyball, 1981: 397)

diambil: $L/D = 4$

Berdasarkan (Brownell & Young, 1969: 80), untuk vessel dengan *elliptical dished head*, maka:

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2}{4} L + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$V_t = \frac{\pi \cdot D^2}{4} 4 D + \frac{\pi \cdot D^3}{12}$$

$$\text{#####} = 3.14 D^3 + 0.2617 D^3$$

$$\text{#####} = 3.4017 D^3$$

$$D^3 = 190.4859$$

$$D = 5.7538 \text{ ft} = 69.0455 \text{ in (Tinggi vessel)}$$

Maka,

$$L = 4 D$$

$$= 4 \times 5.7538 = 23.0152 \text{ ft} = \text{#####} \text{ in}$$

Tinggi cairan dalam tangki:

$$V_{\text{liq}} = 3.4017 D^3$$

$$\text{#####} = 3.4017 D^3$$

$$D^3 = 152.3887$$

$$D = 5.3413 \text{ ft}$$

Maka, tinggi cairan dalam tangki (H_{liq}) = 5.3413 ft

c. Menentukan Tebal *Shell*

Tekanan design *accumulator* :

$P_d = P_{\text{opr}} + P_{\text{hidrostatik}}$

digunakan faktor keamanan = 20%

$$P_h = \frac{\rho \times H_{\text{liq}} \times \frac{\text{g}}{\text{gc}}}{144}$$

$$= \frac{0.0844 \times 5.3413 \times 1}{144} = 0.0031 \text{ psi}$$

Sehingga,

$$Pd = [14.7 + 0.0031] \times 1.2 = 17.6388 \text{ psi}$$

Tebal dinding *shell* dihitung dengan persamaan:

$$\frac{Pd \cdot ro}{254 \cdot ts} = \frac{C}{2(f \cdot E + 0.4 \cdot Pd)} \quad \text{C (Brownell, 1959: 254)}$$

dimana: ts = Tebal *shell*

f = Tekanan yang diij (Brownell, 1959: 251)

= 12650 psi untuk *Carbon Steel SA-283 Grade C*

E = Effisiensi pengela (Brownell, 1959: 254)

= 80% untuk *double welded butt joint*

D = Diameter tangki (ID)

C = Faktor koro 0.13 in (Brownell, 1959: 172)

Pd = Tekanan design, psi

Sehingga,

$$ts = \frac{17.6388 \times 69.0455}{2 \left[\frac{12650 \times 0.8}{0.13} + \left[\frac{0.4 \times 17.6388}{0.13} \right] \right]} + 0.125$$

$$= 0.1852 \text{ in} = 0.0047 \text{ m}$$

Diambil tebal standar = 0.1875 in

OD = ID + (2 x tebal shell)

$$= 69.0455 + [2 \times 0.1875] = 69.4205 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 (Brownell, 1959: 89), dipilih OD standar = 16 in
Standarisasi ID

ID = OD - (2 x tebal shell)

$$= 16 - [2 \times 0.1875] = 15.6250 \text{ in}$$

$$= 1.3021 \text{ ft} = 0.3969 \text{ m}$$

Standarisasi Hs:

Hs = 4 x ID

$$= 4 \times 15.6250 = 62.5000 \text{ in} = 1.5875 \text{ m}$$

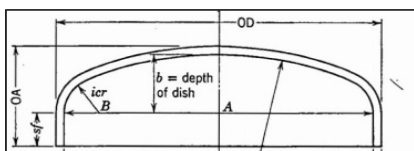
Dari Tabel 5.7 (Brownell, 1959: 89), diperoleh:

icr = 1 in

r = 15 in

d. Menentukan Tebal dan Tinggi Head

Digunakan head jenis *elliptical dishead head*

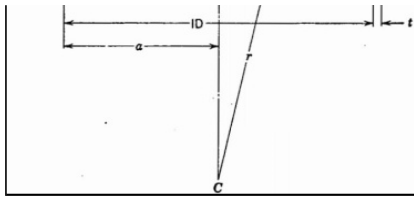


Keterangan Gambar :

ID = Diameter dalam head (in)

OD = Diameter luar head (in)

a = Jari-jari dalam head, ID/2 (in)



t = Tebal head(in)
 $r = rc$
 OA = tinggi head total
 sf = *Straight flange* (in)
 b = Tinggi head (in)
 icr = jari-jari dalam sudut dish

Tebal *head* dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{Pd \cdot ID}{2f \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + C \quad \text{Brownell, 1959: 256}$$

$$th = \frac{17.6388 \times 15.6250}{2 \left[\frac{12650}{0} \times 0.8 \right] - \left[0.2 \times 17.6388 \right]} + 0.125$$

$$= 0.1386 \text{ in} = 0.0035 \text{ m}$$

Tebal *head* distandarisasi dari Tabel 5.7 (Brownell, 1959: 89): 1/5 in

$sf = 1\frac{1}{2} - 2 \text{ in} \rightarrow$ untuk $th = 1/5 \text{ in}$ (Brownell, 1959: 88)

diambil $s = 2 \text{ in}$

$a = 1/2 \text{ ID} = 1/2 \times 15.6250 = 7.8125 \text{ in}$

$AB = a - icr = 7.8125 - 1 = 6.81 \text{ in}$

$BC = r - icr = 15 - 1 = 14.0 \text{ in}$

$AC = \quad \quad \quad = 12.2307 \text{ in}$

$b = r - AC = 15 - 12.2307 = 2.7693 \text{ in}$

$OA = th + b + sf$

$= 0.19 + 2.7693 + 2.0 = 4.9568 \text{ in}$

Jadi, tinggi *head* (Hh) = $4.9568 \text{ in} = 0.1259 \text{ m}$

Maka, panjang total *accumulator*

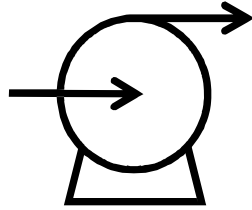
$$\begin{aligned}
 &= L + 2 \text{ OA} \\
 &= 62.5000 + \left[2 \times 4.9568 \right] \\
 &= 72.4136 \text{ in} \\
 &= 1.8393 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tabel C.34 Spesifikasi *Accumulator*

RESUME :	
Nama Alat :	<i>Accumulator-0 1</i>
Kode Alat :	acc-334
Fungsi :	Sebagai penampung arus keluaran kondensor pada MD untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran keluar.
Tipe :	Tangki silinder horizontal dengan <i>head</i> berbentuk <i>elliptical</i>
Tekanan :	1 atm
Temperatur :	188.00 °C
Bahan Konst :	<i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>
Jumlah :	1 Buah
Waktu Tingg:	300 s
Volume Tan :	647.9696 ft ³
Diameter Lu :	16 in
Panjang Tan :	72.4136 in

Tebal <i>shell</i> :	3/16	in
Tebal <i>head</i> :	3/16	in

C.2 Pompa 11 Propilen Oksida (L-335)



Fungsi = Alat untuk mengalirkan hasil atas MD ke tangki penyimpanna propilen glikol

Jumlah = 1 buah

Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1). Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2). Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 304* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K

Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ
	(kg/jam)				(kg/m ³)
C ₃ H ₈ O ₂	60.1549	1.0372	0.9995	25	0.8230
H ₂ O	0.0301	0.0017	0.0005	25	1.027
TOTAL	60.1850	1.0388	1.0000		

0.036856969 Lb/s

Komponen	T _c (K)	β	ρ (kg/m ³)	μ (cP)	μ mix (cP)
c ₃ h ₈ o ₂	592.71	0.0011	0.8183	1.0492	1.0487
H ₂ O	647.13	0.0010	1.0218	0.8150	0.0004
TOTAL	ρ		0.8184	1.8642	1.0491

$$\rho_{\text{liq}} = \frac{\rho_o}{(1 + \beta(T_1 - T_o))} \quad \text{dan ;} \quad \beta = \frac{0.04314}{(T_c - T)^{0.641}}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga diperoleh densitas campuran} &= 0.8184 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 0.051094 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga viskositas} &= 0.9532 \text{ cP} \\ &= 0.000641 \text{ lb/ft.s} \\ &= 2.3060 \text{ lb/ft.jam} \end{aligned}$$

3). Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{60.1850 \text{ Kg/jam}}{0.8184 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 73.5383 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.7214 \text{ cuft/s} \\ &= 323.7671 \text{ gpm} \end{aligned}$$

4). Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($NRe > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 4.7 \times Q_f^{0.49} \times \rho^{0.14} \quad (\text{Pers. 46, Peters \& Timmerhaus, hal 365})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= \text{diameter dalam optimum, in} \\ Q_f &= \text{flowrate, (lb/s)/(kg/s)} \\ \rho &= \text{densitas fluida} \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

maka:

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 4.7 \times [0.7214 \text{ cuft/s}]^{0.49} \times [0.0511 \text{ lb/ft}^3]^{0.14} \\ &= 2.6410 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 892 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned} D_{nom} &= 1.000 \text{ in} = 0.083333 \text{ ft} \\ ID &= 0.957 \text{ in} = 0.0798 \text{ ft} \\ OD &= 1.315 \text{ in} = 0.1096 \text{ ft} \\ A &= 0.0050 \text{ ft}^2 = 4.6359 \text{ in}^2 \\ Sch &= 80 \end{aligned}$$

5). Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Qf = laju alir volumetric, ft³/s

A = *inside sectional area*, ft²

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$V = \frac{0.7214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0050 \text{ ft}^2}$$

$$= 144.5607 \text{ ft/s}$$

6). Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0.08 \text{ ft} \times 144.5607 \text{ ft/s} \times 0.051094 \text{ lb/ft}^3}{0.0006 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 919.5826 \quad (\text{asumsi aliran turbulen benar})$$

a. Menghitung Panjang Ekivalen (Le)

Asumsi panjang pipa lurus (L) = 10 m = 32.808 ft

ID = 0.0798 ft

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Tipe Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
<i>elbow 90°</i>	3	0.75	2.25	35	1 x 35 x ID=	8.37375
<i>gate valve</i>	1	4.5	4.5	225	1 x 225 x ID=	17.94375
<i>coupling</i>	1.666667	0.04	0.066667	2	249 x 2 x ID=	0.2658333
Total			6.816667			26.583333

$$\text{Sehingga, } \Sigma L = L + \Sigma Le$$

$$= 32.808 + 26.5833 = 59.3913 \text{ ft}$$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot ID \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$$\Sigma F = \text{Friction loss} \quad (\text{ft.lbf/lbm})$$

f = Faktor friksi

v = Kecepatan linier fluida (ft/s)

ΔL = Panjang pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

gc = 32.174 lbm.ft/lbf.s²

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

Untuk *commercial steel* $\rightarrow \epsilon = 0.000046 \text{ m}$
 $= 0.000150918 \text{ ft}$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0798} = 0.001892$$

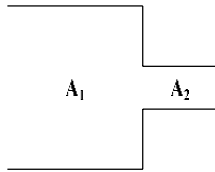
Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{re} = 919.5826$
 didapatkan nilai $f = 0.0075$ sehingga:

$$\Sigma F = \frac{4 \times 0.0075 \times (144.5607)^2 \times 26.5833}{2 \times 0.0798 \times 32.174} \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

$$= 3247.6216 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



($A_1 \gg A_2$), karena luas tangki (A_1) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_2)

Sehingga.

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= 0.55 \left(1 - 0 \right)$$

$$= 0.55$$

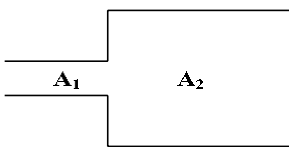
$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

Maka,

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha} = 0.55 \frac{144.5607^2}{2 \times 1} = 5746.8938 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha}$$



($A_2 \gg A_1$), karena luas tangki (A_2) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_1)

Sehingga.

$$K_c = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= \left[\begin{matrix} 1 & - & 0 \\ & & \end{matrix} \right]$$

$$= 1$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

Maka,

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha} = 1.00 \frac{144.5607^2}{2 \times 1} = \text{#####} \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

d) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS = 1 in

- 1 buah <i>gate valve fully open</i> ; Le	= 0.6 ft
$\sum Le = 1 \times 0.6$	= 0.6 ft
- 3 buah <i>standard elbow</i> ; Le	= 1.5 ft
$\sum Le = 3 \times 1.5$	= 4.5 ft
- 1 buah <i>sudden enlargement</i> ; Le	= 1.5 ft
$\sum Le = 1 \times 1.5$	= 1.5 ft
- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; Le	= 0.9 ft
$\sum Le = 1 \times 0.9$	= 0.9 ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; Le	= 6 ft
$\sum Le = 1 \times 6$	= 6 ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum Le$	= 13.5 ft
Panjang pipa lurus	= 10 m
	= 32.8080 ft
Panjang pipa total	= 46.3080 ft
	= 14.1147 m

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2gc} \quad (\text{Pers.2.10-17, Geankoplis})$$

$$= 6.8167 \times \frac{144.5607^2}{2 \times 32.174} = 2213.7954 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Jadi, total energi yang hilang akibat gesekan:

$$\begin{aligned} \sum F &= F_f + h_c + h_{ex} + h_f \\ &= 3247.6216 + 5746.8938 + \text{#####} + 2213.7954 \\ &= \text{#####} \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

7. Menghitung Static Head (head karena perbedaan ketinggian)

Tinggi pemompaan, $\Delta z = 12.5049 \text{ ft} = 3.8115 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Static head} &= \Delta z \frac{g}{g_c} \\ &= 12.5049 \times \frac{32.17 \text{ ft/s}^2}{32.17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2} \\ &= 12.5049 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

8. Menghitung Velocity Head (Head karena perbedaan kecepatan)

Karena pada 2 titik *reference* dianggap sama, maka $V_1 = V_2 = 144.5607$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 g_c}$$

Sehingga *velocity head* ($\Delta V^2 / 2agc$) = 324.7622 ft.lbf/lbm

9. Menghitung Pressure Head (Head karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

Sehingga, $\Delta P/\rho = 0$

10. Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dimana:

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga:

$$\begin{aligned} - W_f &= 13 + 324.7622 \text{ ft. lbf/lbm} + 0 + \text{#####} \text{ ft. lbf/lbm} \\ &= 21994.4757 \text{ ft. lbf/lbm} \end{aligned}$$

11. Menghitung Broke Horse Power (BHP):

$$\text{BHP} = \frac{m. (-W_f)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk $Q_f = 323.7671 \text{ gpm}$
diperoleh η pompa = 0.010

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0.0369 \times 21994.4757}{550 \times 0.01} \\ &= 147.3909 \text{ Hp; maka digunakan power} = 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 2 Hp
diperoleh η motor = 0.820

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

$$\begin{aligned} P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{2.1 \text{ Hp}}{0.82} \\ &= 2.561 \text{ Hp} \end{aligned}$$

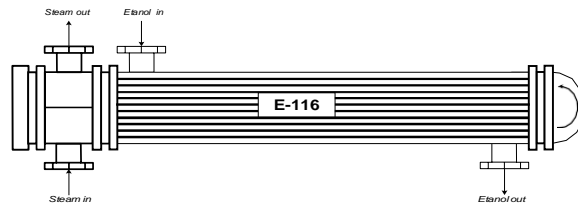
Dipilih motor standar dengan *power* = 3 Hp (*Standard NEMA*)

Tabel C.2 Spesifikasi Pompa 11

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Pompa Propilen Glikol
Kode	: L-335
Fungsi	: Alat untuk mengalirkan hasil atas MD ke tangki penyimpanna propilen g
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 1 buah
Rate Volumetrik	: 0.7214 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	: 144.5607 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1 in
	: - <i>Sch. Number</i> : 80
	: - OD : 0.1096 ft = 0.0334 m
	: - ID : 0.0798 ft = 0.0243 m
<i>Power Pompa</i>	: 2.0 Hp
<i>Power Motor</i>	: 3.0 Hp

161.8

C.20 Cooler -1 (E-433)



Fungsi : Mendinginkan produk keluaran kondenser sebelum ke tangki penyimpanan propilen glik

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Stainless Steel SA-316 Grade A*

Jumlah : 1 buah

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe Cooler

Jenis cooler tipe *Double Pipe Heat Exchanger* jika luas permukaan perpindahan panas $< 120 \text{ ft}^2$ dan jika luas perpindahan panas $> 120 \text{ ft}^2$ maka dipilih tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*.

2. Menentukan Bahan Konstruksi Cooler

Dalam perancangan ini dipilih *Stainless Steel SA-316 Grade A* untuk *annulus* dan *inner pipe* dengan pertimbangan :

- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 12650 psi dan suhu maksimum 650°F (Tabel 13.1, Brownell & Young)
- Dapat dibuat dalam bentuk kompleks
- Harga relatif murah

3. Perhitungan Cooler

$$\begin{aligned} \text{Laju alir} &= 2413.6037 \text{ kg/jam} \\ &= 5321.0790 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Tabel C.XX Aliran Masuk Cooler

Aliran Masuk Cooler				
Senyawa	Massa kg/jam	Fraksi Berat	n kmol	Fraksi mol
CH ₃ OH	460.1927	0.1907	6.0532	0.0553
C ₃ H ₈ O ₂	1844.0084	0.7640	102.3596	0.9345
C ₆ H ₁₄ O ₃	109.4026	0.0453	1.1155	0.0102
Total	2413.6037	1.0000	109.5283	1.0000

Data dari neraca panas :

$$T_1 = 55.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 131.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 10 \text{ } ^\circ\text{C} = 50.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

a. *Heat and Material Balance*

Dari neraca panas diperoleh :

Q	=	421678.7725	kJ/jam
	=	399674.3091	
Massa pendingin	=	100.6117	kg/jam
	=	221.8106	lb/jam
Massa fluida panas	=	2413.6037	kg/jam
	=	5321.0790	lb/jam

b. Menentukan ΔT_{LMTD}

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>
131.00	<i>Higher T</i>	113.00	18.00
86.00	<i>Lower T</i>	50.00	36.00
45.00	<i>Difference</i>	63.00	
ΔT_{LMTD}		25.97	°F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$= \frac{18.00 - 36}{\ln \frac{18.00}{36}} = 26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{131 - 86.0}{113 - 50} = 0.71$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 50}{131 - 50} = 0.78$$

Dari nilai R dan S didapat nilai FT = 0.5 (Fig. 19, Kern: hal 828) sehingga :

$$\Delta t = LMTD \cdot F_t$$

$$= 25.97 \cdot 0.50$$

$$= 12.98 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan *Temperature Caloric* (Suhu Rata-rata)

$$T_c = T_{av} = \frac{131 + 86}{2} = 109 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{113 + 50}{2} = 81.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Dari tabel 8 Kern, hal : 840, untuk sistem *light organics - brine* maka :

$$U_D = 40 - 100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi :

$$U_D = 100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{(U_D \cdot \Delta T)}$$

$$= \frac{399674.3091}{100 \times 12.98} = 308 \text{ ft}^2 > 120 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih besar dari 120 ft² maka digunakan *heat exchanger* jenis *shell and tube exchanger*.

d. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube*

Dari tabel 10 Kern, dipilih tube dengan spesifikasi :

- OD = 1 in 1 1/4 *triangular pitch*
- BWG = 16
- ID = 0.870 in
- a't = 0.594 in²
- Surface = 0.2618 ft²/ft
- Panjang = 10 ft
- Pass = 2
- Nt = 118

$$\frac{A}{\text{Jumlah tube (Nt)}} = \frac{\text{Surface} \cdot \text{Panjang}}{Nt}$$

$$= \frac{0.2618 \times 10}{118} = 117.5762 \text{ buah}$$

Dipakai Nt standar sebanyak 118 buah (Tabel 9. Kern, hal: 842)

Dari tabel 9 Kern, dipilih spesifikasi :

- Pitch = 1 1/4 in *triangular*
- Bagian shell:
- IDs = 17 1/4 in (Table. 9, Kern)
- Pass = 2
- C' = 0.25
- B = IDs/5 in = 3.45 in

• *Koreksi harga U_D*

$$U_D = \frac{Nt}{Nt_{\text{standar}}} \times U_{D \text{ trial}}$$

$$= \frac{117.5762}{118} \times 100 = 99.6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ$$

$$= 99.6409 \text{ Btu/hr ft}^2 < 100$$

under design sebesar 0.36% < 10% (Memenuhi)

• Harga A sebenarnya

$$A = Nt_{\text{standar}} \times L \times a't$$

$$= 118 \times 10 \times 0.594$$

$$= 700.92 \text{ ft}^2$$

• Laju alir umpan

Laju alir fluida panas (umpan masuk)

$$= 2413.6037 \text{ kg/jam}$$

$$= 5321.0790 \text{ lb/jam}$$

Laju alir fluida dingin (air)

$$= 100.6117 \text{ kg/jam}$$

$$= 221.8106 \text{ lb/jam}$$

d. Menghitung Uc dan Rd

<i>Shell</i> (Fluida Dingin)	<i>Tube</i> (fluida panas)
<p>* <i>Flow Area</i></p> $a't = 0.594 \text{ in}^2$ $at = \frac{Nt}{144} \times \frac{a't}{n}$ $at = \frac{118}{144} \times \frac{0.59}{2}$ $= 0.2434 \text{ ft}^2$	<p>* <i>Flow Area</i></p> $as = IDs \times C'B/144 P_T$ $= 0.0827 \text{ ft}^2$
<p><i>Mass Velocity</i></p> $Gt = \frac{W}{At}$ $= \frac{221.8106}{0.2434}$ $= 911.394 \text{ lb/jam ft}^2$	<p>* <i>Mass Velocity</i></p> $Gs = \frac{W}{As}$ $= \frac{5321.0790}{0.0827}$ $= 64376.0025 \text{ lb/jam ft}^2$
<p>* Menentukan bilangan Reynold</p> $V = \frac{Gt}{3600 \rho}$ $= \frac{911.3943929}{3600 \cdot 62.5}$ $= 0.0041 \text{ fps}$ <p>Pada,</p> $t_c = 81.5 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 2.0000 \text{ cp}$ $= 4.8400 \text{ lb/ft jam}$ <p>(Fig. 14 Kern, hal: 823)</p> $D = 0.073 \text{ ft}$ $Re = \frac{De \cdot Gt}{\mu}$ $= 0.073 \times 911.3944$	<p>* Menentukan bilangan Reynold</p> $T_{av} = 108.50 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 1.53 \text{ lb/ft jam}$ $De = 0.0608 \text{ ft}$ <p>(Fig. 28 Kern, hal: 838)</p> $k = 0.216 \text{ Btu/ft jam}$ <p>(Tabel 4 Kern, hal: 800)</p> $c = 1233.70 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ <p>(Fig. 2 Kern, hal: 804)</p> $Re = \frac{De \cdot Gs}{\mu}$ $= 0.0608 \times 64376.0025$

omponen	B
AA	60.
PAA	76.
W	18.
SA	98.

Viskositas

omponen	Mas
AA	0.00
PAA	####
W	####
SA	####
Total	####

Konduktivitas

omponen	Mas
AA	0.00
PAA	####
W	####
SA	####
Total	####

t o

Komponen
CH ₃ COOH
CH ₃ COOOH
H ₂ O
H ₂ SO ₄

$\frac{4.8400}{= 13.652 \text{ (laminar)}}$	$\frac{1.5306}{= 2558.543 \text{ (turbulen)}}$
<p>- Menghitung ho (Fig. 28 Kern, 1950 hal 834)</p> <p>$jH = 5.6$</p> <p>$\mu = 2.00 \text{ cP}$ = 4.84 lb/jam.ft</p> <p>$k = 0.33 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$ (Kern,1960 hal 800 Table.4)</p> <p>$C_p = 0.78 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$</p> <p>sehingga nilai ho yang didapat :</p> $h_i = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} \phi \left[\frac{t}{s} \right]$ $h_i = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} \phi \left[\frac{t}{s} \right]$ <p>$\phi_t = 57.4345 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$t_w = 107.81 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu_w = 1.2000 \text{ cP}$ = 2.9040 lb/jam.ft</p> $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$ $= 57.434 \times \frac{0.87}{1}$ $= 49.968$ $\phi_t = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.25} = 1.6633$ <p>- Koreksi nilai hio</p> $h_{io} = \frac{h_o}{\phi_t} \times \phi_t$ $= 49.9680 \times 2$ $= 53.2091 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$	<p>- Menghitung ho (Fig. 28 Kern, 1950 hal 838)</p> <p>$jH = 30.0$</p> <p>$\mu_{mix} = 0.63 \text{ cP}$ = 1.53 lb/jam.ft</p> <p>$k_{mix} = 0.22 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$ (Kern,1960 hal 804 Figur.2)</p> <p>$C_{p_{mix}} = 1233.70 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu_w = 0.6323 \text{ cP}$ = 1.5302 lb/jam.ft</p> <p>sehingga nilai ho yang didapat :</p> $h_o = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} \phi \left[\frac{s}{t} \right]$ $h_o = jH \left[\frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} \phi \left[\frac{s}{t} \right]$ <p>$\frac{h_o}{\phi_s} = 2197.3406 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$t_w = 107.81 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $\phi_s = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.14} = 1.00$ <p>- Koreksi nilai hio</p> $h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$ $= 2197.3406 \times 1.0$ $= 1406.7997 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

e. Clean Overall Coefficient (Uc)

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{53.2091 \times 1406.7997}{53.2091 + 1406.7997}$$

$$U_c = 51.2700 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

f. *Design overall coefficient, Ud*

$$a'' = 0.5940 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Total surface} = N_t \times L \times a''$$

$$\begin{aligned} \text{Total surface} &= 118 \times 10 \text{ ft} \times 0.5940 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 700.9200 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q}{\text{Total surface} \times \Delta T} \\ &= \frac{399674.3091 \text{ Btu/jam}}{700.9200 \text{ ft}^2 \times 12.984 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 43.9158 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

g. *Dirt Factor (R_d)*

Persamaan 6.13 (Kern, D. Q., 1965: 108):

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{51.2700 - 43.9158}{51.2700 \times 43.9158} \\ &= 0.0033 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{Btu} > (R_d \text{ ketetapan} = 0.0028) \end{aligned}$$

(Dari Coulson, 2003 vol 6, Tabel 12.2, hal 640) diperoleh :

$$R_d \text{ min } \textit{organic liquid} = 0.0002 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C}/\text{W} = 0.0011 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min } \textit{brine water} = 0.0003 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C}/\text{W} = 0.0017 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min total} = 0.0028 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu (Rd ketentuan)}$$

Cek Rd Hitung > daripada Rd Ketentuan

$$\begin{aligned} \text{Ketentuan Desain} &= \frac{R_d \text{ Hitung} - R_d \text{ Ketentuan}}{R_d \text{ Ketentuan}} \\ &= \frac{0.00327 - 0.00285}{0.00285} \times 100\% \\ &= 14.68\% \end{aligned}$$

Rd hitung > 14.68% dari Rd ketentuan maka *design* dapat diterima (maksimal 5-10%)

k. Menghitung U_c dan R_d

<i>Shell Side</i>	<i>Tube Side</i>
<i>Brine Water</i>	Fluida Panas (Bottom)
- R _{es} = 13.6521 Gambar 29 (Kern, D. Q., 1965: 839): f = 0.0004 ft ² /in ² (Kern hal 808, Tabel 6):	- R _{et} = 2558.5426 Gambar 26 (Kern, D. Q., 1965: 836): f = 0.0002 ft ² /in ² (Kern hal 808, Tabel 6):

$S_{mix} = 1.0000$ $D_s = 0.006 \text{ ft}$ - Number of cross Persamaan 7.43 (Kern, D. Q., 1965: 147): $N + 1 = 12 * L / B$ $= 34.7826$ - Pers.7.44 (Kern, D. Q., 1965: 147): $(f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1))$ $\Delta P_s = \frac{\quad}{(5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s)}$ $= 0.0001 \text{ psi}$ Memenuhi <i>pressure drop</i> ketentuan <i>liquid</i> maksimal sebesar 10 psi (Kern, 1965, hal 840)	$S_{mix} = 1.0321$ $\phi_t = 0.8861$ - Pers. 7.45 (Kern, D. Q., 1965: 148): $\Delta P_t = \frac{\quad}{(f \times G_t^2 \times L \times n)}$ $(5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t)$ $= 1.E-06 \text{ Psi}$ - Gambar 27 (Kern, D. Q., 1965: 837): $\frac{v}{2 \times g} = 0.004 \text{ psi}$ - Pers 7.46 (Kern, D. Q., 1965: 148): $\frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2 \times g}$ $\Delta P_r = \quad$ $= 0.0310 \text{ psi}$ - Persamaan 7.47 (Kern, D. Q., 1965: 148): $\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_r$ $\Delta P = 1.E-06 \text{ psi} + 0.0310 \text{ psi}$ $= 0.0310 \text{ psi}$ Memenuhi <i>pressure drop</i> ketentuan untuk <i>liquid</i> maksimal sebesar 10 psi (Kern, 1965, hal 840)
--	---

Summary

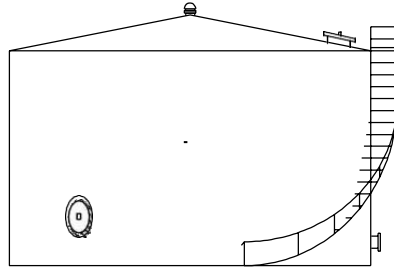
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>
53.2091	<i>h outside</i>	1406.7997
Uc		51.2700
Ud		43.9158
Rd calculate		0.0033
Rd required		0.0028
0.0001	<i>calculated ΔP</i>	0.0310
10	<i>allowable ΔP</i>	10

Tabel C.20 Spesifikasi Cooler-2

RESUME	
Nama alat	: Cooler -2
Kode	: E-433
Fungsi	: Mendinginkan hasil kondensat MD sebelum dialirkan ke tangki penyimpananpropilen glikol
Jumlah	: 1 buah
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA-316 Grade A

Media pendingin	: Brine water, 10 °C
<i>Tube Side</i>	
- OD	: 1 in = 0.0254 m
- BWG	: 16
- ID	: 0.870 in = 0.0221 m
- Panjang	: 10.000 ft = 3.048 m
- Passes	: 2
<i>Shell Side</i>	
- Pitch	: 1 1/4 in, <i>triangular pitch</i>
- Passes	: 2
- Baffle space	: 3.4500 in = 0.0876 m

C. Tangki Propilen Glikol(F-431)



- Fungsi : Tempat penyimpanan produk utama propilen glikol
 Jumlah : 1 buah
 Bentuk : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical roof*
 Bahan : *Stainless Steel SA-304 Grade C*
 Lama penyimpanan : 30 hari
 Suhu penyimpanan : 35 °C 308.15 K
 Tekanan penyimpanan : 1 atm
 Tujuan : a. Menentukan tipe tangki
 b. Menentukan bahan konstruksi tangki
 c. Menghitung kapasitas tangki
 d. Menentukan dimensi tangki

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical roof* karena tipe ini cocok untuk cairan dengan tekanan atmosfer (Brownell, 1959)

b. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstruksi tangki dipilih *Stainless Steel SA-304 Grade C* karena:

- Relatif tahan korosi bahan bersifat asam
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18855,2 psi
- Memiliki batas ketahanan suhu bahan hingga 650°F

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produk} &= 238.2009 \text{ kg/jam} \\ \text{C}_3\text{H}_8\text{O}_2 &= 171504.6448 \text{ kg/30 hari} \end{aligned}$$

Digunakan 1 buah tangki, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produk} &= \frac{171504.6448 \text{ kg}}{1} \\ \text{CH}_3\text{COOOH} &= 171504.6448 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung volume campuran dalam tangki

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	(% w/w)	ρ (kg/m ³)	x/ρ (kg/m ³)
H ₂ O	54.2528	0.2278	1.0270	0.2218

Komponen
C ₃ H ₆ O
CH ₃ OH
H ₂ O

C3H8O2	183.9481	0.7722	1.0330	0.7476
C6H14O3	0.0000	0.0000	1.0818	0.0000
Na2SO4	0.0000	0.0000		
TOTAL	238.2009	1.00		0.9693

C3H8O2
C6H14O3
H2SO4
NaOH
Na2SO4

Sumber : Ya

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1.0316 \quad (\text{kg/m}^3) \\ &= 0.0644 \quad (\text{lb/ft}^3) \end{aligned}$$

sehingga nilai volume campuran diperoleh:

$$\begin{aligned} V_L &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} = \frac{171504.645 \text{ kg}}{1.0316 \text{ kg/m}^3} \\ &= \text{#####} \text{ m}^3 \\ &= 5870947.847 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dirancang larutan mengisi 80% volume tangki, sehingga:

Over Design 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 1.2 \times 166246.7136 \\ &= \text{#####} \text{ m}^3 = 7045137.4165 \text{ ft}^3 \\ &= 1254792.2898 \text{ bbl} \\ &= 52701276.1727 \text{ gal} \end{aligned}$$

d. Menghitung Dimensi Tangki

Menghitung diameter dan tinggi tangki

Pada bentuk silinder vertikal nilai L/D untuk *storage liquid-liquid* antara 1-2 dipilih harga L/D = 1 (Tabel 4-18, Ulrich)

$$H_s = 1 \quad D$$

Dimana sesuai persamaan 3.1 Brownell & Young, 1959 digunakan:

$$V = \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot L}{4} = \frac{3.14 \cdot D^2 \cdot 2}{4} = 0.7857 \quad D^3$$

Keterangan:

V = volume tangki (m³)

D = diameter dalam/ID (m)

H_s = tinggi *shell* (m)

sehingga volume total tangki adalah:

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 0.7857 \quad ID^3 \\ 199,496.0563 &= 0.7857 \quad ID^3 \\ ID^3 &= 253,904.0716 \\ ID &= 63.3223 \text{ m} \\ &= 207.7503 \text{ ft} \\ &= 2493.003 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{diperoleh } H_s &= 1 \quad D \\ &= 63.3223 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 207.7503 \text{ ft}$$

Diambil ukuran standar dari Appendix E (Brownell, 1959 hlm 346):

$$\begin{aligned} D &= 40 \text{ ft} = 12.1920 \text{ m} = 480 \text{ in} \\ H &= 36 \text{ ft} = 10.9728 \text{ m} = 432 \text{ in} \\ \text{Kapasitas ukuran standar} &= 8060 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Menghitung tekanan *design* tangki

$$V_s = \pi/4 \times H_s^2 \times H_L$$

Keterangan:

HL = tinggi larutan dalam silinder (m)

Vs = volume *shell* (m³)

Hs = panjang horizontal *shell* (m)

Berdasarkan pers. di atas, maka tinggi larutan dalam tangki adalah:

$$\begin{aligned} V_L &= \frac{\pi}{4} \times H^3 \\ H &= \sqrt[3]{\frac{4 \times V_L}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 5870947.8471}{\pi}} \\ &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 = \frac{1}{4} \times \pi \times (40)^2 \\ &= 4670.0722 \text{ ft} = 1423.438 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$\begin{aligned} \frac{\rho_{mix} \times h_{liquid}}{144} &= \frac{0.0644 \times 4670.0722}{144} \text{ hidrostatik} \\ &= 2.0887 \text{ psi} \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas maka diperoleh tekanan *design* berikut:

$$\begin{aligned} \text{Faktor keamanan} &\text{ digunakan sebesar } 1.2 \\ P_{design} &= (P_{hidrostatik} + P_{operasi}) \times 1,2 \\ &= [2.0887 + (1 \times 14.7)] \times 1 \\ &= 20.1464 \text{ Psi} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tangki

Berdasarkan ukuran standar pada appendix E (Brownell, 1959), maka jumlah dan ukuran lebar standar *course* yang digunakan adalah

$$N \text{ course} = \frac{H}{6 \text{ ft}} = \frac{36}{6} = 6 \text{ course}$$

Berdasarkan persamaan 13.1 Brownell & Young, hal 254:

$$\frac{P \cdot r_i}{f \cdot E} + \frac{P}{0.6 P}$$

Keterangan:

ts = tebal *shell* (in)

