

LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

A.1 Menghitung Jumlah Bahan Baku.

Penentuan jumlah bahan baku yang digunakan berdasarkan kapasitas produksi, dimana kapasitas produksi TPA (*Terephthalic acid*) adalah 60.000 ton/tahun dengan :

Kapasitas : 60.000 ton/tahun

Operasi : 330 hari/tahun

Basis Perhitungan : 1 jam

Satuan : Kg

$$\text{Kapasitas} = 60.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{\text{tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$\text{Kapasitas} = 7575.7576 \text{ kg/jam}$$

Spesifikasi Produk

- *Terephthalic Acid*

Tabel A.1 Komposisi *Terephthalic Acid*

Komponen	% berat
C ₈ H ₆ O ₄	99
H ₂ O	1

Sehingga jumlah *Terephthalic acid* yang terbentuk adalah:

- TPA(99%) = 7.575,76 Kg/jam x 99% = 7.500,00 Kg/jam = 45,18 Kmol/jam
- Air (1%) = 7.575,76 Kg/jam x 1% = 75,76 Kg/jam = 4,21 Kmol/jam

Berat molekul untuk masing – masing komponen yang terlibat pada proses produksi *Terephthalic Acid* tertera pada table berikut :

Tabel A.2 Berat Molekul masing – masing Komponen

Komponen	Rumue Kimia	Berat molekul Kg/Kmol
Paraxylena (pX)	C_8H_{10}	106
Asam Asetat (HAc)	CH_3COOH	60
Asam Bromida (HBr)	HBr	81
Cobalt Asetat (CoAs)	$(CH_3COO)_2Co$	176
Mangan Aseat (MnAs)	$(CH_3COO)_2Mn$	173
Oksigen	O_2	32
Nitrogen	N_2	28
<i>Terephthalic Acid</i> (TPA)	$C_8H_6O_4$	166
Air	H_2O	18

Secara umum, persamaan neraca massa adalah sebagai berikut:

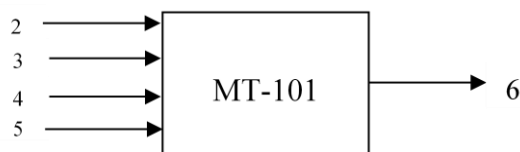
Massa masuk – Massa keluar + Massa generasi – Massa konsumsi = akumulasi

A.2 Perhitungan Neraca Massa Pada Masing-Masing Alat

1. *Mixer* (MT-103)

Fungsi : Tempat untuk melarutkan katalis Mangan Asetat, cobalt asetat

Asam bromide dengan pelarut asam asetat



Gambar A.1. Aliran pada *melter*

Neraca massa : $F_2 + F_3 + F_4 + F_5 = F_6$

Keterangan :

Aliran 2 : Aliran *fresh* Asam Asetat dari *storage tank* ST-102

Aliran 3 : Aliran *fresh* Asam Bromida dari *storage tank* ST-103

Aliran 4: Aliran *fresh* Kobalt Asetat dari *mixer* Kobalt Asetat MT-101

Aliran 5: Aliran *fresh* Mangan Asetat dari *mixer* Mangan Asetat MT-102

Aliran 6: Aliran menuju *reactor* RC-201

- Menghitung kebutuhan Asam Asetat

Kebutuhan pelarut adalah 0,1kg/Kg PTA

HAc yg dibutuhkan = $0,1 \times 7.500 \text{ Kg/jam}$

$$= 750,00 \text{ Kg/jam}$$

- Menghitung kebutuhan *fresh* Asam Asetat

Kebutuhan *fresh* Asam Asetat = Kebutuhan Asam Asetat – recycle

$$= 750,00 \text{ Kg/jam} - 748,0261 \text{ Kg/jam}$$

$$= 1,9739 \text{ Kg/jam}$$

Jumlah air yang terikut = Umpan *fresh* Asam Asetat x kadar air /kemurnian

$$= 1,9739 \text{ Kg/jam} \times 1\%/99\%$$

$$= 0,0120 \text{ Kg/jam}$$

- Menghitung kebutuhan katalis

Katalis dijaga agar rasio atomik $\frac{Br}{Co \times Mn} \times 0,15$ berada pada nilai 0,25 dari pelarut. Total jumlah katalis adalah 0,1 dari total pelarut yang digunakan.

Sehingga diperoleh :

$$\text{HBr} = 0,25$$

$$\text{CoAsetat} = 0,08$$

$$\text{MnAsetat} = 0,07$$

Katalis yang diperlukan adalah :

$$\text{Katalis} = 25\% \times 750,00 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{Katalis} = 187,5 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{Jumlah HBr yang dibutuhkan} = 0,25 \times 187,5 \text{ Kg/jam} = 46,88 \text{ Kg/jam}$$

Jumlah CoAsetat yang dibutuhkan = $0,08 \times 187,5 \text{ Kg/jam} = 15,00 \text{ Kg/jam}$

Jumlah MnAsetat yang diperlukan = $0,07 \times 187,5 \text{ Kg/jam} = 13,13 \text{ Kg/jam}$

- Menghitung kebutuhan *fresh* katalis

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{fresh} \text{ HBr} &= \text{Kebutuhan HBr} - \textit{recycle} \\ &= 46,8750 \text{ Kg/jam} - 46,7813 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,0937 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang terikut} &= \text{Umpan } \textit{fresh} \text{ HBr} \times \text{kadar air /kemurnian} \\ &= 0,0937 \text{ Kg/jam} \times 55\%/45\% \\ &= 0,1145 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{fresh} \text{ CoAsetat} &= \text{Kebutuhan } \textit{fresh} \text{ CoAsetat} - \textit{recycle} \\ &= 15,00 \text{ Kg/jam} - 14,9956 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,0044 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

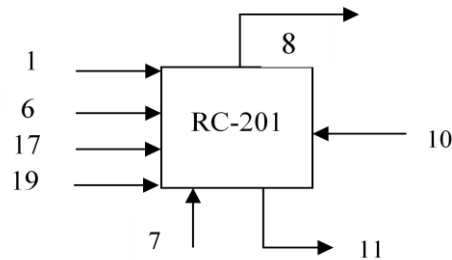
$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan } \textit{fresh} \text{ MnAsetat} &= \text{Kebutuhan } \textit{fresh} \text{ MnAsetat} - \textit{recycle} \\ &= 13,1250 \text{ Kg/jam} - 13,1216 \text{ Kg/jam} \\ &= 0,0034 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel A.3 Neraca massa pada *melter* (MT-101)

Komponen	Aliran 2 Kg/jam	Aliran 3 Kg/jam	Aliran 4 Kg/jam	Aliran 5 Kg/jam	Aliran 6 Kg/jam
CH ₃ COOH	1,1887	0,0000	0,4414	0,3438	1,9739
HBr	0,0000	0,0937	0,0000	0,0000	0,0937
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,0000	0,0000	0,0044	0,0000	0,0044
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0000	0,0000	0,0000	0,0034	0,0034
H ₂ O	0,0120	0,1145	0,0000	0,0000	0,1265
Sub total	1,2007	0,2081	0,4458	0,3473	2,2019
Total		2,2019			2,2019

2. Reactor (RC-101)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi oksidasi Paraxylene menjadi *Terephthalic Acid*



gambar A.2 aliran pada *reactor*

Neraca massa : $F_1 + F_6 + F_7 + F_{10} + F_{17} + F_{19} = F_8 + F_{11}$

Keterangan :

Aliran 1 : Aliran *fresh* paraxylene dari *storage Tank* ST-101

Aliran 6 : Aliran dari *melter* MT-101

Aliran 7 : Aliran Udara dari *compressor* CR-101

Aliran 8: Aliran uap menuju *condenser* CD-201

Aliran 10 : Aliran *liquid* dari *condenser* CD-201

Aliran 11 : Aliran *slurry* menuju *centrifuge* CF-301

Aliran 16 : Aliran *recycle* dari *flash drum* FD-301

Aliran 18 : Aliran *recycle* dari *distillation column* DC-401

- Menghitung kebutuhan paraxylene :

$$pX \text{ yang dibutuhkan} = \text{mol TPA terbentuk} \times 1 \times M_{r,pX}$$

$$= 45,18 \frac{\text{Kmol}}{\text{jam}} \times 1 \times 106 \frac{\text{Kg}}{\text{Kmol}}$$

$$= 4.789,16 \text{ Kg/jam}$$

Paraxylene yang dialirkan dibuat excess 70% untuk mengurangi beban *reactor*

$$\begin{aligned}
 pX \text{ excess } 70\% &= pX \text{ yang dibutuhkan} \times 70\% \\
 &= 4.886,89 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}} \times 70\% \\
 &= 3.352,41 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total kebutuhan paraxylene} &= pX \text{ yang dibutuhkan} + pX \text{ excess} \\
 &= 4.789,16 \text{ Kg/jam} + 3.352,41 \text{ Kg/jam} \\
 &= 8.141,57 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung kebutuhan *fresh* Paraxylene :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan } \textit{fresh} \text{ Paraxylene} &= \text{Kebutuhan Paraxylene} - \text{recycle} \\
 &= 8.141,57 \text{ Kg/jam} - 3.320,9209 \text{ Kg/jam} \\
 &= 4.820,6453 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah air yang terikut} &= \text{Umpan } \textit{fresh} \text{ paraxylene} \times \text{kadar air /kemurnian} \\
 &= 4.820,6453 \text{ Kg/jam} \times 0,29\%/99,71\% \\
 &= 14,0205 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

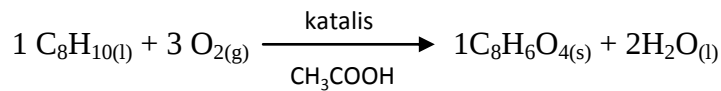
- Menghitung kebutuhan udara

Konversi reaksi adalah 98 % , sehingga jumlah Oksigen yg dibutuhkan adalah:

$$\begin{aligned}
 O_2 \text{ yang dibutuhkan} &= \frac{\sum TPA \text{ yg terbentuk}}{\text{Konversi}} \times 3 \\
 &= \frac{45,18 \text{ Kmol/jam}}{98\%} \times 3 \\
 &= 138,31 \text{ Kmol/jam} = 4.425,87
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_2 \text{ yg terikut} &= \frac{79}{21} \times 138,31 \text{ Kmol/jam} \\
 &= 520,30 \text{ kmol/jam} = 14.568,48 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

- Reaksi



Konversi reaksi : 98%

	C_8H_{10}	+	3O_2	$\longrightarrow$	$\text{C}_8\text{H}_6\text{O}_4$	+	$2\text{H}_2\text{O}$
mula-mula :	76,81mol		138,31mol				
reaksi :	-45,18mol		-135,54mol		+45,18mol		+90,36mol
Sisa :	31,63mol		2,77mol		45,18mol		90,36mol

Sehingga neraca massa reaksi dalam *reactor* adalah:

Tabel A.4. Neraca massa reaksi dalam *reactor*

Komponen	masuk		Keluar	
	kmol/jam	Kg/jam	kmol/jam	Kg/jam
C_8H_{10}	76,81	8141,57	31,63	3352,41
O_2	138,31	4425,87	2,77	88,52
$\text{C}_8\text{H}_6\text{O}_4$			45,18	7500,00
H_2O			90,36	1626,51
Total		12567,44		12567,44

- Menghitung aliran menuju *condenser*

Untuk mengetahui kondisi campuran yang menguap menuju *condenser* dapat

dihitung menggunakan persamaan tekanan uap jenuh :

Data diperoleh dari Yaws

Tabel A.5. Konstanta Antoine

Komponen	A	B	C
C_8H_{10}	7.155	1553.95	225.230
CH_3COOH	7.815	1800.03	246.894
HBr	7.815	1800.03	246.894
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Co}$	7.815	1800.03	246.894
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn}$	7.815	1800.03	246.894
$\text{C}_8\text{H}_6\text{O}_4$	8.132	3394.38	87.604
H_2O	8.071	1,730.63	233.426

$$\text{Log } P^{\text{sat}} = A - \frac{B}{T+C} \dots\dots\dots(\text{Yaws, L Carl, 2008})$$

dengan :

P^{sat} : Tekanan uap jenuh (mmHg)

T : Suhu ($^{\circ}\text{C}$)

A, B, C : konstanta

Nilai konstanta kesetimbangan K dihitung dengan persamaan :

$$K = P^{\text{sat}}/P \dots\dots\dots(\text{Van Ness})$$

Dengan:

K : Konstanta kesetimbangan fase uap-cair

P^{sat} : Tekanan uap jenuh (mmHg)

P : Tekanan total (mmHg)

Kondisi suatu campuran dapat diketahui dengan persamaan Raoult – Dalton :

$$y_i = k_i \cdot x_i$$

atau,

$$x_i = \frac{y_i}{k_i}$$

Pada kondisi operasi dalam *reactor*, yaitu :

P : 14 atm

T : 210 $^{\circ}\text{C}$

Diperoleh :

Tabel A.6. Kondisi dalam *reactor*

Komponen	xi	Psat	K	yi
C_8H_{10}	0,1548	3839,7147	0,3609	0,0559
CH_3COOH	0,0612	7507,4024	0,7056	0,0432
HBr	0,0028	7507,4024	0,7056	0,0020
$(CH_3COO)_2Co$	0,0004	7507,4024	0,7056	0,0003
$(CH_3COO)_2Mn$	0,0004	7507,4024	0,7056	0,0003
$C_8H_6O_4$	0,2211	0,0005	0,0000	0,0000
H_2O	0,5594	14738,3578	1,3852	0,7748

Jadi jumlah komponen yang mengalir menuju *condenser* adalah

Tabel A.7. Komposisi komponen menuju *condenser*

Komponen	Aliran 8	
	Kg/jam	Kmol/jam
$C_8H_{10(g)}$	187,2355	1,7664
$CH_3COOH_{(g)}$	32,3699	0,5395
$HBr_{(g)}$	0,0937	0,0012
$(CH_3COO)_2Co_{(g)}$	0,0044	0,0000
$(CH_3COO)_2Mn_{(g)}$	0,0034	0,0000
$O_{2(g)}$	88,5173	2,7662
$N_{2(g)}$	14568,4780	520,3028
$C_8H_6O_{4(g)}$	0,0001	0,0000
$H_2O_{(g)}$	1594,1438	88,5635
Sub total	16470,85	613,9396

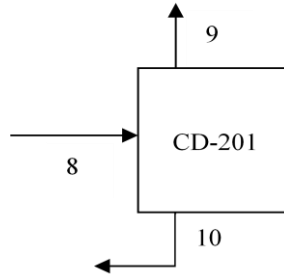
Dengan demikian, neraca massa total pada *reactor* adalah :

Tabel A.8 Neraca massa pada *reactor* (RC-201)