P = tekanan *design* tangki (psi)

ri = jari-jari dalam tangki (in) = 240 in

c = faktor korosi = 0.125

E = efisiensi pengelasan = 0.8 (Tabel 13.2, Brownell hal. 254)

$$f = \text{allowable stress} = 130 \text{ psi (Tabel 7.6, Coulson, 2006)}$$

$$= 18855.2 \text{ psi}$$

sehingga diperoleh:

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E} + c$$

$$= \frac{20.1464 \times 240.0000}{[18855.2 \times 0.8] - [0.6 \times 20.146]} + 0.125$$

$$= 0.4458 \text{ in}$$

Diambil tebal *shell* standar 5/8 = 0.625 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)

Menentukan dimensi tutup atas

Menghitung θ (sudut *angle* dengan garis horizontal) dapat dicari dengan persamaan 4.5 (Brownell, 1959: 64)

$$\sin \theta = \frac{D}{1000 \cdot t_s} \times \sqrt{\frac{P}{6}}$$

dimana:

D = Diameter tangki

t = Tebal *shell course* paling atas (in)

θ = Sudut *cone roof* terhadap garis horizontal

P = Tekanan desain

$$\sin \theta = \frac{40}{1000 \times 0.6250} \times \sqrt{\frac{20.146}{6}}$$

$$= 0.1173$$

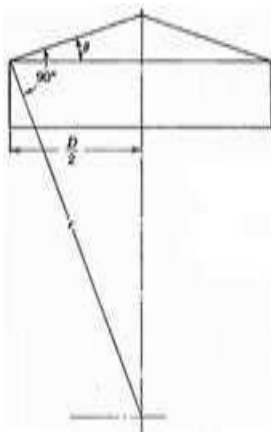
$$\theta = 6.7348^\circ$$

$$t_h = \frac{P_d \times D}{2 \cos \theta ((f \cdot E) - (0.6 \cdot P_d))} + C$$

$$= \frac{20.146 \text{ Psi} \times 40 \text{ ft}}{2 \cos 6.7348 [15084.16] - [12.1]} + 0.125$$

$$= 0.1519 \text{ in}$$

Diambil tebal standar 3/16 = 0.1875 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)



Untuk tinggi *head* (h) dapat dihitung dengan:

$$\tan \theta = \frac{h}{0.5 D}$$

Dalam hubungan ini:

D = Diameter tangki (ft)

h = Tinggi *head* (ft)

$$\tan 6.7348 = \frac{H_{tutup}}{0.5 \times 40}$$

$$H_{tutup} = 2.3618 \text{ ft}$$

Tebal Tutup Bawah

$$t = \sqrt{\frac{P}{6}} = 40 \text{ ft} \times \sqrt{0.125 \times 20.146}$$

$$\alpha \sqrt{c_f} = 0.4623 \text{ in} \quad \sqrt{18855.2}$$

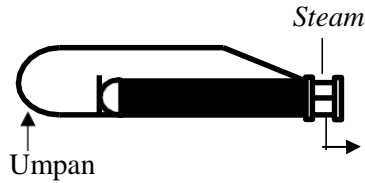
Diambil tebal standar 5/8 = 0.6250 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)

$$\begin{aligned} \text{Total tinggi tangki} &= H_{\text{tutup}} + H_{\text{tangki}} \\ &= 2.3618 \text{ ft} + 40 \text{ ft} \\ &= 42.3618 \text{ ft} \\ &= 12.9119 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C.5 Spesifikasi Tangki Propilen Glikol

RESUME	
Nama Alat	: Tangki Propilen Glikol
Kode	: F-431
Fungsi	: Tempat produk utama Propilen Glikol
Tipe	: Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical roof</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-304 Grade C</i>
Kapasitas	: 199496.0563 m ³
Jumlah	: 1 buah
Waktu tinggal	: 30 hari
Diameter Tangki	: 40 ft = 12.1920 m
Tinggi Tangki	: 36 ft = 10.9728 m
Tekanan Operasi	: 1 atm
Suhu Operasi	: 30 °C

C.39 Reboiler- 01 (E-336)



- Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah Menara Distilasi
Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*
Bahan : *Stainless Steel SA-304 Grade C*
Jumlah : 1 buah
Rate masuk : #REF! kg/jam
Tujuan : 1. Menentukan tipe *reboiler*
2. Menentukan bahan konstruksi *reboiler*
3. Menentukan spesifikasi *reboiler*
4. Menghitung *pressure drop*

Langkah Perencanaan :

1. Menentukan Tipe *reboiler*

kondensor yang dipilih adalah tipe *Shell and Tube Heat Exchanger* jika luas permukaan perpindahan panas $> 120 \text{ ft}^2$ dan jika luas perpindahan panas $< 120 \text{ ft}^2$ maka dipilih tipe *Double Pipe Heat Exchanger* (DPHE)

2. Menentukan Bahan Konstruksi *reboiler*

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel SA-304 Grade C* dengan pertimbangan :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 18750 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-25 °F - 1500 °F)

3. Menentukan Spesifikasi *reboiler*

a. *Material and energy balance*

Dari neraca massa dan neraca panas didapat data-data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Beban panas (Q)} &= 399329.5204 \text{ kJ/jam} \\ &= 378497.0432 \text{ Btu/jam} \\ \text{Massa fluida dingin} &= \text{\#REF!} \text{ kg/jam} \\ &= \text{\#REF!} \text{ lb/jam} \\ \text{Massa fluida panas} &= 205.9886 \text{ kg/jam} \\ &= 454.1266 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

b. Menghitung *log mean temperature difference* (ΔT_{LMTD})

Fluida Panas : *steam*

$$T_{h \text{ in}} = T_1 = 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 392 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{h \text{ out}} = T_2 = 200 \text{ } ^\circ\text{C} = 392 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Dingin : *Produk campuran Asam Perasetat, Asam Asetat dan Air*

$$T_{c \text{ in}} = t_1 = 91.07 \text{ } ^\circ\text{C} = 196 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_{c \text{ out}} = t_2 = 91.62 \text{ } ^\circ\text{C} = 197 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida Panas		Fluida Dingin	Selisih	Δt
392	Suhu tinggi	197	195	Δt_1
392	Suhu rendah	196	196	Δt_2
0	Selisih	1	1	

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (\text{Kern, 1965. hal 113, Pers, 5.14})$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(392^\circ\text{F} - 197^\circ\text{F}) - (392^\circ\text{F} - 196^\circ\text{F})}{\ln \frac{(392^\circ\text{F} - 197^\circ\text{F})}{(392^\circ\text{F} - 196^\circ\text{F})}}$$

$$= 196^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{392 - 392}{197 - 196} = 0$$

$$\frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{197 - 196}{392 - 196} = 0.01$$

Dari Fig. 18 (Kern, 1950: 828) diperoleh faktor koreksi $F_T = 0.99$ sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta t &= LMTD \cdot F_T \\ &= 196 \cdot 0.99 \\ &= 193.62^\circ\text{F} \end{aligned}$$

c. Menghitung suhu *caloric* (T_{av} dan t_{av})

$$T_{av} = \frac{392 + 392}{2} = 392^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{196 + 197}{2} = 196.5^\circ\text{F}$$

d. Menentukan *Overall Heat Transfer*

(Dari Kern, 1965, Table 8 hal 840) diketahui harga U_d untuk fluida dingin campuran asam perasetat, asam asetat dan air) merupakan *light organics* dan fluida panas (*steam*) didapatkan :

$$U_d = 100 - 200 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{Dari Kern, 1965, Table 8 hal 840})$$

$$U_{trial} = 100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{(U_d \cdot \Delta T)} \quad (\text{Eq 6.11, Kern, 1983: 107})$$

$$= \frac{399329.5204}{100 \times 196} = 20.418 \text{ ft}^2$$

karena $A < 120 \text{ ft}^2$ maka digunakan *Double Pipe Heat Exchanger* (DPHE)

e. Menentukan *Rate Fluida*

Dari Tabel 6.2 (Kern, hal 110) diketahui bahwa *flow area* di *inner pipe*

lebih besar dari pada di *annulus* , maka fluida dingin yang massanya lebih besar ditempatkan di dalam *inner pipe* sedangkan *steam* berada di *annulus* karena mempunyai laju alir massa yang lebih kecil.

- Menentukan dimensi heater

Keterangan:

D_2 = diameter dalam pipa luar = diameter *annulus*

D_1 = diameter luar pipa dalam = diameter *inner pipe*

Dari Tabel 11, Kern hal. 844, diperoleh data sebagai berikut:

IPS = 4 x 3

Schedule number = 40

Diameter *annulus* :

OD = 4.50 in = 0.375 ft

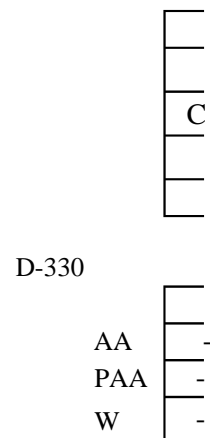
ID = 4.026 in = 0.335 ft = D_2

Diameter *inner pipe* :

OD = 3.50 in = 0.292 ft = D_1

ID = 3.068 in = 0.256 ft = D

<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
Fluida Panas (<i>Steam</i>)	Fluida Dingin (Hasil Bawah MD)
<p>5. Flow Area , aa</p> <p>$D_2 = 0.375$ ft</p> <p>$D_1 = 0.292$ ft</p> <p>$aa = \frac{1}{4} \pi \times (D_2^2 - D_1^2)$ $= \frac{1}{4} \pi \times (0.375^2 - 0.292^2)$ $= 0.0436$ ft²</p> <p>Diameter equivalen, D_e</p> <p>$D_e = (D_2^2 - D_1^2) / D_1$ (Eq 6.3 Kern) $= \frac{(0.375^2 - 0.292^2)}{0.292}$ $= 0.1905$ ft</p> <p>6. Mass Velocity , Ga</p> <p>$G_a = W/aa$ $= \frac{454.1266 \text{ lb/jam}}{0.0436 \text{ ft}^2}$ $= 10404.4601 \text{ lb/jam ft}^2$</p> <p>Bilangan Reynold (NRe)</p> <p>$T_{av} = 392.0$ °F</p> <p>$\mu = 0.014$ cP $= 0.034 \text{ lb/ft.jam}$</p> <p>$Nre = D_e \cdot G_a / \mu$ (Eq 7.3 Kern)</p>	<p>5. Flow Area , ap</p> <p>$D = 0.256$ ft</p> <p>$ap = \pi \times (D^2/4)$ $= \frac{1}{4} \pi \times (0.256)^2$ $= 0.0514$ ft²</p> <p>6. Mass Velocity , Gp</p> <p>$G_p = W/ap$ $= \frac{\#REF! \text{ lb/jam}}{0.0514 \text{ ft}^2}$ $= \#REF! \text{ lb/jam ft}^2$</p> <p>Bilangan Reynold (NRe)</p> <p>$t_{av} = 196$ °F</p> <p>$\mu = \#REF! \text{ cP}$ $= \#REF! \text{ lb/ft.jam}$</p> <p>$Nre = D \cdot G_p / \mu$ (Eq 7.3 Kern)</p>



$$N_{re} = \frac{0.190 \times 10404.460}{0.034}$$

$$= 58492.4044 \text{ (Turbulen)}$$

7. Menghitung ho

$$h_o = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(Kern, 1950, Hal. 164)

$$N_{re} = \frac{0.256 \times \#REF!}{\#DIV/0!}$$

$$= \#REF! \#$$

7. Menghitung hio

$$h_i = JH \left[\frac{k}{D} \right] \left[\frac{cp \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.14}$$

*) (Fig. 24 Kern, 1950 hal 834)

$$L/D = 78$$

$$j_H = 120$$

*) (Kern, tabel 5:801)

$$k = \# \# \# \# \# \# \# \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

*) (Kern, fig 3:805)

$$cp_{mix} = 0.15 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

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

$$h_{io} = \#DIV/0! \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

e-328

k dihitung

Data kond

Kompor

AA

PAA

W

Kompor

CH₃CO

CH₃COO

H₂O

8. Clean Overall Coefficient , Uc

$$U_c = (h_{io} \times h_o) / (h_{io} + h_o) \quad (\text{Kern, 1965 hal 112, Pers.6.7})$$

$$= \frac{(\#DIV/0! \times 1500)}{(\#DIV/0! + 1500)}$$

$$= \#DIV/0! \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

9. Design Overall Coefficient , Ud

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad (\text{Kern, 1965 hal 112, Pers.6.10})$$

$$U_d = U_c$$

Dari tabel 12.2 Coulson, 2003 hal. 516 diperoleh :

$$R_d \text{ min } organic \text{ liqu} = 0.0011 \text{ jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

$$R_d \text{ min kond steam} = 0.0102 \text{ jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

$$R_d \text{ min total} = 0.0114 \text{ jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu} \text{ (Rd ketentuan)}$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{\#DIV/0!} + 0.0114$$

$$\frac{1}{U_d} = \#DIV/0!$$

$$U_d$$

$$U_d = \#DIV/0! \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

10. Luas untuk Perpindahan Panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T} \quad (\text{Eq 6.11, Kern, 1965: 107})$$

$$\frac{399329.5204}{\#DIV/0!} \text{ Btu/jam}$$

$$= \frac{1.0000}{1} \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times \frac{195.5745}{1} \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 2041.8277 \text{ ft}^2$$

Menentukan jumlah hairpin yang digunakan , dari tabel 11, Kern hal. 844

$$\frac{\text{Surface per lin ft}}{\text{Panjang yang dibutuhkan}} = 0.9170 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\frac{2041.8277 \text{ ft}^2}{0.9170 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 2226.639 \text{ ft}$$

Jika panjang pipa 20 ft maka jumlah *hairpin* $L/(2.L_{\text{pipa}})$

$$= 55.67 \approx 56$$

Maka dikoneksikan 2 *hairpins* 20 ft dengan susunan seri

Koreksi harga A dan UD:

$$\text{Harga A aktua} = 92 \text{ ft} \times 0.9170 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 84.364 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta T}$$

$$= \frac{399329.5204 \text{ Btu/jam}}{84.364 \text{ ft}^2 \times 195.57 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 24.2026 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = (U_c - U_d)/(U_c \times U_d)$$

$$= \frac{(\text{\#DIV/0!} - 24.2026)}{(\text{\#DIV/0!} \times 24.2026)}$$

$$= \text{\#DIV/0!} \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu (Rd hitung)}$$

Cek Rd Hitung > daripada Rd Ketentuan

$$\text{Ketentuan Desain} = \frac{R_d \text{ Hitung} - R_d \text{ Ketentuan}}{R_d \text{ Ketentuan}}$$

$$= \frac{\text{\#DIV/0!} - 0.0114}{0.0114} \times 100\%$$

$$= \text{\#DIV/0!}$$

Rd hitung ##### dari Rd ketentuan maka *design* dapat diterima (maksimal 5%)

<i>Pressure Drop</i>	
<p>1. Menentukan friksi pada annulus</p> $De' = (D_2 - D_1) \text{ (Eq 6.4, Kern)}$ $= 0.335 \text{ ft} - 0.292 \text{ ft}$ $= 0.044 \text{ ft}$ $Re_a = \frac{De' \times Ga}{\mu}$	<p>1. Menentukan friksi pada pipe</p> <p>Untuk Re_p #REF!</p> $f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{\#REF!}^{0.42}}$ $= 0.0035 + \frac{0.264}{\text{\#REF!}}$ $= \text{\#REF!} \text{ (Eq 3.47b, Kern)}$

$= \frac{0.044 \times 10404.460}{0.034}$ $= 13460.565$ $f = 0.0035 + \frac{0.264}{\frac{13460.6^{0.42}}{0.264}}$ $= 0.0035 + \frac{54.226}{0.264}$ $= 0.0528 \quad (\text{Eq 3.47b, Kern})$ <p>(Kern,1965, Hal 808.Tabel 6)</p> $s = 1$ $\rho = 62.5 \times 1 = 62.50$	<p>(Kern,1965, Hal 808.Tabel 6)</p> $s = \text{#####}$ $\rho = 62.5 \times \text{####} = \text{\#DIV/0!}$
<p>2. Menghitung ΔP pipa</p> $\Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_c^5} \quad (\text{Eq 3.44, Kern})$ $= \frac{4 (0.0528) (\text{#####})^2 (92)}{2 (4.18E+08) (62.5)^2 (0.044)}$ $= 0.0147 \text{ ft}$ <p>3. Menghitung V</p> $V = \frac{G_a}{3600 \rho} \quad (\text{Kern,1965 : 115})$ $= \frac{10404.4601}{3600 \times 62.50}$ $= 0.0462$ $F_t = 3 \left[\frac{2 g V^2}{2 \times 32.2} \right]$ $= 3 \left[\frac{(0.0462)^2}{2 \times 32.2} \right]$ $= 0.00010 \text{ ft}$ $\Delta P_a = \left[\frac{\Delta F_a + F_t}{144} \right] \rho$ $= \left[\frac{0.0147 + 0.00010}{144} \right] (62.50)$ $= 0.0064 \text{ psi}$ <p>Pressure drop maksim 10 psi</p>	<p>2. Menghitung ΔP pipa</p> $\Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D^5} \quad (\text{Eq 3.44, Kern})$ $= \frac{4 (\text{\#REF!}) (\text{\#REF!})^2 (92)}{2 (4.18E+08) (\text{#####})^2 (0.051)}$ $= \text{\#REF! ft}$ $\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$ $= \left[\frac{\text{\#REF!} \times \text{#####}}{144} \right]$ $= \text{\#REF! psi}$ <p>Pressure drop maksim 10 psi</p>

Tabel C.39 Spesifikasi Reboiler

RESUME	
Nama Alat	: Reboiler
Kode	: E-337
Fungsi	: Menguapkan kembali hasil bawah Menara Distilasi
Tipe	: Double Pipe Heat Exchanger

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel, S -304 Grade C*

Jumlah : 1 buah

Media Pemanas : *Steam* dengan suhu $200^{\circ}\text{C} = 200^{\circ}\text{F}$

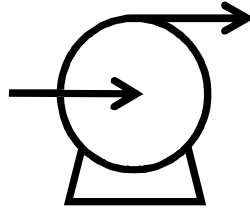
Annulus side

- Diameter Dala : 4.026 in = 0.1023 m
- Diameter Luar : 4.500 in = 0.1143 m
- ΔP Perhitunga : 0.0064 psi

Pipe side

- Diameter Dala : 3.068 in = 0.0779 m
- Diameter Luar : 3.500 in = 0.0889 m
- ΔP Perhitunga : 14.000 psi

C.2 Pompa 12 Propilen Oksida (L-337)



Fungsi = Alat untuk mengalirkan hasil bawah MD ke tangki penyimpanan dipropilen glikol

Jumlah = 1 buah

Tujuan : 1. Menentukan tipe pompa
2. Menentukan bahan konstruksi pompa
3. Menghitung tenaga pompa
4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

1). Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang dipilih adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut (Peters & Timmerhaus hal.521):

- Konstruksinya sederhana, harga relatif murah dan banyak tersedia.
- Kecepatan putarannya stabil.
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa lain.

2). Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel 304* karena :

- Tahan terhadap korosi.
- Batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi).
- Batas suhu yang diizinkan besar (-65°F s.d 650°F).

Suhu = 30 = 303.15 K

Tekanan = 1 atm

Komponen	Laju Alir	n (kmol)	xi	Tref	ρ
	(kg/jam)				(kg/m ³)
C ₃ H ₆ O ₃	60.1549	1.0372	0.9995	25	0.8230
H ₂ O	0.0301	0.0017	0.0005	25	1.027
TOTAL	60.1850	1.0388	1.0000		

0.036856969 Lb/s

Komponen	T _c (K)	β	ρ (kg/m ³)	μ (cP)	μ mix (cP)
c ₃ h ₆ o ₃	592.71	0.0011	0.8183	1.0492	1.0487
H ₂ O	647.13	0.0010	1.0218	0.8150	0.0004
TOTAL	ρ		0.8184	1.8642	1.0491

$$\rho_{\text{liq}} = \frac{\rho_o}{(1 + \beta(T_1 - T_o))} \quad \text{dan ;} \quad \beta = \frac{0.04314}{(T_c - T)^{0.641}}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga diperoleh densitas campuran} &= 0.8184 \quad \text{Kg/m}^3 \\ &= 0.051094 \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga viskositas} &= 0.9532 \quad \text{cP} \\ &= 0.000641 \quad \text{lb/ft.s} \\ &= 2.3060 \quad \text{lb/ft.jam} \end{aligned}$$

3). Menentukan Kecepatan Volumetrik Fluida

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{\text{massa}}{\rho} \\ &= \frac{60.1850 \quad \text{Kg/jam}}{0.8184 \quad \text{Kg/m}^3} \\ &= 73.5383 \quad \text{m}^3/\text{jam} \\ &= 0.7214 \quad \text{cuft/s} \\ &= 323.7671 \quad \text{gpm} \end{aligned}$$

4). Menentukan Diameter Optimal Pipa

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($NRe > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $Di < 1$ in, yaitu :

$$Di_{opt} = 4.7 \times Q_f^{0.49} \times \rho^{0.14} \quad (\text{Pers. 46, Peters \& Timmerhaus, hal 365})$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= \text{diameter dalam optimum, in} \\ Q_f &= \text{flowrate, (lb/s)/(kg/s)} \\ \rho &= \text{densitas fluida} \quad \text{lb/ft}^3 \end{aligned}$$

maka:

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 4.7 \times [0.7214 \quad \text{cuft/s}]^{0.49} \times [0.0511 \quad \text{lb/ft}^3]^{0.14} \\ &= 2.6410 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Dari App. A.5-1 Geankoplis, 1993 hal. 892 dipilih pipa dengan spesifikasi :

$$\begin{aligned} D_{nom} &= 1.000 \quad \text{in} = 0.083333 \quad \text{ft} \\ ID &= 0.957 \quad \text{in} = 0.0798 \quad \text{ft} \\ OD &= 1.315 \quad \text{in} = 0.1096 \quad \text{ft} \\ A &= 0.0050 \quad \text{ft}^2 = 4.6359 \quad \text{in}^2 \\ Sch &= 80 \end{aligned}$$

5). Menghitung kecepatan linier fluida (V)

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$V = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

V = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Qf = laju alir volumetric, ft³/s

A = *inside sectional area*, ft²

Maka kecepatan linier fluida adalah :

$$V = \frac{0.7214 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0050 \text{ ft}^2} = 144.5607 \text{ ft/s}$$

6). Menghitung bilangan reynold (Nre)

$$\begin{aligned} Nre &= \frac{ID \times v \times \rho}{\mu} \\ &= \frac{0.08 \text{ ft} \times 144.5607 \text{ ft/s} \times 0.051094 \text{ lb/ft}^3}{0.0006 \text{ lb/ft.s}} \\ &= 919.5826 \quad (\text{asumsi aliran turbulen benar}) \end{aligned}$$

a. Menghitung Panjang Ekivalen (Le)

Asumsi panjang pipa lurus (L) = 10 m = 32.808 ft

ID = 0.0798 ft

Dari tabel 2.10-1 (Geankoplis, 1997: 93) untuk aliran turbulen diperoleh:

Tipe Fitting/ Valve	Jumlah	Kf	Tot Kf	Le/D (ft)	Le	
<i>elbow 90°</i>	3	0.75	2.25	35	1 x 35 x ID=	8.37375
<i>gate valve</i>	1	4.5	4.5	225	1 x 225 x ID=	17.94375
<i>coupling</i>	1.666667	0.04	0.066667	2	249 x 2 x ID=	0.2658333
Total			6.816667			26.583333

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, } \Sigma L &= L + \Sigma Le \\ &= 32.808 + 26.5833 = 59.3913 \text{ ft} \end{aligned}$$

6) Menghitung Energi yang Hilang Akibat Gesekan

- Pada pipa lurus

$$\Sigma F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Delta L}{2 \cdot ID \cdot gc} \quad (\text{Eq. 2.10-6 Geankoplis, 1993: 89})$$

Dimana:

$$\Sigma F = \text{Friction loss} \quad (\text{ft.lbf/lbm})$$

f = Faktor friksi

v = Kecepatan linier fluida (ft/s)

ΔL = Panjang pipa (ft)

ID = Diameter dalam tangki (ft)

$$gc = 32.174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2$$

Menghitung *Fanning Friction Factor* (f):

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat:

Untuk *commercial steel* $\rightarrow \epsilon = 0.000046 \text{ m}$
 $= 0.000150918 \text{ ft}$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.00015}{0.0798} = 0.001892$$

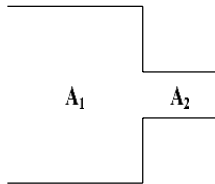
Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{re} = 919.5826$
 didapatkan nilai $f = 0.0075$ sehingga:

$$\Sigma F = \frac{4 \times 0.0075 \times (144.5607)^2 \times 26.5833}{2 \times 0.0798 \times 32.174} \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

$$= 3247.6216 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Contraction Losses at tank exit*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \alpha} \quad (\text{Eq. 2.10-16, Geankoplis, 1993})$$



($A_1 \gg A_2$), karena luas tangki (A_1) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_2)

Sehingga,

$$K_c = 0.55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= 0.55 \left(1 - 0 \right)$$

$$= 0.55$$

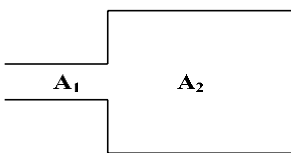
$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

Maka,

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \alpha} = 0.55 \frac{144.5607^2}{2 \times 1} = 5746.8938 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Enlargement Losses at tank exit*

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \alpha}$$



($A_2 \gg A_1$), karena luas tangki (A_2) sangat besar dibandingkan luas pipa (A_1)

Sehingga,

$$K_c = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$= \left[\begin{matrix} 1 & - & 0 \\ & & \end{matrix} \right]$$

$$= 1$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

Maka,

$$h_{ex} = k_c \frac{V^2}{2 \times \alpha} = 1.00 \frac{144.5607^2}{2 \times 1} = \text{#####} \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

d) *Losses in fitting and valve*

Instalasi pipa

Dari Fig. 127 Brown, 1956 hal. 141 dengan NPS = 1 in

- 1 buah <i>gate valve fully open</i> ; Le	= 0.6 ft
$\sum Le = 1 \times 0.6$	= 0.6 ft
- 3 buah <i>standard elbow</i> ; Le	= 1.5 ft
$\sum Le = 3 \times 1.5$	= 4.5 ft
- 1 buah <i>sudden enlargement</i> ; Le	= 1.5 ft
$\sum Le = 1 \times 1.5$	= 1.5 ft
- 1 buah <i>sudden contraction</i> ; Le	= 0.9 ft
$\sum Le = 1 \times 0.9$	= 0.9 ft
- 1 buah <i>swing check valve</i> ; Le	= 6 ft
$\sum Le = 1 \times 6$	= 6 ft
- Panjang ekivalen pipa lurus, $\sum Le$	= 13.5 ft
Panjang pipa lurus	= 10 m
	= 32.8080 ft
Panjang pipa total	= 46.3080 ft
	= 14.1147 m

$$h_f = K_f \frac{v^2}{2gc} \quad (\text{Pers.2.10-17, Geankoplis})$$

$$= 6.8167 \times \frac{144.5607^2}{2 \times 32.174} = 2213.7954 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Jadi, total energi yang hilang akibat gesekan:

$$\begin{aligned} \sum F &= F_f + h_c + h_{ex} + h_f \\ &= 3247.6216 + 5746.8938 + \text{#####} + 2213.7954 \\ &= \text{#####} \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

7. Menghitung Static Head (head karena perbedaan ketinggian)

Tinggi pemompaan, $\Delta z = 12.5049 \text{ ft} = 3.8115 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Static head} &= \Delta z \frac{g}{g_c} \\ &= 12.5049 \times \frac{32.17 \text{ ft/s}^2}{32.17 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2} \\ &= 12.5049 \text{ ft.lbf/lbm} \end{aligned}$$

8. Menghitung Velocity Head (Head karena perbedaan kecepatan)

Karena pada 2 titik *reference* dianggap sama, maka $V_1 = V_2 = 144.5607$

$$\text{Velocity head} = \frac{\Delta v^2}{2 g_c}$$

Sehingga *velocity head* ($\Delta V^2 / 2agc$) = 324.7622 ft.lbf/lbm

9. Menghitung Pressure Head (Head karena perbedaan tekanan)

Menghitung *Pressure Head* :

$$P_1 = P_2 = 14.7 \text{ Psi}$$

$$\Delta P = 0$$

$$\text{Sehingga, } \Delta P/\rho = 0$$

10. Menghitung Energi Mekanik Pompa:

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F$$

Dimana:

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga:

$$\begin{aligned} - W_f &= 13 + 324.7622 \text{ ft. lbf/lbm} + 0 + \text{#####} \text{ ft. lbf/lbm} \\ &= 21994.4757 \text{ ft. lbf/lbm} \end{aligned}$$

11. Menghitung Broke Horse Power (BHP):

$$\text{BHP} = \frac{m. (-W_f)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 14-37 Timmerhaus hal. 520, untuk $Q_f = 248.7671$ gpm
diperoleh η pompa = 0.010

Sehingga:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{0.0369 \times 21994.4757}{550 \times 0.01} \\ &= 147.3909 \text{ Hp; maka digunakan power} = 2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari Figure 14.38, Timmerhaus untuk BHP = 2 Hp
diperoleh η motor = 0.820

Sehingga *power* motor yang diperlukan:

$$\begin{aligned} P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\ &= \frac{1.5 \text{ Hp}}{0.82} \\ &= 1.829 \text{ Hp} \end{aligned}$$

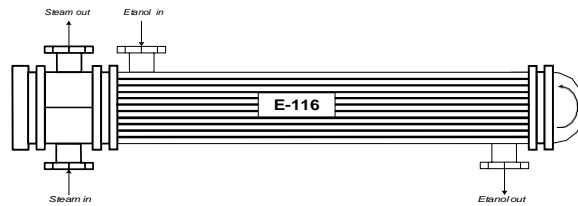
Dipilih motor standar dengan *power* = 0.8 Hp (*Standard NEMA*)

Tabel C.2 Spesifikasi Pompa 12

<i>RESUME</i>	
Nama Alat	: Pompa Dipropilen Glikol
Kode	: L-337
Fungsi	: Alat untuk mengalirkan hasil bawah MD ke tangki penyimpanan dipropi
Tipe	: <i>Centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	: 1 buah
Rate Volumetrik	: 0.7214 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	: 144.5607 ft/s
Ukuran Pipa	: - NPS : 1 in
	: - <i>Sch. Number</i> : 80
	: - OD : 0.1096 ft = 0.0334 m
	: - ID : 0.0798 ft = 0.0243 m
<i>Power Pompa</i>	: 2.0 Hp
<i>Power Motor</i>	: 0.8 Hp

161.8

C.20 Cooler -1 (E-434)



Fungsi : Mendinginkan produk keluaranreboiler MD sebelum masuk ke tangki penyimpanan dipropilne glikol
 Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*
 Bahan : *Stainless Steel SA-316 Grade A*
 Jumlah : 1 buah

Langkah Perancangan

1. Menentukan Tipe Cooler

Jenis cooler tipe *Double Pipe Heat Exchanger* jika luas permukaan perpindahan panas $< 120 \text{ ft}^2$ dan jika luas perpindahan panas $> 120 \text{ ft}^2$ maka dipilih tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*.

2. Menentukan Bahan Konstruksi Cooler

Dalam perancangan ini dipilih *Stainless Steel SA-316 Grade A* untuk *annulus* dan *inner pipe* dengan pertimbangan :

- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 12650 psi dan suhu maksimum 650°F (Tabel 13.1, Brownell & Young)
- Dapat dibuat dalam bentuk kompleks
- Harga relatif murah

3. Perhitungan Cooler

Laju alir = 2413.6037 kg/jam
 = 5321.0790 lb/jam

Tabel C.XX Aliran Masuk Cooler

Aliran Masuk Cooler				
Senyawa	Massa kg/jam	Fraksi Berat	n kmol	Fraksi mol
CH ₃ OH	460.1927	0.1907	6.0532	0.0553
C ₃ H ₈ O ₂	1844.0084	0.7640	102.3596	0.9345
C ₆ H ₁₄ O ₃	109.4026	0.0453	1.1155	0.0102
Total	2413.6037	1.0000	109.5283	1.0000

Data dari neraca panas :

$$T_1 = 55.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 131.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 10 \text{ } ^\circ\text{C} = 50.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 113.00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

a. *Heat and Material Balance*

Dari neraca panas diperoleh :

Q	=	421678.7725	kJ/jam
	=	399674.3091	
Massa pendingin	=	100.6117	kg/jam
	=	221.8106	lb/jam
Massa fluida panas	=	2413.6037	kg/jam
	=	5321.0790	lb/jam

b. Menentukan ΔT_{LMTD}

<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>	<i>Difference</i>
131.00	<i>Higher T</i>	113.00	18.00
86.00	<i>Lower T</i>	50.00	36.00
45.00	<i>Difference</i>	63.00	
ΔT_{LMTD}		25.97	°F

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$= \frac{18.00 - 36}{\ln \frac{18.00}{36}} = 26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{131 - 86.0}{113 - 50} = 0.71$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 50}{131 - 50} = 0.78$$

Dari nilai R dan S didapat nilai FT = 0.5 (Fig. 19, Kern: hal 828) sehingga :

$$\Delta t = LMTD \cdot F_t$$

$$= 25.97 \cdot 0.50$$

$$= 12.98 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan *Temperature Caloric* (Suhu Rata-rata)

$$T_c = T_{av} = \frac{131 + 86}{2} = 109 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{av} = \frac{113 + 50}{2} = 81.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

c. Menentukan *Overall Heat Transfer*

Dari tabel 8 Kern, hal : 840, untuk sistem *light organics - brine* maka :

$$U_D = 40 - 100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Asumsi :

$$U_D = 100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{(U_D \cdot \Delta T)}$$

$$= \frac{399674.3091}{100 \times 12.98} = 308 \text{ ft}^2 > 120 \text{ ft}^2$$

Karena luas permukaan yang dibutuhkan untuk perpindahan panas lebih besar dari 120 ft² maka digunakan *heat exchanger* jenis *shell and tube exchanger*.

d. Menentukan Spesifikasi *Shell and Tube*

Dari tabel 10 Kern, dipilih tube dengan spesifikasi :

OD	=	1	in	1 1/4	triangular pitch
BWG	=	16			
ID	=	0.870	in		
a't	=	0.594	in ²		
Surface	=	0.2618	ft ² /ft		
Panjang	=	10	ft		
Pass	=	2			
Nt	=	118			

$$\frac{A}{\text{Jumlah tube (Nt)}} = \frac{\text{Surface} \cdot \text{Panjang}}{307.8146}$$

$$= \frac{0.2618 \times 10}{117.5762} \text{ buah}$$

Dipakai Nt standar sebanyak 118 buah (Tabel 9. Kern, hal: 842)

Dari tabel 9 Kern, dipilih spesifikasi :

Pitch = 1 1/4 in triangular

Bagian shell:

IDs = 17 1/4 in (Table. 9, Kern)

Pass = 2

C' = 0.25

B = IDs/5 in = 3.45 in

• Koreksi harga U_D

$$U_D = \frac{N_t}{N_{t \text{ standar}}} \times U_{D \text{ trial}}$$

$$= \frac{117.5762}{118} \times 100 = 99.6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ$$

$$= 99.6409 \text{ Btu/hr ft}^2 < 100$$

under design sebesar 0.36% < 10% (Memenuhi)

• Harga A sebenarnya

$$A = N_{t \text{ standar}} \times L \times a't$$

$$= 118 \times 10 \times 0.594$$

$$= 700.92 \text{ ft}^2$$

• Laju alir umpan

Laju alir fluida panas (umpan masuk)

$$= 2413.6037 \text{ kg/jam}$$

$$= 5321.0790 \text{ lb/jam}$$

Laju alir fluida dingin (air)

$$= 100.6117 \text{ kg/jam}$$

$$= 221.8106 \text{ lb/jam}$$

d. Menghitung U_c dan R_d

<i>Shell</i> (Fluida Dingin)	<i>Tube</i> (fluida panas)
<p>* <i>Flow Area</i></p> $a't = 0.594 \text{ in}^2$ $a_t = \frac{N_t}{144} \times \frac{a't}{n}$ $a_t = \frac{118}{144} \times \frac{0.59}{2}$ $= 0.2434 \text{ ft}^2$	<p>* <i>Flow Area</i></p> $a_s = \text{IDs} \times C'B/144 P_T$ $= 0.0827 \text{ ft}^2$
<p><i>Mass Velocity</i></p> $G_t = \frac{W}{A_t}$ $= \frac{221.8106}{0.2434}$ $= 911.394 \text{ lb/jam ft}^2$	<p>* <i>Mass Velocity</i></p> $G_s = \frac{W}{A_s}$ $= \frac{5321.0790}{0.0827}$ $= 64376.0025 \text{ lb/jam ft}^2$
<p>* Menentukan bilangan Reynold</p> $V = \frac{G_t}{3600 \rho}$ $= \frac{911.3943929}{3600 \cdot 62.5}$ $= 0.0041 \text{ fps}$ <p>Pada,</p> $t_c = 81.5 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 2.0000 \text{ cp}$ $= 4.8400 \text{ lb/ft jam}$ <p>(Fig. 14 Kern, hal: 823)</p> $D = 0.073 \text{ ft}$ $Re = \frac{D_e \cdot G_t}{\mu}$ $= 0.073 \times 911.3944$	<p>* Menentukan bilangan Reynold</p> $T_{av} = 108.50 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu = 1.53 \text{ lb/ft jam}$ $D_e = 0.0608 \text{ ft}$ <p>(Fig. 28 Kern, hal: 838)</p> $k = 0.216 \text{ Btu/ft jam}$ <p>(Tabel 4 Kern, hal: 800)</p> $c = 1233.70 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ <p>(Fig. 2 Kern, hal: 804)</p> $Re = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$ $= 0.0608 \times 64376.0025$

omponen	B
AA	60.
PAA	76.
W	18.
SA	98.

Viskositas

omponen	Mas
AA	0.00
PAA	####
W	####
SA	####
Total	####

Konduktivitas

omponen	Mas
AA	0.00
PAA	####
W	####
SA	####
Total	####

t o

Komponen
CH ₃ COOH
CH ₃ COOOH
H ₂ O
H ₂ SO ₄

$\frac{4.8400}{= 13.652 \text{ (laminar)}}$	$\frac{1.5306}{= 2558.543 \text{ (turbulen)}}$
<p>- Menghitung h_o (Fig. 28 Kern, 1950 hal 834)</p> <p>$jH = 5.6$</p> <p>$\mu = 2.00 \text{ cP}$ $= 4.84 \text{ lb/jam.ft}$</p> <p>$k = 0.33 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$ (Kern,1960 hal 800 Table.4)</p> <p>$C_p = 0.78 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$</p> <p>sehingga nilai h_o yang didapat :</p> $h_i = jH \left\{ \frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right\}^{1/3} \phi \left[\begin{matrix} t \\ t \end{matrix} \right]$ $h_i = jH \left\{ \frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right\}^{1/3} \phi \left[\begin{matrix} t \\ t \end{matrix} \right]$ <p>$\phi_t = 57.4345 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$t_w = 107.81 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu_w = 1.2000 \text{ cP}$ $= 2.9040 \text{ lb/jam.ft}$</p> $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \times \frac{ID}{OD}$ $= 57.434 \times \frac{0.87}{1}$ $= 49.968$ $\phi_t = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.25} = 1.6633$ <p>- Koreksi nilai h_{io}</p> $h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t$ $= 49.9680 \times 2$ $= 53.2091 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$	<p>- Menghitung h_o (Fig. 28 Kern, 1950 hal 838)</p> <p>$jH = 30.0$</p> <p>$\mu_{mix} = 0.63 \text{ cP}$ $= 1.53 \text{ lb/jam.ft}$</p> <p>$k_{mix} = 0.22 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$ (Kern,1960 hal 804 Figur.2)</p> <p>$C_{p_{mix}} = 1233.70 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$</p> <p>$\mu_w = 0.6323 \text{ cP}$ $= 1.5302 \text{ lb/jam.ft}$</p> <p>sehingga nilai h_o yang didapat :</p> $h_o = jH \left\{ \frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right\}^{1/3} \phi \left[\begin{matrix} s \\ s \end{matrix} \right]$ $h_o = jH \left\{ \frac{k}{D_e} \frac{c_p \mu}{k} \right\}^{1/3} \phi \left[\begin{matrix} s \\ s \end{matrix} \right]$ <p>$\frac{h_o}{\phi_s} = 2197.3406 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$</p> <p>$t_w = 107.81 \text{ }^\circ\text{F}$</p> $\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.00$ <p>- Koreksi nilai h_o</p> $h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s$ $= 2197.3406 \times 1.0$ $= 1406.7997 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$

e. Clean Overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} = \frac{53.2091 \times 1406.7997}{53.2091 + 1406.7997}$$

$$U_c = 51.2700 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

f. *Design overall coefficient, Ud*

$$a'' = 0.5940 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Total surface} = N_t \times L \times a''$$

$$\begin{aligned} \text{Total surface} &= 118 \times 10 \text{ ft} \times 0.5940 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 700.9200 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q}{\text{Total surface} \times \Delta T} \\ &= \frac{399674.3091 \text{ Btu/jam}}{700.9200 \text{ ft}^2 \times 12.984 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 43.9158 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

g. *Dirt Factor (R_d)*

Persamaan 6.13 (Kern, D. Q., 1965: 108):

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= \frac{51.2700 - 43.9158}{51.2700 \times 43.9158} \\ &= 0.0033 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}/\text{Btu} > (R_d \text{ ketetapan} = 0.0028) \end{aligned}$$

(Dari Coulson, 2003 vol 6, Tabel 12.2, hal 640) diperoleh :

$$R_d \text{ min } \textit{organic liquid} = 0.0002 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C}/\text{W} = 0.0011 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min } \textit{brine water} = 0.0003 \text{ m}^2 \text{ }^\circ\text{C}/\text{W} = 0.0017 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu}$$

$$R_d \text{ min total} = 0.0028 \text{ (jam)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)/Btu (Rd ketentuan)}$$

Cek Rd Hitung > daripada Rd Ketentuan

$$\begin{aligned} \text{Ketentuan Desain} &= \frac{R_d \text{ Hitung} - R_d \text{ Ketentuan}}{R_d \text{ Ketentuan}} \\ &= \frac{0.00327 - 0.00285}{0.00285} \times 100\% \\ &= 14.68\% \end{aligned}$$

Rd hitung > 14.68% dari Rd ketentuan maka *design* dapat diterima (maksimal 5-10%)

k. Menghitung U_c dan R_d

<i>Shell Side</i>	<i>Tube Side</i>
<i>Brine Water</i>	Fluida Panas (Bottom)
- $R_{es} = 13.6521$ Gambar 29 (Kern, D. Q., 1965: 839): $f = 0.0004 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern hal 808, Tabel 6):	- $R_{et} = 2558.5426$ Gambar 26 (Kern, D. Q., 1965: 836): $f = 0.0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Kern hal 808, Tabel 6):

$s_{mix} = 1.0000$ $D_s = 0.006 \text{ ft}$ - <i>Number of cross</i> Persamaan 7.43 (Kern, D. Q., 1965: 147): $N + 1 = 12 * L / B$ $= 34.7826$ - Pers.7.44 (Kern, D. Q., 1965: 147): $(f \times G_s^2 \times D_s \times (N+1))$ $\Delta P_s = \frac{\quad}{(5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s)}$ $= 0.0001 \text{ psi}$ Memenuhi <i>pressure drop</i> ketentuan <i>liquid</i> maksimal sebesar 10 psi (Kern, 1965, hal 840)	$s_{mix} = 1.0321$ $\phi_t = 0.8861$ - Pers. 7.45 (Kern, D. Q., 1965: 148): $\Delta P_t = \quad (f \times G_t^2 \times L \times n)$ $(5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_t)$ $= 1.E-06 \text{ Psi}$ - Gambar 27 (Kern, D. Q., 1965: 837): $\frac{v}{2 \times g} = 0.004 \text{ psi}$ - Pers 7.46 (Kern, D. Q., 1965: 148): $\frac{4 \times n}{s} \times \frac{v^2}{2 \times g}$ $\Delta P_r = \quad$ $= 0.0310 \text{ psi}$ - Persamaan 7.47 (Kern, D. Q., 1965: 148): $\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_r$ $\Delta P = 1.E-06 \text{ psi} + 0.0310 \text{ psi}$ $= 0.0310 \text{ psi}$ Memenuhi <i>pressure drop</i> ketentuan untuk <i>liquid</i> maksimal sebesar 10 psi (Kern, 1965, hal 840)
---	---

Summary

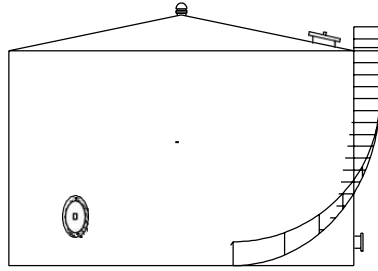
<i>Shell</i>		<i>Tube</i>
53.2091	<i>h outside</i>	1406.7997
Uc		51.2700
Ud		43.9158
Rd calculate		0.0033
Rd required		0.0028
0.0001	<i>calculated ΔP</i>	0.0310
10	<i>allowable ΔP</i>	10

Tabel C.20 Spesifikasi Cooler-3

RESUME	
Nama alat	: Cooler -3
Kode	: E-434
Fungsi	: Mendinginkan hasil reboiler sebleum menuju ke tangki penyimpanan dipropilen glikol
Jumlah	: 1 buah
Jenis	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	: Stainless Steel SA-316 Grade A

Media pendingin	: Brine water , 10 °C
<i>Tube Side</i>	
- OD	: 1 in = 0.0254 m
- BWG	: 16
- ID	: 0.870 in = 0.0221 m
- Panjang	: 10.000 ft = 3.048 m
- Passes	: 2
<i>Shell Side</i>	
- Pitch	: 1 1/4 in, <i>triangular pitch</i>
- Passes	: 2
- Baffle space	: 3.4500 in = 0.0876 m

C.44 Tangki Dipropilen Glikol (F-432)



- Fungsi : Tempat penyimpanan produk samping dipropilen glikol
 Jumlah : 1 buah
 Bentuk : Tangki silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical head*
 Bahan : *Stainless Steel SA-304 Grade C*
 Lama penyimpanan : 30 hari
 Suhu penyimpanan : 35 °C 308.15 K
 Tekanan penyimpanan : 1 atm
 Tujuan : a. Menentukan tipe tangki
 b. Menentukan bahan konstruksi tangki
 c. Menghitung kapasitas tangki
 d. Menentukan dimensi tangki

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih dengan bentuk silinder vertikal dengan *flat bottom* dan *conical roof* karena tipe ini cocok untuk cairan dengan tekanan atmosfer (Brownell, 1959)

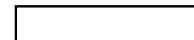
b. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstruksi tangki dipilih *Stainless Steel SA-304 Grade C* karena:

- Relatif tahan korosi bahan bersifat asam
- Struktur kuat dengan *allowable stress value* sebesar 18855,2 psi
- Memiliki batas ketahanan suhu bahan hingga 650°F

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produk} &= 261.1804 \text{ kg/jam} \\ \text{C6H14O3} &= 188049.9069 \text{ kg/30 hari} \end{aligned}$$



Digunakan 1 buah tangki, sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas produk} &= \frac{188049.9069 \text{ kg}}{1} \\ \text{C6H14O3} &= 188049.9069 \text{ kg} \end{aligned}$$

Menghitung volume campuran dalam tangki

Komponen	Laju Massa (kg/jam)	(% w/w)	ρ (kg/m ³)	x/ρ (kg/m ³)
H ₂ O (hk)	0.9244	0.0402	1.0270	0.0392

C3H8O2	0.2726	0.0119	1.0330	0.0115
C6H14O3	21.4020	0.9313	1.0818	0.8609
Na2SO4	0.3806	0.0166	0.0000	
TOTAL	22.9795	1.00		0.9116

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 1.0970 \quad (\text{kg/m}^3) \\ &= 0.0685 \quad (\text{lb/ft}^3) \end{aligned}$$

sehingga nilai volume campuran diperoleh:

$$\begin{aligned} V_L &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} = \frac{188049.907 \text{ kg}}{1.0970 \text{ kg/m}^3} \\ &= 171422.0980 \text{ m}^3 \\ &= 6053714.842 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dirancang larutan mengisi 80% volume tangki, sehingga:
Over Design 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 0.4 \times 171422.0980 \\ &= 68568.839 \text{ m}^3 = 2421485.9367 \text{ ft}^3 \\ &= 431284.9706 \text{ bbl} \\ &= 18113968.7638 \text{ gal} \end{aligned}$$

d. Menghitung Dimensi Tangki

Menghitung diameter dan tinggi tangki

Pada bentuk silinder vertikal nilai L/D untuk *storage liquid-liquid* antara 1-2 dipilih harga L/D = 1 (Tabel 4-18, Ulrich)

$$H_s = 1 \quad D$$

Dimana sesuai persamaan 3.1 Brownell & Young, 1959 digunakan:

$$V = \frac{\pi \cdot ID^2 \cdot L}{4} = \frac{3,14 \cdot D^2 \cdot D}{4} = 0.7857 D^3$$

Keterangan:

V = volume tangki (m³)

D = diameter dalam/ID (m)

H_s = tinggi *shell* (m)

sehingga volume total tangki adalah:

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 0.7857 ID^3 \\ 68,568.8392 &= 0.7857 ID^3 \\ ID^3 &= ##### \\ ID &= 44.3562 \text{ m} \\ &= 145.5255 \text{ ft} \\ &= 1746.306 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{diperoleh } H_s &= 1 \text{ D} \\ &= 44.3562 \text{ m} \end{aligned}$$

$$= 145.5255 \text{ ft}$$

Diambil ukuran standar dari Appendix E (Brownell, 1959 hlm 346):

$$D = 40 \text{ ft} = 12.1920 \text{ m} = 480 \text{ in}$$

$$H = 36 \text{ ft} = 10.9728 \text{ m} = 432 \text{ in}$$

$$\text{Kapasitas ukuran standar} = 8060 \text{ bbl}$$

Menghitung tekanan *design* tangki

$$V_s = \pi/4 \times H_s^2 \times H_L$$

Keterangan:

HL = tinggi larutan dalam silinder (m)

Vs = volume *shell* (m³)

Hs = panjang horizontal *shell* (m)

Berdasarkan pers. di atas, maka tinggi larutan dalam tangki adalah:

$$V_L = \text{#####} \text{ ft}^3$$

$$H_L = \frac{V_L}{\frac{1}{4} \times \pi \times D^2} = \frac{6053714.8418}{\frac{1}{4} \times \pi \times (40)^2}$$

$$= 4815.4550 \text{ ft} = 1467.8 \text{ m}$$

Sehingga tekanan hidrostatik adalah:

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho_{mix} \times h_{liquid}}{144} = \frac{0.0685 \times 4815.4550}{144}$$

$$= 2.2902 \text{ psi}$$

Dari perhitungan di atas maka diperoleh tekanan *design* berikut:

Faktor keamanan digunakan sebesar 1.2

$$P_{design} = (P \text{ hidrostatik} + P \text{ operasi}) \times 1.2$$

$$= [2.2902 + (1 \times 14.7)] \times 1$$

$$= 20.3882 \text{ Psi}$$

Menentukan tebal tangki

Berdasarkan ukuran standar pada appendix E (Brownell, 1959), maka jumlah dan ukuran lebar standar *course* yang digunakan adalah

$$N \text{ course} = \frac{H}{6 \text{ ft}} = \frac{36}{6} = 6 \text{ course}$$

Berdasarkan persamaan 13.1 Brownell & Young, hal 254:

$$\frac{P \cdot r_i}{f \cdot E} + \frac{c}{0.6} = P$$

Keterangan:

ts = tebal *shell* (in)

P = tekanan *design* tangki (psi)

ri = jari-jari dalam tangki (in) = 240 in

c = faktor korosi = 0.125

E = efisiensi pengelasan = 0.8 (Tabel 13.2, Brownell hal. 254)

$$f = \text{allowable stress} = 130 \text{ psi (Tabel 7.6, Coulson, 2006)}$$

$$= 18855.2 \text{ psi}$$

sehingga diperoleh:

$$= \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E \cdot t_s} + \frac{0.6 P}{0.6 P}$$

$$= \frac{20.3882}{[18855.2 \times 0.8]} + \frac{240.0000}{[0.6 \times 20.388]}$$

$$= 0.4497 \text{ in}$$

Diambil tebal *shell* standar 5/8 = 0.625 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)

Menentukan dimensi tutup atas

Menghitung θ (sudut *angle* dengan garis horizontal) dapat dicari dengan persamaan 4.5 (Brownell, 1959: 64)

$$\sin \theta = \frac{D}{1000 \cdot t_s} \times \sqrt{\frac{P}{6}}$$

dimana:
 D = Diameter tangki
 t = Tebal *shell course* paling atas (in)
 θ = Sudut *cone roof* terhadap garis horizontal
 P = Tekanan desain

$$\sin \theta = \frac{40}{1000 \times 0.6250} \times \sqrt{\frac{20.388}{6}}$$

$$= 0.1180$$

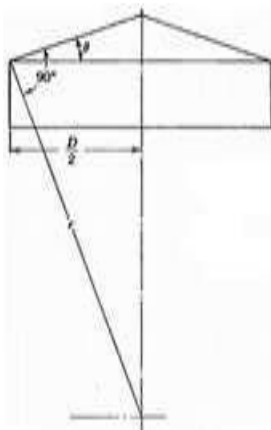
$$\theta = 6.7753^\circ$$

$$t_h = \frac{P_d \times D}{2 \cos \theta ((f \cdot E) - (0.6 \cdot P_d))} + C$$

$$= \frac{20.388 \text{ Psi} \times 40 \text{ ft}}{2 \cos 6.7753 [15084] - [12.2]} + 0.125$$

$$= 0.1522 \text{ in}$$

Diambil tebal standar 3/16 = 0.1875 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)



Untuk tinggi *head* (h) dapat dihitung dengan:

$$\tan \theta = \frac{h}{0.5 D}$$

Dalam hubungan ini:

D = Diameter tangki (ft)

h = Tinggi *head* (ft)

$$\tan 6.7753 = \frac{H_{\text{tutup}}}{0.5 \times 40}$$

$$H_{\text{tutup}} = 2.3761 \text{ ft}$$

Tebal Tutup Bawah

$$t = \sqrt{\frac{P}{0.125}} = 40 \text{ ft} \cdot \sqrt{\frac{20.388}{0.125}}$$

$$\alpha \sqrt{c_f} = \frac{V}{18855.2} = 0.4650 \text{ in}$$

Diambil tebal standar 5/8 = 0.6250 in (Tabel 5.7, Brownell hal. 91)

$$\begin{aligned} \text{Total tinggi tangki} &= H_{\text{tutup}} + H_{\text{tangki}} \\ &= 2.3761 \text{ ft} + 40 \text{ ft} \\ &= 42.3761 \text{ ft} \\ &= 12.9162 \text{ m} \end{aligned}$$

Tabel C.5 Spesifikasi Tangki Dipropilen glikol

RESUME	
Nama Alat	: Tangki Dipropilen glikol
Kode	: F-432
Fungsi	: Tempat produk samping dipropilen glikol
Tipe	: Tangki silinder vertikal dengan <i>flat bottom</i> dan <i>conical head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-304 Grade C</i>
Kapasitas	: 68568.839 m ³
Jumlah	: 1 buah
Waktu tinggal	: 30 hari
Diameter Tangki	: 10.342 m
Tinggi Tangki	: 8.5550 m
Tekanan Operasi	: 1 atm
Suhu Operasi	: 30 °C

EVALUASI EKONOMI

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (estimation) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas atau suatu titik di mana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan.

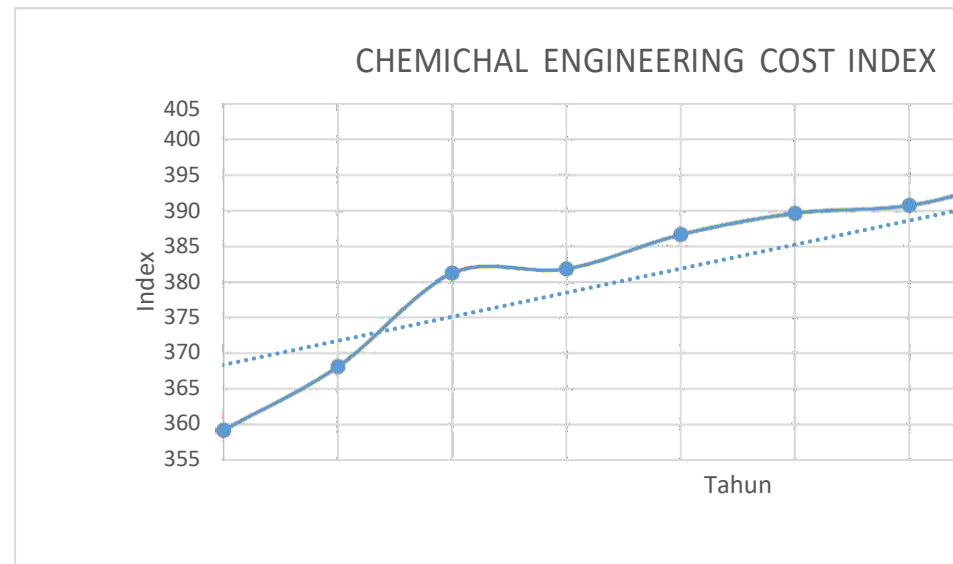
Dasar Perhitungan :

1. Kapasitas produksi : 30.000ton /tahun
2. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
3. Umur alat : 10 tahun
4. Nilai kurs : 1 US\$ = Rp. 14.567,00 (30 Juni 2021)
5. Tahun evaluasi : 2018

sumber : kursdollar.net

(Data : Peters, 2003)

Tahun	Index	Tahun
1	359.20	1993
2	368.10	1994
3	381.10	1995
4	381.70	1996
5	386.50	1997
6	389.50	1998
7	390.60	1999
8	394.10	2000
9	394.30	2001
10	390.40	2002



Dari grafik diatas diperoleh persamaan:

Tahun 2014 adalah tahun ke 22=
 Tahun 2025 adalah tahun ke 33=

Dari persamaan tersebut, dicari Index pada tahun perancangan yaitu =
 $y = 3,387 x + 364,9$
 439.414 Tahun 2018 adl tahun ke 26 =
 476.671 Tahun 2012 adl tahun ke 20 =

$$\text{Present Cost} = \frac{\text{Original cost} \times \text{Index value at Present time}}{\text{Index value at time original cost was ob}}$$

harga upah buruh di CIKARANG= Rp 4,791,843 /bulan
Rp 23,038 /jam

Nilai tukar 1 USD = Rp Rp 14,567

harga alat diperhitungkan dari ([www.Matche.com](http://www.Matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html#anc) link = <http://www.matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html#anc> Pembagian indeks 202 Index 2025/2014 1.084787922

Harga alat untuk proses							
No	Nama alat	Variabel Penentu	Σ	Harga 2014(\$)	Harga 2025(\$)	Harga Total (\$)	Total harga (Rp)
1	Mixer	Volume	1	27,400	29,723	29,723	418,948,350
2	Reaktor	Volume	1	38,100	41,330	41,330	582,552,268
3	Netralizer	Volume	1	10,500	11,390	11,390	160,545,901
4	Flash Drum	Diameter	1	137,300	148,941	148,941	2,099,328,775
5	Menara Destilasi	Diameter	1	93,200	101,102	101,102	1,425,035,993
6	Tangki I (F-110)	Volume	1	249,200	270,329	270,329	3,810,289,372
7	Tangki 2 (F-113)	Volume	1	223,100	242,016	242,016	3,411,218,133
8	Tangki 3 (F-212)	Volume	1	182,400	197,865	197,865	2,788,911,643
9	Tangki 4 (F-312)	Volume	1	6,300	6,834	6,834	96,327,540
10	Tangki 5 (F-431)	Volume	1	128,000	138,853	138,853	1,957,130,978
11	Tangki 6 (F-432)	Volume	1	125,400	136,032	136,032	1,917,376,755
12	Pompa (L-112)	Flow rate	2	12,300	13,343	26,686	376,136,110
13	Pompa (L-114)	Flow rate	1	7,600	8,244	8,244	116,204,652
14	Pompa (L-115)	Flow rate	3	7,000	7,594	22,781	321,091,801
15	Pompa (L-211)	Flow rate	3	38,500	41,764	125,293	1,766,004,906
16	Pompa (L-213)	Flow rate	1	12,700	13,777	13,777	194,184,089
17	Pompa (L-311)	Flow rate	3	27,900	30,266	90,797	1,279,780,178
18	Pompa (L-313)	Flow rate	1	9,600	10,414	10,414	146,784,823
19	Pompa (L-321)	Flow rate	2	35,900	38,944	77,888	1,097,828,158
20	Pompa (L-325)	Flow rate	1	59,000	64,002	64,002	902,115,060

21	Pompa (L-331)	Flow rate	1	25,200	27,337	27,337	385,310,161
22	Pompa (L-335)	Flow rate	1	20,800	22,564	22,564	318,033,784
23	Pompa (L-337)	Flow rate	1	17,100	18,550	18,550	261,460,467
24	Condenser 2 (E-323)	A	1	49,500	53,697	53,697	756,859,245
25	Condenser 1 (E-333)	A	1	26,100	28,313	28,313	399,071,238
26	Heater 1	A	1	2,600	2,820	2,820	39,754,223
27	Heater 2	A	1	2,200	2,387	2,387	33,638,189
28	Heater 3	A	1	15,900	17,248	17,248	243,112,364
29	ACC-324	Diameter	1	6,200	6,726	6,726	94,798,532
30	ACC-325	Diameter	1	7,200	7,810	7,810	110,088,617
31	Cooler 1 E-326	A	1	40,500	43,934	43,934	619,248,473
32	Cooler 2 E-433	A	1	40,800	44,259	44,259	623,835,499
33	Cooler 3	A	1	39,500	42,849	42,849	603,958,388
34	Reboiler	A	1	52,800	57,277	57,277	807,316,528
TOTAL						2.14E+06	3.02E+10

Physical Plant Cost (PPC)

Purchased Equipment Cost total (PEC) = \$ 2,140,069.61
= Rp 30,164,281,191.17 biaya selama pengangkutan,
cara pengangkutan, berat, ukuran

1 Delivered Equipment Cost (DEC)

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai tempat 10% PEC (Peters hal 244)

DEC = 10% x Rp 30,164,281,191.17
Rp 3,016,428,119.12

2 Instalasi (Biaya pasang alat) (25% sd 55% PEC Peters hal biaya pembangunan u/menyokong PEC

Material 11% PEC 11% x Rp 30,164,281,191.17
Rp 3,318,070,931.03
Buruh (32% PEC) 32% x Rp 30,164,281,191.17
Rp 9,652,569,981.17
Jumlah manhour = Rp 9,652,569,981.17 / Rp23038/manhour

	Rp		418,984.72	manhour
Buruh lokal (100%)	. = 100% x 23038 x 1158129.38			
	Rp		9,652,569,981.17	
Total cost =	Rp		12,970,640,912.20	
3 Pemipaan (biaya pasang pipa) untuk cairan sampai 80% Peters hal 245				
Material (43% PEC)	. = 43% x	Rp		30,164,281,191.17
		Rp	12,970,640,912.20	
Buruh (37% PEC)	. = 37% x	Rp		30,164,281,191.17
		Rp	11,160,784,040.73	
Jumlah Manhour =		Rp	11,160,784,040.73	/ (rp 23038/manhour)
		Rp	484,451.08	manhour
Buruh lokal (100%)	. = 100% x 23038 x 1339087.10			
	Rp		11,160,784,040.73	
Total cost =	Rp		24,131,424,952.93	
4 Instrumentasi (biaya pemasangan alat alat kontrol) 8-50% peters hal 245				
Material (20% PEC)	. = 20% x	Rp		30,164,281,191.17
		Rp	6,032,856,238.23	
buruh (10%PEC)	. = 10% x	Rp		30,164,281,191.17
		Rp	3,016,428,119.12	
Jumlah manhour =		Rp	3,016,428,119.12	/ (Rp 23.038/manhour)
		Rp	130,932.73	manhour
Buruh lokal (100%) =	. = 100% x 23038 x 361915.43			
	Rp		3,016,428,119.12	
Total cost =	Rp		9,049,284,357.35	
5 Listrik 15-30% PEC Peters hal 273				
Material(15%PEC)	. = 15% x	Rp		30,164,281,191.17
		Rp	4,524,642,178.68	
Buruh (5% PEC)	. = 5% x	Rp		30,164,281,191.17
		Rp	1,508,214,059.56	
jumlah manhour =		Rp	1,508,214,059.56	/ (rp23.038/manhour)
		Rp	65,466.36	
Buruh lokal (100%)	. = 100% x 23038 x 180957.72			
	Rp		1,508,214,059.56	
Total cost =	Rp		6,032,856,238.23	

Isolasi (Biaya pemasangan isolasi pada sistem pipa)

8% -9% PEC

Material (5% PEC) =	5%	x	Rp	30,164,281,191.17
= Rp			1,508,214,059.56	
Buruh (4% PEC) =	4%	x	Rp	30,164,281,191.17
= Rp			1,206,571,247.65	
Jumlah Manhour = Rp			1,206,571,247.65	23,038
= Rp			52,373.76	manhour
Buruh Lokal (100%) =	100%	x	23038x144755.90	
= Rp			1,206,571,247.65	

Total cost = Rp 2,714,785,307.21

Bangunan

Nama Bangunan			Luas (ft ²)	Luas (m ²)
Pos Keamanan			430.55	40
Parkir			9149.1	850
Mushola			1076.36	100
Kantin			2152.73	200
Kantor			7534.55	700
Poliklinik			1076.36	100
Ruang Kontrol			3229.09	300
Laboratorium			3767.28	350
Proses			10763.65	1000
Utilitas			19374.57	1800
Ruang Generator			3767.28	350
Bengkel			3229.09	300
Safety			1614.55	150
Gudang			10763.65	1000
Pemadam			1076.36	100
Taman			7534.55	700
Jalan raya			2152.73	200
area pengembangan				3500
Total Luas bangunan				11740

jual digemalapak= 225 USD 3277575 / m2 Tahun 2012
 3431529.51 / m2 Tahun 2018

Biaya bangunan = Rp 25,187,426,602.44

Pengembangan Lahan (Yard Improvement) 10% -20% PEC

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya.