Komponen	Aliran 1	Aliran 6	Aliran 7	Aliran 10	Aliran 16	Aliran 19	Aliran 8	Aliran 11
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C_8H_{10}	4795,5212	0,0000	0,0000	180,8709	201,3786	2963,7955	187,2355	3165,1741
CH_3COOH	0,0000	1,9739	0,0000	30,4654	24,1012	693,4595	32,3699	717,6301
HBr	0,0000	0,0937	0,0000	0,0882	1,5711	45,2102	0,0937	46,7813
$(CH_3COO)_2Co$	0,0000	0,0044	0,0000	0,0042	0,5036	14,4920	0,0044	14,9956
$(CH_3COO)_2Mn$	0,0000	0,0034	0,0000	0,0032	0,4407	12,6809	0,0034	13,1216
O_2	0,0000	0,0000	4425,8667	0,0000	0,0000	0,0000	88,5173	0,0000
N_2	0,0000	0,0000	14568,4780	0,0000	0,0000	0,0000	14568,4780	0,0000
$C_8H_6O_4$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0153	0,0000	7500,0000
H_2O	13,9475	0,1265	0,0000	1433,0517	404,1967	0,1863	1594,1438	1896,3848
Sub total	4809,4687	2,2019	18994,3447	1644,4835	632,1920	3729,8397	16470,8462	13354,0874
Total			29824,9336				29824,9336	

3. Condenser (CD-201)

Fungsi: Mengembunkan uap keluaran *reactor* untuk dikembalikan ke dalam *reactor* dan memisahkan *un condensable gas* (udara)



gambar A.3 aliran pada *condenser*

Neraca massa : $F_8 = F_9 + F_{10}$

Keterangan :

Aliran 8 : Aliran uap dari *reactor* RC-201

Aliran 9 : Aliran *purge*

Aliran 10: Aliran menuju *reactor* RC-201

Menentukan Dew point dan Bubble point

- Dew point

Dengan menggunakan trial

Pada P = 1 atm

= 760 mmHg

Tabel A.9 Penentuan nilai Dew point

Komponen	$T_{\text{dew}}(^{\circ}\text{C})$	kmol/jam	P^{sat}	$K=P^{\text{sat}}/P$	w_i	$x_i = w_i/K$
C_8H_{10}	101,3032	1,7664	248,7569	0,3273	0,0194	0,0594
CH_3COOH	101,3032	0,5395	442,2101	0,5819	0,0059	0,0102
HBr	101,3032	0,0012	442,2101	0,5819	0,0000	0,0000
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Co}$	101,3032	0,0000	442,2101	0,5819	0,0000	0,0000
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn}$	101,3032	0,0000	442,2101	0,5819	0,0000	0,0000
H_2O	101,3032	88,5635	796,2879	1,0477	0,9746	0,9302
Total		90,8706			1,0000	0,9998

Syarat $T_{\text{dew}}, \sum x_i = 1$

- Bubble point

Dengan menggunakan trial

Pada $P = 1 \text{ atm}$

$= 760 \text{ mmHg}$

Tabel A.10. Penentuan nilai Bubble point

Komponen	T_{bub}	kmol/jam	P^{sat}	$K=P^{\text{sat}}/P$	w_i	$y_i=w_i \cdot K_i$
C ₈ H ₁₀	100,445	1,7664	241,676	0,3180	0,0194	0,0062
CH ₃ COOH	100,445	0,5395	429,3938	0,5650	0,0059	0,0034
HBr	100,445	0,0012	429,3938	0,5650	0,0000	0,0000
(CH ₃ COO) ₂ Co	100,445	0,0000	429,3938	0,5650	0,0000	0,0000
(CH ₃ COO) ₂ Mn	100,445	0,0000	429,3938	0,5650	0,0000	0,0000
H ₂ O	100,445	88,5635	772,2896	1,0162	0,9746	0,9904
Total		90,8706			1,0000	0,9999

Syarat $T_{\text{bub}}, \sum y_i = 1$

Suhu keluaran *reactor* = 210 °C

Tekanan Operasi *condenser* = 1 atm

Suhu Operasi *condenser* = 100,2901 °C

Menentukan komposisi point to point

Tabel A.11. Penentuan komposisi point to point

Komponen	Pi(mmHg)	Ki=Pi/P	Yi Kmol/jam	wi	V/L trial	K.V/L	1+K.V/L	Li = Yi/1+K.V/L		Vi = Yi-Li	
								Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
C ₈ H ₁₀	240,4170	0,3163	1,7664	0,0194	0,1112	0,0352	1,0352	180,8709	1,7063	6,3646	0,0600
CH ₃ COOH	427,1148	0,5620	0,5395	0,0059	0,1112	0,0625	1,0625	30,4654	0,5078	1,9045	0,0317
HBr	427,1148	0,5620	0,0012	0,0000	0,1112	0,0625	1,0625	0,0882	0,0011	0,0055	0,0001
(CH ₃ COO) ₂ Co	427,1148	0,5620	0,0000	0,0000	0,1112	0,0625	1,0625	0,0042	0,0000	0,0003	0,0000
(CH ₃ COO) ₂ Mn	427,1148	0,5620	0,0000	0,0000	0,1112	0,0625	1,0625	0,0032	0,0000	0,0002	0,0000
H ₂ O	768,0248	1,0106	88,5635	0,9746	0,1112	0,1124	1,1124	1433,0517	79,6140	161,0921	8,9496
				90,8706	1			1644,4835	81,8292	169,3673	9,04142

V/L	0,1105	
Δ V/L	0,0007	harus ≈ 0

Persamaan Mencari Fasa Vapor dan Liquid

$$Y = V + L$$

$$Y_1 = V_1 + L_1$$

$$V_1 = Y_1 - L_1$$

$$V_1 = K_1 L_1 \frac{V}{L}$$

$$L_1 = \frac{Y_1}{1 + K_1 (V/L)} \dots\dots\dots(\text{pers13.9, Kern1950})$$

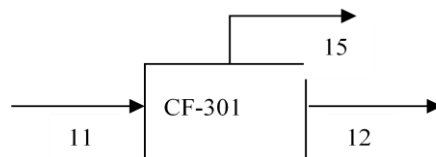
Dengan demikian neraca masa pada *condenser* (CD-201) adalah sebagai berikut :

Tabel A.12 Neraca massa pada *condenser* (CD-201)

Komponen	Aliran 8 Kg/jam	Aliran 9 Kg/jam	Aliran 10 Kg/jam
C ₈ H ₁₀	187,2355	6,3646	180,8709
CH ₃ COOH	32,3699	1,9045	30,4654
HBr	0,0937	0,0055	0,0882
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,0044	0,0003	0,0042
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0034	0,0002	0,0032
O ₂	88,5173	88,5173	0,0000
N ₂	14568,4780	14568,4780	0,0000
H ₂ O	1594,1438	161,0921	1433,0517
Sub total		14826,3626	1644,4835
Total	16470,8461	16470,8461	

4. Centrifuge (CF-301)

Fungsi : Memisahkan *liquid* dari produk



gambar A.5 Aliran pada *centrifuge*

Neraca massa: $F_{11} = F_{12} + F_{15}$

Keterangan :

Aliran 11 : Aliran dari *reactor* RE-201

Aliran 12 : Aliran menuju *rotary dryer* RD-301

Aliran 15 : Aliran menuju *flash drum* FD-301

Selain untuk pemisahan *liquid* dari produk, dalam *centrifuge* juga terjadi

pencucian produk untuk membersihkan dari pengotor berupa sisa – sisa reaktan

dan katalis yang masih terikut. Pencucian dilakukan dengan cara menyemprotkan

air hangat di dalam *centrifuge*. Kebutuhan air pencuci adalah 10% dari padatan

(produk).

- Menghitung kebutuhan air :

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan air} &= 10\% \times \text{produk} \\
 &= 10\% \times 7500 \text{ Kg/jam} \\
 &= 750 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

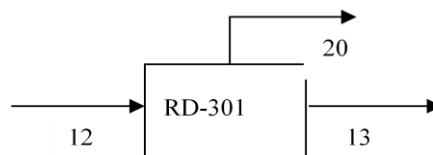
Keluaran *centrifuge* terdiri dari *cake* produk dan *mother liquor*. *Cake* produk diharapkan terdiri dari 95% produk dan 5% air yang selanjutnya akan dikeringkan pada *rotary dryer*. Sedangkan *mother liquor* akan di alirkan menuju *flash drum*. Dengan demikian neraca masa pada *centrifuge* (CF-301) adalah sebagai berikut :

Tabel A.15 Neraca massa pada *centrifuge* (CF-301)

Komponen	Aliran 11 Kg/jam	Aliran air Kg/jam	Aliran 12 Kg/jam	Aliran 15 Kg/jam
$\text{C}_8\text{H}_{10}(\text{l})$	3165,1741	0,0000	0,0000	3165,1741
$\text{CH}_3\text{COOH}(\text{l})$	717,6301	0,0000	0,0000	717,6301
$\text{HBr}(\text{l})$	46,7813	0,0000	0,0000	46,7813
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Co}(\text{l})$	14,9956	0,0000	0,0000	14,9956
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn}(\text{l})$	13,1216	0,0000	0,0000	13,1216
$\text{C}_8\text{H}_6\text{O}_4(\text{s})$	7500,0000	0,0000	7500,0000	0,0000
$\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	1896,3848	750,0000	378,7871	2275,1658
Sub total	13354,0874	750,0000	7878,7871	6225,3003
Total	14104,0874		14104,0874	

5. Rotary Dryer (RD-301)

Fungsi : Mengeringkan air dari produk hingga kemurnian produk 99%



gambar A.6. aliran pada *rotary dryer*

Neraca massa : $F_{12} = F_{13} + F_{20}$

Keterangan :

Aliran 12 : Aliran dari *centrifuge* CF-301

Aliran 13 : Aliran menuju *bin produk* BP-301

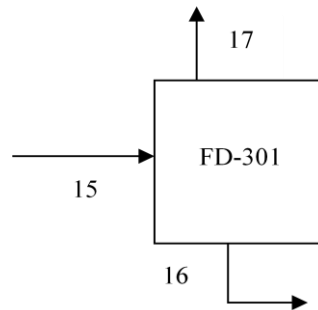
Aliran 20 : Aliran keluar liquid yang dapat dikeringkan

Tabel A.16 Neraca massa pada *rotary dryer* (RD-301)

Komponen	Aliran 12 Kg/jam	Aliran 13 Kg/jam	Aliran 20 Kg/jam
$C_8H_6O_{4(s)}$	7500,0000	7500,0000	0,0000
$H_2O_{(l)}$	378,7871	75,7574	0,0000
$H_2O_{(g)}$	0,0000	0,0000	303,0297
Sub total	7878,7871	7575,7574	303,0297
Total	7878,7871	7878,7871	

6. *Flash Drum* (FD-301)

Fungsi : Menurunkan tekanan dan memisahkan uap dari *slurry*



gambar A.4 Aliran pada *flash drum*

Neraca massa : $F_{15} = F_{16} + F_{17}$

Keterangan :

Aliran 15 : Aliran dari *centrifuge* CF-301

Aliran 16 : Aliran menuju *reactor* RE-201

Aliran 17 : Aliran menuju *distillation column* DC-401

Suhu keluaran *reactor* = 210 °C

Tekanan Operasi *flash drum* = 1 atm

Suhu Operasi *flash drum* = 210 °C

Menentukan komposisi point to point

Tabel A.13. Penentuan komposisi point to point

Komponen	Pi(mmHg)	Ki=Pi/P	Yi Kmol/jam	wi	V/L trial	K.V/L	1+K.V/L	Li = Yi/1+K.V/L		Vi = Yi-Li	
								Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
C ₈ H ₁₀	3839,7147	5,0523	29,8601	0,1546	2,9131	14,7175	15,7175	201,3786	1,8998	2963,7955	27,9603
CH ₃ COOH	7507,4024	9,8782	11,9605	0,0619	2,9131	28,7757	29,7757	24,1012	0,4017	693,5288	11,5588
HBr	7507,4024	9,8782	0,5775	0,0030	2,9131	28,7757	29,7757	1,5711	0,0194	45,2102	0,5582
(CH ₃ COO) ₂ Co	7507,4024	9,8782	0,0852	0,0004	2,9131	28,7757	29,7757	0,5036	0,0029	14,4920	0,0823
(CH ₃ COO) ₂ Mn	7507,4024	9,8782	0,0758	0,0004	2,9131	28,7757	29,7757	0,4407	0,0025	12,6809	0,0733
H ₂ O	14738,3578	19,3926	105,3547	0,5456	2,9131	56,4917	57,4917	32,9853	1,8325	1863,3994	103,5222
			193,0946624	1				7760,965339	49,33944	5593,122083	143,7552

V/L	2,9136	
Δ V/L	0,0005	harus ≈ 0

Persamaan Mencari Fasa Vapor dan Liquid

$$Y = V + L$$

$$Y_1 = V_1 + L_1$$

$$V_1 = Y_1 - L_1$$

$$V_1 = K_1 L_1 \frac{V}{L}$$

$$L_1 = \frac{Y_1}{1 + K_1 (V/L)} \dots\dots\dots (\text{pers13.9, Kern 1950})$$

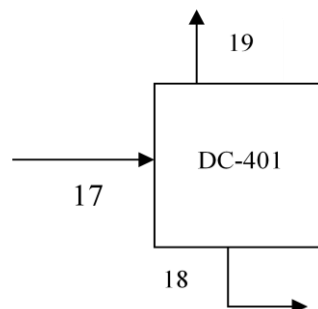
Dengan demikian neraca masa pada *flash drum*(FD-301) adalah sebagai berikut :

Tabel A.14 Neraca massa pada *flash drum* (FD-301)

Komponen	Aliran 15 Kg/jam	Aliran 16 Kg/jam	Aliran 17 Kg/jam
C ₈ H ₁₀	3165,1741	201,3786	2963,7955
CH ₃ COOH	717,6301	24,1012	693,5288
HBr	46,7813	1,5711	45,2102
(CH ₃ COO) ₂ Co	14,9956	0,5036	14,4920
(CH ₃ COO) ₂ Mn	13,1216	0,4407	12,6809
H ₂ O	2275,1658	32,9853	1863,3994
Sub total		260,9653	5593,1221
Total	5854,0874	5854,0874	

7. Menara Distilasi (DC-401)

Fungsi : Memisahkan air dari paraxylene, asam asetat, cobalt asetat, mangan asetat dan asam bromida berdasarkan titik didihnya



gambar A.7 aliran pada *distillation column*

Neraca massa : $F_{17} = F_{18} + F_{19}$

Keterangan :

Aliran 17 : Aliran dari *flash drum* FD-301

Aliran 18 : Aliran menuju *waste water treatment* WWT

Aliran 19 : Aliran *recycle* menuju *reactor* RE-201

Menentukan kondisi operasi DC-401

Umpan dalam kondisi uap jenuh jenuh. Sehingga $T_{\text{bubble feed}} = T_{\text{feed}}$ yaitu 210°C.