Harga = Rp 1,500,000.00 /m² untuk biaya taman, pagar, dan area parkir

Biaya = Rp 6,600,000,000.00

Luas Jalan = 200 m²

Harga Jalan aspal = Rp 150,000 /m² (www.pengaspalanhotmix.com/2017/01/

Biaya Jalan = Rp 30,000,000 tukang-borong-aspal-hotmix-di-sentul.html)

Biaya Pengembangan = Rp 6,630,000,000.00

Tanah 4% - 8% PEC

Luas Tanah = 11,740 m²

Harga tanah = Rp 874,020.00 tahun 2012

Rp 915,074.54 tahun 2018

Biaya tanah = Rp 10,742,975,052.23

9 Peralatan Utilitas (PEC-UT)

Peralatan Utilitas

No	Nama Alat	Variabel	Σ	Harga 2014 \$	Harga 2025	Harga Total USD	Harga Total (Rp)
1	Boiler	B.Capacity	1	216500	234856.5851	234,857	3,310,303,567.46
2	Deaerator	Volume	1	14900	16163.34004	16,163	227,822,277.85
3	Generator	Capacity	1	15609	16932.45468	16,932	238,662,948.66
4	Tangki pendingin 1	Volume	1	22700	24624.68583	24,625	347,084,946.80
5	Tangki pendingin 2	Volume	1	22700	24624.68583	24,625	347,084,946.80
6	Tangki Demineralizer	Volume	1	20800	22563.58878	22,564	318,033,783.85
7	Tangki Karbon Aktif	Volume	1	2800	3037.406182	3,037	42,812,240.13
8	Tangki HCl	Volume	1	4700	5098.503234	5,099	71,863,403.08
9	Tangki kaporit	Volume	1	5000	5423.93961	5,424	76,450,428.81
10	Tangki NaOH	Volume	1	7500	8135.909416	8,136	114,675,643.21
11	Tangki N2H2	Volume	1	5100	5532.418403	5,532	77,979,437.39
12	Tangki Cation exchan	Volume	2	10300	11173.3156	22,347	314,975,766.70
13	Tangki anion exchang	Volume	2	10300	11173.3156	22,347	314,975,766.70

14	Pompa-01	D Pipe	2	7000	7593.515455	15,187	214,061,200.67
15	Pompa-02	D Pipe	2	7000	7593.515455	15,187	214,061,200.67
16	Pompa-03	D Pipe	2	7000	7593.515455	15,187	214,061,200.67
17	Pompa-04	D Pipe	2	11600	12583.5399	25,167	354,729,989.68
18	Pompa-05	D Pipe	2	11600	12583.5399	25,167	354,729,989.68
19	Pompa-06	D Pipe	2	11600	12583.5399	25,167	354,729,989.68
20	Pompa-07	D Pipe	2	6000	6508.727533	13,017	183,481,029.14
21	Pompa-08	D Pipe	2	6000	6508.727533	13,017	183,481,029.14
22	Pompa-09	D Pipe	2	6000	6508.727533	13,017	183,481,029.14
23	Pompa-10	D Pipe	2	4800	5206.982026	10,414	146,784,823.31
24	Pompa-11	D Pipe	2	4800	5206.982026	10,414	146,784,823.31
25	Pompa-12	D Pipe	2	6000	6508.727533	13,017	183,481,029.14
26	Cooling Tower	C.Load	1	22400	24299.24945	24,299	342,497,921.07
27	Refrigerator unit	C.Load	1	11000	11932.66714	11,933	168,190,943.38
	Harga PEC utilitas (\$)					6.42E+05	9.05E+09

Rp 9,047,281,356.12

Harga alat lokal		Jumlah (mt)	Harga Total (Rp)
No	Nama alat		
1	Bak penampung Awal	15.92	Rp 12,736,174
2	Tangki Sanitasi	192.73	Rp 154,183,680
3	Bak pemadam kebakaran	150.00	Rp 120,000,000
4	Gudang NaCl	275.00	220,000,000.00
Total			Rp 506,919,854

Physical Plant Cost (PPC)

Purchased Equipment Cost total (PEC) = **Rp 9,554,201,209.87**

1 Delivered Equipment Cost (DEC)

Diperkirakan biaya transport alat sampai tempat 10% PEC (Peters hal 244)

DEC = 10% x Rp 9,554,201,209.87
Rp 955,420,120.99

2 Instalasi (biaya pemasangan alat) 25 sd 55% Peters hal 245

Material (11% PEC) 11% x Rp 9,554,201,209.87

Rp 1,050,962,133.09

buruh (32% PEC) 32% x Rp 9,554,201,209.87

	Rp		3,057,344,387.16	
Jumlah manhour	Rp		3,057,344,387.16	./(Rp23038/manhour)
	Rp		132,708.76	
Buruh lokal(100%)	100% x 23038 x 296832,15			
	Rp		3,057,344,387.16	
Total cost = Rp			4,108,306,520.24	
3 Pemipaan (biaya pemasangan pipa) untuk cairan 80% Peters hal 245				
Material 43%PEC	43% x	Rp		9,554,201,209.87
	Rp		4,108,306,520.24	
buruh (37% PEC)	37% x	Rp		9,554,201,209.87
	Rp		3,535,054,447.65	
Jumlah manhour	Rp		3,535,054,447.65	./(Rp23038/manhour)
	Rp		153,444.50	
Buruh lokal (100%)	100% x 23038 x 34321,18			
	Rp		3,535,054,447.65	
Total cost = Rp			7,643,360,967.90	
4 Instrumentasi (biaya pemasangan alat alat kontrol) 30% Peters hal 245				
Material 20% PEC	20% x	Rp		9,554,201,209.87
	Rp		1,910,840,241.97	
Buruh 10% PEC	10% x	Rp		9,554,201,209.87
	Rp		955,420,120.99	
Jumlah manhour	Rp		955,420,120.99	./(Rp23038/manhour)
	Rp		41,471.49	
buruh lokal (100%)	100% x 23038 x 92760.05			
	Rp		955,420,120.99	
Total cost = Rp			2,866,260,362.96	
5 Listrik 10-40% PEC hal 273 Peters				
Material 15%PEC	15% x	Rp		9,554,201,209.87
	Rp		1,433,130,181.48	
buruh 5% PEC	Rp		477,710,060.49	
Jumlah manhour	Rp		1,433,130,181.48	./(Rp23038/manhour)
	Rp		62,207.23	
Buruh lokal (100%)	100% x 23038 x139140.07			
	Rp		1,433,130,181.48	

Total cost = Rp 2,866,260,362.96

Isolasi (Biaya pemasangan isolasi pada sistem pipa)

8% -9% PEC

Material (5% PEC) =	5%	x	Rp	9,554,201,209.87
= Rp			477,710,060.49	
Buruh (4% PEC) =	4%	x	Rp	9,554,201,209.87
= Rp			382,168,048.39	
Jumlah Manhour = Rp			382,168,048.39	23038/man hour
= Rp			16,588.81	manhour
Buruh Lokal (100%) = 100% x 3038 x 37101.39				
= Rp			382,168,048.39	

Total cost = Rp 859,878,108.89

PPC UTILITAS = Rp 19,299,486,443.94

FIXED CAPITAL INVESMENT	Rp
PEC	39,718,482,401.04
Instalasi	17,078,947,432.45
Pemipaan	31,774,785,920.83
Instrument	11,915,544,720.31
Listrik	8,899,116,601.19
Isolasi	3,574,663,416.09
Tanah	10,742,975,052.23
Bangunan	25,187,426,602.44
Pengembangan	6,630,000,000.00
Jumlah PPC	155,521,942,146.59
Engineering & Contruction, 20%	31,104,388,429.32
Jumlah DPC	186,626,330,575.91
Contractor's fee, 15%	27,993,949,586.39
Contingency, 15%	27,993,949,586.39
Jumlah FCI	242,614,229,748.68

5% sd 30% FCI, hal 273 Peters)

10% sd 20% FCI, hal 273 Peters)

5% sd 15% FCI, hal 273 Peters)

Manufacturing Cost (Biaya Produksi)

Direct Manufacturing Cost

1 Bahan baku

Harga bahan	kebutuhan (kg/jam)	USD/kg	Rp/kg	Harga Rp
Air	261.8653	0.00032	5	9,667,700.97
Popilen Oksida 99,95	60.1549	1.1000	16,024	7,634,123,047.49
Asam Sulfat 98%	0.2626	0.0790	1,151	2,393,289.16
NaOH 48%	0.4466	0.8910	12,979	45,904,747.47
Methanol	1.5369	0.5000	7,284	88,658,499.19
Total				7,780,747,284.29
			Rp	7,780,747,284.29

2 Gaji Karyawan

Gaji karyawan / tahun = Rp 15,259,200,000.00

3 Supervisi (15% karyawan)

(15% labor Peter 266)

Rp 2,288,880,000.00

4 Maintenance (5% FCI)

Rp 12,130,711,487.43 (2-10% FCI Peter 268)

5 Plant supplies (15% maintenance)

Rp 1,819,606,723.12 (15% maintenance Peter 268)

Harga produk	USD/kg	Rp/kg	Harga Rp
Propilen Glikol	2.4	34,960.80	Rp 316,585,610,149.28
Dipropilen Glikol	4	58,268.00	Rp 42,418,610,567.05
			Rp 359,004,220,716.33

7 Royalty dan pattend (3% sales)

Rp 10,770,126,621.49 (0-6% total produk Peter hal 269)

8 Kebutuhan bahan utilitas

Bahan Baku Utilitas

Bahan	Kebutuhan (kg/jam)	kg/tahun	\$ US/kg tahun 2018
Natural Greensand Zeolit	0.001	7.92	1.44
Synthetic resin	0.001	7.92	3.43
N2H4 (Hidrazin)	0.005	40.21	1.00
Karbon aktif	0.007	54.44	0.76
Kaporit	0.001	4.01	1.37
HCl	65.715	520,460.48	0.04
NaOH	221.787	1,756,554.11	0.08
Freon 12 (CCl2F2)	53.366	422,659.15	4.79
Listrik	290.168	2,298,127.06	0.10

Solar (L/jam)	26.382	208,948.18	0.81
Total			\$

Rp

Kebutuhan biaya utilitas = Rp 37,612,598,295 ./th

Total Direct Manufacturing Cost (DMC) = Rp 87,661,870,411.32

B Indirect Manufacturing cost

Payroll Overhead	15 % kary	= Rp	2,288,880,000.00	(10-20% dari labor c
Laboratorium	20 % kary	= Rp	2,288,880,000.00	(10-20% dari labor c
Pack dan Shipping	15 % FCI	= Rp	36,392,134,462.30	(10-20% FCI, hal 27
Plant Overhead	70 % kary	= Rp	9,155,520,000.00	(50-70% dari labor c

Total Indirect Manufacturing Cost (IMC) = Rp 50,125,414,462.30

Fixed manufacturing Cost

Depreciation	10% FCI	= Rp	24,261,422,974.87	(10 % FCI, Hal 273 p
Property tax	2% FCI	= Rp	4,852,284,594.97	(1-4% FCI hal 273 pe
Asuransi	1% FCI	= Rp	2,426,142,297.49	(0,4-1% FCI hal 273

Total Fixed Manufacturing Cost (FMC) = Rp 31,539,849,867.33

TOTAL MANUFACTURING COST = Rp 169,327,134,740.96

Rangkuman:

Manufacturing Cost	Rp
Bahan Baku	7,780,747,284.29
Buruh(Labor)	15,259,200,000.00
Supervisi	2,288,880,000.00
Perawatan	12,130,711,487.43
Plant Suplies	1,819,606,723.12
Royalty	10,770,126,621.49
Utilitas	37,612,598,295.00
Direct Manufacturing Cost	87,661,870,411.32
Payroll	2,288,880,000.00
Laboratorium	2,288,880,000.00
Plant Overhead	9,155,520,000.00
Packed	36,392,134,462.30
Indirect Manufacturing Cost	50,125,414,462.30

Depresiasi	24,261,422,974.87	
Pajak	4,852,284,594.97	1,977,318,549.55
Asuransi	2,426,142,297.49	16,477,654,579.59
Fixed Manufacturing Cost	31,539,849,867.33	164,776,545,795.86
Manufacturing Cost	169,327,134,740.96	411,941,364,489.64

Working Capital (MODAL KERJA)

Persediaan bahan baku	1/12 x bahan baku	= Rp	648,395,607.02
Bahan baku dlm proses	0.5/330 x manufacturing	= Rp	256,556,264.76
Biaya sebelum terjual	1/12 x manufaktur	= Rp	14,110,594,561.75
Persediaan uang	1/12 x manufaktur	= Rp	14,110,594,561.75
JUMLAH =	WC (WORKING CAPITAL) =	Rp	29,126,140,995.28

General Expense

Administrasi	5% MC	Rp	8,466,356,737.05	(2-5% MC, (Peters,
Distribution and marketing cost	20 % MC	Rp	33,865,426,948.19	(2-20% MC, (Peters,
Finance	1% MC	Rp	1,693,271,347.41	(1% MC, (Peters, hal
Research and development cost	5% MC	Rp	8,466,356,737.05	(5% MC, (Peters, hal
Total general Expense =	Rp		52,491,411,769.70	

Total Biaya Produksi = Manufacturing Cost + General Expense

Rp 221,818,546,510.65

Penjualan (Sa)	= Rp	359,004,220,716.33
Total Cost	= Rp	221,818,546,510.65

Keuntungan sebelum pajak	= Rp	137,185,674,205.68	61.84589899
Keuntungan sesudah pajak	= Rp	96,029,971,943.97	43.29212929
Pajak 30% dari keuntungan	= Rp	41,155,702,261.70	

Return On Investment (ROI)

Return on investment merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasi. sesudah pajak sebelum pajak

$$\text{Pr a} = \frac{\text{Pa}}{\text{If}}$$

$$\text{Pr b} = \frac{\text{Pb}}{\text{If}}$$

Prb = ROI sebelum pajak

$$(FC + WC) (1+i) - (SV + WC) = C((1+i) + (1+i) + \dots + (1+i) + 1)$$

dengan :

C = Annual cost

= Profit after tax + depreciation + finance

SV = Salvage value = 0,1 x FCI

WC = Working capital

FC = Fixed capital

i dicari dengan trial

ROI sebelum pajak = 56.545 % (untuk resiko rendah sebelum pajak minimal 11%)

ROI sesudah pajak = 39.581 %

POT sebelum pajak = 1.5027 tahun (untuk resiko rendah sebelum pajak maksimal 5 tahun)

POT sesudah pajak = 2.017 tahun

242,614,229,748.68 Jumlah FCI

137,185,674,205.68 Keuntungan sebelum p

96,029,971,943.97 Keuntungan sesudah p

Fixed Cost (Fa)	Rp
Depreciation	24,261,422,974.87
Pajak	4,852,284,594.97
Insurance	2,426,142,297.49
	31,539,849,867.33

Rp

Rp

Variable cost (Va)	Rp
Bahan Baku	7,780,747,284.29
Royalty and Patent	10,770,126,621.49
Utilitas	37,612,598,295.00
Packaging and Shippin	36,392,134,462.30
	92,555,606,663.08

Regulateted Cost (Ra)	Rp
Labour	15,259,200,000.00
Maintenance	12,130,711,487.43
Plant Suplies	1,819,606,723.12

Labolatory	2,288,880,000.00
Payroll Overhead	2,288,880,000.00
Plant Overhead	9,155,520,000.00
General Expense	52,491,411,769.70
	95,434,209,980.25

BEP = **41.611** %
SDP = **14.341** %

C = **131,382,322,244.38**
SV = **24,261,422,974.87**
WC = **29,126,140,995.28**
FC = **242,614,229,748.68**
Bunga = **7.612%**

MINIMAL rerata bunga bank per 2018 5,05%, berarti 5,05 x 1,5% =
7.575 %

Persamaan DCFRR

$$(FC + WC)(1+i)^N = \sum_{j=1}^7 C_j (1+i)^{N-j} + WC + SV$$

Trial i = 0.0761
Ruas Kiri = 5.66E+11 -3.93E+10
Ruas Kanan = 6.05E+11

Kapasitas	Fixed cost (Fa)	Variabel cost (Va)	Regulated cost (Ra)	Sales	BEP
0	31.54	31.5398	60.1701	0.0000	41.6111
100	31.54	124.0955	219.5297	359.0042	41.6111

BEP	0		
	110.32	0	31.54
SDP	0	14.34	61.84
	61.84		

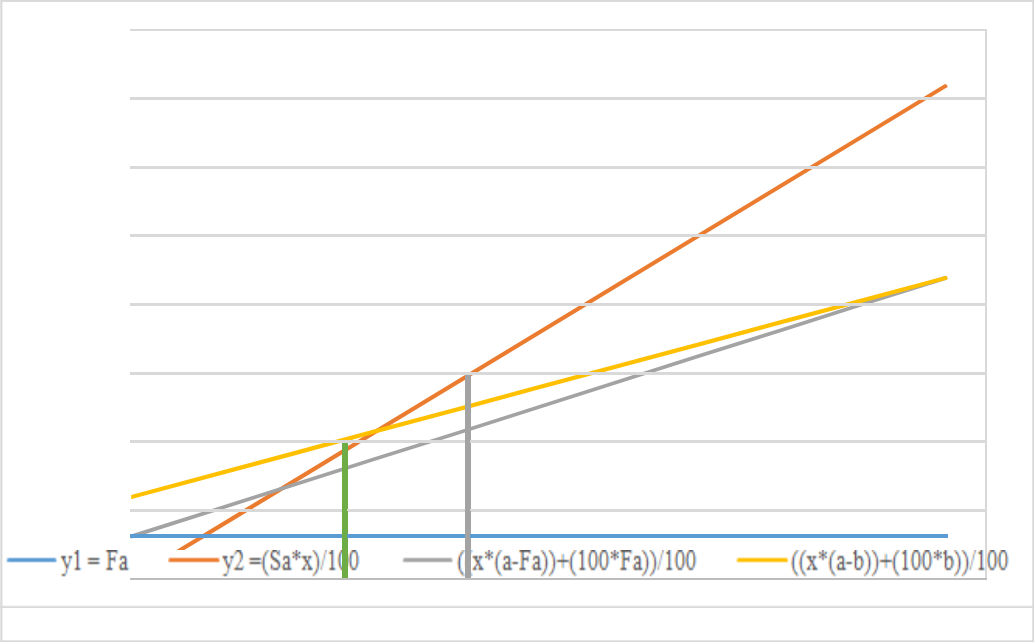
fa	3.15E+10
Va	9.26E+10
Ra	9.54E+10
Sa	3.59E+11

persamaan 1	
y=fa	
x	y
0	3.15E+10
10	3.15E+10
20	3.15E+10
30	3.15E+10
40	3.15E+10
50	3.15E+10
60	3.15E+10
70	3.15E+10
80	3.15E+10
90	3.15E+10
100	3.15E+10

persamaan 2	
y=(sa*x)/100	
sa	3.59E+11
x	y
0	0
10	3.59E+10
20	7.18E+10
30	1.08E+11
40	1.44E+11
50	1.80E+11
60	2.15E+11
70	2.51E+11
80	2.87E+11
90	3.23E+11
100	3.59E+11

persamaan 3	
y=fa+(va+ra)/100*x	
(va+ra)/100	1879898166
x	y
0	31539849867
10	50338831532
20	69137813196
30	87936794860
40	1.06736E+11
50	1.25535E+11
60	1.44334E+11
70	1.63133E+11
80	1.81932E+11
90	2.00731E+11
100	2.1953E+11

Persamaan 4	
y=fa+0.3ra+(0.7ra+va)/100*x	
0.3ra	2.86E+10
0.7ra	6.68E+10
(0.7ra+va)/100	1593595536.4925
fa	3.15E+10
x	y
0	60170112861
10	76106068226
20	92042023591
30	1.07978E+11
40	1.23914E+11
50	1.3985E+11
60	1.55786E+11
70	1.71722E+11
80	1.87658E+11
90	2.03594E+11
100	2.1953E+11



UTILITAS

Utilitas berfungsi untuk menyediakan bahan - bahan penunjang untuk mendukung kelancaran pada sistem pr Unit - unit yang ada di utilitas terdiri dari :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air (water treatment system)
2. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik (Power Plant and Power Distribution System)
3. Unit pembangkit steam (Steam Generation System)
4. Unit penyedia udara instrument (Instrument Air System)

UNIT PENYEDIAAN DAN PENGOLAHAN AIR

Air untuk keperluan proses

		(kg/jam)
1.	MIXER	= 200.2809
	TOTAL	= 200.2809
	OVERDESIGN 20%	= 240.3370
	MAKE UP WATER	= 2.9822

Air untuk pendingin alat proses

1.	REAKTOR	= 334.8472	
2.	COOLER-01	= 1613.6037	
3.	COOLER-02	= 2413.6037	
4.	COOLER-03	= 2413.6037	
5.	CONDENSOR-01	= 74.1133	
6.	CONDENSOR-02	= 41.7697	
	TOTAL	= 6891.5412	(Diasumsikan ini adal
	OVERDESIGN 20%	= 8269.8495	TOTAL KEBUTUHAN A
	MAKE UP WATER 6.2%	= 512.7307	kg/jam

Air untuk pembuatan uap air/steam

		(kg/jam)
1.	HEATER-01	= 335.2937
2.	HEATER-02	= 1472.7305
3.	HEATER-03	= 1669.0093
	TOTAL	= 7179.8837
	OVERDESIGN 20%	= 8615.8605
	MAKE UP WATER	= 106.9093

Air untuk keperluan umum

		(kg/jam)	
Air untuk keperluan umum (General Uses)			
kebutuhan air ini meliputi kebutuhan laboratorium, kantor, karyawan, dll			
Penggunaan :			
1.	Perkantoran	= 343.75	
2.	Laboratorium, poliklinik, bengkel	= 83.33	
3.	Kebutuhan pemadam kebakaran	= 50	(Diasumsikan kebutuh
4.	Kantin, Mushola	= 125	
5.	Pembersihan, pemeliharaan, taman	= 60.21	
	TOTAL	= 662.3	
	OVERDESIGN 20%	= 794.75	

TOTAL KESELURUHAN		(kg/jam)	
1.	Kebutuhan Air Proses	=	240.3370
2.	Kebutuhan Air Pendingin	=	512.7307
3.	Kebutuhan Air untuk Boiler	=	8615.8605
4.	Kebutuhan Air untuk Sanitasi	=	794.7500
	TOTAL	=	10163.6782 kg/jam

AIR MAKE UP TOTAL	=	1417.4 kg/jam
	=	1.42 m ³ /jam
	=	34.0169 m ³ /hari
	=	11225.58753 m ³ /tahun

Unit pembangkit dan pendistribusian listrik (Power Plant and Power Distribution System)

1. Listrik untuk keperluan proses dan pengolahan air

Nama dan alat proses	Power (Hp)	Jumlah	Σ Power (Hp)	
Mixer	1	1	1	
Reaktor	2	1	2	
Netralizer	1	1	1	
Flash Drum	1	1	1	
Menara Destilasi	1	1	1	
Heater 1	1	1	1	
Heater 2	1	1	1	
Heater 3	1	1	1	
Cooler 1	1	1	1	
Cooler 2	1	1	1	
Cooler 3	1	1	1	
Reboiler	1	1	1	
Condensor 1	1	1	1	
Condensor 2	1	1	1	
Accumulator 1	1	1	1	
Accumulator 2	1	1	1	
pompa 1	2	2	4	
pompa 2	1.5	1	2	
pompa 3	1	3	3	
pompa 4	1.2	3	4	
pompa 5	1.2	1	1	
pompa 6	1	3	3	
pompa 7	1	1	1	
pompa 8	1	2	2	
pompa 9	1.5	1	2	
pompa 10	1	1	1	
pompa 11	2	1	2	
pompa 12	2	1	2	
TOTAL			42	

Diketahui 1 Hp = 0.7457 kW
Power yang di butuhkan = 31.54311 kW

2. Listrik untuk Utilitas

Nama dan alat proses	Power (Hp)	Jumlah	Σ Power (Hp)	Alat
Cooling Tower	2	1	2	
Pompa-01	3	1	3	
Pompa-02	2	1	2	
Pompa-03	2	1	2	
Pompa-04	1	1	1	
Pompa-05	1	1	1	

Pompa-06	1	1	1	1
Pompa-07	1	1	1	
Pompa-08	1	1	1	
Pompa-09	1	1	1	
Pompa-10	1	1	1	
Pompa-11	1	1	1	
Pompa-12	1	1	1	
Pompa-13	1	1	1	
Pompa-14	1	1	1	
Tangki N2H2		1		
Tangki NaOH		1		
Tangki HCl		1		
Total			20	

Diketahui 1 Hp = 0.7457 kW
Power yang dibutuhkan = 14.914 kW

Listrik untuk penerangan dan Ac

Listrik untuk Ac diperkirakan seb = 10 kW
Listrik untuk penerangan diperki = 100 kW

Listrik untuk laboratorium dan bengkel

Listrik yang digunakan diperkirakan = 40 kW

Listrik untuk instrumentasi

Listrik yang digunakan diperkirakan = 10 kW

Total kebutuhan listrik = 206.4571 kW

Emergency generator yang digun = 80%
Maka input generator = 206.4571 kW
80%

= 258.0714 kW

Ditetapkan input generator = 400 kW

Untuk keperluan lainnya dan cad = 141.9286 Kw x

= 113.5429 kW

Spesifikasi generator

Tipe = AC generator
Kapasitas = 400 kW
Tegangan = 220/360 volt
Efisiensi = 80%
Frekuensi = 50 Hz
Bahan bakar = Solar

Kebutuhan bahan bakar untuk generator set

Jenis bahan bakar = Solar

Heating value	=	18315	Btu/lb	(engineeringtoolb
Efisiensi bahan bakar	=	80%		
ρ solar	=	53	lb/ft ³	(engineeringtoolb
Kapasitas input generator	=	400	x	3412.412
	=	1364965	Btu/jam	
Kebutuhan solar	=			1364964.8000
		80%	x	53
	=	1.7577	ft ³ /jam	
	=	1.7577	ft ³ /jam	x
	=	0.0497	m ³ /jam	Kawasan Jababek
				Jadi kebutuhan so

Tangki bahan bakar untuk generator

Fungsi	=	Menampung bahan bakar solar untuk generator		
Jenis	=	Tangki silinder horisontal		
Kebutuhan solar genset	=	0.0497	m ³ /jam	=
Kebutuhan solar boiler	=	0.1452	m ³ /jam	=
Kebutuhan solar total	=	0.1949	m ³ /jam	=
Waktu Tinggal	=	3	hari	
Tangki dirancang dengan over d	=	20%		
Volume tangki	=	16.8405	m ³	

Tangki solar direncanakan 1 buah, juga untuk menyimpan bahan bakar boiler

Volume tangki	=	16.8405	m ³
---------------	---	---------	----------------

Bentuk tangki silinder tegak (H/D = 1)

$$V \text{ tangki} = \pi/4 \times D^2 \times H$$

$$= \pi/4 \times D^3$$

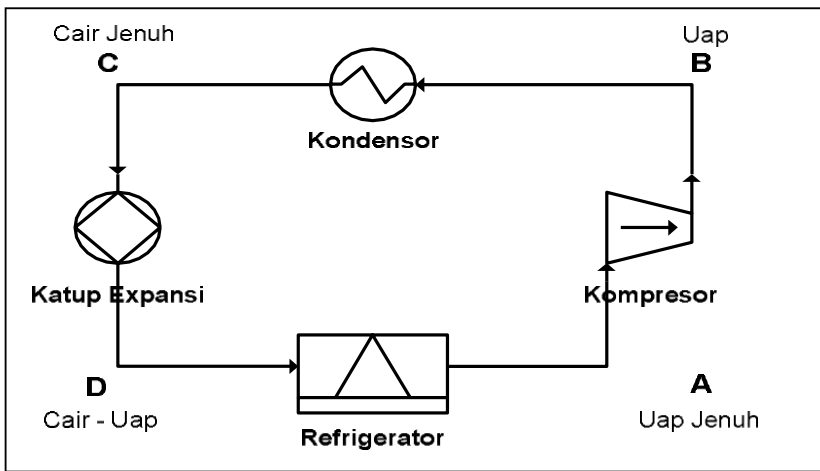
$$D = (4 \times V / \pi)^{1/3}$$

$$= 2.7786 \text{ m}$$

$$H = 2.7786 \text{ m}$$

Bahan	=	Carbon steel
-------	---	--------------

3.400 MVA PLN
Dipakai PLN, gen



Bak Refrigerator

Densitas (ρ)	=	1000 kg/m ³	
atan pemasukan air :		6,891.5412 kg/jam =	6.89 m ³ /jam
Waktu tinggal	=	1 jam	
Over design	=	20%	
Bentuk bak	=	persegi panjang	
Volume bak	=	8.27 m ³	
ensi bak dirancang :			

UNIT PENYEDIA UDARA TEKAN

Kebutuhan udara dalam utilitas digunakan sebagai instrumentasi alat kendali untuk menggerakkan kontrol Pneumatis dan instrumen-instrumen lain

Tugas = Menekan udara lingkungan untuk keperluan instrumentasi

Kebutuhan udara diperkirakan = 60 m³/jam
= 1.0000 m³/min

kompresor udara

Fungsi = Menaikkan tekanan udara dari atmosferis menjadi 1,3 atm
 $T_1 = 303.15$ K
 $T_1 = 30$ C
 RH (kelembapan) = 70%
 $P^* = 0.04$ atm
 $P_1 = 1$ atm
 $V_w = \frac{1}{T_s} \cdot (P_1 / P^*) = 69.3644$ m³/jam
 = 2444.764 ft³/jam
 = 40.74606 ft³/menit

dari figure 1 hal 113, Branen, didapat kompresor yang digunakan reciprocating

$P_2 = 1.3$ atm
 compression rati = 1.3

Dipilih reciprocating compressor 1 stage horizontal

$$BHP = \frac{Z \cdot R \cdot T_1}{M} \cdot n \cdot \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{n-1}{n}} \quad (Coulson, 2005)$$

$R = 8.314$ J/mol.K
 $n = 1.4$
 $T_1 = 303.15$ K
 $P_2/P_1 = 1.3$

BHP = 892.6782 J/mol
 untuk reciprocating compressor, efisiensi : (Coulson, 2005)
 efisiensi = 65%

actual work requi = $\frac{BHP}{\text{efisiensi}}$ = 1373.351 J/mol

kecepatan udara = $\frac{P_1 V_w}{R \cdot T_1}$ = 2.7884 kmol/jam

Power motor = 1.0637 kW
 = 1.4254 Hp

Fungsi	=	Mengalirkan air dari perusahaan jasa
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	1. Menentuka 2. Menentuka 3. Menghitun 4. Menghitun

Langkah Perencanaan

- a. **Menentukan Tipe Pompa**
 Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan (Yaws, 1999 hal 521)
 - Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
 - Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia
 - Kecepatan putarannya stabil
 - Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain
- b. **Menentukan Bahan Konstruksi Pompa**
 Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :
 - Tahan korosi
 - Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
 - Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)
- c. **Menghitung Tenaga Pompa**

$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$ (Yaws, 1999 hal 501)

KONDISI = T = 27
 = 300.1500

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	A
H2O	6891.5412	422.5153326	-10.2158
TOTAL	6891.5412		
massa	=	6891.5412	kg/jam
	=	15193.2296	lb/jam
	=	4.2203	lb/s

μ campuran	=	0.8709	cP
	=	0.0006	lb/ft.s
ρ campuran	=	422.5153	kg/m ³
	=	26.3768	lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{m}{\rho}$	
	=	$\frac{15193.2296}{26.3768}$	lb/jam
	=	576.0076	ft ³ /jam
	=	0.1600	ft ³ /s
	=	71.8137	gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen (NRe > 2100), sehingga digunakan persamaan untuk Di > 1 in, yaitu :

$$D_{i, \text{opt}} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13}$$

Dimana :

Di opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

Sehingga :

Di opt	=	3.9	x
	=	2.6163	in

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Sched- ule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross- Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65

2	2.575	66.53	40	0.139	5.71	2.007	32.30	0.02330	21.05
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 5 in sch 40 diperoleh

OD	=	5.5630	in
ID	=	5.0470	in
A	=	0.1390	ft ²

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.1600}{0.139} = 1.1511 \text{ ft/s} = 0.3509 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

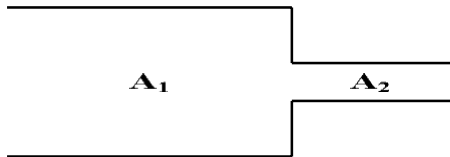
ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

$$N_{re} = \frac{26.3768}{x} = 21820.72455 \quad (N_{re} > 21 \text{ jadi asumsi})$$

Head Losses (H_f)

a). Sudden Contraction Losses

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad (A_1 \gg A_2), d$$


Karena :

$$\frac{A_2}{A_1}$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \quad (1,25)$$

$$= 0.4 \quad (1,25)$$

$$\alpha = 0.4444$$

$$= 1 \quad (\text{untuk alir})$$

sehingga :

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha} = 0.4444 \frac{1.3250}{64.348} = 0.0092 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). Sudden Enlargement Losses



$$(A_2 \gg A_1), d$$

dimana :

$$k_{ex} = (1 - \frac{A_1}{A_2})^2 = 0.9972$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{v^2}{2 \times gc \times \alpha} \\
 &= 0.9972 \frac{1.3250}{64.348} \\
 &= 0.0205 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). Losses in fitting and valve

$$h_f = k_f \frac{v^2}{2 \times gc}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

Elbow , 90°	→	k _f =	0.75
Gate valve (wide open)	→	k _f =	0.17
Coupling	→	k _f =	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	800	m
	=	2624.64	ft

maka :

4 elbow 90°	=	4	.k _f
2 gate valve	=	2	.k _f
500 coupling	=	500	.k _f
			Total k _f

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{v^2}{2 \times gc} \\
 &= 23.34 \frac{1.3250}{64.348} \\
 &= 0.4806 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). Losses in pipe straight

$$h_F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Sigma Le}{2 \cdot ID \cdot Gc}$$

dimana :

h _F	=	Friction loss	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
Σ Le	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
gc	=	32.174	lbm.ft/lbf.s

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow, 90°	→	L/D	=
Gate valve (wide open)	→	L/D	=
Coupling	→	L/D	=

maka :

4 elbow 90°	=	4	. ID . L/D
2 gate valve	=	2	. ID . L/D
500 coupling	=	500	. ID . L/D
			Total Le

ΣL	=	ΣL	L + Le
	=		2624.64
	=		3111.6755
	=		948.4387
			ft
			m

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial steel	→	ϵ	=
			=

Sehingga :

$\frac{\epsilon}{D}$	=	$\frac{0.0001509}{0.4206}$	=
----------------------	---	----------------------------	---

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{Re} = 21820.72$
 didapatkan nilai $f = 0.005$

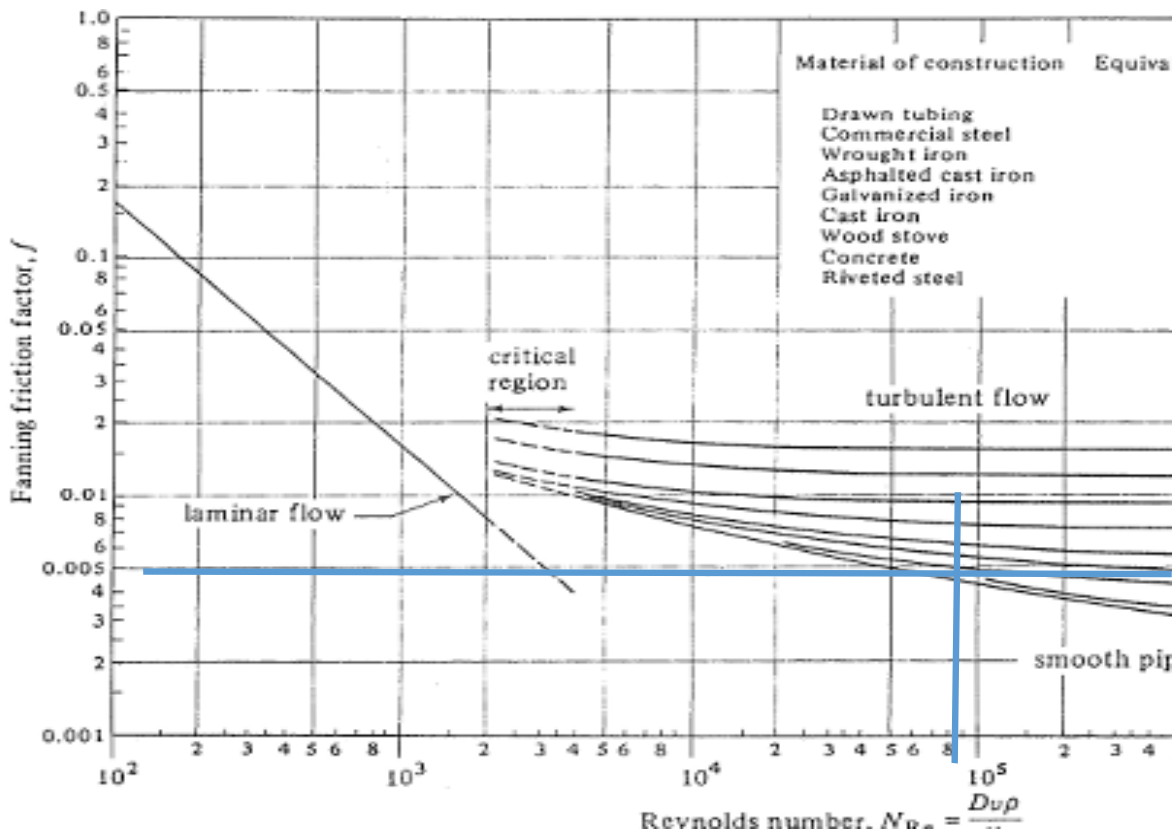


FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, *A.S.M.E.*, 66, 671, (1944); *Mech. Eng.* 69, 1005 (1947). *W1 mission.*]

sehingga :

$$h_F = \frac{4}{2} \times \frac{3.0469}{\text{lb}_m} = \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = 3.5572 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung *Static Head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0 \text{ ft} \\ Z_2 &= 10.0175 \text{ ft} \\ \Delta Z &= Z_2 - Z_1 = 10.0175 \text{ ft} \\ \frac{g}{g_c} &= 1 \text{ lbf/lbm} \\ \Delta Z (g/g_c) &= 10.0175 \text{ ft} \\ &= 10.0175 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

* Menghitung *Velocity Head*

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{kecepatan linier fluida dari tangki ke} \\ V_2 &= \text{kecepatan linier fluida ke bak} \end{aligned}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2g_c) = 0.0206$$

* Menghitung *Pressure Head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} \\ \Delta P &= P_1 = 2116 \text{ x} \\ &= 43.5715 \text{ lb/ft}^2 \\ \text{Sehingga, } \Delta P / \rho &= 1.6519 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$- Wf = 0.0206 + 15.2472 \text{ ft. lbf/lbm}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

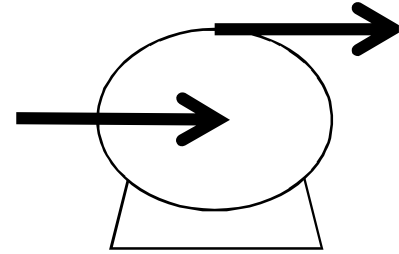
$$\text{BHP} = \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-Wf)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 10.62 coulson, untuk $Q_f = 71.8137 \text{ gpm}$
diperoleh η pompa = 60%
sehingga :
 $\text{BHP} = \frac{0.1600 \times}{550} = 0.1950$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk BHP = 0.1950
 $\text{Hp} = 0.1454$
diperoleh η motor = 0.85
Sehingga power motor yang diperlukan :
 $\text{P motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{0.1950}{0.85} = 0.2294 \text{ Hp}$
Dipilih motor standar dengan power = 3

RESUME			
Nama Alat	=	Pompa utilitas-01	
Kode	=		
Fungsi	=	Mengalirkan air dari perusahaan jasa ke Bak penampung sementara (BU-0	
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
Rate Volumetrik	=	576.0076	ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	1.1511	ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS	=
		Sch. Number	=
		OD	=
		ID	=
		Flow Area	=
Power Motor	=	3	Hp
Jumlah	=	1 buah	



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Bak penampung sementara (BU-01) ke T
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstruksi pompa 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ (Yaws, 1999 hal 501)

KONDISI =	T	=	27	C
		=	300.1500	K

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	A	B
H2O	1081.2626	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03
TOTAL	1081.2626			
massa	=	1081.2626	kg/jam	
	=	0.6622	lb/s	
μ campuran	=	0.8709	cP	

$$\begin{aligned}
 &= 0.0006 \quad \text{lb/ft.s} \\
 \rho \text{ campuran} &= 422.5153 \quad \text{kg/m}^3 \\
 &= 26.3768 \quad \text{lb/ft}^3 \\
 \text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{0.6622}{26.3768} \quad \text{lb/s} \\
 &= 0.0251 \quad \text{ft}^3/\text{s} \\
 &= 11.2674 \quad \text{gpm}
 \end{aligned}$$

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($N_{Re} > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $D_i < 1$ in, yaitu :

$$D_{i, \text{opt}} = 3.6 q_f^{0.40} \mu_c^{0.20} \quad (\text{Pers. 48, Peters, h})$$

Dimana :

$D_i \text{ opt}$ = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft^3/s

μ = viskositas fluida, cP

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ opt} &= 3.6 \quad \times \quad 0.2290 \\
 &= 0.1861 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05

2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
			80	0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 1/4 in sch 40 diperoleh

OD	=	0.54	in	=
ID	=	0.364	in	=
A	=	0.00072	ft ²	=

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.0251}{0.00072} \text{ ft}^3/\text{s} \cdot \text{ft}^2 = 34.8665 \text{ ft/s} = 10.6273 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ = densitas cairan (lb/ft³)

ID = diameter dalam pipa (ft)

μ = viskositas (lb/ft s)

v = kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

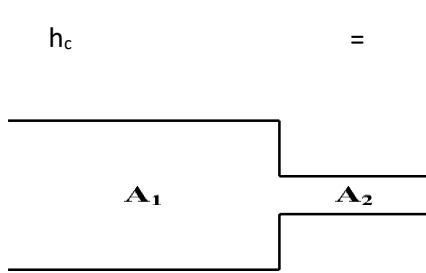
$$Nre = \frac{26.3768 \times 34.8665}{\mu}$$

0.0006

= 47668.81802 (NRe > 2100 jadi aliran Turbulen)
jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (H_F)

a). *Sudden Contraction Losses*



$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$

(A₁ >> A₂), dimana: A₁
A₂

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.000077 \leq 0.715$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \quad (1,25 \quad -)$$

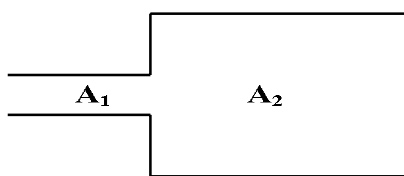
$$= 0.4 \quad (1,25 \quad -)$$

$$\alpha = 0.5000 = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

sehingga :

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} = 0.5000 \frac{1215.6711}{64.348} = 9.4455 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Enlargement Losses*



(A₂ >> A₁), dimana: A₁
A₂

dimana :

$$k_{ex} = 1 - \frac{A_1}{A_2} = 0.9963$$

sehingga :

$$h = k \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$

$$\begin{array}{rcl}
 \text{ex} & & \text{ex} \\
 & = & \frac{2 \times g_c \times \alpha}{1215.6711} \\
 & = & \frac{64.348}{18.8223} \\
 & & \text{lb}_f \cdot \text{ft} \\
 & & \text{lb}_m
 \end{array}$$

c). Losses in fitting and valve

$$\text{hf} = \text{kf} \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow</i> , 90°	→	k _f =	0.75
<i>Gate valve</i> (wide open)	→	k _f =	0.17
<i>Coupling</i>	→	k _f =	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.kf	=
1 gate valve	=	1	.kf	=
4 coupling	=	4	.kf	=
			Total kf	=

sehingga :

$$\begin{array}{rcl}
 \text{hf} & = & \text{kf} \frac{v^2}{2 \times g_c} \\
 & = & \frac{1215.6711}{64.348} \\
 & = & \frac{18.8223}{48.7417} \\
 & & \text{lb}_f \cdot \text{ft} \\
 & & \text{lb}_m
 \end{array}$$

d). Losses in pipe straight

$$\text{hF} = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Sigma Le}{2 \cdot \text{ID} \cdot G_c}$$

dimana :

h _F	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
Σ Le	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
g _c	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

<i>Elbow</i> , 90°	→	L/D	=	35
--------------------	---	-----	---	----

Gate valve (wide open) → L/D = 9
 Coupling → L/D = 2

maka :

3 elbow 90° = 3 . ID . L/D =
 1 gate valve = 1 . ID . L/D =
 4 coupling = 4 . ID . L/D =
 Total Le =

ΣL = L + Le
 = 118.1088 + 3.7007
 = 121.8095 ft
 = 37.1275 m

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial steel → ϵ = 0.000046
 = 0.0001509

Sehingga :

$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.0303} = 0.0050$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{Re} = 47668.81802$
 didapatkan nilai $f = 0.008$

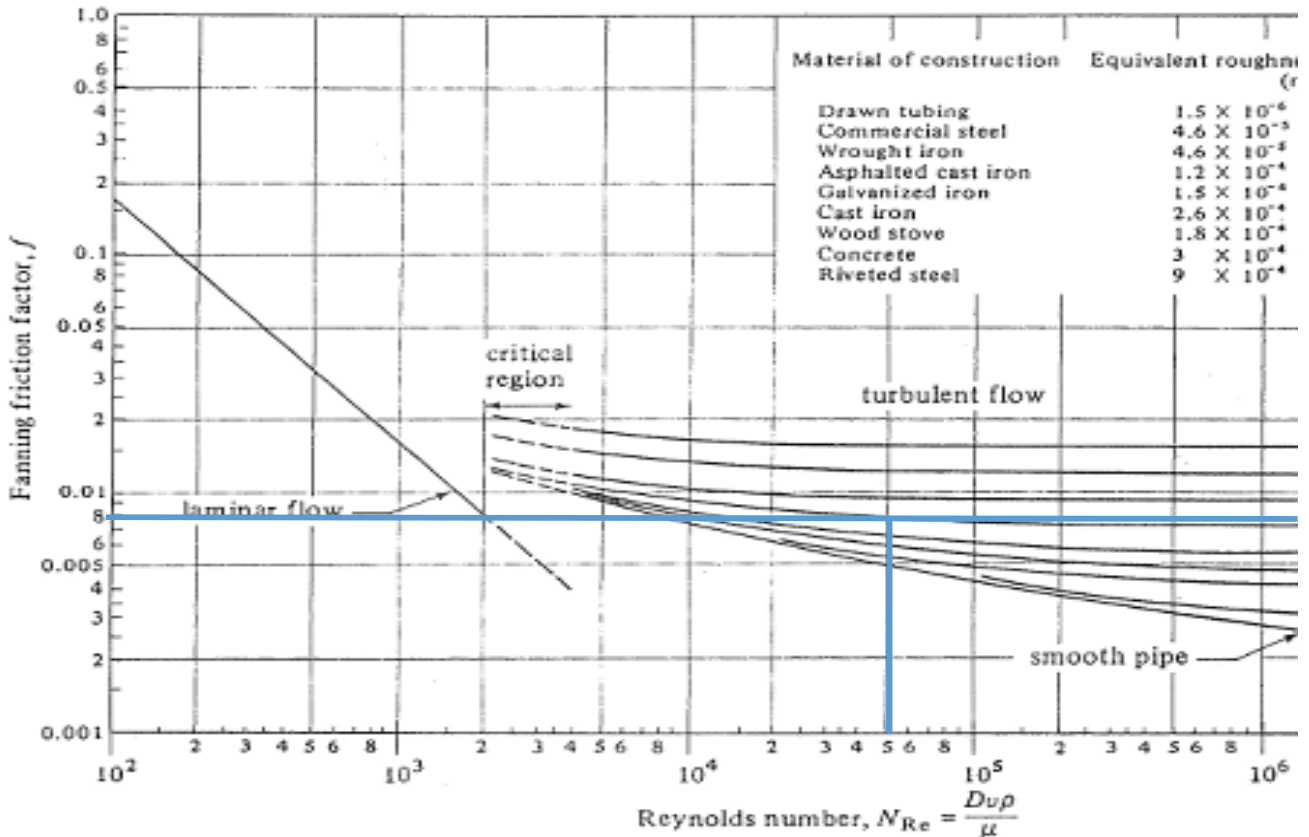


FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, Trans.

sehingga :

$$h_f = \frac{4 \times 0.008}{2 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}} = \frac{2427.6826}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = \frac{hc + hex + hf + hF}{\text{lb}_f \cdot \text{ft}} = \frac{2504.6922}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung *Static Head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0 \text{ ft} \\ Z_2 &= 0.4395 \text{ ft} \\ \Delta Z &= Z_2 - Z_1 \\ &= 0.4395 \text{ - } 0 \\ &= 0.4395 \text{ ft} \\ \frac{g}{g_c} &= 1 \text{ lbf/lbm} \\ \Delta Z \left(\frac{g}{g_c} \right) &= 0.4395 \text{ ft} \times \\ &= 0.4395 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

* Menghitung *Velocity Head*

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{kecepatan linier fluida dari B-01 ke pipa} \\ V_2 &= \text{kecepatan linier fluida ke TU-01} \end{aligned}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2g_c) = 18.8921$$

* Menghitung *Pressure Head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} \\ \Delta P &= P_1 \times \text{velocity} \\ &= 2116 \times 18.8921 \\ &= 39975.7568 \text{ lb/ft}^2 \\ \text{Sehingga, } \Delta P / \rho &= \frac{39975.7568}{1515.5658} \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c}$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$- W_f = 18.8921 + 0.4395$$

$$= 4039.5896 \text{ ft. lbf/lbm}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-W_f)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 10.62 coulson, untuk $Q_f = 11.2674$ gpm =

diperoleh η pompa = 60%

sehingga :

$$\text{BHP} = \frac{0.0251 \times 26.3768}{550} = 8.1056$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk BHP = 8.1056

diperoleh η motor Hp = 6.0444

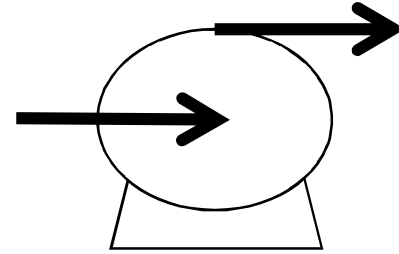
Sehingga power motor yang diperlukan :

$$P \text{ motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$= \frac{8.1056}{0.85} = 9.5360 \text{ Hp}$$

Dipilih motor standar dengan power = 2 Hp

RESUME			
Nama Alat	=	Pompa utilitas-02	
Kode	=		
Fungsi	=	Mengalirkan air dari Bak penampung sementara (BU-01) ke Tangki karbon aktif (TU-01)	
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
Rate Volumetrik	=	0.0251	ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	34.8665	ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS	= 1/8
		Sch. Number	= 40
		OD	= 0.54
		ID	= 0.364
		Flow Area	= 0.1037
Power Motor	=	2	Hp
Jumlah	=	1 buah	



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki karbon aktif (TU-01) ke Tangki air
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstruksi pompa 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ (Yaws, 1999 hal 501)

KONDISI =	T	=	27	C
		=	300.1500	K

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	A	B
H2O	1081.2626	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03
TOTAL	1081.2626			
massa	=	1081.2626	kg/jam	
	=	0.6622	lb/s	
μ campuran	=	0.8709	cP	

	=	0.0006	lb/ft.s
p campuran	=	422.5153	kg/m ³
	=	26.3768	lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{m}{\rho}$	
	=	$\frac{0.6622}{26.3768}$	lb/s
	=	0.0251	lb/ft ³
	=	0.0251	ft ³ /s
	=	11.2674	gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen (NRe > 2100), sehingga digunakan persamaan untuk Di < 1 in, yaitu :

$$D_{i,opt} = 3.6 q_f^{0.40} \mu_c^{0.20} \quad (\text{Pers. 48, Peters, h})$$

Dimana :

Di opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft³/s

μ = viskositas fluida, cP

Sehingga :

Di opt	=	3.6	x	0.2290
	=	0.1861	in	

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05

2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
			80	0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 1/4 in sch 40 diperoleh

OD	=	0.54	in	=
ID	=	0.364	in	=
A	=	0.00072	ft ²	=

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.0251}{0.00072} \text{ ft}^3/\text{s} \text{ ft}^2 = 34.8665 \text{ ft/s} = 10.6273 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ = densitas cairan (lb/ft³)

ID = diameter dalam pipa (ft)

μ = viskositas (lb/ft s)

v = kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

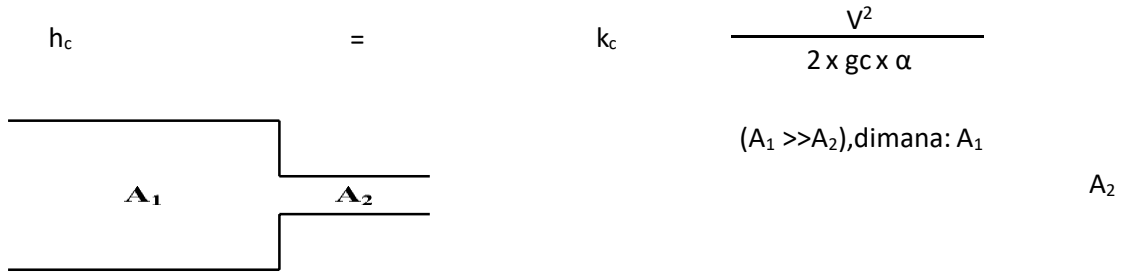
$$Nre = \frac{26.3768 \times 34.8665}{\mu}$$

0.0006

= 47668.81802 (NRe > 2100 jadi aliran Turbulen)
jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (H_F)

a). Sudden Contraction Losses



$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$

(A₁ >> A₂), dimana: A₁
A₂

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.001849 \leq 0.715$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \quad (1,25 \quad -)$$

$$= 0.4 \quad (1,25 \quad -)$$

$$\alpha = 0.4993$$

$$= 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

sehingga :

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$

$$= 0.4993 \frac{1215.6711}{64.348}$$

$$= 9.4321 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). Sudden Enlargement Losses



(A₂ >> A₁), dimana: A₁
A₂

dimana :

$$k_{ex} = 1 - \frac{A_1}{A_2}$$

$$= 1.0000$$

sehingga :

$$h = k \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$

$$\begin{array}{rcl}
 \text{ex} & & \text{ex} \\
 & = & 1.0000 \\
 & = & 18.8921 \\
 & & \frac{2 \times g_c \times \alpha}{1215.6711} \\
 & & 64.348 \\
 & & \text{lb}_f \cdot \text{ft} \\
 & & \text{lb}_m
 \end{array}$$

c). Losses in fitting and valve

$$\text{hf} = \text{kf} \frac{v^2}{2 \times g_c}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow</i> , 90°	→	k _f =	0.75
<i>Gate valve</i> (wide open)	→	k _f =	0.17
<i>Coupling</i>	→	k _f =	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.kf	=
1 gate valve	=	1	.kf	=
4 coupling	=	4	.kf	=
			Total kf	=

sehingga :

$$\begin{array}{rcl}
 \text{hf} & = & \text{kf} \frac{v^2}{2 \times g_c} \\
 & = & 2.58 \\
 & = & 48.7417 \\
 & & \frac{1215.6711}{64.348} \\
 & & \text{lb}_f \cdot \text{ft} \\
 & & \text{lb}_m
 \end{array}$$

d). Losses in pipe straight

$$\text{hF} = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \sum L_e}{2 \cdot \text{ID} \cdot G_c}$$

dimana :

h_f	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
$\sum L_e$	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
g_c	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

<i>Elbow</i> , 90°	→	L/D	=	35
--------------------	---	-----	---	----

Gate valve (wide open) → L/D = 9
 Coupling → L/D = 2

maka :

3 elbow 90° = 3 . ID . L/D =
 1 gate valve = 1 . ID . L/D =
 4 coupling = 4 . ID . L/D =
 Total Le =

ΣL = L + Le
 = 118.1088 + 3.7007
 = 121.8095 ft
 = 37.1275 m

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial steel → ϵ = 0.000046
 = 0.0001509

Sehingga :

$\frac{\epsilon}{D}$ = $\frac{0.0001509}{0.0303}$ = 0.0050

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{Re} = 47668.81802$
 didapatkan nilai $f = 0.008$

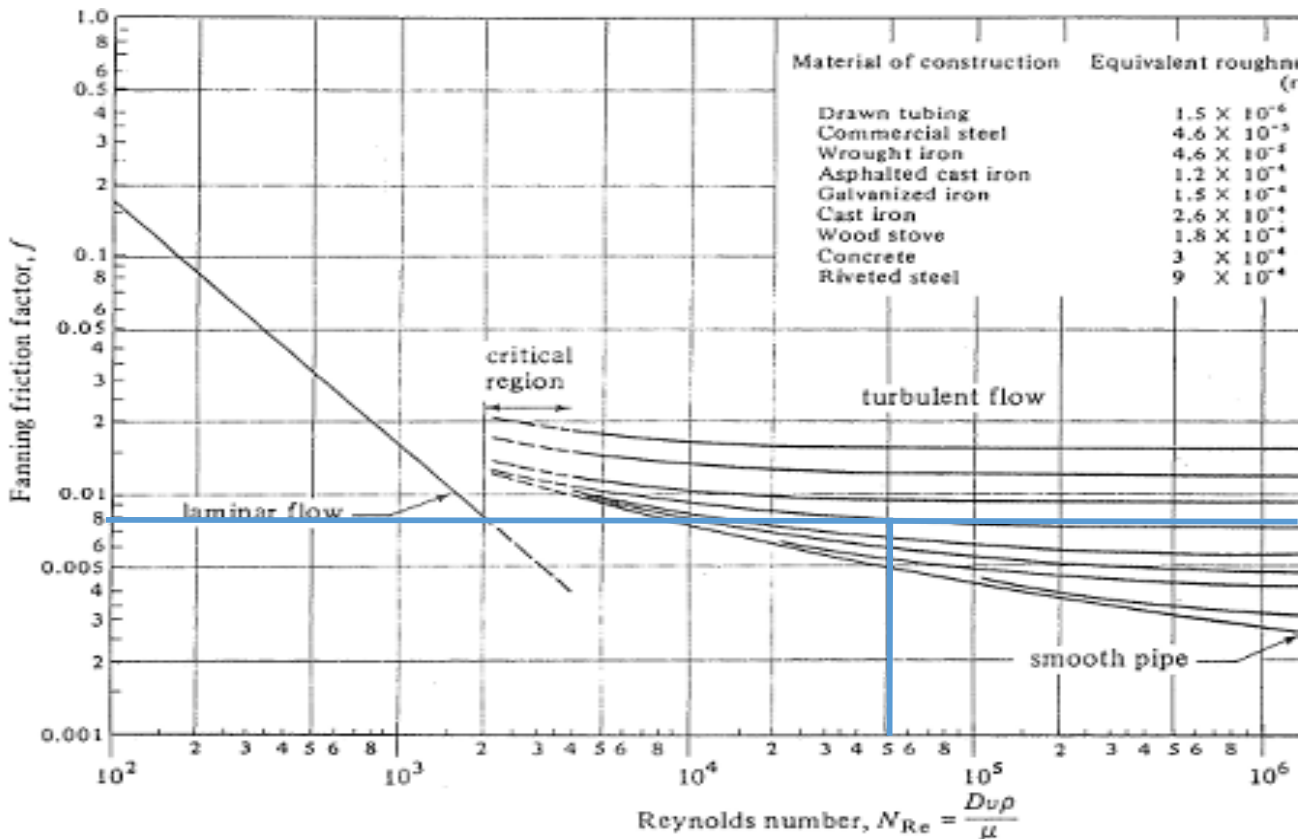


FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, Trans.

sehingga :

$$h_f = \frac{4 \times 0.008}{2 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}} = \frac{2427.6826}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = \frac{hc + hex + hf + hF}{\text{lb}_m} = \frac{2504.7486}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung *Static Head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0 \text{ ft} \\ Z_2 &= 17.3914 \text{ ft} \\ \Delta Z &= Z_2 - Z_1 = 17.3914 \text{ ft} \\ \frac{g}{g_c} &= 1 \text{ lbf/lbm} \\ \Delta Z (g/g_c) &= 17.3914 \text{ ft} \times 1 = 17.3914 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

* Menghitung *Velocity Head*

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{kecepatan linier fluida dari B-01 ke pipa} \\ V_2 &= \text{kecepatan linier fluida ke TU-01} \end{aligned}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2g_c) = 18.8921$$

* Menghitung *Pressure Head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} \\ \Delta P &= P_1 = 2116 \text{ x velocity} \\ &= 39975.7568 \text{ x } 18.8921 \\ \text{Sehingga, } \Delta P/\rho &= \frac{1515.5658 \text{ lb/ft}^2}{\text{ft}} \end{aligned}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c}$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -W_f &= 18.8921 & + & 17.3914 \\
 &= 4056.5979 & \text{ft. lbf/lbm} &
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-W_f)}{550 \cdot \eta} \\
 \text{dari Figure 10.62 coulson, untuk } Q_f &= 11.2674 \text{ gpm} \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ pompa} &= 60\% \\
 \text{sehingga :} & \\
 \text{BHP} &= \frac{0.0251 \times 26.3768}{550} \\
 &= 8.1397
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

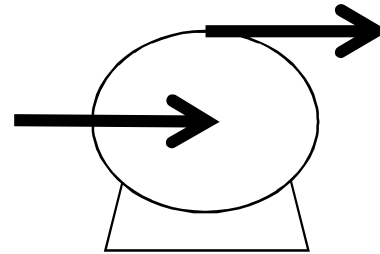
$$\begin{aligned}
 \text{Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk BHP} &= 8.1397 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ motor} &= 0.85 \\
 \text{Hp} &= 6.0698
 \end{aligned}$$

Sehingga power motor yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{P motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{8.1397}{0.85} \text{ Hp} \\
 &= 9.5762 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan power = 2 Hp

RESUME			
Nama Alat	=	Pompa utilitas-03	
Kode	=		
Fungsi	=	Mengalirkan air dari TU-01 ke TU-02	
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
Rate Volumetrik	=	0.0251	ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	34.8665	ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS	= 1/8
		Sch. Number	= 40
		OD	= 0.54
		ID	= 0.364
		Flow Area	= 0.1037
Power Motor	=	2	Hp
Jumlah	=	1 buah	



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Bak penampung sementara (BU-01) k
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstruksi pompa 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ (Yaws, 1999 hal 501)

KONDISI =	T	=	27	C
		=	300.1500	K

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	A	B
H2O	2897.9554	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03
TOTAL	2897.9554			
massa	=	2897.9554	kg/jam	
	=	6388.8904	lb/jam	
	=	1.7747	lb/s	

μ campuran	=	0.8709	cP
	=	0.0006	lb/ft.s
ρ campuran	=	422.5153	kg/m ³
	=	26.3768	lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{m}{\rho}$	
	=	$\frac{6388.8904}{26.3768}$	lb/jam
	=	242.2164	lb/ft ³
	=	0.0673	ft ³ /jam
	=	30.1983	ft ³ /s
	=		gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($N_{Re} > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $D_i > 1$ in, yaitu :

$$D_{i, opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Pers. 45, Peters, h

Dimana :

D_i opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

Sehingga :

Di opt	=	3.9	x	0.2969
	=	1.7717	in	

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13

			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 5 in sch 40 diperoleh

OD	=	5.563	in	=
ID	=	5.047	in	=
A	=	0.139	ft ²	=

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.0673}{0.139} \text{ ft}^3/\text{s} = 0.4840 \text{ ft/s} = 0.1475 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

$$N_{re} = \frac{26.3768 \times 0.4840}{0.0006} = 9175.811893$$

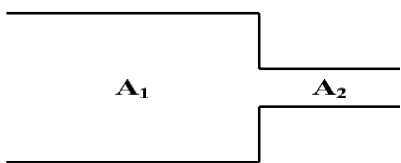
($N_{re} > 2100$ jadi aliran Turbulen)
jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (H_f)

a). *Sudden Contraction Losses*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$

($A_1 \gg A_2$), dimana: A_1 A_2



Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.0014 \leq 0.715$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \quad (1,25 \quad -)$$

$$= 0.4 \quad (1,25 \quad -)$$

$$\alpha = \frac{0.4994}{1} \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

sehingga :

$$h_c = \frac{k_c V^2}{2 \times g_c \times \alpha} = \frac{0.4994 \times 0.2343}{64.348} = \frac{0.0018 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Enlargement Losses*



($A_2 \gg A_1$), dimana: A_1 A_2

dimana :

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) = 0.9871$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{v^2}{2 \times gc \times \alpha} \\
 &= 0.9871 \frac{0.2343}{64.348} \\
 &= 0.0036 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \frac{v^2}{2 \times gc}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow, 90°</i>	→	$k_f =$	0.75
<i>Gate valve (wide open)</i>	→	$k_f =$	0.17
<i>Coupling</i>	→	$k_f =$	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.kf	=
1 gate valve	=	1	.kf	=
4 coupling	=	4	.kf	=
			Total kf	=

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{v^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{0.2343}{64.348} \\
 &= 0.0094 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). *Losses in pipe straight*

$$h_F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Sigma Le}{2 \cdot ID \cdot Gc}$$

dimana :

h_f	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
ΣLe	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
gc	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow , 90°	→	L/D	=	35
Gate valve (wide open)	→	L/D	=	9
Coupling	→	L/D	=	2

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D	=
1 gate valve	=	1	. ID . L/D	=
4 coupling	=	4	. ID . L/D	=
			Total Le	=

ΣL	=	L + Le		
	=	118.1088	+	51.3112
	=	169.4200	ft	
	=	51.6392	m	

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

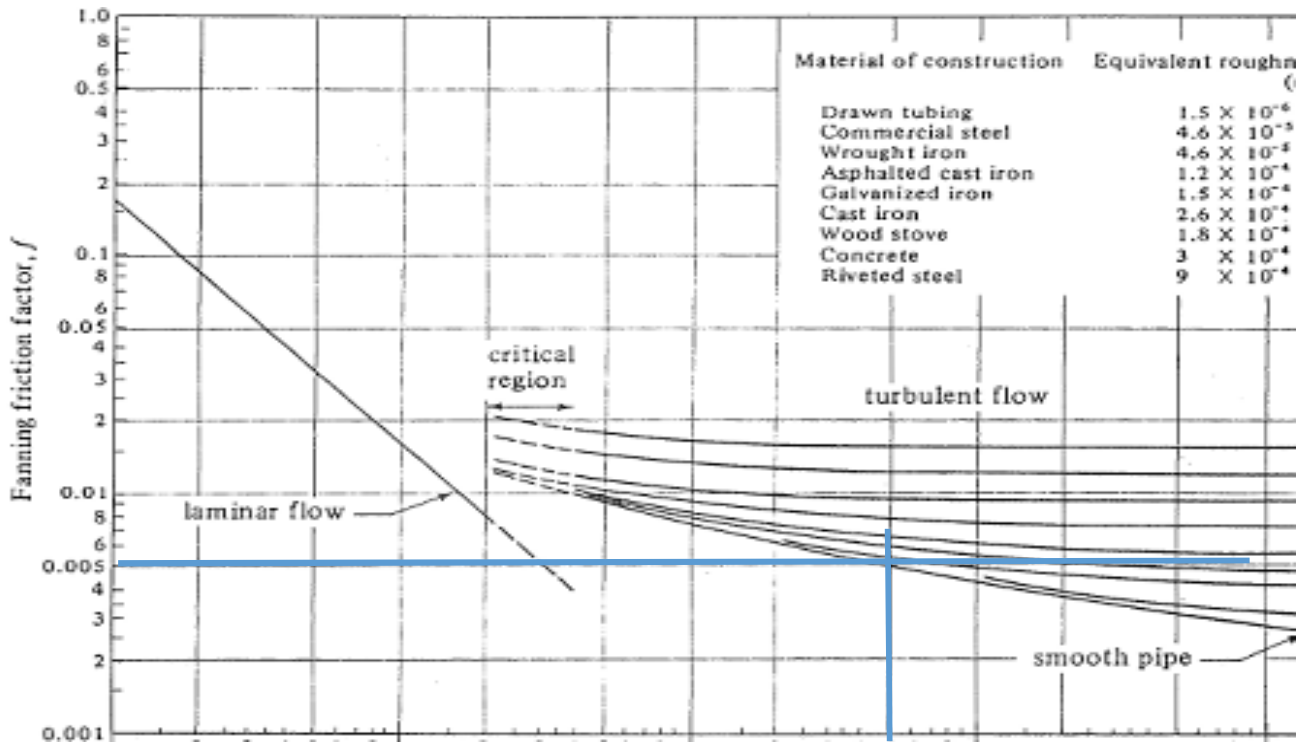
Untuk commercial steel	→	ϵ	=	0.000046
			=	0.0001509

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.4206} = 0.0004$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre = 9175.811893
didapatkan nilai f = 0.005

9175.811893



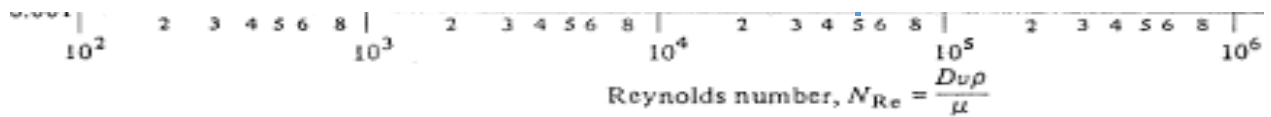


FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, Trans. A.S.M.E., 66, 671, (1944); Mech. Eng. 69, 1005 (1947). With permission.]

sehingga :

$$h_f = \frac{4 \times 0.005}{2 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}} = 0.0293 \text{ lb}_m$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = \frac{hc + hex + hf + h_f}{\text{lb}_m} = 0.0441$$

* Menghitung Static Head

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0 \text{ ft} \\ Z_2 &= 9.4829 \text{ ft} \\ \Delta Z &= Z_2 - Z_1 = 9.4829 \text{ ft} \\ \Delta Z \text{ (g/gc)} &= \frac{9.4829 \text{ ft} \times 1 \text{ lbf/lbm}}{1 \text{ g/gc}} = 9.4829 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

* Menghitung Velocity Head

$$V_1 = \text{kecepatan linier fluida dari BU-01 ke pipa}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2agc) = 0.0036$$

* Menghitung Pressure Head

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} \\ \Delta P &= P_1 = 2116 \text{ lb/ft}^2 \\ \text{Sehingga, } \Delta P/\rho &= \frac{2116 \text{ lb/ft}^2}{1 \text{ g/gc}} = 0.2921 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc}$$

Dimana :

Wf = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -Wf &= 0.0036 + 9.482895384 \\
 &= 9.8228 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-Wf)}{550 \cdot \eta} \\
 \text{dari Figure 10.62 coulson, untuk } Q_f &= 30.1983 \text{ gpm} \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ pompa} &= 70\% \\
 \text{sehingga :} & \\
 \text{BHP} &= \frac{0.0673 \times 26.3768}{550} \\
 &= 0.0453
 \end{aligned}$$

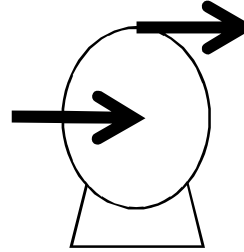
d. Menghitung Tenaga Motor

Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk BHP = 0.0453
 diperoleh η motor = 0.83
 Sehingga power motor yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{P motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.0453}{0.83} \text{ Hp} \\
 &= 0.0546 \text{ Hp} \\
 \text{Dipilih motor standar dengan power} &= 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

RESUME			
Nama Alat	=	Pompa utilitas-04	
Kode	=		
Fungsi	=	Mengalirkan air dari Bak penampung sementara (BU-01) ke Tangki air pendingin (TU-06)	
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
Rate Volumetrik	=	242.2164	ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	0.4840	ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS	= 5
		Sch. Number	= 40
		OD	= 5.563
		ID	= 5.047
		Flow Area	= 20.0160
Power Motor	=	1	Hp

POMPA/PUMP



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Bak penampung sementara (BU-01) k
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstruksi pompa 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

- a. Menentukan Tipe Pompa**
 Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan hal 521)
 - Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
 - Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia d
 - Kecepatan putarannya stabil
 - Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang l
- b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa**
 Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :
 - Tahan korosi
 - Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
 - Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)
- c. Menghitung Tenaga Pompa**

$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$

(Yaws, 1999 hal 501)

KONDISI =	T	=	30	C
		=	303.1500	K

KOMPONEN	ASSA (kg/ja	ρ (kg/m ³)	A	B	C
H2O	10163.6782	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03	1.7730.E-02
TOTAL	10163.6782				

massa	=	10163.6782	kg/jam
	=	22407.0482	lb/jam
	=	6.2242	lb/s

$$\begin{aligned}
\mu \text{ campuran} &= 0.8150 \text{ cP} \\
&= 0.0005 \text{ lb/ft.s} \\
\rho \text{ campuran} &= 422.5153 \text{ kg/m}^3 \\
&= 26.3768 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\
&= \frac{22407.0482}{26.3768} \text{ lb/jam} \\
&= 849.4988 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0.2360 \text{ ft}^3/\text{s} \\
&= 105.9113 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($NR_e > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $D_i > 1$ in, yaitu :

$$D_{i, \text{opt}} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 45, Peters, hal 365})$$

Dimana :

$D_i \text{ opt}$ = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga :

$$\begin{aligned}
D_i \text{ opt} &= 3.9 \quad \times \quad 0.5221 \quad \times \\
&= 3.1161 \quad \text{in}
\end{aligned}$$

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01175	11.40

			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 3 in sch 40 diperoleh

OD	=	3.5000	in	=	0.2917
ID	=	3.0680	in	=	0.2557
A	=	0.0513	ft ²	=	7.3872

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{0.2360 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0513 \text{ ft}^2} \\
 &= 4.5998 \text{ ft/s} \\
 &= 1.4020 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

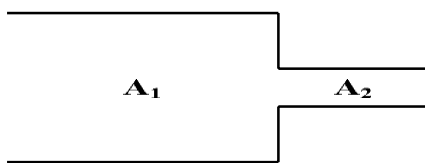
Sehingga :

$$Nre = \frac{26.3768 \times 4.5998}{0.0005} = 56636.13932 \quad (NRe > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (H_F)

a). Sudden Contraction Losses

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad (\text{Pers. 2.10-16, } (A_1 \gg A_2), \text{dimana: } A_1 = A_2)$$


Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.00051 \leq 0.715$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \left(1.25 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0.4 \left(1.25 - \frac{0.0513}{100.3505}\right) = 0.4998$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

sehingga :

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} = 0.4998 \frac{21.1585}{64.348} = 0.1643 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). Sudden Enlargement Losses



$$(A_2 \gg A_1), \text{dimana: } A_1 = A_2$$

dimana :

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 0.9959$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{V^2}{2 \times gc \times \alpha} && \text{(Pers. 2.10-15)} \\
 &= 0.9959 \frac{21.1585}{64.348} \\
 &= 0.3275 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{(Pers. 2.10-17)}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow, 90°</i>	→	$k_f =$	0.75
<i>Gate valve (wide open)</i>	→	$k_f =$	0.17
<i>Coupling</i>	→	$k_f =$	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.kf	=	2.25
1 gate valve	=	1	.kf	=	0.17
4 coupling	=	4	.kf	=	<u>0.16</u>
			Total kf	=	2.58

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{21.1585}{64.348} \\
 &= 0.8483 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). *Losses in pipe straight*

$$h_F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \sum Le}{2 \cdot ID \cdot Gc} \quad \text{(Pers. 2.10-6,)}$$

dimana :

h_F	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
$\sum Le$	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
gc	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow , 90°	→	L/D	=	35
Gate valve (wide open)	→	L/D	=	9
Coupling	→	L/D	=	2

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D	=	26.8450
1 gate valve	=	1	. ID . L/D	=	2.3010
4 coupling	=	4	. ID . L/D	=	<u>2.0453</u>
			Total Le	=	31.1913