Menentukan temperatur *dew point distilat* (T_{dew})

Untuk mendapatkan T_{dew} distilat, dilakukan trial T pada tekanan 1 atm sehingga didapat $K_{HK} = \sum y_i/\alpha$

Dengan menggunakan program solver- excel didapatkan hasil sebagai berikut :

Tabel A.17. Hasil perhitungan *dew point*

Komponen	kmol/jam	y_i	P^0 ; mmHg	K_i	$\alpha(K_i/K_{HK})$	y_i/α	$x_i=(y_i/\alpha)/\text{jumlah}(y_i/\alpha)$
C_8H_{10}	0,0000	0,00000	238,23951	0,31347	0,56298	0,00000	0,00000
CH_3COOH	0,0012	1,662E-05	423,17616	0,55681	1,00000	1,117E-05	2,007E-05
HBr	0,0000	0,0000	423,17616	0,55681	1,00000	0,0000	0,0000
$(CH_3COO)_2Co$	0,0000	0,0000	423,17616	0,55681	1,00000	0,0000	0,0000
$(CH_3COO)_2Mn$	0,0000	0,0000	423,17616	0,55681	1,00000	0,0000	0,0000
H_2O	103,5118	0,99998	760,65602	1,00086	1,79749	0,55632	0,99998
Total	103,5130	1				0,55634	1

T_{dew} distilat : 100,021°C

Tekanan : 1 atm

Menentukan temperatur *bubble point bottom* (T_{bubble})

Untuk mendapatkan T_{bubble} bottom , dilakukan trial T pada tekanan 1 atm sehingga didapatkan $K_{HK} = 1/\sum x_i \cdot \alpha$

Dengan menggunakan program solver-excel didapatkan hasil sebagai berikut:

Tabel A.18. hasil perhitungan *bubble point bottom*

Komponen	kmol/jam	x_i	P^0 ; mmHg	K_i	α	$x_i \cdot \alpha$	y_i
C_8H_{10}	27,96033	0,69480	609,09631	0,80144	0,55062	0,38257	0,55607
CH_3COOH	11,55766	0,28720	1106,20946	1,45554	1,00000	0,28720	0,41745
HBr	0,55815	0,01387	1106,20946	1,45554	1,00000	0,01387	0,02016
$(CH_3COO)_2Co$	0,08234	0,00205	1106,20946	1,45554	1,00000	0,00205	0,00297
$(CH_3COO)_2Mn$	0,07330	0,00182	1106,20946	1,45554	1,00000	0,00182	0,00265
H_2O	0,01035	0,00026	2060,98334	2,71182	1,86310	0,00048	0,00070
Total	40,24223				6,41372	0,68799	

T_{bubble} bottom : 130,363 °C

Tekanan : 1 atm

Menentukan *Light Key* dan *Heavy Key*

Light Key : air

Heavy Key : asam asetat

Untuk menentukan distribusi komponen maka digunakan metode *Shiras* (Treybal pers. 9.164) dengan persamaan sebagai berikut :

$$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} = \frac{(\alpha_j - 1) \times x_{LK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{LK,F} \times F} + \frac{(\alpha_{LK} - \alpha_j) \times x_{HK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{HK,F} \times F}$$

Dimana :

$$R \text{ kiri} = \frac{(\alpha_j - 1) \times x_{LK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{LK,F} \times F}$$

$$R \text{ kanan} = \frac{(\alpha_{LK} - \alpha_j) \times x_{HK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{HK,F} \times F}$$

$$R = \frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F}$$

D = total distilat, kmol

F = total umpan, kmol

LK = *light key*

HK = *heavy key*

x = fraksi mol

Komponen LK dan HK akan berada diantara nilai $-0,01 \leq \left(\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} \right) \leq 1,01$

Komponen j tidak terdistribusi jika : $\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} < -0,01$ atau $\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} > 1,01$

Volatilitas rata-rata (α -ave) dapat ditentukan dengan persamaan :

$$\alpha_{\text{avg}} = \sqrt{\alpha_{\text{top}} \times \alpha_{\text{bottom}}} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

Tabel A.19. Hasil Perhitungan Distribusi Komponen

Komponen	α -dist	α -bott	α -ave	R kiri	R kanan	R	Keterangan
C ₈ H ₁₀	0,56298	0,55062	0,55676	-0,53396	0,00015	-0,53381	Tak Terdistribusi
CH ₃ COOH	1,00000	1,00000	1,00000	0,00000	0,00010	0,00010	Terdistribusi
HBr	1,00000	1,00000	1,00000	0,00000	0,00010	0,00010	Terdistribusi
(CH ₃ COO) ₂ Co	1,00000	1,00000	1,00000	0,00000	0,00010	0,00010	Terdistribusi
(CH ₃ COO) ₂ Mn	1,00000	1,00000	1,00000	0,00000	0,00010	0,00010	Terdistribusi
H ₂ O	1,79749	1,86310	1,83000	0,99990	0,00000	0,99990	Terdistribusi

Penentuan *light key* air dan *heavy key* asam asetat tepat dikarenakan hasil

perhitungan diatas menunjukkan bahwa hanya komponen air dan asam asetat yang terdistribusi. Sedangkan komponen yang lain tidak terdistribusi.

Tabel A.20. Neraca Massa Distilasi (DC-401)

Komponen	Aliran 17	Aliran 18	Aliran 19
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
$C_8H_{10(l)}$	2963,79548	0,00000	2963,79548
$CH_3COOH_{(l)}$	693,52884	0,06935	693,45949
$HBr_{(l)}$	45,21021	0,00000	45,21021
$(CH_3COO)_2Co_{(l)}$	14,49197	0,00000	14,49197
$(CH_3COO)_2Mn_{(l)}$	12,68088	0,00000	12,68088
$H_2O_{(l)}$	1863,39941	1863,21307	0,18634
Subtotal		1863,2824	3729,8396
Total	5593,1221	5593,1221	

LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Dari hasil perhitungan neraca massa selanjutnya dilakukan perhitungan neraca energi.

Perhitungan neraca energi didasarkan pada :

Basis waktu : Jam

Satuan panas : kJ

Temperatur referensi : 25 °C (298,15 K)

Neraca Energi:

$$\{(Energi\ masuk) - (Energi\ keluar) + (Generasi\ energi) - (Konsumsi\ energi)\} = \{Akumulasi\ energi\} \quad (Himmelblau, ed.6, 1996)$$

Entalpi bahan pada temperatur dan tekanan tertentu adalah :

$$\Delta H = \Delta H_T - \Delta H_f \quad (Himmelblau, ed.6, 1996)$$

Keterangan :

ΔH = Perubahan entalpi

ΔH_T = Entalpi bahan pada suhu T

ΔH_f = Entalpi bahan pada suhu referensi (25 °C)

Enthalpi bahan untuk campuran dapat di rumuskan sebagai berikut :

$$\Delta H = m \sum C_p dT \quad (Himmelblau, ed.6, 1996)$$

Keterangan :

ΔH = Perubahan entalpi

m = Massa, kg

C_p = Kapasitas panas, KJ/Kmol.K

dT = Perbedaan temperatur (K)

Kapasitas panas cairan

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = \int_{T_{ref}}^T (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Keterangan :

C_p = Kapasitas panas (kJ/kmol K)

A,B,C,D,E = Konstanta

T_{ref} = Temperatur referensi = 298,15 K

T = Temperatur operasi (K)

Tabel B.1. Data konstanta Antoine untuk masing-masing komponen

Pada fasa cair

Komponen	A	B	C	D	E
C_8H_{10}	-11.04	1.52	-0.0039	3.93E-06	-
CH_3COOH	-18.944	1.10E+00	-2.89E-03	2.93E-06	-
HBr	-18.944	1.10E+00	-2.89E-03	2.93E-06	-
$(CH_3COO)_2Co$	-18.944	1.10E+00	-2.89E-03	2.93E-06	-
$(CH_3COO)_2Mn$	-18.944	1.10E+00	-2.89E-03	2.93E-06	-
O_2	29.526	-8.90E-03	3.81E-05	-3.26E-08	8.86E-12
N_2	29.414	-4.60E-05	1.30E-05	-5.48E-09	2.92E-13
$C_8H_6O_4$	-561	3.46	-4.61E-03	2.28E-06	-
H_2O	92.053	-0.03995	-0.00021	5.35E-07	-

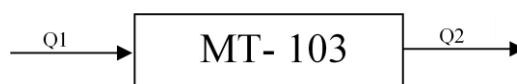
Pada fasa gas

Komponen	A	B	C	D	E
C_8H_{10}	-1.74E+01	5.65E-01	-2.63E-04	1.12E-08	1.65E-11
CH_3COOH	3.49E+01	3.76E-02	2.83E-04	-3.08E-07	9.26E-11
HBr	3.49E+01	3.76E-02	2.83E-04	-3.08E-07	9.26E-11
$(CH_3COO)_2Co$	3.49E+01	3.76E-02	2.83E-04	-3.08E-07	9.26E-11
$(CH_3COO)_2Mn$	3.49E+01	3.76E-02	2.83E-04	-3.08E-07	9.26E-11
O_2	29.526	-8.90E-03	3.81E-05	-3.26E-08	8.86E-12
N_2	29.414	-4.60E-05	1.30E-05	-5.48E-09	2.92E-13
$C_8H_6O_4$	33.933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12

Keterangan : satuan kapasitas panas kJ/kmol K

B.1. Mixer (MT-103)

Fungsi : Mencampurkan pelarut (Asam Asetat) dan katalis (Asam Bromida, Kobalt asetat, dan Mangan Asetat).



Gambar A.1. Aliran pada *mixer*

$$T_{in} = 35^{\circ}C = 308 \text{ K}$$

$$T_{out} = 35^{\circ}C = 308 \text{ K}$$

Aliran panas masuk (Q_1)

Tabel B.2. Panas masuk (Q_1)

Komponen	massa Kg/jam	BM Kg/Kmol	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol)	$Q=n\int Cp.dT$ (KJ/jam)
CH_3COOH	1,9739	60	0,0329	1305,3321	42,9430
HBr	0,0937	81	0,0012	1305,3321	1,5094
$(CH_3COO)_2Co$	0,0044	176	0,0000	1305,3321	0,0327
$(CH_3COO)_2Mn$	0,0034	173	0,0000	1305,3321	0,0259
H_2O	0,1344	18	0,0075	754,4915	5,6342
total					50,1452

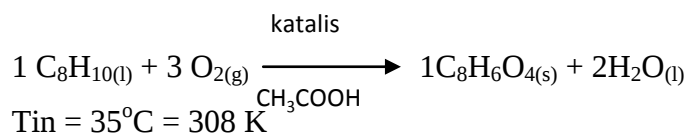
Aliran panas keluarTabel B.3. Aliran Keluar dari MX-101, Aliran Q₂

Komponen	massa Kg/jam	BM Kg/Kmol	mol (Kmol/jam)	∫Cp.dT (KJ/Kmol)	Q=n∫CpdT (KJ/jam)
CH ₃ COOH	1,9739	60	0,0329	1305,3321	42,9430
HBr	0,0937	81	0,0012	1305,3321	1,5094
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,0044	176	0,0000	1305,3321	0,0327
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0034	173	0,0000	1305,3321	0,0259
H ₂ O	0,1344	18	0,0075	754,4915	5,6342
total					50,1452

B.2. Reaktor (RE-201)

Fungsi : Mereaksikan bahan baku (Paraxylena) dan udara, pelarut (Asam Asetat),
dan katalis (Asam Bromida, Kobalt asetat, dan Mangan Asetat)

Reaksi



T_{out} = 210°C = 483 K

Tabel B.4. panas reaksi pada T standar (25°C) dan pada T operasi (210°C)

komponen	Hf 25°C (KJ/kmol)	mol bereaksi (kmol)	∫Cp.dT
C ₈ H ₁₀	2571,4286	-45.18	41409,9055
O ₂	0	-138.3083	5576,6010
C ₈ H ₆ O ₄	-102557,1429	45.18	40216,7771
H ₂ O	-40834,2857	90.36	14299,6486

$$\Delta H_{298} = \Delta H_{298} \text{ produk} - \Delta H_{298} \text{ reaktan}$$

$$= -145962,8571 \text{ kJ/kmol}$$

Perhitungan Q reaksi

$$Q_{\text{reaksi}} = \Delta H_R = \Delta H_{298} + \int C_p.dT$$

$$\int C_p.dT \text{ reaksi} = C_p \text{ produk} - C_p \text{ reaktan}$$

$$= 7529.9192 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_R = -145962,8571 \text{ kJ/kmol} + 7529.9192 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_R = -138432,9380 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_R = \Delta H_R * F_{AO} * X$$

$$H_R = -6129410,2057 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.5. Neraca Panas Input

Dari ST-101

komponen	massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol)	$Q=n\int Cp.dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	4795.521226	106	45.2408	2007.87	90837.7624
H ₂ O	13.94745919	18	0.7749	754.49	584.6244
total					91422.3868

Dari MT-103

Komponen	massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol)	$Q=n\int Cp.dT$ (KJ/jam)
CH ₃ COOH	1,9739	60	0,0329	1305,3321	42,9430
HBr	0,0937	81	0,0012	1305,3321	1,5094
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,0044	176	0,0000	1305,3321	0,0327
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0034	173	0,0000	1305,3321	0,0259
H ₂ O	0,1344	18	0,0075	754,4915	5,6342
total					50,1452

Dari CD-201

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol)	$Q=n\int Cp.dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	180,8709	106	1,7063	10614,6427	18112,0762
CH ₃ COOH	30,4654	60	0,5078	6900,9237	3503,9910
HBr	0,0882	81	0,0011	6900,9237	7,5103
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,0042	176	0,0000	6900,9237	0,1629
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0032	173	0,0000	6900,9237	0,1291
H ₂ O	1433,0517	18	79,6140	3882,2348	309080,1623
total					661408,0637

Dari DC-401

Komponen	massa Kg/jam	BM Kg/Kmol	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int Cp$ dT (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	2963,7955	106	27,9603	22349,8459	624909,1712
CH ₃ COOH	693,4595	60	11,5577	14536,0959	168003,2264
HBr	45,2102	81	0,5582	14536,0959	8113,3329
(CH ₃ COO) ₂ Co	14,4920	176	0,0823	14536,0959	1196,9127
(CH ₃ COO) ₂ Mn	12,6809	173	0,0733	14536,0959	1065,4943
C ₈ H ₆ O ₄	0,0153	166	9,212E-05	19162,8066	1,7653
H ₂ O	3729,8397	18	0,0104	7952,3867	82,3249
total					803372,2276

Dari CF-301

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int Cp.dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	201,3786	106	1,8998	41409,9055	78670,4787
CH ₃ COOH	24,1012	60	0,4017	26997,1287	10844,3942
HBr	1,5711	81	0,0194	26997,1287	523,6529
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,5036	176	0,0029	26997,1287	77,2515
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,4407	173	0,0025	26997,1287	68,7694
H ₂ O	404,1967	18	22,4554	14299,6486	321103,9364
total					411288,4832

Tabel B.6 Neraca panas output atas

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int Cp.dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	187,2355	106	1,7664	30249,1274	53431,2338
CH ₃ COOH	32,3699	60	0,5395	14165,6760	7642,3688
HBr	0,0937	81	0,0012	14165,6760	16,3802
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,0044	176	0,0000	14165,6760	0,3553
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0034	173	0,0000	14165,6760	0,2815
O ₂	88,5173	32	2,7662	5576,6010	15425,8080
N ₂	14568,4780	28	520,3028	5749,6716	2991570,1281
C ₈ H ₆ O ₄	0,0001	166	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	1594,1438	18	88,5635	6339,1711	561419,4631
total	16470,8462			104577,2749	3629506,0189

Tabel B.7 Neraca panas output bawah

Komponen	massa Kg/jam	BM Kg/Kmol	mol (Kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q = n \int Cp \cdot dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	3165,1741	106	29,8601	41409,9055	1236505,2972
CH ₃ COOH	717,6301	60	11,9605	26997,1287	322899,1831
HBr	46,7813	81	0,5775	26997,1287	15592,1207
(CH ₃ COO) ₂ Co	14,9956	176	0,0852	26997,1287	2300,2146
(CH ₃ COO) ₂ Mn	13,1216	173	0,0758	26997,1287	2047,6560
H ₂ O	1896,3848	18	105,3547	14299,6486	1506535,3047
total	5854,0874			215241,1184	3085879,7762

Total panas input = 1636837.2711 kJ/jam

Total panas output = 6715385.7951 kJ/jam

Q yang harus serap = Qout – Qin + H_R

$$= -1381565,7171 \text{ kJ/jam}$$

Media pendingin yang digunakan adalah dowtherm G yang kemudian disirkulasikan ke reboiler (RB-401) sebagai pemanas.