ΣL	=	L + Le		
	=	118.1088	+	31.1913
	=	149.3001	ft	
	=	45.5067	m	

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

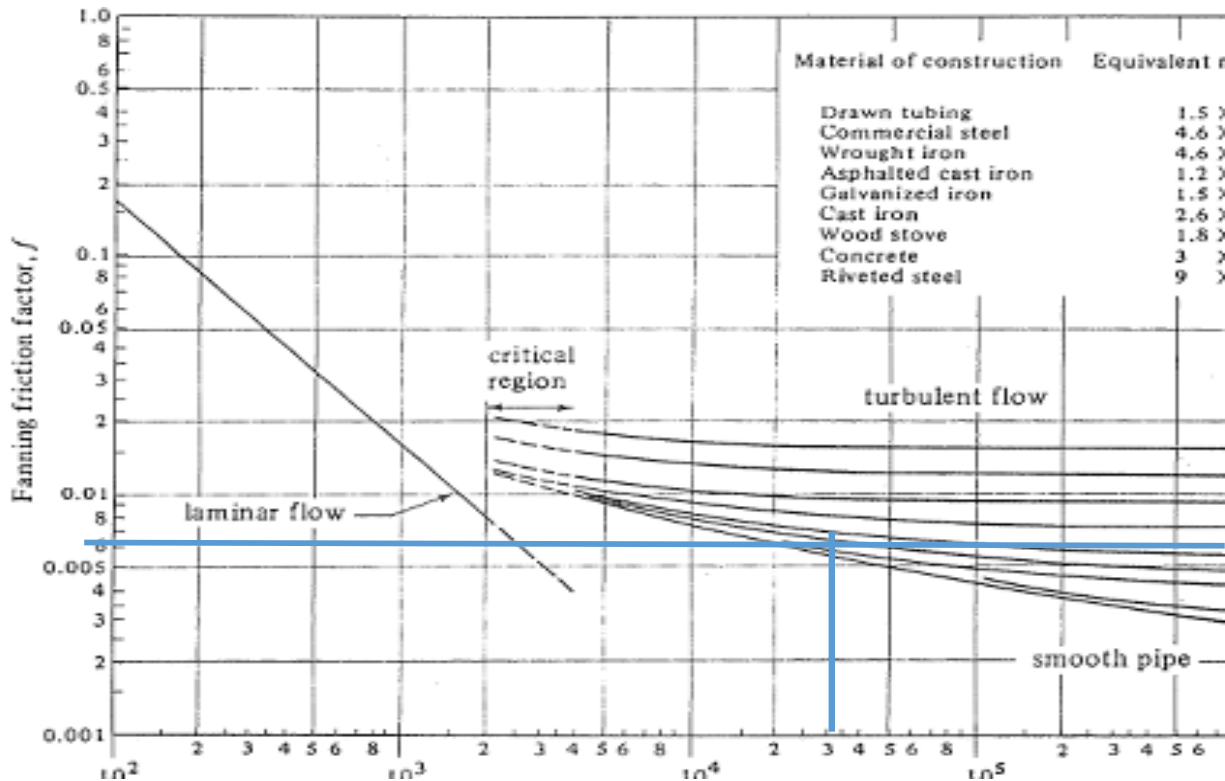
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial steel	→	ϵ	=	0.000046	m
			=	0.0001509	ft

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.2557} = 0.0006$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre = 56636.14
didapatkan nilai f = 0.0061



$$\text{Reynolds number, } N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, *Trans. A.S.M.E.*, 66, 671, (1944); *Mech. Eng.* 69, 1005 (1947). With permission.]

sehingga :

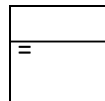
$$h_f = \frac{4 \times 0.0061 \times 2}{2 \times 0.2557} \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

$$= 4.6852 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = H_F = h_c + h_{ex} + h_f + h_F$$

$\text{lb}_f \cdot \text{ft}$



* Menghitung Static Head

$$Z_1 =$$

$$Z_2 =$$

$$\Delta Z =$$

$$=$$

$$=$$

$$\frac{g}{g_c}$$

$$\Delta Z \left(\frac{g}{g_c}\right) = 3.0225 \text{ ft} \times 1$$

$$= 3.0225 \text{ ft lbf/lbm}$$

* Menghitung Velocity Head

$$V_1 = \text{kecepatan linier fluida dari BU-01 ke pipa}$$

$$V_2 = \text{kecepatan linier fluida ke TU-03}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2g_c) = 0.3288$$

* Menghitung Pressure Head

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116$$

$$\Delta P = P_1 \times \text{velocity} = 2116 \times 0.3288$$

$$= 695.7711 \text{ lb/ft}^2$$

Sehingga, $\Delta P/\rho = 26.3782 \text{ ft}$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times g_c} + \Delta z \frac{g}{g_c} +$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -W_f &= 0.3288 + 3.0225 \text{ ft. lbf/lbm} \\
 &= 35.7548 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-W_f)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 10.62 coulson, untuk $Q_f = 105.9113 \text{ gpm} = 24.0550$
diperoleh η pompa = 50%

sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{0.2360 \times 26.3768}{550 \times 50\%} \\
 &= 0.8093
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk BHP = 0.8093

Hp = 0.6035

diperoleh η motor = 0.8

Sehingga power motor yang diperlukan :

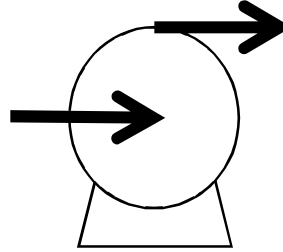
$$\begin{aligned}
 P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.8093}{0.8} \text{ Hp} \\
 &= 1.0116 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan power = 1 Hp

RESUME

Nama Alat	=	Pompa utilitas-05
Kode	=	
Fungsi	=	Mengalirkan air dari Bak penampung sementara (BU-01) ke Tangki demin (TU-08)
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>
Rate Volumetrik	=	849.4988 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	4.5998 ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS = 2 in
		Sch. Number = 40
		OD = 3.5 in
		ID = 3.068 in
		Flow Area = 7.3872 in ²
Power Motor	=	1 Hp
Jumlah	=	1 buah

POMPA/PUMP



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki Demin (TU-08) ke Tangki kation exchanger (TU-03)
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstruksi pompa 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \quad (\text{Yaws, 1999 hal 501})$$

KONDISI =	T	=	30	C
		=	303.1500	K

KOMPONEN	ASSA (kg/ja)	ρ (kg/m ³)	A	B	C	D
H2O	10163.6782	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03	1.7730.E-02	-1.2631.E-05
TOTAL	10163.6782					

massa	=	10163.6782	kg/jam
	=	22407.0482	lb/jam
	=	6.2242	lb/s

μ campuran	=	0.8150	cP
	=	0.0005	lb/ft.s
ρ campuran	=	422.5153	kg/m ³
	=	26.3768	lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{m}{\rho}$	
	=	$\frac{22407.0482}{26.3768}$	lb/jam
	=	849.4988	ft ³ /jam
	=	0.2360	ft ³ /s
	=	105.9113	gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($N_{Re} > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $D_i > 1$ in, yaitu :

$$D_{i, opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 45, Peters, hal 365})$$

Dimana :

D_i opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

Sehingga :

$$D_i \text{ opt} = 3.9 \times 0.5221 \times 1.5302 = 3.1161 \text{ in}$$

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01175	11.40

			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 3 in sch 40 diperoleh

OD	=	3.5000	in	=	0.2917	ft
ID	=	3.0680	in	=	0.2557	ft
A	=	0.0513	ft ²	=	7.3872	in ²

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.2360}{0.0513} \text{ ft}^3/\text{s} / \text{ft}^2 = 4.5998 \text{ ft/s} = 1.4020 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

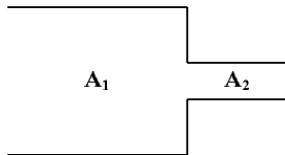
$$N_{re} = \frac{26.3768 \times 4.5998 \times 0.2557}{0.0005} = 56636.13932 \quad (N_{Re} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (H_F)

a). Sudden Contraction Losses

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad (\text{Pers. 2.10-16, Geankoplis, ha})$$



$$(A_1 \gg A_2), \text{dimana: } A_1 = 100.3505$$

$$A_2 = 0.0513$$

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.000511 \leq 0.715$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \left(1,25 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

$$= 0.4 \left(1,25 - \frac{0.0513}{100.3505} \right)$$

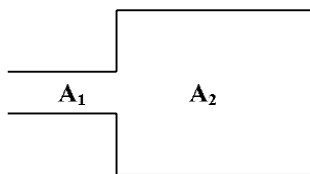
$$= 0.4998$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

sehingga :

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha} = 0.4998 \frac{21.1585}{64.348} = 0.1643 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). Sudden Enlargement Losses



$$(A_2 \gg A_1), \text{dimana: } A_1 = 0.0513$$

$$A_2 = 23.5091$$

dimana :

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2$$

$$= 0.9956$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{v^2}{2 \times gc \times \alpha} && \text{(Pers. 2.10-15, Geankoplis, h} \\
 &= 0.9956 \frac{21.1585}{64.348} \\
 &= 0.3274 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \frac{v^2}{2 \times gc} \quad \text{(Pers. 2.10-17, Geankoplis, h}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow, 90°</i>	→	$k_f =$	0.75
<i>Gate valve (wide op</i>	→	$k_f =$	0.17
<i>Coupling</i>	→	$k_f =$	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	. k_f	=	2.25
1 gate valve	=	1	. k_f	=	0.17
4 coupling	=	4	. k_f	=	<u>0.16</u>
			Total k_f	=	2.58

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{v^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{21.1585}{64.348} \\
 &= 0.8483 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). *Losses in pipe straight*

$$h_F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Sigma L_e}{2 \cdot \text{ID} \cdot G_c} \quad \text{(Pers. 2.10-6, Geankoplis, hal}$$

dimana :

h_F	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
ΣL_e	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
g_c	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow, 90°	→	L/D	=	35
Gate valve (wide op	→	L/D	=	9
Coupling	→	L/D	=	2

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D	=	26.8450
1 gate valve	=	1	. ID . L/D	=	2.3010
4 coupling	=	4	. ID . L/D	=	<u>2.0453</u>
			Total Le	=	31.1913

ΣL	=	L + Le		
	=	118.1088	+	31.1913
	=	149.3001	ft	
	=	45.5067	m	

* Menghitung *Fanning Friction Factor* (f)

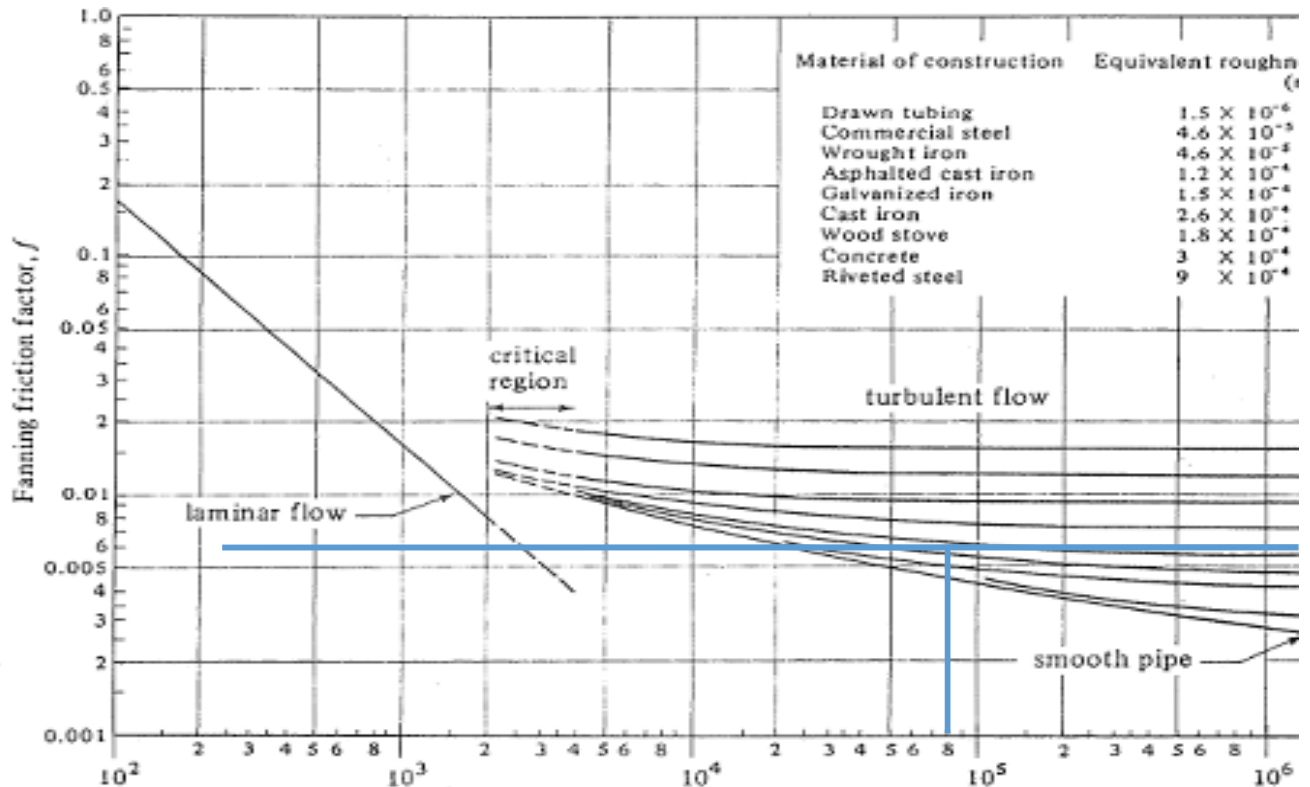
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial st	→	ϵ	=	0.000046	m
			=	0.0001509	ft

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.2557} = 0.0006$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai $N_{re} = 56636.13932$ didapatkan nilai $f = 0.006$



$$\text{Reynolds number, } N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, Trans. A.S.M.E., 66, 671, (1944); Mech. Eng. 69, 1005 (1947). With permission.]

sehingga :

$$h_f = \frac{4 \times 0.006 \times 21.1585}{2 \times 0.2557 \times x} = 4.6084 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = hc + hex + hf + hF$$

lb_f . ft

=

* Menghitung Static Head

$$\begin{aligned} Z_1 &= \\ Z_2 &= \\ \Delta Z &= \\ &= \\ &= \\ g/gc &= \\ \Delta Z (g/gc) &= 3.0225 \text{ ft} \times 1 = 3.0225 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

* Menghitung Velocity Head

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{kecepatan linier fluida dari BU-01 ke pipa} \\ V_2 &= \text{kecepatan linier fluida ke TU-03} \end{aligned}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2gc) = 0.3288$$

* Menghitung Pressure Head

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 2116 \text{ lb/ft}^2 \\ \Delta P &= P_1 \times \text{velocity} \\ &= 2116 \times 0.3288 \\ &= 695.7711 \text{ lb/ft}^2 \\ \text{Sehingga, } \Delta P/\rho &= 26.3782 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z + \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho}$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -Wf &= 0.3288 + 3.022477725 \text{ ft. lbf/lbm} + \\
 &= 35.6779 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{Qf \cdot \rho \cdot (-Wf)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 10.62 coulson, untuk Q 105.9113 gpm = 24.0550 m³/jam

diperoleh η pompa = 50%

sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{0.2360 \times 26.3768 \times 35.6779}{550 \times 50\%} \\
 &= 0.8075
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari figure 14-38, Peters hal 521, u = 0.8075

Hp = 0.6022

diperoleh η motor = 0.8

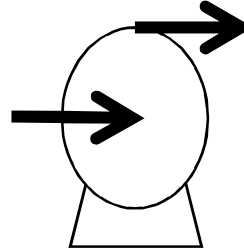
Sehingga power motor yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{P motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.8075}{0.8} \text{ Hp} \\
 &= 1.0094 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan pow = 1 Hp

RESUME	
Nama Alat	= Pompa utilitas-06
Kode	=
Fungsi	= Mengalirkan air dari Tangki demin (TU-08) ke Tangki kation exchanger (TU-03)
Tipe	= <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	= <i>Commercial Steel</i>
Rate Volumetrik	= 849.4988 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	= 4.5998 ft/s
Ukuran Pipa	= NPS = 2 in
	Sch. Number = 40
	OD = 3.5 in
	ID = 3.068 in
	Flow Area = 7.3872 in ²
Power Motor	= 1 Hp
Jumlah	= 1 buah

POMPA/PUMP



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki kation exchanger (TU-03) ke Tangki anio
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstruksi pompa 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \quad (\text{Yaws, 1999 hal 501})$$

KONDISI =	T	=	30	C
		=	303.1500	K

KOMPONEN	ASSA (kg/ja)	ρ (kg/m ³)	A	B	C
H2O	10163.6782	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03	1.7730.E-02
TOTAL	10163.6782				

massa	=	10163.6782	kg/jam
	=	22407.0482	lb/jam
	=	6.2242	lb/s

$$\begin{aligned}
\mu \text{ campuran} &= 0.8150 \text{ cP} \\
&= 0.0005 \text{ lb/ft.s} \\
\rho \text{ campuran} &= 422.5153 \text{ kg/m}^3 \\
&= 26.3768 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{Rate volumetrik (Q)} &= \frac{\text{m}}{\rho} \\
&= \frac{22407.0482}{26.3768} \text{ lb/jam} \\
&= 849.4988 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 0.2360 \text{ ft}^3/\text{s} \\
&= 105.9113 \text{ gpm}
\end{aligned}$$

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($N_{Re} > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $D_i > 1$ in, yaitu :

$$D_{i,opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 45, Peters, hal 365})$$

Dimana :

$D_{i,opt}$ = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga :

$$\begin{aligned}
D_{i,opt} &= 3.9 \times 0.5221 \times \\
&= 3.1161 \text{ in}
\end{aligned}$$

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Sched- ule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross- Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft^2	$\text{m}^2 \times 10^4$
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13

			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 3 in sch 40 diperoleh

OD	=	3.5000	in	=	0.2917
ID	=	3.0680	in	=	0.2557
A	=	0.0513	ft ²	=	7.3872

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.2360 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0513 \text{ ft}^2} = 4.5998 \text{ ft/s} = 1.4020 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

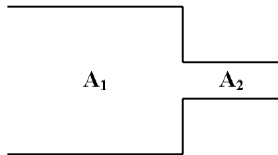
$$N_{re} = \frac{26.3768 \times 4.5998}{0.0005} = 56636.13932 \quad (\text{NRe} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (H_F)

a). Sudden Contraction Losses

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad (\text{Pers. 2.10-16, Gea})$$



$$(A_1 \gg A_2), \text{dimana: } \frac{A_1}{A_2} =$$

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.0020 \leq 0.715$$

Maka,

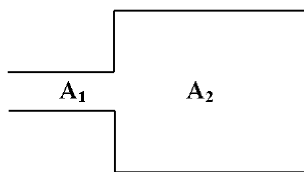
$$k_c = 0.4 \left(1.25 - \frac{A_2}{A_1}\right) = 0.4 \left(1.25 - \frac{0.0513}{25.1673}\right) = 0.4992$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

sehingga :

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha} = 0.4992 \frac{21.1585}{64.348} = 0.1641 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). Sudden Enlargement Losses



$$(A_2 \gg A_1), \text{dimana: } \frac{A_1}{A_2} =$$

dimana :

$$k_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 0.9932$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{v^2}{2 \times gc \times \alpha} && \text{(Pers. 2.10-15, Ge)} \\
 &= 0.9932 \frac{21.1585}{64.348} \\
 &= 0.3266 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). Losses in fitting and valve

$$h_f = k_f \frac{v^2}{2 \times gc} \quad \text{(Pers. 2.10-17, Ge)}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

Elbow, 90°	→	k _f =	0.75
Gate valve (wide op	→	k _f =	0.17
Coupling	→	k _f =	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.k _f	=	2.25
1 gate valve	=	1	.k _f	=	0.17
4 coupling	=	4	.k _f	=	<u>0.16</u>
			Total k _f	=	2.58

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{v^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{21.1585}{64.348} \\
 &= 0.8483 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). Losses in pipe straight

$$h_F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \sum L_e}{2 \cdot \text{ID} \cdot G_c} \quad \text{(Pers. 2.10-6, Gean)}$$

dimana :

h _F	=	Friction loss	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
∑ L _e	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
gc	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow, 90°	→	L/D	=	35
Gate valve (wide op	→	L/D	=	9
Coupling	→	L/D	=	2

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D	=	26.8450
1 gate valve	=	1	. ID . L/D	=	2.3010
4 coupling	=	4	. ID . L/D	=	<u>2.0453</u>
			Total Le	=	31.1913

ΣL	=	L + Le		
	=	118.1088	+	31.1913
	=	149.3001	ft	
	=	45.5067	m	

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

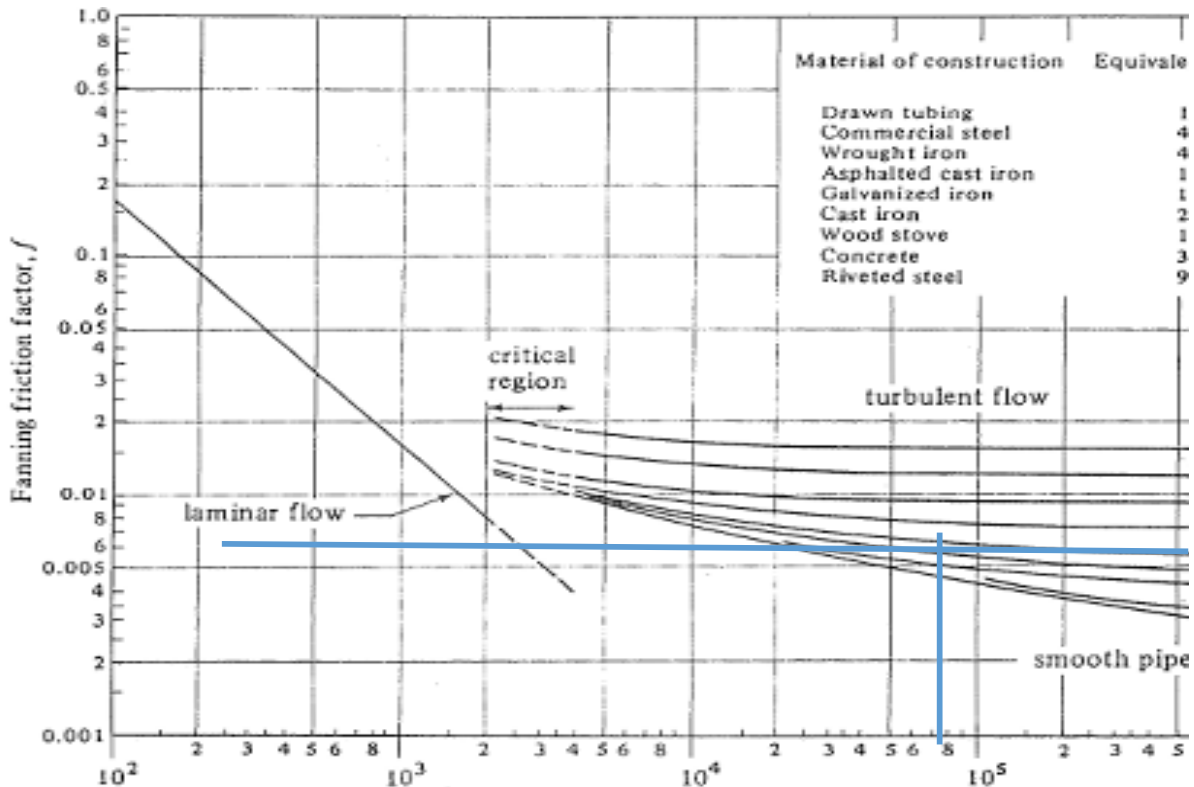
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial s	→	ϵ	=	0.000046	m
			=	0.0001509	ft

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.2557} = 0.0006$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre = 56636.14
didapatkan nilai f = 0.006



$$\text{Reynolds number, } N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

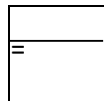
FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, *T.A.S.M.E.*, 66, 671, (1944); *Mech. Eng.* 69, 1005 (1947). *Wärmeübertragung*.]

sehingga :

$$h_f = \frac{4 \times 0.006 \times x}{2 \times 0.2557} = \frac{4.6084 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = hc + hex + hf + hF \text{ lb}_f \cdot \text{ft}$$



* Menghitung Static Head

$$\begin{aligned} Z_1 &= \\ Z_2 &= \\ \Delta Z &= \\ &= \\ &= \\ \text{g/gc} &= \\ \Delta Z (\text{g/gc}) &= 4.2390 \text{ ft} \times 1 \\ &= 4.2390 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

* Menghitung Velocity Head

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{kecepatan linier fluida dari TU-03 ke pipa} \\ V_2 &= \text{kecepatan linier fluida ke TU-04} \end{aligned}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2ag) = 0.3288$$

* Menghitung Pressure Head

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 2116 \\ \Delta P &= P_1 \times \text{velocity} \\ &= 2116 \times 0.3288 \\ &= 695.7711 \text{ lb/ft}^2 \\ \text{Sehingga, } \Delta P/\rho &= 26.3782 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc} +$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -Wf &= 0.3288 + 4.238958575 \text{ ft. lbf/lbm} \\
 &= 36.8934 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-Wf)}{550 \cdot \eta} \\
 \text{dari Figure 10.62 coulson, untuk} & \quad 105.9113 \text{ gpm} = 24.0550 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ pompa} &= 50\% \\
 \text{sehingga :} & \\
 \text{BHP} &= \frac{0.2360 \times 26.3768}{550 \times 50\%} \\
 &= 0.8350
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

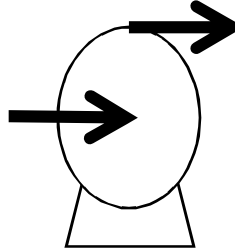
$$\begin{aligned}
 \text{Dari figure 14-38, Peters hal 521,} & = 0.8350 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ motor} & = 0.8 \\
 \text{Hp} & = 0.6227
 \end{aligned}$$

Sehingga power motor yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{P motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.8350}{0.8} \text{ Hp} \\
 &= 1.0438 \text{ Hp} \\
 \text{Dipilih motor standar dengan po} &= 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

RESUME			
Nama Alat	=	Pompa utilitas-07	
Kode	=		
Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki kation exchanger (TU-03) ke Tangki anion exchanger (TU-04)	
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
Rate Volumetrik	=	849.4988	ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	4.5998	ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS	= 2 in
		Sch. Number	= 40
		OD	= 3.5 in
		ID	= 3.068 in
		Flow Area	= 7.387
Power Motor	=	1	Hp
Jumlah	=	1 buah	

POMPA/PUMP



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki anion exchanger (TU-04) ke Tangki air umpan b
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstruksi pompa 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ (Yaws, 1999 hal 501)

KONDISI =	T	=	30	C
		=	303.1500	K

KOMPONEN	ASSA (kg/ja)	ρ (kg/m ³)	A	B	C	D
H2O	6891.5412	422.515333	-10.2158	1.7925.E+03	1.7730.E-02	-1.2631.E-05
TOTAL	6891.5412					

massa	=	6891.5412	kg/jam
	=	15193.2296	lb/jam
	=	4.2203	lb/s

$$\begin{aligned} \mu \text{ campuran} &= 0.8150 \text{ cP} \\ &= 0.0005 \text{ lb/ft.s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 422.5153 \text{ kg/m}^3 \\ &= 26.3768 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{15193.2296}{26.3768} \text{ lb/ft}^3 \\ &= 576.0076 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0.1600 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 71.8137 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($N_{Re} > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $D_i > 1$ in, yaitu :

$$D_{i,opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13} \quad \text{Eqs. 45, Peters, hal 365}$$

Dimana :

$D_{i,opt}$ = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft^3/s

ρ = densitas fluida, lb/ft^3

Sehingga :

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 3.9 \times 0.4384 \times 1.5302 \\ &= 2.6163 \text{ in} \end{aligned}$$

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft^2	$\text{m}^2 \times 10^4$
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01175	11.40

			80	0.200	5.08	1.500	58.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 3 in sch 40 diperoleh

OD	=	3.5000	in	=	0.2917	ft
ID	=	3.0680	in	=	0.2557	ft
A	=	0.0513	ft ²	=	7.3872	in ²

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{0.1600 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0513 \text{ ft}^2} \\
 &= 3.1189 \text{ ft/s} \\
 &= 0.9507 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

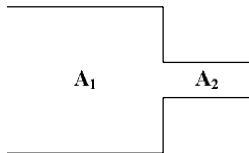
Sehingga :

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{26.3768 \times 3.1189 \times 0.2557}{0.0005} \\ &= 38402.4643 \text{ (} N_{re} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen)} \\ &\text{ jadi asumsi aliran turbulen benar} \end{aligned}$$

Head Losses (H_F)

a). Sudden Contraction Losses

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad \text{(Pers. 2.10-16, Geankoplis, hal 98)}$$



$$\begin{aligned} (A_1 \gg A_2), \text{dimana: } A_1 &= 15.1004 \\ A_2 &= 0.0513 \end{aligned}$$

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.0034 \leq 0.715$$

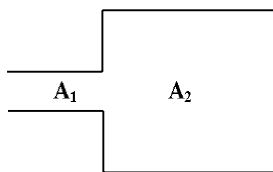
Maka,

$$\begin{aligned} k_c &= 0.4 \left(1,25 - \frac{A_2}{A_1} \right) \\ &= 0.4 \left(1,25 - \frac{0.0513}{15.1004} \right) \\ &= 0.4986 \\ \alpha &= 1 \quad \text{(untuk aliran turbulen)} \end{aligned}$$

sehingga :

$$\begin{aligned} h_c &= k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha} \\ &= 0.4986 \frac{9.7278}{64.348} \\ &= 0.0754 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m} \end{aligned}$$

b). Sudden Enlargement Losses



$$\begin{aligned} (A_2 \gg A_1), \text{dimana: } A_1 &= 0.0513 \\ A_2 &= 193.0583 \end{aligned}$$

dimana :

$$\begin{aligned} k_{ex} &= \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \\ &= 0.9995 \end{aligned}$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{V^2}{2 \times gc \times \alpha} && \text{(Pers. 2.10-15, Geankoplis, hal 98)} \\
 &= 0.9995 \frac{9.7278}{64.348} \\
 &= 0.1511 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{(Pers. 2.10-17, Geankoplis, hal 99)}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow, 90°</i>	→	$k_f =$	0.75
<i>Gate valve (wide)</i>	→	$k_f =$	0.17
<i>Coupling</i>	→	$k_f =$	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.kf	=	2.25
1 gate valve	=	1	.kf	=	0.17
4 coupling	=	4	.kf	=	<u>0.16</u>
			Total kf	=	2.58

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{9.7278}{64.348} \\
 &= 0.3900 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). *Losses in pipe straight*

$$h_F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Sigma Le}{2 \cdot ID \cdot Gc} \quad \text{(Pers. 2.10-6, Geankoplis, hal 92)}$$

dimana :

h_F	=	<i>Friction loss (ft.lbf/lbm)</i>
f	=	Faktor friksi
v	=	Kecepatan Linier Fluida (ft/s)
ΣLe	=	Panjang Equivalen Pipa (ft)
ID	=	Diameter dalam tangki (ft)
gc	=	32.174 lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow, 90°	→	L/D	=	35
Gate valve (wide)	→	L/D	=	9
Coupling	→	L/D	=	2

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D	=	26.8450
1 gate valve	=	1	. ID . L/D	=	2.3010
4 coupling	=	4	. ID . L/D	=	<u>2.0453</u>
			Total Le	=	31.1913

ΣL	=	L + Le	
	=	118.1088	+ 31.1913
	=	149.3001	ft
	=	45.5067	m

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

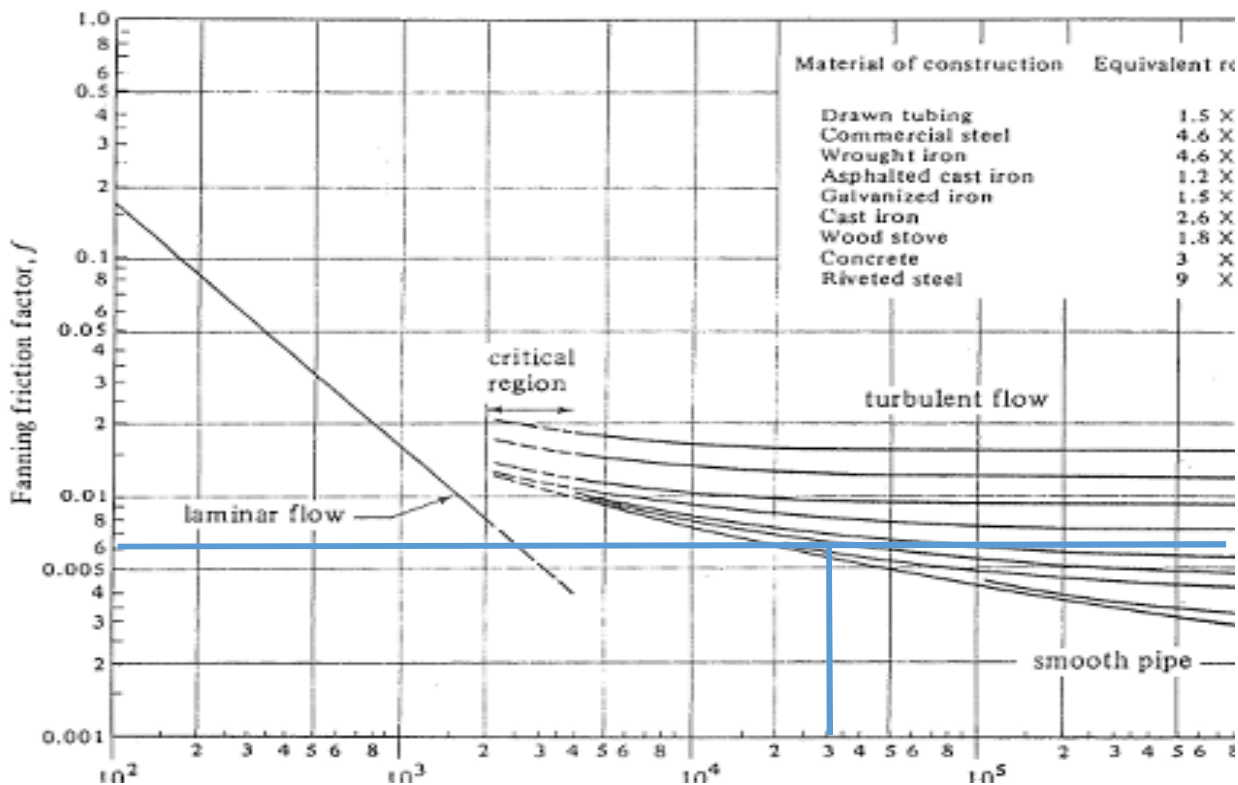
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercia	→	ϵ	=	0.000046	m
			=	0.0001509	ft

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.2557} = 0.0006$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai 38402.46 didapatkan nilai f 0.006



$$\text{Reynolds number, } N_{Re} = \frac{D v \rho}{\mu}$$

FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, *Trans. A.S.M.E.*, 66, 671, (1944); *Mech. Eng.* 69, 1005 (1947). With permission.]

sehingga :

$$h_f = \frac{4 \times 0.006 \times 9.7278}{2 \times 0.2557 \times 1} = 2.1187 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = H_F = h_c + h_{ex} + h_f + h_F = 2.7353 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung *Static Head*

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0 \text{ ft} \\ Z_2 &= 22.9950 \text{ ft} \\ \Delta Z &= Z_2 - Z_1 = 22.9950 - 0 = 22.9950 \text{ ft} \\ g/gc &= 1 \text{ lbf/lbm} \\ \Delta Z (g/gc) &= 22.9950 \text{ ft} \times 1 = 22.9950 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

* Menghitung *Velocity Head*

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{kecepatan linier fluida dari TU-04 ke pipa} \\ V_2 &= \text{kecepatan linier fluida ke TU-05} \end{aligned}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2g) = 0.1512$$