T _{in}	=	120 °C	=	393,1500 K
T _{out}	=	200 °C	=	473,1500 K
T _{reff}	=	25 °C	=	298,1500 K
CP (kJ/kg)				
dowtherm T in				180,0250
dowtherm T out				380,6250
Total				-200,6000

$$m = 6.887,1671 \text{ Kg}$$

$$= 6,8872 \text{ Ton}$$

Tabel B.8 Neraca Panas Overall Reaktor

Komponen	Input (kj/jam)	Output (kj/jam)
umpan	1967541,3065	
Produk		6715385,7951
reaksi		-6129410,2057
dowterm G	1239862,2544	2621427,971
total	3207403,5609	3207403,5609

B. 3. Kondensor (CD-201)

Fungsi : mengkondensasikan uap serta mendinginkan keluaran reaktor

$$T_{\text{input}} = 210^{\circ}\text{C} = 483 \text{ K}$$

Tabel B.9 . Neraca Panas Masuk

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int \text{Cp} \cdot dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q = n \int \text{Cp} dT$ (KJ/jam)
C_8H_{10}	187,2355	106	1,7664	30249,1274	53431,2338
CH_3COOH	32,3699	60	0,5395	14165,6760	7642,3688
HBr	0,0937	81	0,0012	14165,6760	16,3802
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Co}$	0,0044	176	0,0000	14165,6760	0,3553
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn}$	0,0034	173	0,0000	14165,6760	0,2815
O_2	88,5173	32	2,7662	5576,6010	15425,8080
N_2	14568,4780	28	520,3028	5749,6716	2991570,1281
$\text{C}_8\text{H}_6\text{O}_4$	0,0001	166	0,0000	0,0000	0,0000
H_2O	1594,1438	18	88,5635	6339,1711	561419,4631
total	16470,8462			104577,2749	3629506,0189

Tabel B.10. Neraca Panas Keluar

Kembali menuju Reaktor ($T_{\text{out}} = 76,62^{\circ}\text{C} = 349.62 \text{ K}$)

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int \text{Cp} \cdot dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q = n \int \text{Cp} dT$ (KJ/jam)
C_8H_{10}	180,8709	106	1,7063	21229,2853	36224,1525
CH_3COOH	30,4654	60	0,5078	13801,8475	7007,9821
HBr	0,0882	81	0,0011	13801,8475	15,0205
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Co}$	0,0042	176	0,0000	13801,8475	0,3258
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn}$	0,0032	173	0,0000	13801,8475	0,2582
H_2O	1433,0517	18	79,6140	7764,4695	618160,3247
total					661408,0637

Purge denga T out = 76,62°C = 349,62 K

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int C_p.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int C_p dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	6,3646	106	0,0600	21610,8337	1297,5877
CH ₃ COOH	1,9045	60	0,0317	10503,6540	333,4096
HBr	0,0055	81	0,0001	10503,6540	0,7146
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,0003	176	0,0000	10503,6540	0,0155
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0002	173	0,0000	10503,6540	0,0123
O ₂	88,5173	32	2,7662	4621,5084	12783,8626
N ₂	14568,4780	28	520,3028	4770,0179	2481853,5898
H ₂ O	161,0921	18	8,9496	5269,0640	47155,8247
total	14826,3626				2543425,0168

Tabel B.11 Tc dan Pc campuran

Komponen	Tc (K)	Pc (bar)	Pc (atm)	Tb (K)	Tr1	Tr2	ΔH_n (Kj/Kgmol)
C ₈ H ₁₀	616,26	33,56	34	411,51	0,6678	0,7838	35,6222
CH ₃ COOH	592,71	57,10	57,84	391,05	0,6598	0,8149	39,8315
HBr	363,50	57,10	57,84	391	1,0757	1,3287	-73,8907
(CH ₃ COO) ₂ Co	592,71	57,10	57,84	391,05	0,6598	0,8149	39,8315
(CH ₃ COO) ₂ Mn	592,71	57,10	57,84	391,05	0,6598	0,8149	39,8315
O ₂	154,58	50,43	51,09	90,19	0,5835	3,1246	6,8701
N ₂	126,20	33,94	34,38	77,34	0,6128	3,8273	5,5604
C ₈ H ₆ O ₄	1113,00	0,0000	0,00	0	0,0000	0,4340	0,0000
H ₂ O	647,13	220,55	223,42	373	0,5764	0,7464	41,9761
total							135,6324

Komponen	ΔH_v	Fi	$\Delta H_v \cdot Fi$
C ₈ H ₁₀	30,2581	1,7063	51,6303
CH ₃ COOH	31,6056	0,5078	16,0480
HBr	-129,1348	0,0011	-0,1405
(CH ₃ COO) ₂ Co	31,6056	0,0000	0,0007
(CH ₃ COO) ₂ Mn	31,6056	0,0000	0,0006
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000
C ₈ H ₆ O ₄	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	34,5422	79,6140	2750,0426
total	30,4824	81,8292	2817,5817

Panas Laten Kondensi (Q_c) = 2817,5817 kJ/jam

Panas Konsumsi = $Q_{out} + Q_c - Q_{in}$

= -421855,3566 (bernilai (-) maka diperlukan pendingin)

Sehingga beban panas pendingin = 421855,3566 kJ/jam

Kebutuhan air pendingin

Media pendingin *cooling water* masuk pada 30 °C dan keluar pada 45 °C dari utilitas (Ulrich, 1984).

$\int C_{p_{H_2O}} dT = 1128907,2801 \text{ J/kmol}$

= 1128,9073 kJ/kmol

$$m_{\text{cooling water}} = \frac{Q}{\int C_{p_{H_2O}} dT}$$

$m_{\text{cooling water}} = 373,4330 \text{ kmol/jam}$

$m_{\text{cooling water}} = 6721,7947 \text{ kg/jam}$

Tabel B.12 Neraca Panas Overall Condensor

Panas Masuk (Kj)		Panas Keluar (Kj)	
Q in	3629506,0189	Q out	3204833,0805
		Qc	2817,5817
		Qcw	421855,3566
TOTAL	3629506,0189		3629506,0189

B.4. Flash Drum

Fungsi :

$$T_{\text{input}} = 210^{\circ}\text{C} = 483 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 483 \text{ K}$$

Menghitung panas masuk dan keluar

Tabel B.13. Panas masuk

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM Kg/Kmol	mol (Kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q = n \int C_p \cdot dT$ (KJ/jam)
C_8H_{10}	3165,1741	106	29,8601	41409,9055	1236505,2972
CH_3COOH	717,6301	60	11,9605	26997,1287	322899,1831
HBr	46,7813	81	0,5775	26997,1287	15592,1207
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Co}$	14,9956	176	0,0852	26997,1287	2300,2146
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn}$	13,1216	173	0,0758	26997,1287	2047,6560
$\text{C}_8\text{H}_6\text{O}_4$	7500,0000	166	0,0000	40216,7771	0,0000
H_2O	1896,3848	18	105,3547	14299,6486	1506535,3047
Total				215241,1184	3085879,7762

Tabel B.14 Panas keluar Flash drum

Bagian atas menuju DC-401

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q = n \int C_p \cdot dT$ (KJ/jam)
C_8H_{10}	2963,7955	106	27,9603	30249,1274	845775,7263
CH_3COOH	693,5288	60	11,5588	14165,6760	163738,4138
HBr	45,2102	81	0,5582	14165,6760	7906,5827
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Co}$	14,4920	176	0,0823	14165,6760	1166,4120
$(\text{CH}_3\text{COO})_2\text{Mn}$	12,6809	173	0,0733	14165,6760	1038,3425
H_2O	1863,3994	18	103,5222	6339,1711	656244,8730
Total	5593,1221			104577,2749	1675870,3504

Bagian bawah menuju centrifutge

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int Cp.dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	201,3786	106	1,8998	41409,9055	78670,4787
CH ₃ COOH	24,1012	60	0,4017	26997,1287	10844,3942
HBr	1,5711	81	0,0194	26997,1287	523,6529
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,5036	176	0,0029	26997,1287	77,2515
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,4407	173	0,0025	26997,1287	68,7694
C ₈ H ₆ O ₄	7499,9847	166	45,1806	40216,7771	1817019,3554
H ₂ O	32,9853	18	1,8325	14299,6486	26204,3782
total	7760,9653			215241,1184	1933408,2803

Panas Ekspansi = Q in – Q out

$$= -523398,8545 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.15. Neraca panas overall Flash Drum

Panas Masuk (Kj)		Panas Keluar (Kj)	
Q in	3085879,7762	Q out	3609278,6307
		Qeks	-523398,8545
TOTAL	3085879,7762		3085879,7762

B.5. Centrifuge (CF-301)

Fungsi : Memisahkan liquid dari produk.

$$T_{\text{masuk}} = 483 \text{ K}$$

$$T_{\text{keluar}} = 483 \text{ K}$$

Menghitung panas umpan masuk

Tabel B.16. Panas masuk umpan

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int C_p.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int C_p dT$ (KJ/jam)
C_8H_{10}	201,3786	106	1,8998	41409,9055	78670,4787
CH_3COOH	24,1012	60	0,4017	26997,1287	10844,3942
HBr	1,5711	81	0,0194	26997,1287	523,6529
$(CH_3COO)_2Co$	0,5036	176	0,0029	26997,1287	77,2515
$(CH_3COO)_2Mn$	0,4407	173	0,0025	26997,1287	68,7694
$C_8H_6O_4$	7499,9847	166	45,1806	40216,7771	1817019,3554
H_2O	32,9853	18	1,8325	14299,6486	26204,3782
total	7760,9653			215241,1184	1933408,2803

Aliran air masuk

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int C_p.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int C_p dT$ (KJ/jam)
H_2O	749,9985	18	41,6666	14299,6486	595817,4748

Menghitung panas keluar

Tabel B.17 Panas keluar menuju RD-301

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int C_p.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int C_p dT$ (KJ/jam)
$C_8H_6O_4$	7499,9847	166	45,1806	40216,7771	1817019,3554
H_2O	378,7871	18	21,0437	14299,6486	300917,9166
total	7878,7718			215241,1184	2117937,2719

Tabel B.18. Panas keluar menuju RE-201

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int Cp.dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	201,3786	106	1,8998	41409,9055	78670,4787
CH ₃ COOH	24,1012	60	0,4017	26997,1287	10844,3942
HBr	1,5711	81	0,0194	26997,1287	523,6529
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,5036	176	0,0029	26997,1287	77,2515
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,4407	173	0,0025	26997,1287	68,7694
H ₂ O	404,1967	18	22,4554	14299,6486	321103,9364
total	632,1920			215241,1184	411288,4832

Tabel B.19 Neraca Panas overall CF-301

Panas Masuk (Kj)		Panas Keluar (Kj)	
Q in	2529225,7551	Q out to rd	2117937,2719
		Q out to distilasi	411288,4832
TOTAL	2529225,7551		2529225,7551

B.6. Rotary Dryer (RD-301)

Fungsi : mengeringkan air dari produk

Menghitung panas masuk

Tabel B.20. Panas masuk RD-301

Komponen	Massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int Cp.dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₆ O ₄	7499,9847	166	45,1806	40216,7771	1817019,3554
H ₂ O	378,7871	18	21,0437	14299,6486	300917,9166
total	7878,7718		66,2244		2117937,2719

Menghitung panas keluar

Udara yang dipakai sebelum masuk heater adalah udara luar dengan Td

(suhu dry bulb) = 30°C = 86°F

RH = 10%

Tw (wet bulb) = 22°C = 72 °F

Dari *humidity chart* didapat $W_G = 0,002$ lb air/lb udara kering

Temperatur udara masuk (t_{g1}) = $156^\circ\text{C} = 313^\circ\text{F}$

Menentukan T_w udara keluar dryer dengan persamaan (8-29) Badger Hal.383

:

$$W_w - W_G = \frac{h_g(tg - tw)}{29k_g P \lambda_w}$$

Dimana :

W_w = Humidity pada suhu T_w

W_G = Humidity pada udara mula-mula

h_g = koefisien perpindahan panas

k_g = koefisien perpindahan panas

λ_w = entalpi penguapan

t_g = suhu dry bulb

t_w = suhu wet bulb

Dari Tabel 8-1 Badger, hal.384 :

$$\frac{h_g}{k_g m_g P} = 0,26 \text{ untuk udara sat } t_w$$

Dimana :

$$\frac{h_g}{k_g m_g P} = \frac{h_g}{29k_g \cdot P \cdot \lambda_w} = 0,26$$

Sehingga, persamaan menjadi :

$$W_w - W_G = \frac{0,26(tg - tw)}{\lambda_w}$$

Harga t_w diperoleh dengan cara trial :

Trial I : $t_w = 90^\circ\text{C} = 194^\circ\text{F}$

$$W_w = 0,046 \text{ lb air/lb udara kering}$$

$$\lambda_w = 981,6 \text{ Btu/lb}$$

$$W_w - W_G = 0,044$$

$$\frac{0,26(tg - tw)}{\lambda_w} = 0,032$$

$$\text{Trial II : } tw = 82^\circ\text{C} = 180^\circ\text{F}$$

$$W_w = 0,037 \text{ lb air/lb udara kering}$$

$$\lambda_w = 990,18 \text{ Btu/lb}$$

$$W_w - W_G = 0,035$$

$$\frac{0,26(tg - tw)}{\lambda_w} = 0,035$$

Menghitung temperatur udara keluar :

Suhu udara keluar dapat dicari dengan menggabungkan persamaan (10-11)

dan (10-17) Badger hal.505-506:

$$NTU = \ln \left(\frac{(tg_1 - tw)}{(tg_2 - tw)} \right)$$

Nilai NTU adalah 1,5 – 2,5 (Badger, hal.508), diambil NTU = 2,5

$$2,5 = \ln \left(\frac{(313 - 180)}{(tg_2 - 180)} \right)$$

$$tg_2 = 190,92^\circ\text{F} = 88^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatur produk keluar} = (313 + 190,92)/2 = 251,96^\circ\text{F} = 395,2^\circ\text{K}$$

Tabel B.21. Panas keluar RD-301 menuju bin produk

Komponen	massa (Kg/jam)	BM (Kg/Kmol)	mol (Kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n\int Cp.dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₆ O ₄	7499,9847	166	45,1806	17262,7416	779941,5550
H ₂ O	75,7574	18	4,2087	7327,7829	30840,7744
total					810782,3295

Tabel B.22 Panas keluar RD-301 menuju atas

Komponen	masaa (kg/jam)	mol (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n \int Cp$ dT (KJ/jam)
C ₈ H ₆ O ₄	0,0000	0,0000	17262,7416	0,0000
H ₂ O	303,0297	16,8350	3292,6044	55430,9369
Total				55430,9369

Menghitung kebutuhan panas

$$q_1 = 55430.93695 \text{ KJ}$$

$$= 52493.09 \text{ Btu}$$

q_2 = panas yang dibutuhkan untuk menguapkan air

$$q_2 = n \int Cp \, dT$$

$$q_2 = (m \, Cp \, dT)_{\text{air}} + m \cdot \lambda + (m \, Cp \, dT)_{\text{uap}}$$

$$q_2 = 378,79(180 - 176) + 1.006,44 + (190,92 - 180)$$

$$q_2 = 386877,999 \text{ Btu}$$

$$= 408.530,094 \text{ KJ}$$

$$q_{\text{total}} = q_1 + q_2 = (52493.09 + 386877,999) \text{ Btu} = 439371,0940 \text{ Btu}$$

Menghitung jumlah udara yang dibutuhkan

Berdasarkan Banchero, pers 8-20, hal.380 diketahui bahwa:

$$\text{Humidity heat udara masuk, } (S_{G1}) = 0,24 + 0,45 (H_{G1})$$

$$= 0,24 + (0,45 \times 0,002)$$

$$= 0,2409 \frac{\text{Btu}}{^\circ \text{F lb udara kering}}$$

$$Q_{\text{total}} = G'_{\text{GS}} (1 + H_{\text{G1}}) \times S_{\text{G1}} \times (T_{\text{G1}} - T_{\text{G2}}) \quad (\text{Mc-Cabe, pers.25-1, hal.253})$$

Keterangan:

$$Q_{\text{total}} = \text{Kebutuhan panas untuk menguapkan air, } \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}$$

$$G'_{\text{GS}} = \text{Laju alir udara kering, } \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$$

$$H_{\text{G1}} = \text{Humidity, } \frac{\text{lb air}}{\text{lb udara kering}}$$

$$S_{\text{G1}} = \text{Humidity heat udara masuk, } \frac{\text{Btu}}{^{\circ}\text{F lb udara kering}}$$

$$T_{\text{G1}} = \text{Temperatur udara masuk, } ^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{G2}} = \text{Temperatur udara keluar, } ^{\circ}\text{F}$$

Maka jumlah udara yang dibutuhkan:

$$G'_{\text{GS}} = \frac{Q_{\text{total}}}{(1 + H_{\text{G1}}) \times S_{\text{G1}} \times (T_{\text{G1}} - T_{\text{G2}})}$$

$$= 1360,9756 \frac{\text{lb udara kering}}{\text{jam}} = 3287,4535 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\text{Humiditas udara keluar (H}_{\text{G2}}) = \frac{\text{jumlah air yang diuapkan}}{\text{jumlah udara masuk}} \times H_{\text{G1}}$$

$$= \frac{668.0695 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{1360,9756 \frac{\text{lb udara kering}}{\text{jam}}} \times 0,002$$

$$= 0,00691 \frac{lb \text{ air}}{lb \text{ udara kering}}$$

Berdasarkan Banchero, pers 8-20, hal.380 diketahui bahwa:

$$\begin{aligned} \text{Humidity heat udara keluar (S}_{G2}) &= 0,24 + 0,45 (H_{G2}) \\ &= 0,24 + (0,45 \times 0,000691) \\ &= 0,24311 \frac{Btu}{^{\circ}F \cdot lb \text{ udara kering}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Humidity heat udara rata-rata (S}_{av}) &= \frac{S_{G1} + S_{G2}}{2} \\ &= \frac{0,2409 + 0,24311}{2} \\ &= 0,242004 \frac{Btu}{^{\circ}F \cdot lb \text{ udara kering}} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah udara keluar} = 1,05 \times G'_{GS} \times \left(1 + H_w \times \frac{G'_{GS}}{1,05 \times G'_{GS}} \right)$$

(Mc-Cabe, pers. 25-3, hal.254)

$$\begin{aligned} &= 1,05 \times 136097,56 \times \left(1 + 0,046 \times \frac{136097,56}{1,05 \times 136097,56} \right) \\ &= 1423,581 \frac{lb}{jam} = 6457,219 \frac{kg}{jam} \end{aligned}$$

Asumsi: Kehilangan panas di dalam rotary dryer adalah 5 %

➤ Entalpi udara masuk

$$\begin{aligned}
H_{\text{udara}} &= G'_{GS} \times S_{G1} \times (T_{G1} - T_{ref}) \\
&= 1360,9756 \frac{\text{lb udara kering}}{\text{jam}} \times 0,2409 \frac{\text{Btu}}{^{\circ}\text{F lb udara kering}} \times \\
&\quad (313 - 77)^{\circ}\text{F} \\
&= 77374,7345 \text{ Btu} = 81634,9874 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Heat loss} &= 5 \% \times H_{\text{udara}} \\
&= 5 \% \times 81634,9874 \text{ kJ} \\
&= 4081,749371 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

Entalpi udara keluar

$$\begin{aligned}
H_{\text{udara}} &= G'_{GS} \times S_{G2} \times (T_{G2} - T_{ref}) \\
&= 81634,9874 \frac{\text{lb udara kering}}{\text{jam}} \times 0,24311 \frac{\text{Btu}}{^{\circ}\text{F lb udara kering}} \times \\
&\quad (190.92 - 77)^{\circ}\text{F} \\
&= 57888,203 \text{ Btu} = 60175,5275 \text{ kJ}
\end{aligned}$$

Tabel B.23 Neraca Panas overall RD-301

Masuk (Kj/jam)		Keluar (kj/jam)	
Qin	2117937,27	Qout	866213,2664
udara panas in	81634,9874	udara panas out	61075,52746
		heat loss	4081,7493
		panas penguapan	28994,9506
total	10281436,01		10281436,01

B.7. Menara Distilasi

Fungsi : memisahkan campuran air, paraxylene, asam setat, dan katalis

Menghitung panas umpan masuk

$T_{\text{umpan masuk uap jenuh}} = 483 \text{ K}$

$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$

Tabel B.24. Panas umpan masuk jenuh

Komponen	kmol/jam	$\int Cp \cdot dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q = n \int Cp$ dT (KJ/jam)
C_8H_{10}	27,9603	30229,9166	845238,5857
CH_3COOH	11,5588	14156,1021	163627,7511
HBr	0,5582	14156,1021	7901,2391
$(CH_3COO)_2Co$	0,0823	14156,1021	1165,6237
$(CH_3COO)_2Mn$	0,0733	14156,1021	1037,6408
H_2O	103,5222	6334,1254	655722,5339
Total	143,7552		1674693,3743

Tabel B.25 Panas Distilat $T_{\text{dew}} = 373.171 \text{ K}$

Komponen	kmol/jam	$\int Cp \cdot dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q = n \int Cp$ dT (KJ/jam)
C_8H_{10}	0,0000	10738,2429	0,0000
CH_3COOH	0,0012	5172,6908	5,9790
HBr	0,0000	5172,6908	0,0000
$(CH_3COO)_2Co$	0,0000	5172,6908	0,0000
$(CH_3COO)_2Mn$	0,0000	5172,6908	0,0000
H_2O	103,5118	2539,9236	262912,1534
Total			262918,1324

Tabel B.26 Panas Liquid refulks

komponen	kmol/jam	$\int Cp \cdot dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n \int Cp$ dT (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	0,0000	10738,2429	0,0000
CH ₃ COOH	2,989E-08	5172,6908	0,0002
HBr	0,0000	5172,6908	0,0000
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,0000	5172,6908	0,0000
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0000	5172,6908	0,0000
H ₂ O	0,0027	2539,9236	6,7993
total			6,7994

Tabel B.27 Panas Bottom Tbuble = 403.513 K

komponen	kmol/jam	$\int Cp \cdot dT$ (KJ/Kmol.K)	$Q=n \int Cp$ dT (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	27,9603	22349,8459	624909,1712
CH ₃ COOH	11,5577	14536,0959	168003,2264
HBr	0,5582	14536,0959	8113,3329
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,0823	14536,0959	1196,9126
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0733	14536,0959	1065,4943
H ₂ O	0,0104	7952,3867	82,3248
total	40,2422		803372,2276

Menghitung beban condenser

Enthalpi Penguapan (H_{vap}) dihitung dengan persamaan:

$$H_{vap} = A \cdot (1 - (T/T_c))^n$$

Dimana:

H_{vap} : enthalpi penguapan, kJ/mol

T_c : temperatur kritis, K

T : suhu operasi, K

A_n : konstanta

Karena umpan masuk dalam keadaan uap, maka entalphi penguapan

$$(H_{vap}) = 0 \text{ sehingga } Q_{vapor} = 0$$

Menghitung jumlah air pendingin

$$Q_{\text{vapor}} = Q_{\text{condenser}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{refluks}}$$

$$Q_{\text{condenser}} = Q_{\text{vapor}} - (Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{refluks}})$$

$$Q_{\text{condenser}} = -262924,932 \text{ kJ/jam}$$

Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan *cooling water* dengan kondisi :

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

$$T_{\text{out}} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C} (318,15 \text{ K})$$

$$\text{maka } \int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT = 1.129,668 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{cooling water}} &= \frac{Q}{\int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT} \\ &= \frac{-262924,932 \text{ kJ/jam}}{1.129,668 \text{ kJ/kmol}} \\ &= 232,745 \text{ kmol/jam} \\ &= 4189,416 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Menghitung beban Reboiler

$$Q_{\text{in}} = Q_{\text{out}}$$

$$Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{condenser}}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = (Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{condenser}}) - Q_{\text{umpan}}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = 871327,946 \text{ kJ/jam}$$

Media pemanas yang digunakan adalah dowtherm G yang kemudian disirkulasikan ke reaktor (RE-201) sebagai pendingin

$$T_{\text{in}} = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 473,1500 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 120 \text{ }^{\circ}\text{C} = 393,1500 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,1500 \text{ K}$$

	CP (kJ/kg)
dowtherm T in	380,6250
dowtherm T out	180,0250
Total	200,6000

$$\begin{aligned}
 m &= 4.343,6089 \text{ Kg} \\
 &= 4,3436 \text{ Ton}
 \end{aligned}$$

Tabel B.28 Neraca Panas overall Menara Distilasi

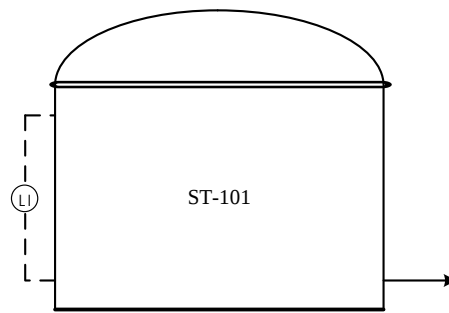
	panas masuk (kj/jam)		panas keluar (kj/jam)
Q (umpan)	1674693,374	Q (bottom)	803372,2276
Qreboiler	871.327,946	Q (distilat)	262918,1324
		Qcondensor	-262.924,932
Dowterm G	781958,193		1653286,139
total	3327979,513		3327979,513

LAMPIRAN C

SPESIFIKASI PERALATAN PROSES

1. *Storage Tank* paraxylene (ST-101)

Fungsi	: Menyimpan paraxylene dalam keadaan cair dengan kapasitas 17,499 m ³ selama 3 hari	
Tipe Tangki	: Silinder vertikal dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan Atap (<i>head</i>) berbentuk <i>conical</i>	
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>	
Pertimbangan	: Mempunyai <i>allowable stress</i> cukup besar	
	Harganya relatif murah	
	Tahan terhadap korosi	
Kondisi Operasi	: Temperatur <i>design</i> : 60 °C	
	Temperatur fluida	: 35 °C
	Tekanan	: 1 atm



Gambar C.1.1. Tangki penyimpanan paraxylen

a. Menentukan Temperatur dan Tekanan Penyimpanan

Siang hari, diperkirakan temperatur dinding tangki mencapai 60°C . Perancangan akan dilakukan pada temperatur tersebut dengan tujuan untuk menjaga temperatur fluida di dalam tangki. Yaitu untuk menghindari adanya transfer panas dari dinding tangki ke fluida. Oleh karena temperatur dinding tangki pada siang hari diperkirakan mencapai 60°C , dan apabila dinding tangki tidak dirancang sesuai kondisi tersebut, maka akan terjadi transfer panas dari dinding tangki ke fluida yang menyebabkan tekanan uap fluida semakin besar. Semakin tinggi tekanan uap, maka perancangan dinding tangki akan semakin tebal. Dimana semakin tebal dinding tangki, maka transfer panas dari dinding ke fluida akan semakin kecil, sehingga dapat diabaikan.

Berikut adalah perhitungan tekanan fluida pada temperatur 60°C .