* Menghitung *Pressure Head*

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 2116 \text{ lb/ft}^2 \\ \Delta P &= P_1 \times \text{velocity} = 2116 \times 0.1512 = 319.8875 \text{ lb/ft}^2 \\ \text{Sehingga, } \Delta P/\rho &= 12.1276 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho}$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -W_f &= 0.1512 + 22.99503869 \text{ ft. lbf/lbm} + \\
 &= 38.0091 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-W_f)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 10.62 coulson, untu 71.8137 gpm = 16.3106 m³/jam
diperoleh η pomp= 50%

sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{0.1600 \times 26.3768 \times 38.0091}{550 \times 50\%} \\
 &= 0.5833
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari figure 14-38, Peters hal 52 = 0.5833

Hp = 0.4350

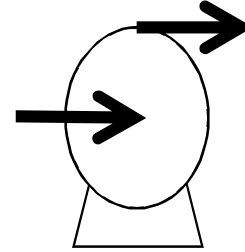
diperoleh η moto = 0.8

Sehingga power motor yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.5833}{0.8} \text{ Hp} \\
 &= 0.7291 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan = 1 Hp

RESUME	
Nama Alat	= Pompa utilitas-08
Kode	=
Fungsi	= Mengalirkan air dari Tangki anion exchanger (TU-04) ke Tangki air umpan boiler (T-05)
Tipe	= <i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	= <i>Commercial Steel</i>
Rate Volumetrik	= 576.0076 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	= 3.1189 ft/s
Ukuran Pipa	= NPS = 2 in
	Sch. Number = 40
	OD = 3.5 in
	ID = 3.068 in
	Flow Area = 7.3872 in ²
Power Motor	= 1 Hp
Jumlah	= 1 buah



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki air umpan boiler (T-05
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstru 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

- a. Menentukan Tipe Pompa**
 Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan (hal 521)
 - Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
 - Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia
 - Kecepatan putarannya stabil
 - Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang

- b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa**
 Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :
 - Tahan korosi
 - Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
 - Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

- c. Menghitung Tenaga Pompa**

$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$

KONDISI =	T	=	30	C
		=	303.1500	K

(Yaws, 1999 hal 501)

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	A	B
H2O	6891.5412	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03
TOTAL	6891.5412			

massa	=	6891.5412	kg/jam
	=	15193.2296	lb/jam
	=	4.2203	lb/s

μ campuran	=	0.8150	cP
	=	0.0005	lb/ft.s
ρ campuran	=	422.5153	kg/m ³
	=	26.3768	lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{m}{\rho}$	
	=	$\frac{15193.2296}{26.3768}$	lb/jam
	=	576.0076	ft ³ /jam
	=	0.1600	ft ³ /s
	=	71.8137	gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen (NRe > 2100), sehingga digunakan persamaan untuk Di > 1 in, yaitu :

$$D_{i,opt} = 3.9 q_f^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{Pers. 45, Peters})$$

Dimana :

Di opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

Sehingga :

Di opt	=	3.9	x	0.4384
	=	2.6163	in	

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Sched- ule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross- Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40

			80	0.200	5.08	1.500	58.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 3 in sch 40 diperoleh

OD	=	3.5000	in	=
ID	=	3.0680	in	=
A	=	0.0513	ft ²	=

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.1600 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0513 \text{ ft}^2} = 3.1189 \text{ ft/s} = 0.9507 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

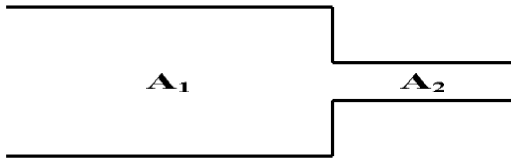
$$N_{re} = \frac{26.3768 \times 3.1189}{0.0005} = 38402.46429$$

($N_{re} > 2100$ jadi aliran Tur jadi asumsi aliran turbulen)

Head Losses (H_f)

a). *Sudden Contraction Losses*

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$



($A_1 \gg A_2$), dimana: A_1
 A_2

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.0003 \leq 0.715$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \quad (1,25 \quad -)$$

$$= 0.4 \quad (1,25 \quad -)$$

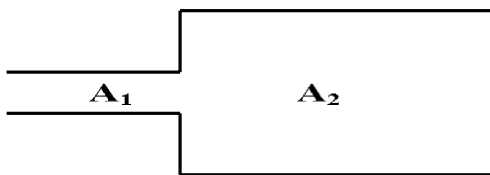
$$= 0.4999$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

sehingga :

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} = 0.4999 \frac{9.7278}{64.348} = 0.0756 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Enlargement Losses*



($A_2 \gg A_1$), dimana: A_1
 A_2

dimana :

$$k_{ex} = 1 - \frac{A_1}{A_2} = 0.9927$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{v^2}{2 \times gc \times \alpha} \\
 &= 0.9927 \frac{9.7278}{64.348} \\
 &= 0.1501 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \frac{v^2}{2 \times gc}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow, 90°</i>	→	$k_f =$	0.75
<i>Gate valve (wide open)</i>	→	$k_f =$	0.17
<i>Coupling</i>	→	$k_f =$	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	. k_f	=
1 gate valve	=	1	. k_f	=
4 coupling	=	4	. k_f	=
			Total k_f	=

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{v^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{9.7278}{64.348} \\
 &= 0.3900 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). *Losses in pipe straight*

$$h_F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Sigma Le}{2 \cdot ID \cdot Gc}$$

dimana :

h_F	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
ΣLe	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
gc	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow, 90°	→	L/D	=	35
Gate valve (wide open)	→	L/D	=	9
Coupling	→	L/D	=	2

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D	=
1 gate valve	=	1	. ID . L/D	=
4 coupling	=	4	. ID . L/D	=
			Total Le	=

ΣL	=	L + Le		
	=	118.1088	+	31.1913
	=	149.3001	ft	
	=	45.5067	m	

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

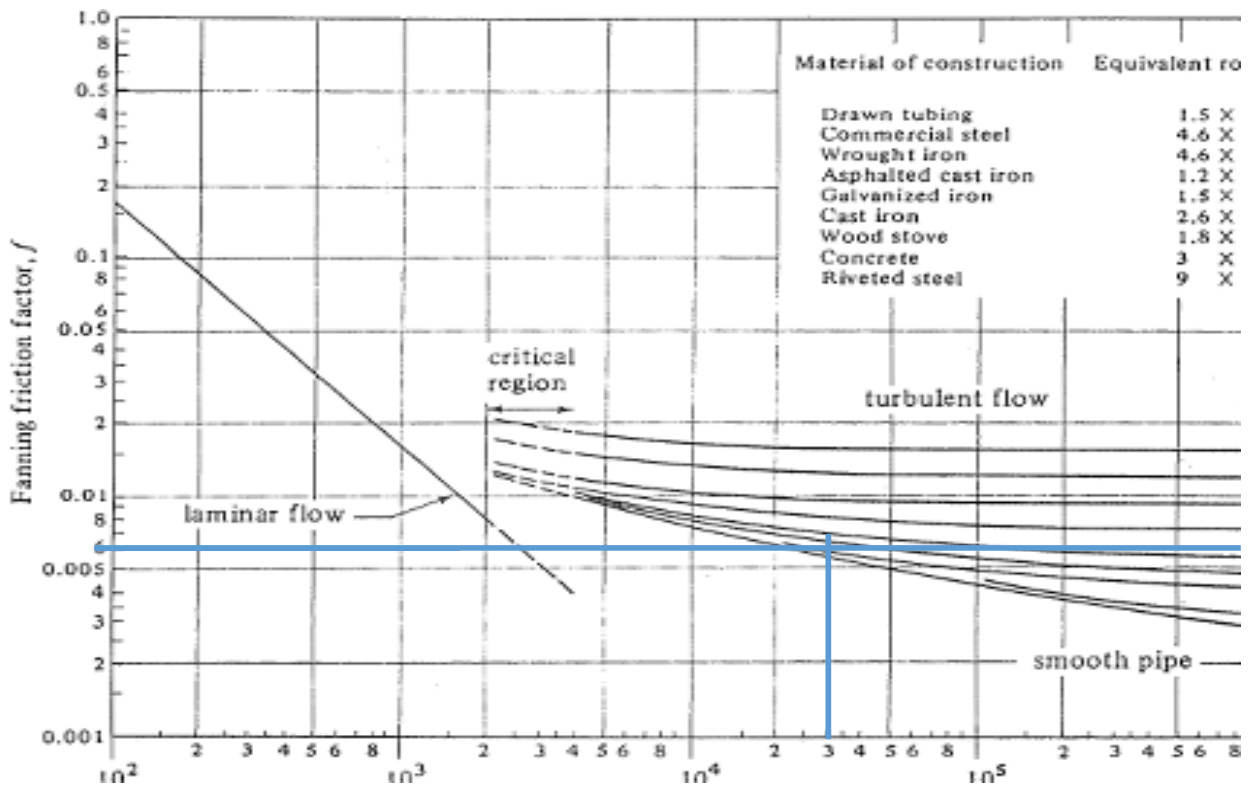
Untuk commercial steel	→	ϵ	=	0.000046
			=	0.0001509

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.2557} = 0.0006$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre = 38402.46
didapatkan nilai f = 0.006

38402.46



$$\text{Reynolds number, } N_{Re} = \frac{\rho D v \mu}{\mu}$$

FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, *Trans. A.S.M.E.*, 66, 671, (1944); *Mech. Eng.* 69, 1005 (1947). With permission.]

sehingga :

$$h_F = \frac{4}{2} \times \frac{0.006}{\text{lb}_f \cdot \text{ft}} \times \frac{\text{lb}_m}{\text{lb}_m}$$

$$= 2.1187$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = hc + hex + hf + h$$

$$= 2.7344 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung Static Head

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 3.8222 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 3.8222 \text{ ft} = 0$$

$$\frac{g}{gc} = 1 \frac{\text{lb}_f}{\text{lb}_m}$$

$$\Delta Z \left(\frac{g}{gc} \right) = 3.8222 \text{ ft} \times 1 = 3.8222 \text{ ft lb}_f/\text{lb}_m$$

* Menghitung Velocity Head

$$V_1 = \text{kecepatan linier fluida dari TU-05 ke pipa}$$

$$V_2 = \text{kecepatan linier fluida ke De}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2gc) = 0.1512$$

* Menghitung Pressure Head

$$P_1 = 1 \text{ atm} = \text{velocity}$$

$$\Delta P = P_1 \times 0.1512 = 2116 \times 0.1512 = 319.8875 \text{ lb}/\text{ft}^2$$

$$\text{Sehingga, } \Delta P/\rho = 12.1276 \text{ ft}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$- W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc}$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -W_f &= 0.1512 + 3.8221786 \\
 &= 18.8354 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

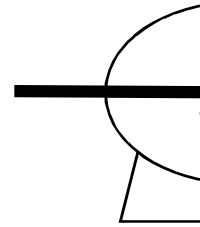
$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-W_f)}{550 \cdot \eta} \\
 \text{dari Figure 10.62 coulson, untuk } Q_f &= 71.8137 \text{ gpm} \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ pompa} &= 50\% \\
 \text{sehingga :} & \\
 \text{BHP} &= \frac{0.1600 \times 26.3768}{550 \times} \\
 &= 0.2891
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

$$\begin{aligned}
 \text{Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk BHP} &= 0.2891 \\
 \text{Hp} &= 0.2156 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ motor} &= 0.8 \\
 \text{Sehingga power motor yang diperlukan :} &
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P \text{ motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.2891}{0.8} \text{ Hp} \\
 &= 0.3613 \text{ Hp} \\
 \text{Dipilih motor standar dengan power} &= 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

RESUME			
Nama Alat	=	Pompa utilitas-09	
Kode	=		
Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki air umpan boiler (T-05)	
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
Rate Volumetrik	=	576.0076	ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	3.1189	ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS	= 2
		Sch. Number	= 40
		OD	= 3.5
		ID	= 3.068
		Flow Area	= 7.3872
Power Motor	=	1	Hp
Jumlah	=	1 buah	



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Deaerator (De) ke Boiler
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan kon 3. Menghitung tenaga po 4. Menghitung tenaga mo

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (P hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pa
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$		(Yaws, 1999 hal 501)	
KONDISI =	T	=	30
		=	303.1500

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	A
H2O	6891.5412	422.5153326	-10.2158
TOTAL	6891.5412		
massa	=	6891.5412	kg/jam
	=	15193.2296	lb/jam
	=	4.2203	lb/s

μ campuran	=	0.8150	cP
	=	0.0005	lb/ft.s
ρ campuran	=	422.5153	kg/m ³
	=	26.3768	lb/ft ³
Rate volumetrik (Q)	=	$\frac{m}{\rho}$	
	=	$\frac{15193.2296}{26.3768}$	lb/jam
	=	576.0076	lb/ft ³
	=	576.0076	ft ³ /jam
	=	0.1600	ft ³ /s
	=	71.8137	gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen ($N_{Re} > 2100$), sehingga digunakan persamaan untuk $D_i > 1$ in, yaitu :

$$D_{i,opt} = 3.9q_f^{0.45} \rho^{0.13}$$

Dimana :

$D_{i,opt}$ = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft³/s

ρ = densitas fluida, lb/ft³

Sehingga :

$D_{i,opt}$	=	3.9	x
	=	2.6163	in

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13

			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 4 in sch 40 diperoleh

OD	=	3.5000	in
ID	=	3.0680	in
A	=	0.0513	ft ²

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.1600}{0.0513} = 3.1189 \text{ ft/s} = 0.9507 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

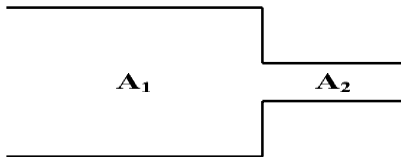
$$N_{re} = \frac{26.3768}{x}$$

$$= 38402.46429 \quad (\text{NRe} > 2100 \text{ jadi aliran jadi asumsi aliran turbu})$$

Head Losses (H_F)

a). *Sudden Contraction Losses*

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$



(A₁ >> A₂), dimana: A₁

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.0037 \leq$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \quad (1,25)$$

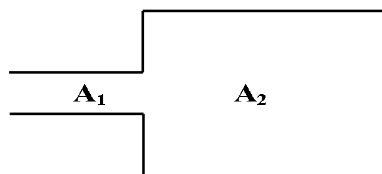
$$= 0.4 \quad (1,25)$$

$$\alpha = 0.4985 = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

sehingga :

$$h_c = k_c \frac{V^2}{2 \times g_c \times \alpha} = 0.4985 \frac{9.7278}{64.348} = 0.0754 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). *Sudden Enlargement Losses*



(A₂ >> A₁), dimana: A₁

dimana :

$$k_{ex} = 1 -$$

$$= 0.9927$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{v^2}{2 \times gc \times \alpha} \\
 &= 0.9927 \frac{9.7278}{64.348} \\
 &= 0.1501 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \frac{v^2}{2 \times gc}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow, 90°</i>	→	$k_f =$	0.75
<i>Gate valve (wide open)</i>	→	$k_f =$	0.17
<i>Coupling</i>	→	$k_f =$	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.kf
1 gate valve	=	1	.kf
4 coupling	=	4	.kf
			Total kf

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{v^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{9.7278}{64.348} \\
 &= 0.3900 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). *Losses in pipe straight*

$$h_f = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Sigma L_e}{2 \cdot ID \cdot Gc}$$

dimana :

h_f	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida (ft/s)	
ΣL_e	=	Panjang Equivalen Pipa (ft)	
ID	=	Diameter dalam tangki (ft)	
gc	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow , 90°	→	L/D	=
Gate valve (wide open)	→	L/D	=
Coupling	→	L/D	=

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D
1 gate valve	=	1	. ID . L/D
4 coupling	=	4	. ID . L/D
			Total Le

ΣL	=	L + Le	
	=	118.1088	+
	=	149.3001	ft
	=	45.5067	m

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

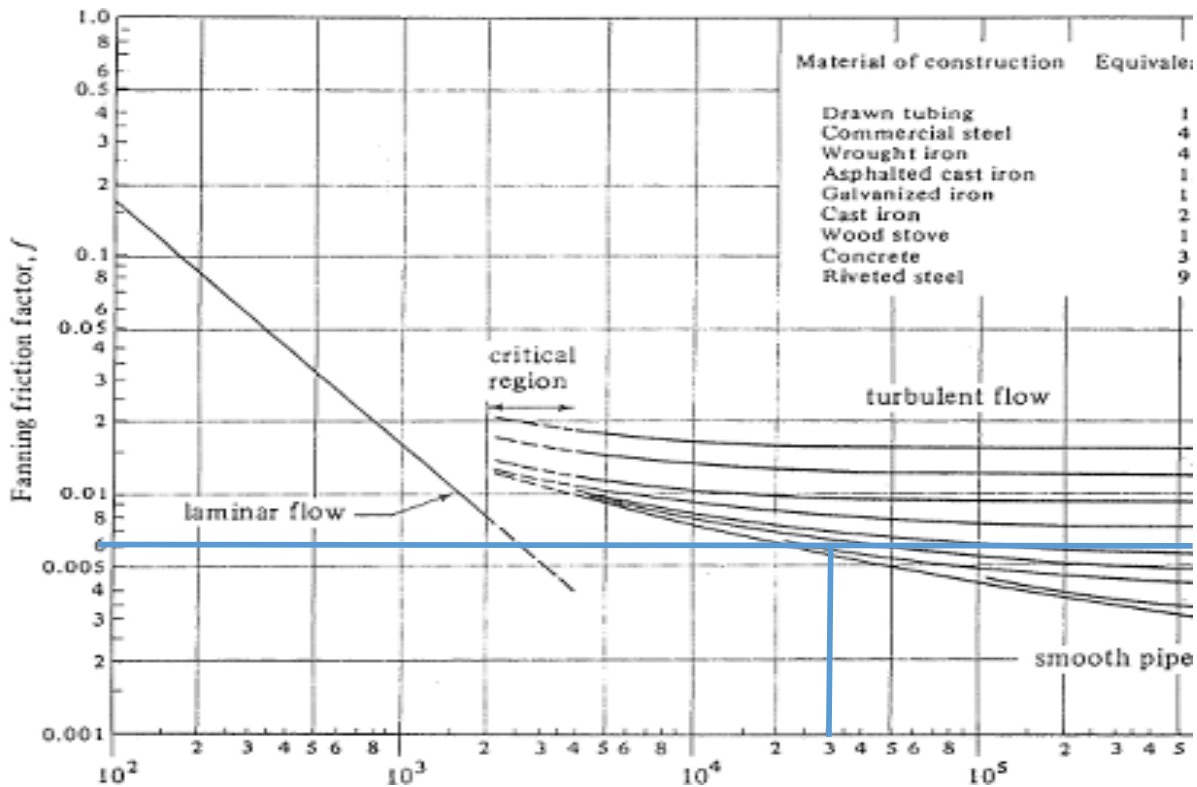
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercial steel	→	ϵ	=
			=

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.2557} =$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre = 38402.46429
 didapatkan nilai f = 0.0061



$$\text{Reynolds number, } N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, *T. A.S.M.E.*, 66, 671, (1944); *Mech. Eng.* 69, 1005 (1947). With mission.]

sehingga :

$$h_f = \frac{4}{2} \frac{x}{\text{lb}_f \cdot \text{ft}} = 2.1541 \frac{\text{lb}_m}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m} = 2.7695 \frac{\text{lb}_m}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung *Static Head*

Z_1	=	0	ft
Z_2	=	3.2808	ft
ΔZ	=	$Z_2 - Z_1$	
	=	3.2808	-
	=	3.2808	ft
g/gc	=	1	lbf/lbm
$\Delta Z (g/gc)$	=	3.2808	ft
	=	3.2808	ft lbf/lbm

* Menghitung *Velocity Head*

$$V_1 = \text{kecepatan linier fluida dari De ke pipa}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2agc) = 0.1512$$

* Menghitung *Pressure Head*

P_1	=	1	atm
ΔP	=	P_1	x
	=	2116	x
	=	319.8875	lb/ft ²
Sehingga, $\Delta P/\rho$	=	12.1276	ft

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -W_f &= 0.1512 + \\
 &= 18.3292 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-W_f)}{550 \cdot \eta} \\
 \text{dari Figure 10.62 coulson, untuk } Q_f &= 71.8137 \text{ gpm} \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ pompa} &= 50\% \\
 \text{sehingga :} & \\
 \text{BHP} &= \frac{0.1600 \times}{550} \\
 &= 0.2813
 \end{aligned}$$

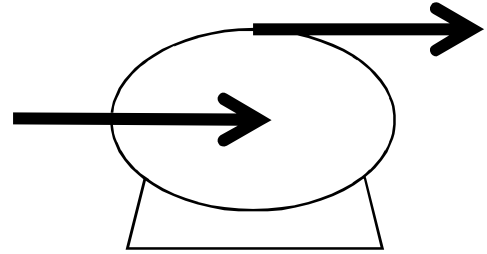
d. Menghitung Tenaga Motor

$$\begin{aligned}
 \text{Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk BHP} &= 0.2813 \\
 \text{Hp} &= 0.2098 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ motor} &= 0.8 \\
 \text{Sehingga power motor yang diperlukan :} &
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{P motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.2813}{0.8} \text{ Hp} \\
 &= 0.3516 \text{ Hp} \\
 \text{Dipilih motor standar dengan power} &= 1
 \end{aligned}$$

RESUME			
Nama Alat	=	Pompa utilitas-10	
Kode	=		
Fungsi	=	Mengalirkan air dari Deaerator (De) ke Boiler	
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
Rate Volumetrik	=	576.0076	ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	3.1189	ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS	=
		Sch. Number	=
		OD	=
		ID	=
		Flow Area	=
Power Motor	=	1	Hp
Jumlah	=	1 buah	

POMPA/PUMP



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki air umpan boiler (T-05) ke Mixer
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstruksi pompa 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \quad (\text{Yaws, 1999 hal 501})$$

KONDISI =	T	=	30	C
		=	303.1500	K

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	A	B	C
H ₂ O	200.2809	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03	1.7730.E-02
TOTAL	200.2809				

massa	=	200.2809	kg/jam
	=	441.5432	lb/jam
	=	0.1227	lb/s

μ campuran	=	0.8150	cP
	=	0.0005	lb/ft.s
ρ campuran	=	422.5153	kg/m ³
	=	26.3768	lb/ft ³
Rate volumetrik (=	$\frac{m}{\rho}$	
	=	$\frac{441.5432}{26.3768}$	lb/jam
	=	16.7398	lb/ft ³
	=	0.0046	ft ³ /jam
	=	2.0870	ft ³ /s
	=		gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen (NRe > 2100), sehingga digunakan persamaan untuk Di < 1 in, yaitu :

$$D_{i,opt} = 3.6q_f^{0.40} \mu_c^{0.20} \quad (\text{Pers. 48, Peters, hal 365})$$

Dimana :

Di opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft³/s

μ = viskositas fluida, cP

Sehingga :

Di opt	=	3.6	x	0.1167	x
	=	0.4032	in		

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40

			80	0.200	5.08	1.500	58.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 1/2 in sch 40 diperoleh

OD	=	1.6600	in	=	0.1383
ID	=	1.3800	in	=	0.1150
A	=	0.0104	ft ²	=	1.4976

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.0046 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.0104 \text{ ft}^2} = 0.4471 \text{ ft/s} = 0.1363 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

$$N_{re} = \frac{26.3768 \times 0.4471}{0.0005}$$

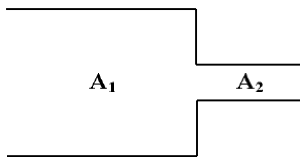
$$= 2476.224073 \quad (\text{NRe} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (H_F)

a). Sudden Contraction Losses

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad (\text{Pers. 2.10-16,})$$



$$(A_1 \gg A_2), \text{dimana: } A_1 =$$

$$A_2 =$$

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.0001 \leq 0.715$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \quad (1,25 - \frac{A_1}{0.0104})$$

$$= 0.4 \quad (1,25 - \frac{193.0583}{0.0104})$$

$$\alpha = 0.5000$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

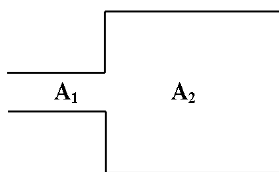
sehingga :

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$

$$= 0.5000 \frac{0.1999}{64.348}$$

$$= 0.0016 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). Sudden Enlargement Losses



$$(A_2 \gg A_1), \text{dimana: } A_1 =$$

$$A_2 =$$

dimana :

$$k_{ex} = (1 - \frac{A_1}{A_2})^2$$

$$= 0.9998$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{V^2}{2 \times gc \times \alpha} && \text{(Pers. 2.10-15,)} \\
 &= 0.9998 \frac{0.1999}{64.348} \\
 &= 0.0031 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{(Pers. 2.10-17,)}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow, 90°</i>	→	$k_f =$	0.75
<i>Gate valve (wide)</i>	→	$k_f =$	0.17
<i>Coupling</i>	→	$k_f =$	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.kf	=	2.25
1 gate valve	=	1	.kf	=	0.17
4 coupling	=	4	.kf	=	<u>0.16</u>
			Total kf	=	2.58

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{0.1999}{64.348} \\
 &= 0.0080 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). *Losses in pipe straight*

$$h_F = \frac{4f \cdot v^2 \cdot \Sigma L_e}{2 \cdot \text{ID} \cdot Gc} \quad \text{(Pers. 2.10-6, G)}$$

dimana :

h_F	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
ΣL_e	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
gc	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow, 90°	→	L/D	=	35
Gate valve (wide)	→	L/D	=	9
Coupling	→	L/D	=	2

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D	=	12.0750
1 gate valve	=	1	. ID . L/D	=	1.0350
4 coupling	=	4	. ID . L/D	=	0.9200
			Total Le	=	14.0300

ΣL	=	L + Le		
	=	118.1088	+	14.0300
	=	132.1388	ft	
	=	40.2759	m	

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

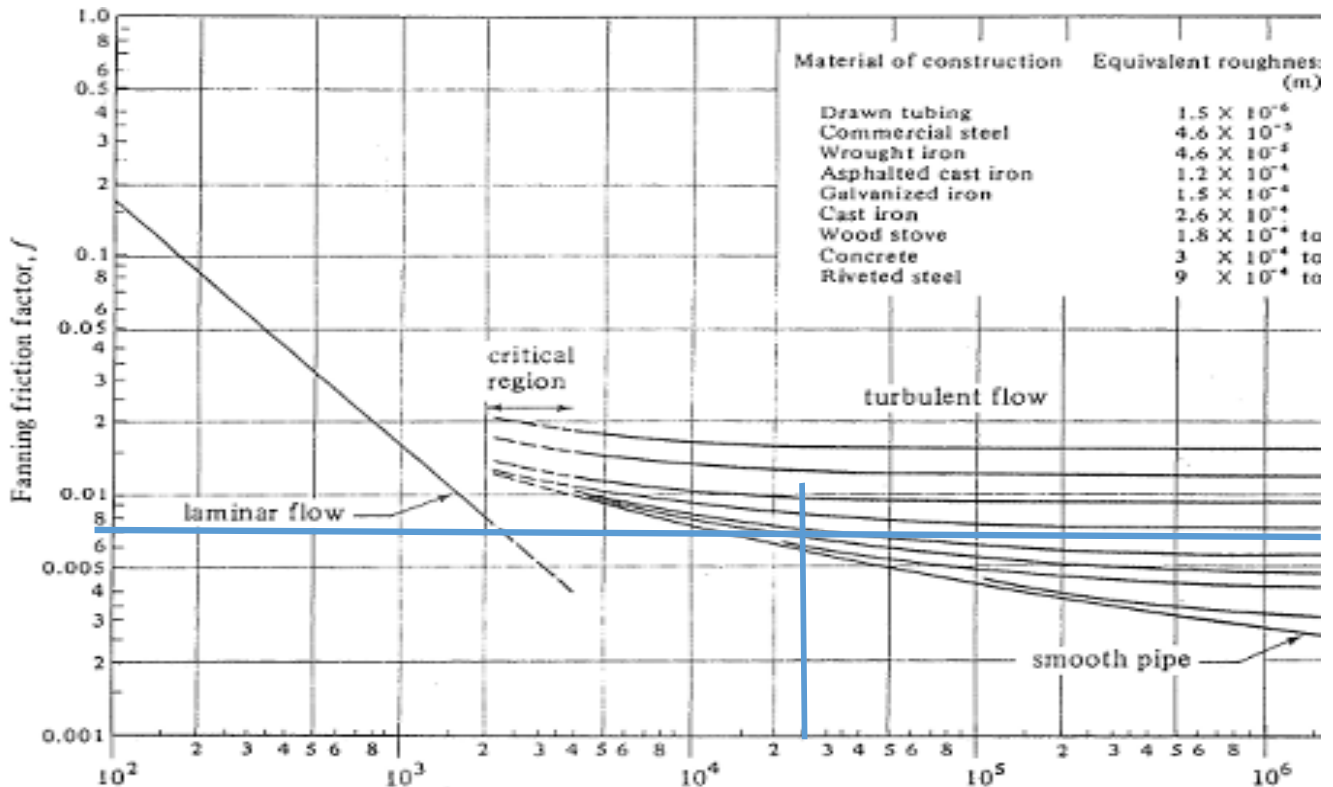
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercia	→	ϵ	=	0.000046	m
			=	0.0001509	ft

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.1150} = 0.0013$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre = 2476.224073
didapatkan nilai f = 0.007



$$\text{Reynolds number, } N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, Trans. A.S.M.E., 66, 67, (1944); Mech. Eng. 69, 1005 (1947). With permission.]

sehingga :

$$h_F = \frac{4 \times 0.007 \times 0.1150}{2 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}} = \frac{0.1000}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = hc + hex + hf + hF = \frac{0.1126}{\text{lb}_m} \text{ lb}_f \cdot \text{ft}$$

* Menghitung Static Head

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0 \text{ ft} \\ Z_2 &= 10.6337 \text{ ft} \\ \Delta Z &= Z_2 - Z_1 = 10.6337 \text{ ft} \\ g/gc &= 1 \text{ lb}_f/\text{lb}_m \\ \Delta Z (g/gc) &= 10.6337 \text{ ft} \times 1 = 10.6337 \text{ ft lb}_f/\text{lb}_m \end{aligned}$$

* Menghitung Velocity Head

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{kecepatan linier fluida dari TU-5 ke pipa} \\ V_2 &= \text{kecepatan linier fluida ke Mixer} \end{aligned}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2gc) = 0.0031$$

* Menghitung Pressure Head

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} = 2116 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 \\ \Delta P &= P_1 \times 0.0031 = 6.5737 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 \\ \text{Sehingga, } \Delta P/\rho &= 0.2492 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc}$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -Wf &= 0.0031 + 10.63368748 \text{ ft. lbf/lbm} \\
 &= 10.9986 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-Wf)}{550 \cdot \eta} \\
 \text{dari Figure 10.62 coulson, untuk } Q_f &= 2.0870 \text{ gpm} = 0.4740 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ pomp} &= 35\% \\
 \text{sehingga :} \\
 \text{BHP} &= \frac{0.0046 \times 26.3768 \times}{550 \times 35\%} \\
 &= 0.0070
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

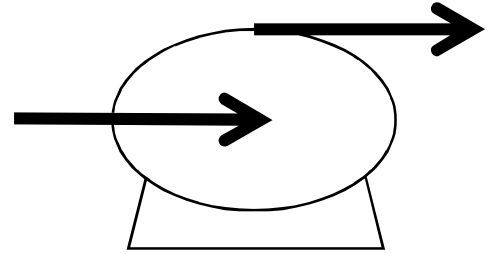
$$\begin{aligned}
 \text{Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk B} &= 0.0070 \\
 \text{Hp} &= 0.0052 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ moto} &= 0.8
 \end{aligned}$$

Sehingga power motor yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{P motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.0070}{0.8} \text{ Hp} \\
 &= 0.0088 \text{ Hp} \\
 \text{Dipilih motor standar dengan power} &= 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

RESUME			
Nama Alat	=	Pompa utilitas-11	
Kode	=		
Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki air umpan boiler (TU-05) ke Mixer	
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
Rate Volumetrik	=	16.7398	ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	0.4471	ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS	= 1/2 in
		Sch. Number	= 40
		OD	= 1.66 in
		ID	= 1.38 in
		Flow Area	= 1.4976 in ²
Power Motor	=	1	Hp
Jumlah	=	1 buah	

POMPA/PUMP



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki air pendingin (TU-06) ke Cooling tower (CT)
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstruksi pompa 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$		(Yaws, 1999 hal 501)
KONDISI =	T	= 30 C
		= 303.1500 K

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	A	B	C
H ₂ O	2897.9554	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03	1.7730.E-02
TOTAL	2897.9554				

massa	=	2897.9554	kg/jam
	=	6388.8904	lb/jam
	=	1.7747	lb/s

μ campuran	=	0.8150	cP
	=	0.0005	lb/ft.s
ρ campuran	=	422.5153	kg/m ³
	=	26.3768	lb/ft ³
Rate volumetrik (=	$\frac{m}{\rho}$	
	=	$\frac{6388.8904}{26.3768}$	lb/jam
	=	242.2164	ft ³ /jam
	=	0.0673	ft ³ /s
	=	30.1983	gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen (NRe > 2100), sehingga digunakan persamaan untuk Di < 1 in, yaitu :

$$D_{i,opt} = 3.6q_f^{0.40} \mu_c^{0.20} \quad (\text{Pers. 48, Peters, hal 365})$$

Dimana :

Di opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft³/s

μ = viskositas fluida, cP

Sehingga :

Di opt	=	3.6	x	0.3398	x
	=	1.1741	in		

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Sched- ule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross- Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40

			80	0.200	5.08	1.500	58.10	0.01225	11.40	
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65	
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05	1
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89	
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30	
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69	
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61	
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79	2.5
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35	
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19	
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17	
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1	
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5	
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5	
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1	
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7	
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7	

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 2 1/2 in sch 80 diperoleh

OD	=	2.8750	in	=	0.2396
ID	=	2.3230	in	=	0.1936
A	=	0.0294	ft ²	=	4.2365

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.0673}{0.02942} \text{ ft}^3/\text{s} / \text{ft}^2 = 2.2870 \text{ ft/s} = 0.6971 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

$$N_{re} = \frac{26.3768 \times 2.2870}{0.0005}$$

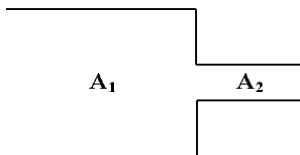
$$= 21320.77465 \quad (N_{re} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (H_F)

a). Sudden Contraction Losses

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad (\text{Pers. 2.10-16,})$$



$$(A_1 \gg A_2), \text{dimana: } A_1 =$$

$$A_2 =$$

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.0014 \leq 0.715$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \quad (1,25 - \frac{A_1}{0.02942})$$

$$= 0.4 \quad (1,25 - \frac{A_1}{21.5072})$$

$$\alpha = 0.4995$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

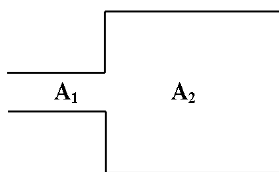
sehingga :

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$

$$= 0.4995 \frac{5.2302}{64.348}$$

$$= 0.0406 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). Sudden Enlargement Losses



$$(A_2 \gg A_1), \text{dimana: } A_1 =$$

$$A_2 =$$

dimana :

$$k_{ex} = (1 - \frac{A_1}{A_2})^2$$

$$= 0.9809$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{V^2}{2 \times gc \times \alpha} && \text{(Pers. 2.10-15,)} \\
 &= 0.9809 \frac{5.2302}{64.348} \\
 &= 0.0797 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{(Pers. 2.10-17,)}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow, 90°</i>	→	$k_f =$	0.75
<i>Gate valve (wide)</i>	→	$k_f =$	0.17
<i>Coupling</i>	→	$k_f =$	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.kf	=	2.25
1 gate valve	=	1	.kf	=	0.17
4 coupling	=	4	.kf	=	<u>0.16</u>
			Total kf	=	2.58