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 60°C , maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.1.1. Hasil perhitungan tekanan fluida di dalam tangki

Komponen	kg	kmol	zf	Pi, (Pa)	Ki = Pi/P	yf = Ki . zf
Paraxylene	4.795,521	45,241	0,983	6.952,028	0,968	0,952
H ₂ O	13,947	0,775	0,017	20.692,909	2,882	0,049
TOTAL	4.809,469	46,016	1,000			1,000

$$T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 0,071\text{ atm}$$

Sehingga desain tangki dilakukan pada kondisi:

$$T = 60\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1\text{ atm} + 0,071\text{ atm}$$

$$= 1,071\text{ atm}$$

$$= 15,737\text{ psi}$$

b. Menghitung densitas campuran

Tabel.C.1.2. Densitas campuran

Komponen	Kg/jam	wi	ρ (kg/m ³)	wi/ ρ
Paraxylene	4.795,521	0,997	849,000	0,0012
H ₂ O	13,947	0,003	1.018,000	0,0000
TOTAL	4.809,469	1,000		0,0012

$$\rho_{\text{liquid}} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho}}$$

$$= \frac{1}{0,0012}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 849,409\text{ kg/m}^3$$

$$= 53,027\text{ lb/ft}^3$$

Karena ρ liquid lebih rendah dari ρ air, maka untuk perhitungan digunakan ρ air =

$$1.018,000 \text{ kg/m}^3 = 63,552 \text{ lb/ft}^3$$

c. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\text{Waktu tinggal} = 3 \text{ hari}$$

$$\text{Jumlah paraxylene} = 4.835,825 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 3 \text{ hari}$$

$$= 346.281,745 \text{ kg}$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{m_{\text{liquid}}}{\rho_{\text{liquid}}}$$

$$= \frac{346.281,745 \text{ kg}}{1.018,000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 340,159 \text{ m}^3$$

$$= 12.012,159 \text{ ft}^3$$

$$\text{Over Design} = 20 \% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991})$$

$$V_{\text{tangki}} = (100/80) \times V_{\text{liquid}}$$

$$= (100/80) \times 340,159 \text{ m}^3$$

$$= 408,191 \text{ m}^3 = 14.414,591 \text{ ft}^3$$

d. Menentukan Dimensi Tangki

$$V_{\text{tangki}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{tutup}}$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 H + \frac{1}{12} \pi h (D^2 + D d + d^2) + \frac{1}{4} \pi D^2 sf$$

$$A_{\text{tangki}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{tutup}}$$

$$= (\frac{1}{4} \pi D^2 + \pi D H) + \frac{1}{2} \pi (D + d) s$$

$$d = \frac{1}{2} D \quad (\text{Ludwig, hal. 165})$$

$$h = \frac{1}{2} \tan \theta (D-d) \quad (\text{Hesse, hal. 92})$$

Sudut yang dipilih adalah 60° sehingga $h = 0,866 (D-d)$

Keterangan :

D = diameter tangki

H = tinggi tangki

d = diameter konis

h = tinggi konis

sf = *straight flange*, in (dipilih sf = 3 in)

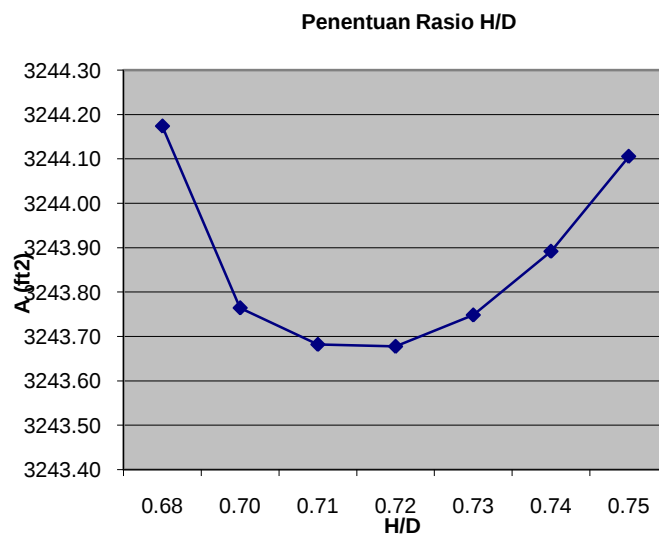
Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich 1984, dimana :

$$\frac{H_s}{D} < 2 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Hasil trial rasio H/D terhadap luas tangki dapat dilihat pada Tabel C.1.3. berikut.

Tabel C.1.3. Hasil Trial H_s/D Terhadap Luas Tangki

H/D	D (ft)	H (ft)	d (ft)	h (ft)	s (ft)	A (ft ²)	V _{silinder} , ft ³	V _{head} , ft ³	V _{sf} , ft ³	Vtotal (ft ³)
0,68	26,91	18,30	13,45	11,65	17,80	3244,17	10406,75	3865,66	142,18	14414,59
0,70	26,72	18,70	13,36	11,57	17,67	3243,76	10489,37	3785,03	140,20	14414,59
0,71	26,63	18,91	13,31	11,53	17,61	3243,68	10529,40	3745,96	139,23	14414,59
0,72	26,54	19,11	13,27	11,49	17,55	3243,68	10568,62	3707,69	138,28	14414,59
0,73	26,45	19,31	13,22	11,45	17,49	3243,75	10607,05	3670,20	137,35	14414,59
0,74	26,36	19,51	13,18	11,41	17,44	3243,89	10644,71	3633,45	136,43	14414,59
0,75	26,27	19,70	13,14	11,38	17,38	3244,11	10681,63	3597,44	135,53	14414,59

Gambar C.1.2 Rasio H_s/D Optimum

Terlihat bahwa rasio H_s/D yang memberikan luas tangki yang paling kecil yaitu 0,72.

Maka untuk selanjutnya digunakan rasio $H_s/D = 0,72$.

$$D = 26,6288 \text{ ft}$$

$$= 319,5458 \text{ in}$$

$$= 8,1166 \text{ m}$$

$$D_{\text{standar}} = 30 \text{ ft (360 in)}$$

$$H = 18,9065 \text{ ft}$$

$$= 226,8775 \text{ in}$$

$$= 5,7628 \text{ m}$$

$$H_{\text{standar}} = 24 \text{ ft (288 in)}$$

e. Menentukan Jumlah Courses

Lebar plat standar yang digunakan :

$$L = 96 \text{ in} \quad (\text{Appendix E, item 3, B \& Y})$$

$$= 8 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah courses} = \frac{24 \text{ ft}}{8 \text{ ft}}$$

$$= 3 \text{ buah}$$

f. Menentukan Tinggi Cairan di dalam Tangki

$$V_{\text{shell}} = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$= \frac{1}{4} \pi (30 \text{ ft})^2 \cdot 24 \text{ ft}$$

$$= 16.964,6003 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 V_{dh} &= \frac{1}{12} \cdot \pi \cdot h \cdot (D^2 + D \cdot d + d^2) \\
 &= \frac{1}{12} \cdot \pi \cdot 2,4 \text{ ft} \cdot ((30 \text{ ft})^2 + (30 \text{ ft} \times 15 \text{ ft}) + (15 \text{ ft})^2) \\
 &= 989,7266 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{sf} &= \frac{1}{4} \pi D^2 sf \\
 &= \frac{1}{4} \pi (360)^2 \cdot 3 \\
 &= 305.362,8059 \text{ in}^3 \\
 &= 176,7146 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki baru}} &= V_{\text{shell}} + V_{dh} + V_{sf} \\
 &= 16.964,6003 + 989,7266 + 176,7146 \\
 &= 18.131,0415 \text{ ft}^3 \\
 &= 513,4167 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{ruang kosong}} &= V_{\text{tangki baru}} - V_{\text{liquid}} \\
 &= 18.131,0415 - 12.012,16 \\
 &= 6.118,8821 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{shell kosong}} &= V_{\text{ruang kosong}} - (V_{dh} + V_{sf}) \\
 &= 6.118,8821 - (989,7266 + 176,7146) \\
 &= 4.952,4409 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{shell kosong}} &= \frac{4.V_{\text{shell kosong}}}{\pi.D^2} \\
 &= \frac{4 \times 4.952,4409}{\pi \times 30^2} \\
 &= 7,0063 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{liquid}} &= H_{\text{shell}} - H_{\text{shell kosong}} \\
 &= 30 - 7,0063 \\
 &= 16,9937 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

g. Tekanan Desain

Ketebalan *shell* akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair tersebut ke dasar tangki. Sehingga tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah. Tekanan desain dihitung dengan persamaan :

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

Untuk menentukan tekanan hidrostatik, jika densitas fluida lebih kecil dari densitas air, maka densitas yang digunakan adalah densitas air (Brownell & Young, 1959: 46).

Maka untuk selanjutnya digunakan densitas air pada suhu 60 °F:

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{air}} &= 999,074 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 62,370 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \left(\frac{g}{g_c} \right) H_L}{144}$$

$$= \frac{62,370 \text{ lb/ft}^3 \left(\frac{9,81}{9,81} \right) 16,9937 \text{ ft}}{144}$$

$$= 7,3604 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 15,737 \text{ psi}$$

$$P_{\text{abs}} = 7,3604 \text{ psi} + 15,737 \text{ psi}$$

$$= 23,0978 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, vol 6, hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya. Tekanan desain pada *courses* ke-1 (plat paling bawah) adalah:

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{abs}}$$

$$= 1,1 \times 23,0978 \text{ psi} = 25,4076 \text{ psi}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap *courses* :

Tabel C.1.4. Tekanan Desain Masing-masing *Courses*

<i>Courses</i> ke-	H (ft)	H _L (ft)	P _{hidrostatik} (psi)	P _{abs} (psi)	P _{desain} (psi)
1	24,0000	16,9937	7,3604	23,0978	25,4076
2	16,0000	8,9937	3,8954	19,6328	21,5961
3	8,0000	0,9937	0,4304	16,1678	17,7846

h. Menentukan Tebal dan Panjang *Shell*

- Tebal *Shell*

Untuk menentukan tebal *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P.d}{2.(f.E - 0,6 P)} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959.hal.254})$$

keterangan :

t_s = Tebal *shell*, in

P = Tekanan dalam tangki, psi

f = *Allowable stress*, psi

d = Diameter *shell*, in

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi, in

Dari Tabel 13.1 & 13.2 pada 20-650 °F, Brownell and Young, 1959 diperoleh

data :

f = 12.650 psi

E = 75 % (*single-welded butt joint without backing strip, no radiographed*)

C = 0,125 in/10 tahun (tabel 6, Timmerhaus, 1991:542)

Menghitung ketebalan *shell* (t_s) pada courses ke-1:

$$t_s = \frac{25,4076 \text{ psi} \times 360 \text{ in}}{2 \times ((12.650 \text{ psi} \times 0,75) - (0,6 \times 25,4076))} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,6183 \text{ in (5/8 in)}$$

Tabel C.1.5. Ketebalan *shell* masing-masing *courses*

<i>Courses</i> ke-	H (ft)	P desain (psi)	t_s (in)	$t_{s \text{ standar}}$ (in)
1	24,0000	25,4076	0,6183	0,6250
2	16,0000	21,5961	0,5443	0,6250
3	8,0000	17,7846	0,4703	0,5000

- Panjang *Shell*

Untuk menghitung panjang shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$L = \frac{\pi \cdot D_o - (\text{weld length})}{12 \cdot n} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

L = Panjang *shell*, in

D_o = Diameter luar *shell*, in

n = Jumlah plat pada keliling *shell*

weld length = Banyak plat pada keliling *shell* dikalikan dengan

banyak sambungan pengelasan vertikal yang diizinkan.

$$= n \times \text{butt welding}$$

Menghitung panjang *shell* (L) pada *courses* ke-1 :

$$t_s = 1,2 \text{ in}$$

$$D_o = D_i + 2.t_s$$

$$= 360 + (2 \times 0,6250)$$

$$= 361,250 \text{ in}$$

$$n = 3 \text{ buah}$$

$$\text{butt welding} = 5/32 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 55})$$

$$L = \frac{(3,14).(361,250 \text{ in}) - (3 \times 5/32 \text{ in})}{12 \times 3}$$

$$= 18,8924 \text{ ft}$$

Tabel C.1.6. Panjang *shell* masing-masing *courses*.

<i>Courses</i> ke-	t_s (in)	D_o (in)	L (ft)
1	0,6250	361,2500	18,8924
2	0,6250	361,2500	18,8924
5	0,5000	361,0000	18,8793

E = efisiensi pengelasan = 0,75

C = faktor korosi = 0,125 in

α = *half-apex angle*

Untuk menghindari terjadinya *axial stress* yang besar, maka diharapkan tebal konis mendekati tebal *shell*. Diharapkan dengan memilih konis dengan α kurang dari atau sama dengan 45° , diperoleh tebal konis yang sama dengan tebal *shell*. Sudut yang diambil adalah sudut 30° .

$$t_h = \frac{25,4076 \times 360}{2 \times \cos 30^\circ \times (12.650 \times 0,75 - 0,6 \times 25,4076)} + 0,125$$

$$= 0,6825 \text{ in (dipakai plat standar } 3/4 \text{ in)}$$

j. Menentukan Tinggi Total Tangki

Untuk mengetahui tinggi tangki total digunakan persamaan:

$$H_{\text{total}} = H_{\text{shell}} + H_{\text{head}} + t_h$$

$$= 288 \text{ in} + 28,8036 \text{ in} + 3/4 \text{ in}$$

$$= 317,5536 \text{ in}$$

$$= 26,4628 \text{ ft}$$

k. Desain Lantai

Untuk memudahkan pengelasan dan memperhitungkan terjadinya korosi, maka pada lantai (*bottom*) dipakai plat dengan tebal minimal $\frac{1}{2}$ in. Tegangan yang bekerja pada plat yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah plat yang digunakan memenuhi persyaratan atau tidak (Brownell and Young, 1959).

Tegangan kerja pada *bottom* :

- *Compressive stress* yang dihasilkan oleh Hexamine.

$$S_1 = \frac{w}{\frac{1}{4}\pi D_i^2} \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 156})$$

Keterangan :

S_1 = *Compressive stress (psi)*

w = Jumlah paraxylene (lbm) (763.412,7358 lbm)

D_i = Diameter dalam shell (in) (360 in)

π = konstanta (= 3,14)

$$\begin{aligned} S_1 &= \frac{763.412,7358 \text{ lb}}{\frac{1}{4}(3,14)(360 \text{ in})^2} \\ &= 7,5001 \text{ psi} \end{aligned}$$

- *Compressive stress* yang dihasilkan oleh berat *shell*.

$$S_2 = \frac{X \rho_s}{144} \quad (\text{Brownell} \quad \text{and} \quad \text{Young, 1959, hal. 156})$$

Keterangan :

S_2 = *Compressive stress* (psi)

X = Tinggi tangki = 26,4628 ft

ρ_s = Densitas *shell* = 490 lbm/ft³ untuk *material steel*

π = konstanta (= 3,14)

$$S_2 = \frac{26,4628 \times 490}{144}$$

$$= 90,0470 \text{ psi}$$

Tegangan total yang bekerja pada lantai :

$$S_t = S_1 + S_2$$

$$= 7,5001 \text{ psi} + 90,0470 \text{ psi}$$

$$= 97,5471 \text{ psi}$$

Batas tegangan lantai yang diizinkan :

$$S_t < \text{tegangan bahan plat (f) x efisiensi pengelasan (E)}$$

$$97,5471 \text{ psi} < (12.650 \text{ psi}) \times (0,75)$$

$$97,5471 \text{ psi} < 9.487,5000 \text{ psi (memenuhi)}$$

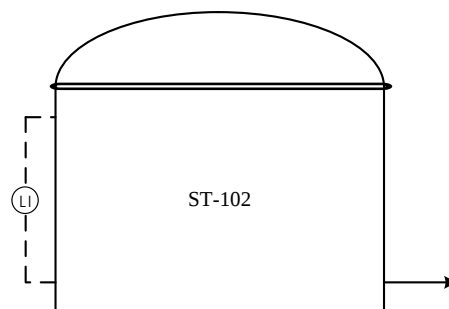
Tabel. C.1.7 Spesifikasi Tangki paraxylen (ST-101)

Alat	Tangki Penyimpanan paraxylen
Kode	ST-101
Fungsi	Menyimpan paraxylen dengan kapasitas 346.281,6453 kg selama 3 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>conical</i> .
Kapasitas	513,4167 m ³
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 30 ft
	Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 24 ft
	Tebal <i>shell</i> (t _s) = 0,625 in
	Tinggi atap = 2,4003 ft
	Tebal <i>head</i> = 0,7500 in
	Tinggi total = 26,4628 ft
Tekanan Desain	25,4078 psi
Bahan	Carbon Steel SA-285 grade C
Jumlah	1

2. *Storage Tank Asam Asetat (ST-102)*

Fungsi : Menyimpan asam asetat dalam keadaan cair dengan kapasitas 13,894 m³ selama 7 hari

Tipe Tangki : Tangki STANDARD API 12 D kapasitas 90 bbl



Gambar C.2.1. Tangki penyimpanan asam asetat

1. Menghitung densitas campuran

Tabel.C.2.1. Densitas campuran

Komponen	Kg/jam	wi	ρ (kg/m ³)	wi/ ρ
Asam asetat	1,974	0,990	1.033,000	0,0010
H ₂ O	0,020	0,010	1.018,000	0,0000
TOTAL	1,994	1,000		0,0010

$$\rho_{\text{liquid}} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho}}$$

$$= \frac{1}{0,0010}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 1.032,848 \text{ kg/m}^3$$

$$= 64,478 \text{ lb/ft}^3$$

m. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\text{Waktu tinggal} = 7 \text{ hari}$$

$$\text{Jumlah asam asetat} = 1,994 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 7 \text{ hari}$$

$$= 334,936 \text{ kg}$$

Untuk menjaga kemungkinan shutdown, maka jumlah asam asetat yang disediakan dibuat berlebih untuk kemungkinan terjadi 2 kali shutdown.

$$\text{Asumsi} : 1 \text{ kali proses dibutuhkan waktu } 5 \text{ jam}$$

$$\text{Asam asetat cadangan} = 750 \text{ kg/jam} \times (5 \text{ jam} \times 2)$$

$$= 7.500 \text{ kg}$$

$$\text{Air yang terikut} = 7.500 \text{ kg} \times 1/99$$

$$= 75,7576 \text{ kg}$$

$$\text{Total asam asetat} = 334,936 \text{ kg} + 7.500 \text{ kg} + 75,758 \text{ kg}$$

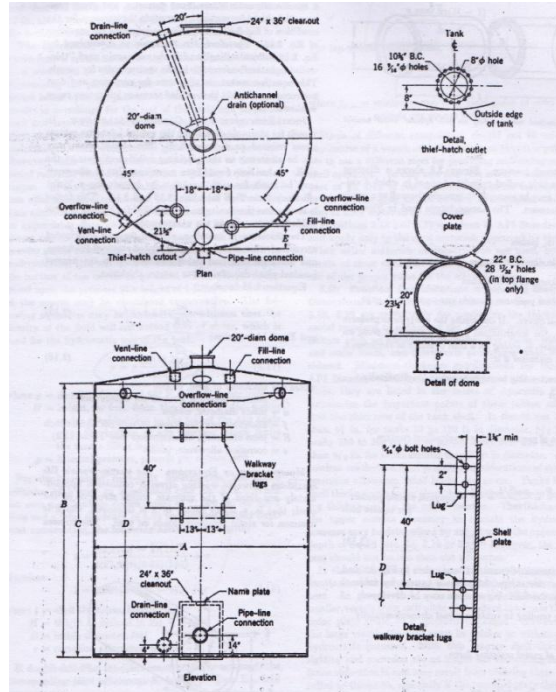
$$= 7.910,720 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid} &= \frac{m_{\text{liquid}}}{\rho_{\text{liquid}}} \\
 &= \frac{7.910,720 \text{ kg}}{1.032,848 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 7,659 \text{ m}^3 \\
 &= 270,470 \text{ ft}^3 = 48,173 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

Sehingga dipilih tangki standart untuk vessel ukuran kecil dan sedang dengan kapasitas 90 bbl (Standard API 12 D), dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kapasitas	: 90 bbl (14,309 m ³)
Kapasitas Kerja	: 72 bbl (11,447 m ³)
Diameter Luar (OD)	: 7 ft (2,134 m)
Tinggi	: 10 ft (3,048 m)

(Tabel 3.3 Brownell & Young, 1959)



Gambar C.2.2. Skema Design Standar untuk tangki ukuran kecil dan sedang (API Standard 12 D)

(Fig 3.7. Brownell & Young,1959)

Tabel. C.2.2. Spesifikasi Tangki asam asetat (ST-102)

Alat	Storage Tank Asam Asetat
Kode	ST-102
Fungsi	Menyimpan asam asetat dengan kapasitas 7.910,720 kg selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	11,447 m ³
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (OD) = 7 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 10 ft

Jumlah	1
--------	---

Perancangan *storage tank* (ST-103) perhitungannya dilakukan dengan cara seperti pada perhitungan perancangan (ST-102) namun fungsi dan kondisi operasi yang berbeda.

3. *Storage Tank Asam Bromida* (ST-103)

Tabel. C.3.1 Spesifikasi Tangki asam bromida (ST-103)

Alat	<i>Storage Tank Asam Bromida</i>
Kode	ST-103
Fungsi	Menyimpan asam bromida dengan kapasitas 2.233,194 kg selama 7 hari
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	11,447 m ³
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (OD) = 7 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 10 ft
Jumlah	1

4. *Mixing Tank* Kobalt Asetat (MT-101)

Fungsi : Tempat untuk melarutkan katalis Kobalt Asetat dengan pelarut
Asam asetat hingga konsentrasi 1%(w/w) sekaligus tempat
penyimpanan selama 3 hari

Tipe : Silinder tegak (*vertikal*) dengan tutup bagian atas dan bawah berbentuk *torispherical dished head*, dilengkapi dengan pengaduk

Kondisi : Temperatur : 60,°C

Tekanan : 1atm = 101,325 kPa = 14,69 psia

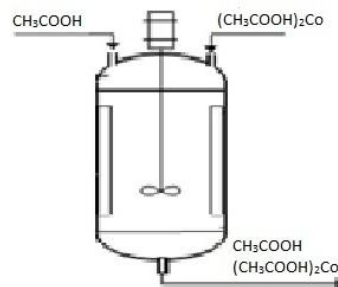
Bahan Konstruksi : *Stainless Steel 304*

Pertimbangan : - Mempunyai *allowable stress* cukup besar

- Harga lebih murah dibandingkan *stainless steel 314* ataupun *stainless steel 316*

- *Medical grade*

(Sumber : <http://www.rjsales.com/techdata/ss.html>)



Gambar C.4.1. Tangki Cobalt Asetat ((CH₃COOH)₂Co)

A. Kapasitas Tangki

Persamaan untuk menghitung densitas campuran (ρ_{campuran}) yaitu :

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} \quad (\text{Coulson, Richardson, Vol.6}^{\text{th}}, 1983, \text{hal. 238})$$

Tabel.C.4.1. Densitas campuran

Komponen	Massa (kg)	W_i	ρ_i (kg/m ³)	W_i / ρ_i
CH ₃ COOH	0,4414	0,980	1.033,000	0,0009
(CH ₃ COOH) ₂ Co	0,0044	0,010	2.333,000	0,0000
H ₂ O	0,0045	0,010	1.018,000	0,0000
TOTAL	0,4503	1,000		0,0010

$$\rho_{\text{campuran}} = 1.038,521 \text{ kg/m}^3$$

Waktu tinggal = 3 hari = 72 jam

$$F_v = \frac{0,4503 \text{ kg}}{1.038,521 \text{ kg/m}^3} = 0,000434 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume} = F_v \times \text{Waktu tinggal} = 0,0312 \text{ m}^3$$

Over design factor = 20 % (Peter, Timmerhaus, 2002, Tabel.3-1, hal. 82)

$$\text{Volume Design} = 1,2 \times 0,0312 \text{ m}^3$$

$$= 0,039 \text{ m}^3 = 1,378 \text{ ft}^3$$

B. Menentukan Dimensi Tangki

Rasio tinggi tangki dengan diameter tangki lebih kecil dari dua ($H_s/D_s < 2$)

(Ulrich G., 1984, Tabel 4.27, hal. 248)

$$H / ID = 1,5 \longrightarrow H = 1,5 ID$$

Dipilih tutup jenis : torispherichal (atas dan bawah)

$$V_{\text{total}} = V_{\text{silinder}} + 2 (V_{\text{torispherical}})$$

$$= \frac{\pi}{4} ID^2 H + [2 \times [(0,000049 ID^3)]]$$

$$= 1,1776 ID^3$$

$$\text{Dari perhitungan , didapatkan : Diameter tangki (ID)} = 0,321 \text{ m} = 1,054 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki (H)} = 0,482 \text{ m} = 1,581 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi cairan di dalam mixer : } H_L = \frac{4.V_L}{\pi.ID^2} = 0,549 \text{ m} = 1,265 \text{ ft}$$

C. Tekanan Desain *Mixer*

Tekanan desain *mixer* dihitung berdasarkan tekanan operasi dengan tekanan ketinggian cairan di dalam tangki proses.

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 16,476 \text{ psi} + \frac{\rho_{\text{mix}} \frac{g}{g_c} H_L}{144}$$

$$= 16,476 \text{ psi} + \frac{64,833 \times 1 \times 1,265}{144} = 17,045 \text{ psi}$$

(Brownell, Young, 1959, Modifikasi Pers. 3.17, hal.46)

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut.

(Coulson, Richardson, Vol.6th, 1983, hal. 637)

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih tekanan desain 10\% , sehingga : } P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{abs}} \\
 &= 1,1 \times 17,045 \text{ psi} \\
 &= 18,749 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

D. Menentukan Tebal Tangki

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, Young, 1959, Pers. 13.1, hal. 254})$$

Keterangan :

t_s = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan dalam tangki (psi)

f = *Allowable stress* (13.750 psi)

r_i = Jari-jari dalam storage (in)

E = Efisiensi pengelasan (80 % (*double welded butt joint*))

c = Faktor korosi (0,125 in)

((Brownell, Young, 1959, Tabel. 13.1, hal. 251, Tabel. 13.2, hal. 254) & (Peter, Timmerhaus, 2002, Tabel. 3.1., hal. 82))

$t_s = 0,136$ in

digunakan tebal standar = $3/16$ in = 0,1875 in

(Brownell, Young, 1959, Tabel 5.7, hal. 91)

E. Diameter Luar Shell

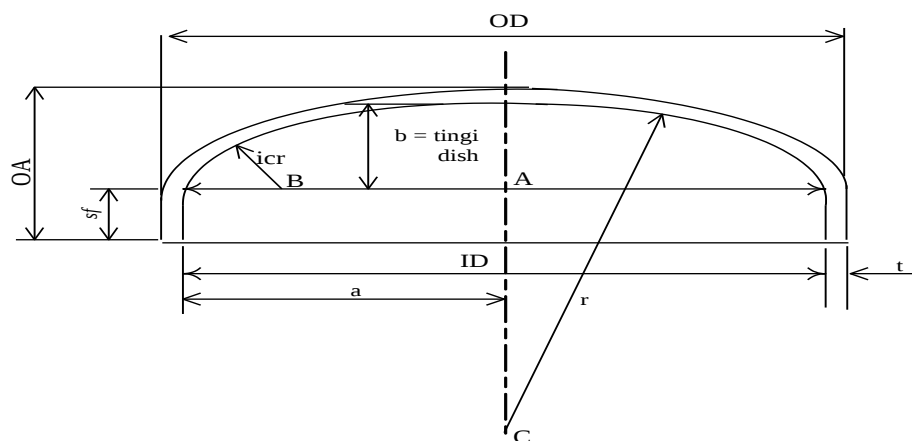
$$\begin{aligned}\text{Diameter luar shell (OD)} &= \text{ID} + (2 \times t_s) \\ &= 13,02 \text{ in} = 1,085 \text{ ft} = 0,331 \text{ m}\end{aligned}$$

F. Head Tangki

Bentuk : *Torispherical Dished Head*

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk tangki vertikal pada tekanan rendah (2,02 – 14,61 atm atau sekitar 15 bar)

(Brownell, Young, 1959, hal. 88)



Gambar C.4.2. Dimensi *Torispherical Dished Head*

Untuk ukuran OD = 13,02 in — dipilih OD terdekat = 14 in, sehingga : *Inside*

Corner Radius (icr) standar = 0,875 in = 0,073 ft

Jari-Jari Crown (r_c) standar = 14 in = 1,5 ft

(Brownell, Young, 1959, Tabel 5-7, hal. 91)

- **Menentukan Tebal *Head***

$$t_h = \frac{P r W}{2 f E - 0,2 P} + C \quad (\text{Brownell, Young, 1959, hal.138})$$

Keterangan : t_h = tebal tutup

r_c = radius *crown*

w = faktor intensifikasi *stress*

Dengan :

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) = 1,75 \text{ in}$$

Sehingga didapatkan $t_h = 0,146 \text{ in}$ — dipilih t_h standar = $0,1875 \text{ in}$

(Brownell, Young, 1959, Tabel 5.7, hal. 91)

Dengan ukuran t_h diatas, maka :

Sehingga tebal *head* (t_h) = tebal *bottom* (t_b) = $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

- **Menentukan Tinggi *Head***

Untuk $t_h = 3/16 \text{ in}$, diperoleh :

nilai $sf = 2 \text{ in}$ (range $1,5 - 2 \text{ in}$) (Brownell, Young, 1959, Tabel 5.6)

Tinggi *head* (OA) = $t_h + b + sf$ (Brownell, Young, 1959, hal. 87)

dimana : b = panjang *dish* $\rightarrow b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$$BC = r - icr$$

$$AB = (ID/2) - icr$$

$$b = 2,059 \text{ in}$$

$$\text{Maka tinggi head (OA)} = th + b + sf$$

$$= 4,246 \text{ in} = 0,354 \text{ ft} = 0,108 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga tinggi total tangki (H}_{tot}) = H + (2 \times (OA))$$

$$= 27,461 \text{ in} = 2,228 \text{ ft} = 0,698 \text{ m}$$

- **Volume Torispherical Dished Head :**

$$V_{head} = 0,000049 ID^3 \quad (\text{Brownell, Young, 1959, Pers. 5.11, hal. 88})$$

$$= 0,000002 \text{ m}^3 = 0,0001 \text{ ft}^3 = 0,0991 \text{ in}^3$$

$$V_{sf} = \pi/4 \cdot D^2 \cdot Sf$$

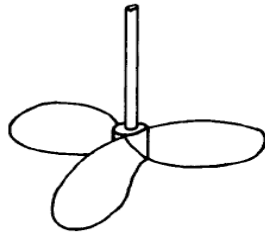
$$= 0,004114 \text{ m}^3 = 0,14528 \text{ ft}^3 = 251,0523 \text{ in}^3$$

$$\text{Volume sebuah head} = V_{head} + \text{vol. pada sf}$$

$$= 0,004116 \text{ m}^3 = 0,14534 \text{ ft}^3 = 251,1514 \text{ in}^3$$

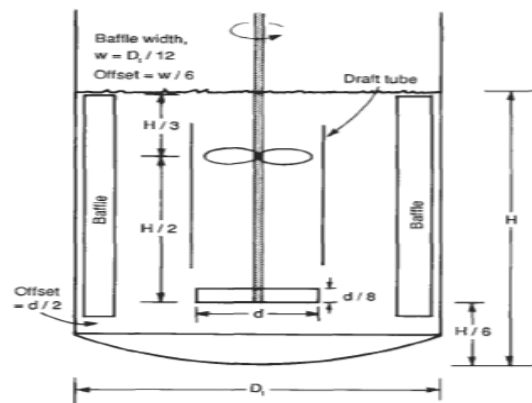
G. Rancangan Pengadukan

Jenis : *Marine Propeller 3 Blade*



Gambar C.5. *Marine Propeller 3 Blade* (Sumber : Harnby, N., 1985, hal. 121)

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk pengadukan larutan dengan viskositas campuran rendah atau di bawah 4.000 cp (Geankoplis, C.J., Ed. 2nd), *Marine propeller 3 blade* mampu menangani proses *mixing* pada ukuran tangki ± 5.000 gallon atau sekitar $26,497 \text{ m}^3$ (Rase, 1997, Tabel. 8.3)



Gambar C.6. Perancangan Dasar Tangki Berpengaduk

Perancangan pengadukan menggunakan literatur dari : Geankoplis, C. J., Ed.2nd, 1983, hal. 154 ; Wallas, M., 1990, hal, 288 ; Brown, G., 1950, hal. 507.