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{5.2302}{64.348} \\
 &= 0.2097 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). *Losses in pipe straight*

$$h_F = \frac{4f \cdot V^2 \cdot \Sigma L_e}{2 \cdot \text{ID} \cdot Gc} \quad \text{(Pers. 2.10-6, G)}$$

dimana :

h_F	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
ΣL_e	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
gc	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow, 90°	→	L/D	=	35
Gate valve (wide)	→	L/D	=	9
Coupling	→	L/D	=	2

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D	=	20.3263
1 gate valve	=	1	. ID . L/D	=	1.7423
4 coupling	=	4	. ID . L/D	=	<u>1.5487</u>
			Total Le	=	23.6172

ΣL	=	L + Le		
	=	118.1088	+	23.6172
	=	141.7260		ft
	=	43.1981		m

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

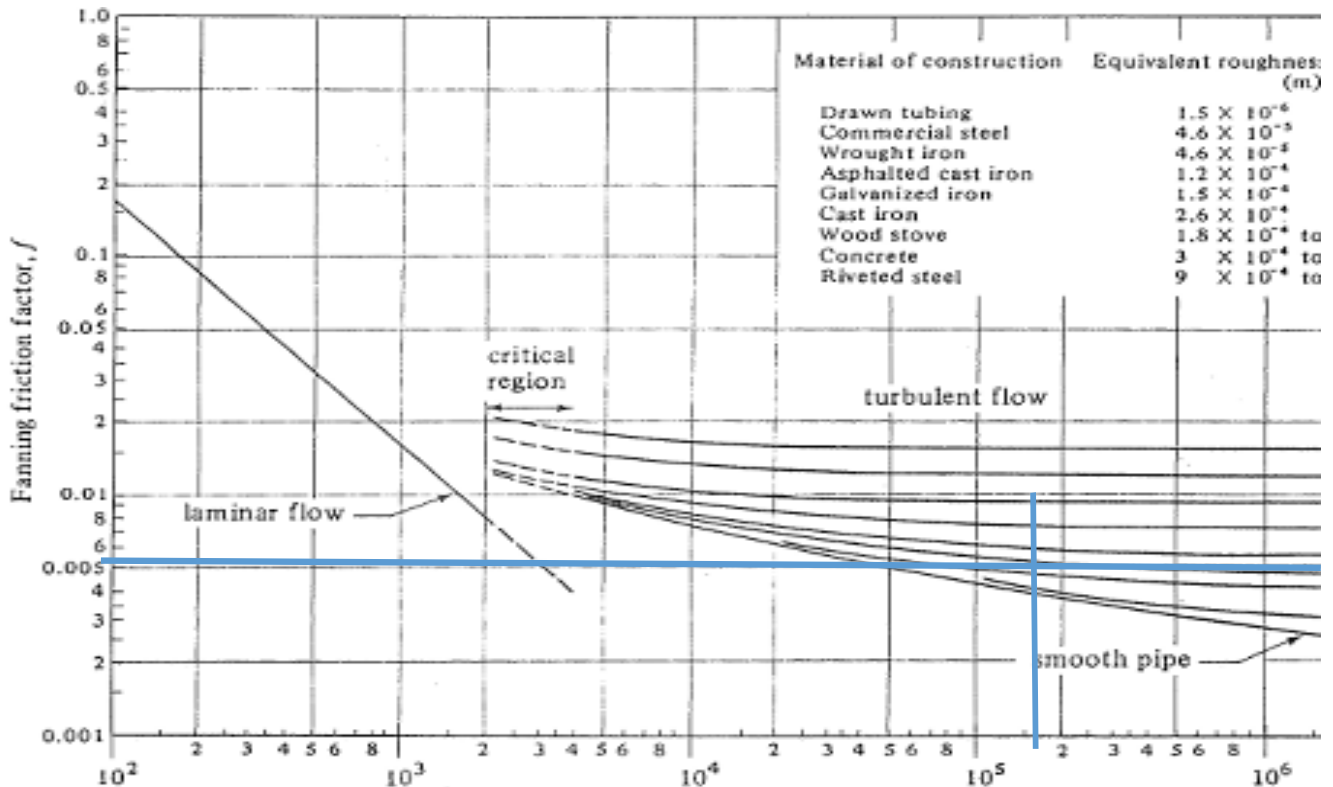
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercia	→	ϵ	=	0.000046	m
			=	0.0001509	ft

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.1936} = 0.0008$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre = 21320.77465
didapatkan nilai f 0.0055



$$\text{Reynolds number, } N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, Trans. A.S.M.E., 66, 67, (1944); Mech. Eng. 69, 1005 (1947). With permission.]

sehingga :

$$h_F = \frac{4 \times 0.0055 \times x}{2 \times 0.1936} \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

$$= 1.3091 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = hc + hex + hf + hF$$

$$= 1.6392 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung *Static Head*

$$Z_1 = 0 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 16.7769 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 16.7769 - 0 = 16.7769 \text{ ft}$$

$$g/gc = 1 \text{ lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\Delta Z (g/gc) = 16.7769 \text{ ft} \times 1 = 16.7769 \text{ ft lb}_f/\text{lb}_m$$

* Menghitung *Velocity Head*

$$V_1 = \text{kecepatan linier fluida dari TU-5 ke pipa}$$

$$V_2 = \text{kecepatan linier fluida ke Mixer}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2agc) = 0.0813$$

* Menghitung *Pressure Head*

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2116$$

$$\Delta P = P_1 \times \text{velocity} = 2116 \times 0.0813 = 171.9877 \text{ lb}_f/\text{ft}^2$$

$$\text{Sehingga, } \Delta P/\rho = 6.5204 \text{ ft}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc} +$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -Wf &= 0.0813 + 16.77689032 \text{ ft. lbf/lbm} \\
 &= 25.0178 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-Wf)}{550 \cdot \eta} \\
 \text{dari Figure 10.62 coulson, untuk } Q_f &= 30.1983 \text{ gpm} = 6.8588 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ pomp} &= 35\% \\
 \text{sehingga :} \\
 \text{BHP} &= \frac{0.0673 \times 26.3768}{550 \times 35\%} \\
 &= 0.2306
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

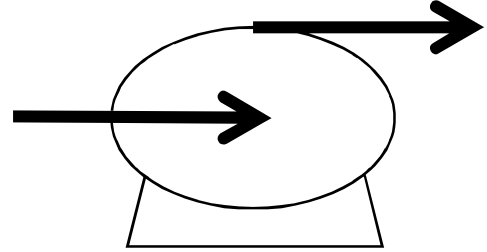
$$\begin{aligned}
 \text{Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk B} &= 0.2306 \\
 \text{Hp} &= 0.1720 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ moto} &= 0.8
 \end{aligned}$$

Sehingga power motor yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{P motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.2306}{0.8} \text{ Hp} \\
 &= 0.2883 \text{ Hp} \\
 \text{Dipilih motor standar dengan power} &= 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

RESUME			
Nama Alat	=	Pompa utilitas-11	
Kode	=		
Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki air pendingin (TU-06) ke Cooling tower (CT)	
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
Rate Volumetrik	=	242.2164	ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	2.2870	ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS	= 1/2 in
		Sch. Number	= 40
		OD	= 2.875 in
		ID	= 2.323 in
		Flow Area	= 4.2365 in ²
Power Motor	=	1	Hp
Jumlah	=	1 buah	

POMPA/PUMP



Fungsi	=	Mengalirkan air dari Cooling tower Tangki air pendingin 2 (TU-07)
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Commercial Steel</i>
Jumlah	=	1 buah
Tujuan	=	<ol style="list-style-type: none"> 1. Menentukan tipe pompa 2. Menentukan bahan konstruksi pompa 3. Menghitung tenaga pompa 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$		(Yaws, 1999 hal 501)
KONDISI =	T	= 30 C
		= 303.1500 K

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	A	B	C
H ₂ O	2897.9554	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03	1.7730.E-02
TOTAL	2897.9554				

massa	=	2897.9554	kg/jam
	=	6388.8904	lb/jam
	=	1.7747	lb/s

μ campuran	=	0.8150	cP
	=	0.0005	lb/ft.s
ρ campuran	=	422.5153	kg/m ³
	=	26.3768	lb/ft ³
Rate volumetrik (=	$\frac{m}{\rho}$	
	=	$\frac{6388.8904}{26.3768}$	lb/jam
	=	242.2164	ft ³ /jam
	=	0.0673	ft ³ /s
	=	30.1983	gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen (NRe > 2100), sehingga digunakan persamaan untuk Di < 1 in, yaitu :

$$D_{i,opt} = 3.6q_f^{0.40} \mu_c^{0.20} \quad (\text{Pers. 48, Peters, hal 365})$$

Dimana :

Di opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft³/s

μ = viskositas fluida, cP

Sehingga :

$$D_{i,opt} = 3.6 \times 0.3398 \times 1.1741 \text{ in}$$

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40

			80	0.200	5.08	1.500	58.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 2 1/2 in sch 80 diperoleh

OD	=	2.8750	in	=	0.2396
ID	=	2.3230	in	=	0.1936
A	=	0.0294	ft ²	=	4.2365

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$v = \frac{0.0673}{0.02942} \text{ ft}^3/\text{s} / \text{ft}^2 = 2.2870 \text{ ft/s} = 0.6971 \text{ m/s}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

$$N_{re} = \frac{26.3768 \times 2.2870}{0.0005}$$

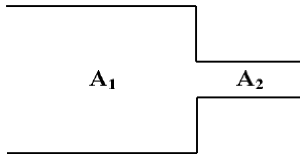
$$= 21320.77465 \quad (\text{NRe} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (H_F)

a). Sudden Contraction Losses

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad (\text{Pers. 2.10-16,})$$



$$(A_1 \gg A_2), \text{dimana: } A_1 = \frac{A_2}{\alpha}$$

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.0096 \leq 0.715$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \quad (1,25 - \frac{A_1}{A_2})$$

$$= 0.4 \quad (1,25 - \frac{0.02942}{3.0654})$$

$$\alpha = 0.4962 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

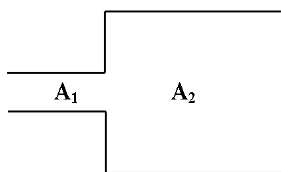
sehingga :

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$

$$= 0.4962 \frac{5.2302^2}{64.348}$$

$$= 0.0403 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). Sudden Enlargement Losses



$$(A_2 \gg A_1), \text{dimana: } A_1 = \frac{A_2}{\alpha}$$

dimana :

$$k_{ex} = (1 - \frac{A_1}{A_2})^2$$

$$= 0.9973$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{V^2}{2 \times gc \times \alpha} && \text{(Pers. 2.10-15,)} \\
 &= 0.9973 \frac{5.2302}{64.348} \\
 &= 0.0811 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{(Pers. 2.10-17,)}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow, 90°</i>	→	$k_f =$	0.75
<i>Gate valve (wide)</i>	→	$k_f =$	0.17
<i>Coupling</i>	→	$k_f =$	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.kf	=	2.25
1 gate valve	=	1	.kf	=	0.17
4 coupling	=	4	.kf	=	<u>0.16</u>
			Total kf	=	2.58

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{5.2302}{64.348} \\
 &= 0.2097 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). *Losses in pipe straight*

$$h_F = \frac{4f \cdot V^2 \cdot \Sigma L_e}{2 \cdot \text{ID} \cdot Gc} \quad \text{(Pers. 2.10-6, G)}$$

dimana :

h_F	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
ΣL_e	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
gc	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow, 90°	→	L/D	=	35
Gate valve (wide)	→	L/D	=	9
Coupling	→	L/D	=	2

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D	=	20.3263
1 gate valve	=	1	. ID . L/D	=	1.7423
4 coupling	=	4	. ID . L/D	=	<u>1.5487</u>
			Total Le	=	23.6172

ΣL	=	L + Le		
	=	118.1088	+	23.6172
	=	141.7260		ft
	=	43.1981		m

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

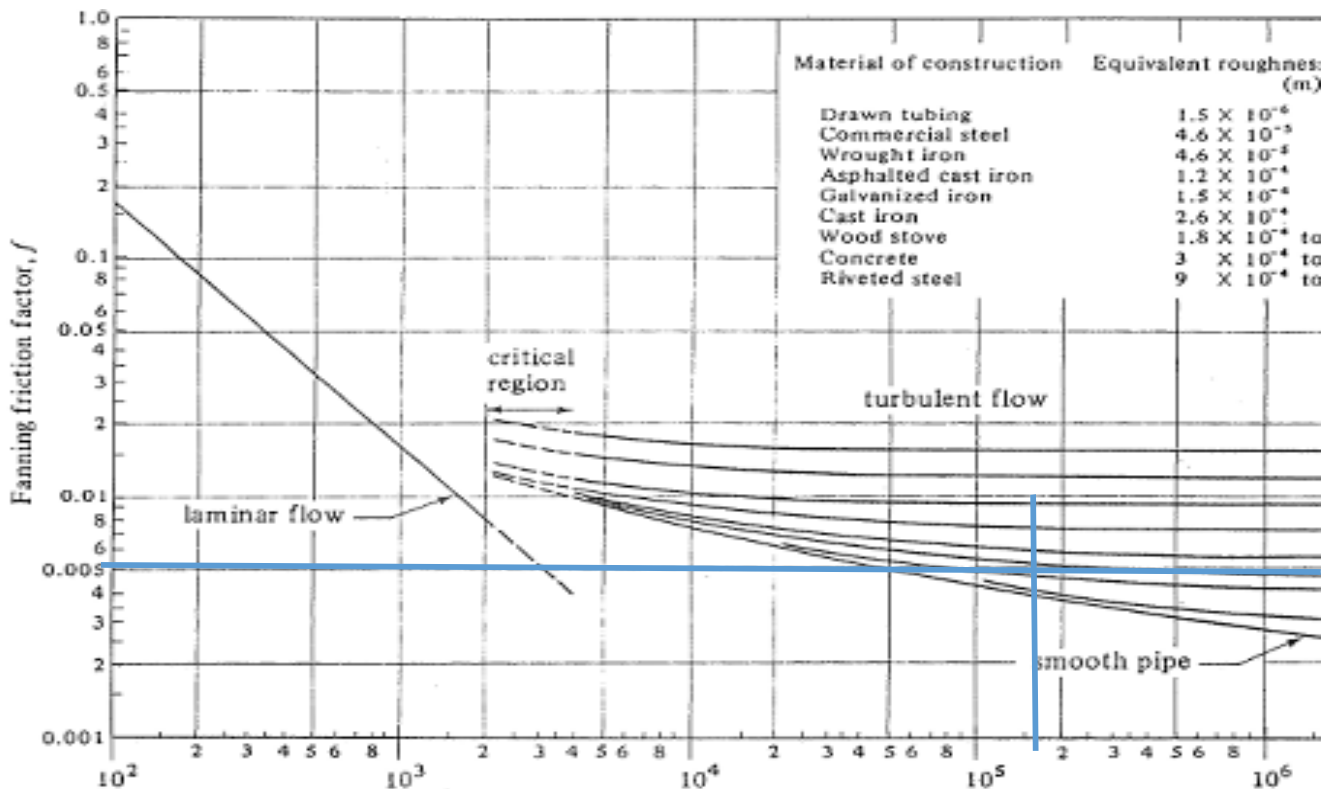
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercia	→	ϵ	=	0.000046	m
			=	0.0001509	ft

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.1936} = 0.0008$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre = 21320.77465
didapatkan nilai f 0.0055



$$\text{Reynolds number, } N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, Trans. A.S.M.E., 66, 671, (1944); Mech. Eng. 69, 1005 (1947). With permission.]

sehingga :

$$h_F = \frac{4 \times 0.0055 \times 1.3091}{2 \times 0.1936} \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = hc + hex + hf + hF = 1.6402 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung Static Head

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0 \text{ ft} \\ Z_2 &= 9.4829 \text{ ft} \\ \Delta Z &= Z_2 - Z_1 = 9.4829 \text{ ft} \\ g/gc &= 1 \text{ lb}_f/\text{lb}_m \\ \Delta Z (g/gc) &= 9.4829 \text{ ft} \times 1 = 9.4829 \text{ ft lb}_f/\text{lb}_m \end{aligned}$$

* Menghitung Velocity Head

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{kecepatan linier fluida dari TU-5 ke pipa} \\ V_2 &= \text{kecepatan linier fluida ke Mixer} \end{aligned}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2agc) = 0.0813$$

* Menghitung Pressure Head

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} \\ \Delta P &= P_1 = 2116 \text{ velocity} \\ &= 2116 \times 0.0813 = 171.9877 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 \\ \text{Sehingga, } \Delta P/\rho &= 6.5204 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc}$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -Wf &= 0.0813 + 9.482895384 \text{ ft. lbf/lbm} \\
 &= 17.7248 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-Wf)}{550 \cdot \eta} \\
 \text{dari Figure 10.62 coulson, untuk } Q_f &= 30.1983 \text{ gpm} = 6.8588 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ pomp} &= 35\% \\
 \text{sehingga :} \\
 \text{BHP} &= \frac{0.0673 \times 26.3768}{550 \times 35\%} \\
 &= 0.1634
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

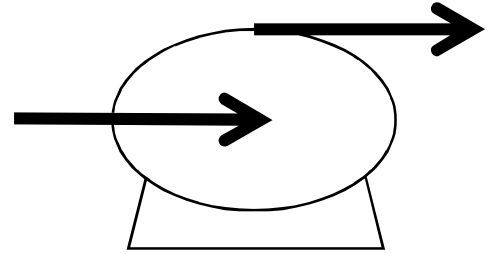
$$\begin{aligned}
 \text{Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk B} &= 0.1634 \\
 \text{Hp} &= 0.1219 \\
 \text{diperoleh } \eta \text{ moto} &= 0.8
 \end{aligned}$$

Sehingga power motor yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{P motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{0.1634}{0.8} \text{ Hp} \\
 &= 0.2043 \text{ Hp} \\
 \text{Dipilih motor standar dengan power} &= 1 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

RESUME			
Nama Alat	=	Pompa utilitas-11	
Kode	=		
Fungsi	=	Mengalirkan air dari Cooling tower Tangki air pendingin 2 (TU-07)	
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>	
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>	
Rate Volumetrik	=	242.2164	ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	2.2870	ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS	= 1/2 in
		Sch. Number	= 40
		OD	= 2.875 in
		ID	= 2.323 in
		Flow Area	= 4.2365 in ²
Power Motor	=	1	Hp
Jumlah	=	1 buah	

POMPA/PUMP



- Fungsi = Mengalirkan air dari Tangki air sanitasi (TU-02) ke kebutuhan sanitasi
- Tipe = *Centrifugal Pump*
- Bahan = *Commercial Steel*
- Jumlah = 1 buah
- Tujuan =
 1. Menentukan tipe pompa
 2. Menentukan bahan konstruksi pompa
 3. Menghitung tenaga pompa
 4. Menghitung tenaga motor

Langkah Perencanaan

a. Menentukan Tipe Pompa

Dalam perancangan ini dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan : (Peters, hal 521)

- Dapat digunakan untuk kapasitas hingga 5000 gpm
- Konstruksinya sederhana, harganya relatif murah dan banyak tersedia di pasaran
- Kecepatan putarannya stabil
- Biaya perawatan paling murah dibandingkan dengan tipe pompa yang lain

b. Menentukan Bahan Konstruksi Pompa

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Commercial Steel* karena :

- Tahan korosi
- Memiliki batas tekanan yang diijinkan besar (s.d 22500 psi)
- Memiliki batas suhu yang diijinkan besar (-65 °F - 650 °F)

c. Menghitung Tenaga Pompa

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ (Yaws, 1999 hal 501)

KONDISI =	T	=	30	C
		=	303.1500	K

KOMPONEN	MASSA (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	A	B	C
H2O	10163.6782	422.5153326	-10.2158	1.7925.E+03	1.7730.E-02
TOTAL	10163.6782				

massa	=	10163.6782	kg/jam
	=	22407.0482	lb/jam
	=	6.2242	lb/s

μ campuran	=	0.8150	cP
	=	0.0005	lb/ft.s
ρ campuran	=	422.5153	kg/m ³
	=	26.3768	lb/ft ³
Rate volumetrik (=	$\frac{m}{\rho}$	
	=	$\frac{22407.0482}{26.3768}$	lb/jam
	=	849.4988	ft ³ /jam
	=	0.2360	ft ³ /s
	=	105.9113	gpm

Diperkirakan aliran fluida turbulen (NRe > 2100), sehingga digunakan persamaan untuk Di < 1 in, yaitu :

$$D_{i,opt} = 3.6q_f^{0.40} \mu_c^{0.20} \quad (\text{Pers. 48, Peters, hal 365})$$

Dimana :

Di opt = diameter dalam optimum, in

Q = kecepatan volumetric, ft³/s

μ = viskositas fluida, cP

Sehingga :

$$D_{i,opt} = 3.6 \times 0.5612 \times 1.9395 \text{ in}$$

A.5-1 Dimensions of Standard Steel Pipe

Nominal Pipe Size (in.)	Outside Diameter		Schedule Number	Wall Thickness		Inside Diameter		Inside Cross-Sectional Area	
	in.	mm		in.	mm	in.	mm	ft ²	m ² × 10 ⁴
1/8	0.405	10.29	40	0.068	1.73	0.269	6.83	0.00040	0.3664
			80	0.095	2.41	0.215	5.46	0.00025	0.2341
1/4	0.540	13.72	40	0.088	2.24	0.364	9.25	0.00072	0.6720
			80	0.119	3.02	0.302	7.67	0.00050	0.4620
3/8	0.675	17.15	40	0.091	2.31	0.493	12.52	0.00133	1.231
			80	0.126	3.20	0.423	10.74	0.00098	0.9059
1/2	0.840	21.34	40	0.109	2.77	0.622	15.80	0.00211	1.961
			80	0.147	3.73	0.546	13.87	0.00163	1.511
3/4	1.050	26.67	40	0.113	2.87	0.824	20.93	0.00371	3.441
			80	0.154	3.91	0.742	18.85	0.00300	2.791
1	1.315	33.40	40	0.133	3.38	1.049	26.64	0.00600	5.574
			80	0.179	4.45	0.957	24.31	0.00499	4.641
1 1/4	1.660	42.16	40	0.140	3.56	1.380	35.05	0.01040	9.648
			80	0.191	4.85	1.278	32.46	0.00891	8.275
1 1/2	1.900	48.26	40	0.145	3.68	1.610	40.89	0.01414	13.13
			80	0.200	5.08	1.500	38.10	0.01225	11.40

			80	0.200	5.08	1.500	58.10	0.01225	11.40
2	2.375	60.33	40	0.154	3.91	2.067	52.50	0.02330	21.65
			80	0.218	5.54	1.939	49.25	0.02050	19.05
2½	2.875	73.03	40	0.203	5.16	2.469	62.71	0.03322	30.89
			80	0.276	7.01	2.323	59.00	0.02942	27.30
3	3.500	88.90	40	0.216	5.49	3.068	77.92	0.05130	47.69
				0.300	7.62	2.900	73.66	0.04587	42.61
3½	4.000	101.6	40	0.226	5.74	3.548	90.12	0.06870	63.79
			80	0.318	8.08	3.364	85.45	0.06170	57.35
4	4.500	114.3	40	0.237	6.02	4.026	102.3	0.08840	82.19
			80	0.337	8.56	3.826	97.18	0.07986	74.17
5	5.563	141.3	40	0.258	6.55	5.047	128.2	0.1390	129.1
			80	0.375	9.53	4.813	122.3	0.1263	117.5
6	6.625	168.3	40	0.280	7.11	6.065	154.1	0.2006	186.5
			80	0.432	10.97	5.761	146.3	0.1810	168.1
8	8.625	219.1	40	0.322	8.18	7.981	202.7	0.3474	322.7
			80	0.500	12.70	7.625	193.7	0.3171	294.7

Dari Appendix A.5-1 Geankoplis halaman 892 dipilih NPS 2 in sch 40 diperoleh

OD	=	2.3750	in	=	0.1979
ID	=	2.0670	in	=	0.1723
A	=	0.0233	ft ²	=	3.3552

Menghitung kecepatan linier

Kecepatan linier fluida dapat dicari dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$v = \frac{Q}{A}$$

Dimana :

v = kecepatan linier aliran fluida, ft/s

Q = laju alir volumetric, ft³/s

A = inside sectional area, ft²

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{0.2360}{0.0233} \quad \text{ft}^3/\text{s} \\
 &= 10.1275 \quad \text{ft/s} \\
 &= 3.0869 \quad \text{m/s}
 \end{aligned}$$

Menghitung Reynold Number (Nre)

$$Nre = \frac{\rho v D}{\mu}$$

Dimana :

ρ	=	densitas cairan (lb/ft ³)
ID	=	diameter dalam pipa (ft)
μ	=	viskositas (lb/ft s)
v	=	kecepatan linier (ft/s)

Sehingga :

$$N_{re} = \frac{26.3768 \times 10.1275}{0.0005}$$

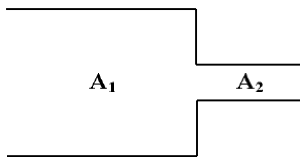
$$= 84011.78396 \quad (\text{NRe} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

jadi asumsi aliran turbulen benar

Head Losses (H_F)

a). Sudden Contraction Losses

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha} \quad (\text{Pers. 2.10-16,})$$



$$(A_1 \gg A_2), \text{dimana: } A_1 =$$

$$A_2 =$$

Karena :

$$\frac{A_2}{A_1} = 0.0598 \leq 0.715$$

Maka,

$$k_c = 0.4 \quad (1,25 - \frac{A_1}{0.0233})$$

$$= 0.4 \quad (1,25 - \frac{0.0233}{0.3894})$$

$$\alpha = 0.4761$$

$$\alpha = 1 \quad (\text{untuk aliran turbulen})$$

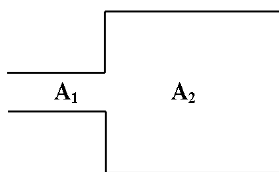
sehingga :

$$h_c = k_c \frac{v^2}{2 \times g_c \times \alpha}$$

$$= 0.4761 \frac{102.5672}{64.348}$$

$$= 0.7588 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

b). Sudden Enlargement Losses



$$(A_2 \gg A_1), \text{dimana: } A_1 =$$

$$A_2 =$$

dimana :

$$k_{ex} = (1 - \frac{A_1}{A_2})^2$$

$$= 0.9999$$

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_{ex} &= k_{ex} \frac{V^2}{2 \times gc \times \alpha} && \text{(Pers. 2.10-15,} \\
 &= 0.9999 \frac{102.5672}{64.348} \\
 &= 1.5939 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

c). *Losses in fitting and valve*

$$h_f = k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{(Pers. 2.10-17,}$$

Dari Tabel 2.10-1 Geankoplis, hal 99 didapat :

<i>Elbow, 90°</i>	→	$k_f =$	0.75
<i>Gate valve (wide)</i>	→	$k_f =$	0.17
<i>Coupling</i>	→	$k_f =$	0.04

Asumsi :

panjang pipa	=	36	m
	=	118.1088	ft

maka :

3 elbow 90°	=	3	.kf	=	2.25
1 gate valve	=	1	.kf	=	0.17
4 coupling	=	4	.kf	=	<u>0.16</u>
			Total kf	=	2.58

sehingga :

$$\begin{aligned}
 h_f &= k_f \frac{V^2}{2 \times gc} \\
 &= 2.58 \frac{102.5672}{64.348} \\
 &= 4.1124 \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}
 \end{aligned}$$

d). *Losses in pipe straight*

$$h_F = \frac{4f \cdot V^2 \cdot \Sigma L_e}{2 \cdot \text{ID} \cdot Gc} \quad \text{(Pers. 2.10-6, G}$$

dimana :

h_F	=	<i>Friction loss</i>	(ft.lbf/lbm)
f	=	Faktor friksi	
v	=	Kecepatan Linier Fluida	(ft/s)
ΣL_e	=	Panjang Equivalen Pipa	(ft)
ID	=	Diameter dalam tangki	(ft)
gc	=	32.174	lbm.ft/lbf.s ²

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis hal 99, didapat :

Elbow, 90°	→	L/D	=	35
Gate valve (wide)	→	L/D	=	9
Coupling	→	L/D	=	2

maka :

3 elbow 90°	=	3	. ID . L/D	=	18.0863
1 gate valve	=	1	. ID . L/D	=	1.5503
4 coupling	=	4	. ID . L/D	=	<u>1.3780</u>
			Total Le	=	21.0145

ΣL	=	L + Le		
	=	118.1088	+	21.0145
	=	139.1233	ft	
	=	42.4048	m	

* Menghitung Fanning Friction Factor (f)

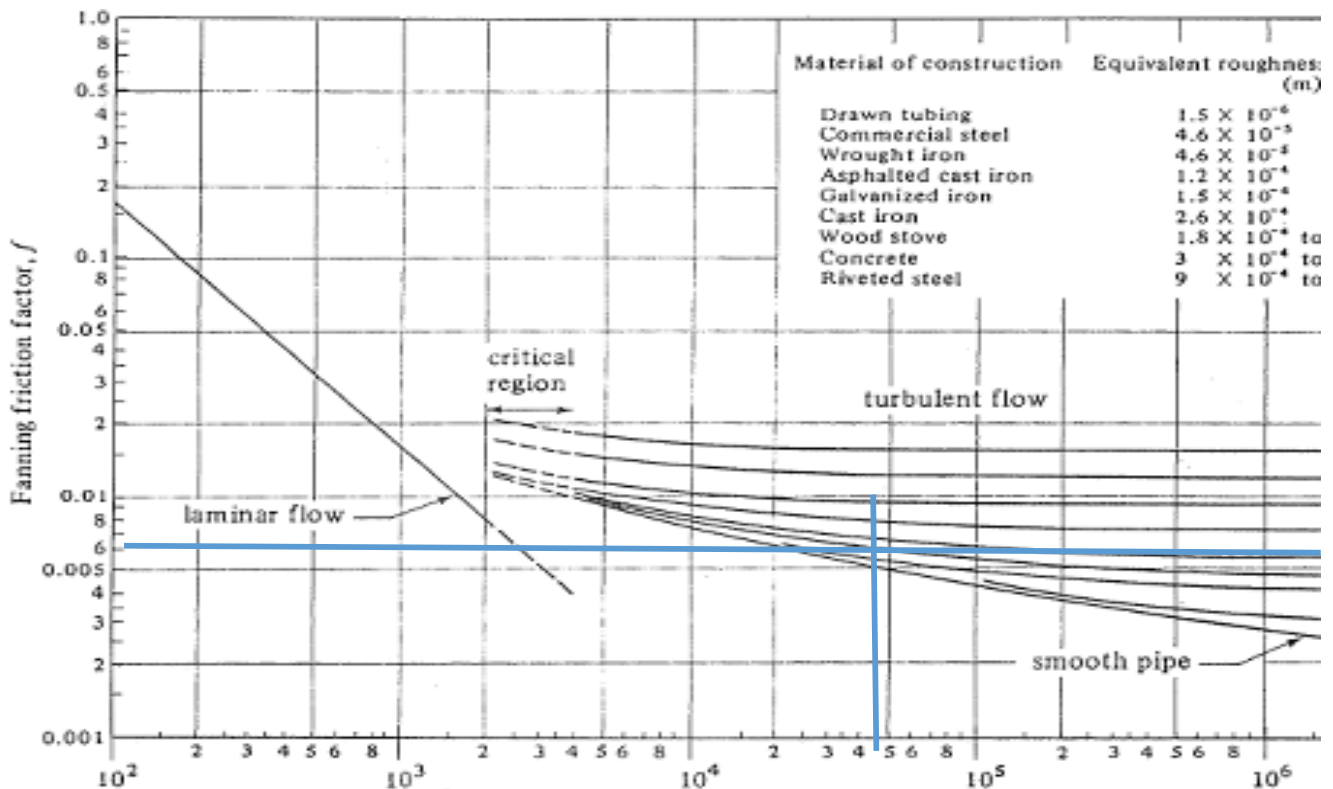
Dari Fig. 2.10-3 Geankoplis, hal 94 didapat :

Untuk commercia	→	ϵ	=	0.000046	m
			=	0.0001509	ft

Sehingga :

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0.0001509}{0.1723} = 0.0009$$

Dari Figure 2.10-3 Geankoplis, dengan nilai Nre = 84011.78396
 didapatkan nilai f = 0.006



$$\text{Reynolds number, } N_{Re} = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

FIGURE 2.10-3. Friction factors for fluids inside pipes. [Based on L. F. Moody, Trans. A.S.M.E., 66, 671, (1944); Mech. Eng. 69, 1005 (1947). With permission.]

sehingga :

$$h_F = \frac{4 \times 0.006 \times 30.8977}{2 \times 0.1723} \frac{\text{lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung energi yang hilang karena gesekan (ΣF)

$$\Sigma F = HF = hc + hex + hf + hF = \frac{37.3627 \text{ lb}_f \cdot \text{ft}}{\text{lb}_m}$$

* Menghitung Static Head

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0 \text{ ft} \\ Z_2 &= 17.3914 \text{ ft} \\ \Delta Z &= Z_2 - Z_1 = 17.3914 \text{ ft} \\ g/gc &= 1 \text{ lb}_f/\text{lb}_m \\ \Delta Z (g/gc) &= 17.3914 \text{ ft} \times 1 = 17.3914 \text{ ft lb}_f/\text{lb}_m \end{aligned}$$

* Menghitung Velocity Head

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{kecepatan linier fluida dari TU-5 ke pipa} \\ V_2 &= \text{kecepatan linier fluida ke Mixer} \end{aligned}$$

Karena pada 2 titik reference dianggap sama, maka $V_1 = V_2$

$$\text{Sehingga velocity head } (V^2 / 2agc) = 1.5939$$

* Menghitung Pressure Head

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} \\ \Delta P &= P_1 \times \text{velocity} = 2116 \times 1.5939 = 3372.7898 \text{ lb}_f/\text{ft}^2 \\ \text{Sehingga, } \Delta P/\rho &= \frac{3372.7898}{1} = 3372.7898 \text{ ft} \end{aligned}$$

* Menghitung Energi Mekanik Pompa

$$-W_f = \frac{\Delta V^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Delta z \frac{g}{gc}$$

Dimana :

W_f = tenaga yang ditambahkan ke dalam sistem per satuan massa

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 -Wf &= 1.5939 + 17.39140516 \text{ ft. lbf/lbm} \\
 &= 184.2177 \text{ ft. lbf/lbm}
 \end{aligned}$$

* Menghitung *Broke Horse Power* (BHP)

$$\text{BHP} = \frac{Q_f \cdot \rho \cdot (-Wf)}{550 \cdot \eta}$$

dari Figure 10.62 coulson, untuk $Q_f = 105.9113$ gpm = 24.0550
diperoleh η pomp = 35%

sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{0.2360 \times 26.3768}{550 \times 35\%} \\
 &= 5.9564
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tenaga Motor

Dari figure 14-38, Peters hal 521, untuk B = 5.9564

Hp = 4.4417

diperoleh η moto = 0.8

Sehingga power motor yang diperlukan :

$$\begin{aligned}
 \text{P motor} &= \frac{\text{BHP}}{\eta} \\
 &= \frac{5.9564}{0.8} \text{ Hp} \\
 &= 7.4455 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dipilih motor standar dengan power = 1 Hp

RESUME

Nama Alat	=	Pompa utilitas-11
Kode	=	
Fungsi	=	Mengalirkan air dari Tangki air sanitasi (TU-02) ke kebutuhan sanitasi
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Commercial Steel</i>
Rate Volumetrik	=	849.4988 ft ³ /s
Kecepatan Aliran	=	10.1275 ft/s
Ukuran Pipa	=	NPS = 1/2 in
		Sch. Number = 40
		OD = 2.375 in
		ID = 2.067 in
		Flow Area = 3.3552 in ²
Power Motor	=	1 Hp
Jumlah	=	1 buah