- **Diameter Pengaduk (D_i)**

$$ID/D_i = 3$$

$$\text{maka } D_i = 0,321 / 3$$

$$= 0,107 \text{ m} = 0,351 \text{ ft} = 4,215 \text{ in}$$

- **Tebal Pengaduk (t_b)**

$$t_b = D_i \times 1/5$$

$$= 0,021 \text{ m} = 0,070 \text{ ft} = 0,843 \text{ in}$$

- **Lebar Pengaduk (W_b)**

$$W_b = D_i \times 1/4$$

$$= 0,027 \text{ m} = 0,088 \text{ ft} = 1,054 \text{ in}$$

- **Lebar Baffle, (w)**

Jumlah *Baffle* = 4 buah (Wallas, M., 1990, hal, 287)

$$w = ID/12$$

$$= 0,027 \text{ m} = 0,088 \text{ ft} = 1,054 \text{ in}$$

- **Offset Top & Offset Bottom**

$$\text{Offset top} = 1/6 \times W_b$$

$$= 0,005 \text{ m} = 0,015 \text{ ft} = 0,176 \text{ in}$$

$$\text{Offset bottom} = D_i/2$$

$$= 0,054 \text{ m} = 0,176 \text{ ft} = 2,108 \text{ in}$$

- **Panjang Baffle & Clearance Antar Baffle**

$$\text{Panjang baffle} = H_s - (\text{Offset top} + \text{Offset bottom})$$

$$= 0,424 \text{ m} = 1,390 \text{ ft} = 16,684 \text{ in}$$

$$\text{Clearance antara Baffle (C)} = 0,15 \times W_b$$

$$= 0,004 \text{ m} = 0,013 \text{ ft} = 0,158 \text{ in}$$

- **Jumlah Pengaduk (Nt)**

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \text{WELH}/D_t \quad (\text{Rase, 1977, Pers, 8.9, hal. 345})$$

$$\text{Keterangan : WELH} = \text{water equivalent liquid head} = H_L \cdot \text{sg}$$

$$\text{sg} = \text{specific gravity} (\rho_{\text{campuran}}/\rho_{\text{air}} = 1,078)$$

$$\text{WELH} = 0,393 \text{ m} = 1,290 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah pengaduk (N}_t\text{)} = 1,224 \rightarrow N_t = 2$$

- **Jarak Pengaduk Dari Dasar Tangki (Zi)**

$$\text{Jarak Pengaduk Dari Dasar Tangki (Zi)} = H_t / 6$$

$$= 0,064 \text{ m} = 0,211 \text{ ft} = 2,529 \text{ in}$$

- **Jumlah Putaran (N)**

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_i} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2D_i}}$$

$$N = 212,809 \text{ rpm} = 3,547 \text{ rps}$$

- **Daya Pengaduk (P)**

Bilangan Reynold (N_{Re}) :

$$N_{Re} = \frac{\rho_{mix} \cdot N \cdot D_i^2}{\mu_{mix}}$$

(Geankoplis, C. J., Ed. 2nd, 1983, Pers. 3.4.1, hal. 155)

Tabel.C.4.2. Viskositas campuran

Komponen	W	Xi	μ_i (cp)	$\ln \mu_i$ (cp)	$x_i \cdot \ln \mu_i$
CH ₃ COOH	0,4414	0,9803	1,0775	0,0746	0,0732
(CH ₃ COOH) ₂ Co	0,0044	0,0098	-	-	-
H ₂ O	0,0045	0,0099	0,3	-1,2040	-0,0119
Total	0,4503	1,0000			0,0613

Viskositas campuran dapat dihitung dengan persamaan :

$$\ln \mu_{mix} = \sum (x_i \cdot \ln \mu_i)$$

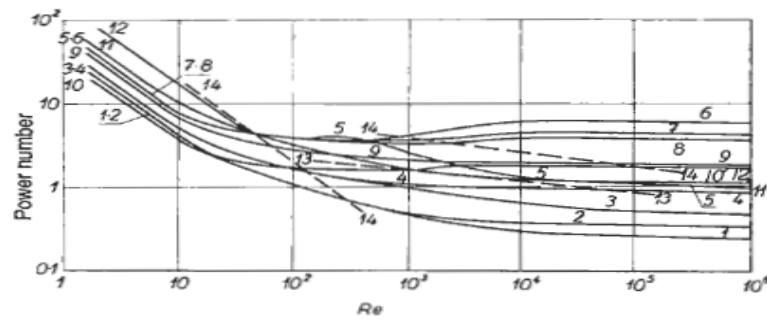
$$\ln \mu_{mix} = 0,0613$$

$$\mu_{mix} = 1,0632 \text{ cp} = 0,0106 \text{ g/cm.s}$$

Sehingga didapatkan nilai $N_{Re} = 39.713,85 = 0,397 \times 10^5$

Berdasarkan Grafik dibawah ini, untuk pengaduk jenis *marine propeller*

3 blade (4), didapatkan Bilangan Power (N_p) sebesar 0,9.



Grafik C.4.1. Hubungan N_{Re} dengan N_p

$$\text{Power pengaduk } (P_{\text{input}}) = P_{\text{teoritis}} + P_{\text{hilang (gland loss)}}$$

$$\text{Dimana: } P_{\text{teoritis}} = N_p \cdot \rho_{\text{mix}} \cdot N^3 \cdot D_I^5$$

$$= 1,17 \times 10^7 \text{ g.cm}^2/\text{s}^3 = 1,17 \times 10^{-3} \text{ Kw} = 8,93 \times 10^{-4} \text{ hp}$$

(Geankoplis, C. J., Ed. 2nd, 1983, Pers. 3.4.1, hal. 155)

$$P_{\text{hilang (gland loss)}} = 10 \% \times P_{\text{teoritis}}$$

$$= 0,1 \times 8,93 \times 10^{-4} \text{ hp} = 8,93 \times 10^{-5} \text{ hp}$$

$$P_{\text{input}} = P_{\text{teoritis}} + P_{\text{hilang (gland loss)}} = 1,748 \times 10^{-3} \text{ hp}$$

$$\text{Daya motor yang digunakan} = \text{Daya Input } (P_{\text{input}}) / \text{Efisiensi Motor}$$

$$= 1,748 \times 10^{-3} \text{ hp} / 0,8 = 2,185 \times 10^{-3} \text{ hp}$$

Tabel C.4.3. Spesifikasi *Mixing Tank* (MT-101)

Alat	<i>Mixing Tank</i> Kobalt Asetat
Kode	MT-101
Fungsi	Tempat melarutkan Kobalt Asetat menjadi 1 % (w/w) Sekaligus tempat penyimpanan selama 3 hari
Jenis	Silinder tegak (vertikal) dengan tutup bagian atas dan bawah berbentuk <i>torispherical dished head</i> serta dilengkapi dengan

	pengaduk	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	
Kondisi	Temperatur : 60°C	
	Tekanan : 1 atm	
Kapasitas	0,039 m ³	
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter Dalam	: 0,321 m (1,054 ft)
	Diameter Luar	: 0,331 m (1,085 ft)
	Tinggi	: 0,482 m (1,581 ft)
	Tebal	: 3/16 in
Dimensi <i>Head & Bottom</i>	Tebal	: 3/16 inchi
	Tinggi	: 0,108 m (0,354 ft)
Dimensi Pengaduk	Jenis	: <i>Marine Propeller 3 Blade</i>
	Diameter	: 0,107 m (0,351 ft)
	Tebal	: 0,021 m (0,070 ft)
	Lebar	: 0,027 m (0,088 ft)
	Power Motor	: 0,5 hp
Dimensi <i>Baffle</i>	Lebar	: 0,027 m (0,088 ft)
	<i>Clearence</i>	: 0,004 m (0,013 ft)
	<i>Offset Top</i>	: 0,005 m (0,015 ft)
	<i>Offset Bottom</i>	: 0,054 m (0,176 ft)
	Panjang <i>Baffle</i>	: 0,424 m (1,390 ft)
Jumlah	2 buah	

Perancangan *mixing tank* (MT-102) dan (MT-103) perhitungannya dilakukan dengan cara seperti pada perhitungan perancangan (MT-101) namun fungsi dan kondisi operasi yang berbeda.

5. **Mixing Tank Mangan Asetat (MT-102)**Tabel. C.5.1 Spesifikasi *Mixing Tank* Mangan Asetat (MT-102)

Alat	<i>Mixing Tank</i> Mangan Asetat		
Kode	MT-102		
Fungsi	Tempat melarutkan Mangan Asetat menjadi 1 % (w/w) Sekaligus tempat penyimpanan selama 3 hari		
Jenis	Silinder tegak (vertikal) dengan tutup bagian atas dan bawah berbentuk <i>torispherical dished head</i> serta dilengkapi dengan pengaduk		
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> 304		
Kondisi	Temperatur : 60°C Tekanan : 1 atm		
Kapasitas	0,024 m ³		
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter Dalam	: 0,296 m (0,970 ft)	
	Diameter Luar	: 0,305 m (1,001 ft)	
	Tinggi	: 0,443 m (1,455 ft)	
	Tebal	: 3/16 in	
Dimensi <i>Head & Bottom</i>	Tebal	: 3/16 in	
	Tinggi	: 0,105 m (0,345 ft)	
Dimensi Pengaduk	Jenis	: <i>Marine Propeller 3 Blade</i>	
	Diameter	: 0,099 m (0,323 ft)	
	Tebal	: 0,020 m (0,065 ft)	
	Lebar	: 0,025 m (0,081 ft)	
	Power Motor	: 0,5 hp	
Dimensi <i>Baffle</i>	Lebar	: 0,025 m (0,081 ft)	

	<i>Clearance</i>	: 0,004 m (0,012 ft)
	<i>Offset Top</i>	: 0,004 m (0,014 ft)
	<i>Offset Bottom</i>	: 0,049 m (0,162 ft)
	Panjang <i>Baffle</i>	: 0,390 m (1,279 ft)
Jumlah	2 buah	

6. **Mixing Tank Pelarut Dan Katalis (MT-103)**

Tabel. C.6.1 *Mixing Tank* Pelarut Dan Katalis (MT-103)

Alat	<i>Mixing Tank</i> pelarut dan katalis
Kode	MT-103
Fungsi	Tempat untuk mencampurkan katalis Mangan Asetat, cobalt asetat, asam bromide dan pelarut asam asetat sebelum masuk <i>reactor</i> (RE-201)
Jenis	Silinder tegak (vertikal) dengan tutup bagian atas dan bawah berbentuk <i>torispherical dished head</i> serta dilengkapi dengan pengaduk
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i> 304

Kondisi	Temperatur : 60°C
	Tekanan : 1 atm
Kapasitas	0,024 m ³
Dimensi <i>Shell</i>	Diameter Dalam : 0,411 m (1,348 ft)
	Diameter Luar : 0,420 m (1,379 ft)
	Tinggi : 0,616 m (2,022 ft)
	Tebal : 3/16 in
Dimensi <i>Head & Bottom</i>	Tebal : 3/16 in
	Tinggi : 0,122 m (0,401 ft)
Dimensi Pengaduk	Jenis : <i>Marine Propeller 3 Blade</i>
	Diameter : 0,137 m (0,449 ft)
	Tebal : 0,027 m (0,09 ft)
	Lebar : 0,034 m (0,112 ft)
	Power Motor : 0,5 hp
Dimensi <i>Baffle</i>	Lebar : 0,034 m (0,112 ft)
	<i>Clearance</i> : 0,005 m (0,017 ft)
	<i>Offset Top</i> : 0,006 m (0,019 ft)
	<i>Offset Bottom</i> : 0,069 m (0,225 ft)
	Panjang <i>Baffle</i> : 0,542 m (1,779 ft)
Jumlah	1 buah

7. Reaktor (RE-201)

Fungsi	: Tempat mereaksikan C ₆ H ₁₀ (l) dengan O ₂ (g)
Tekanan operasi	: 14 atm
Temperatur operasi	: 210 °C
Konversi	: 98 %

Tipe reaktor	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Fase reaksi	: cair – gas
Kondisi	: Non Isotermal - Non Adiabatis
Tipe perancangan	: Vertikal vessel dengan <i>torispherical head</i> sebagai tutup atas dan bawah, dilengkapi dengan sistem pendingin dan pengaduk.
Sistem pemanas	: Coil pendingin
Alasan pemilihan	: 1. Pada RATB, suhu dan komposisi campuran di dalam reaktor selalu sama. 2. Konstruksi relatif lebih mudah dan murah 3. Transfer massa dan panas berlangsung dengan baik karena adanya pengadukan. 4. Cocok untuk reaksi fasa gas-cair, adanya pengadukan mengakibatkan gas O ₂ terdifusi dengan seragam ke dalam larutan urea. (Fogler 3 rd Ed, 1999; hal 10 dan O'Brien 3 rd Ed, 2009; hal 114)

A. Menentukan Volume Reaktor

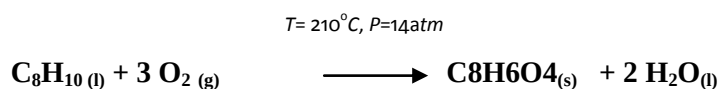
Dalam perancangan ini digunakan reaktor alir berbentuk tangki berpengaduk (CSTR) yang dilengkapi koil pendingin dengan pertimbangan :

1. Reaksi berlangsung pada fase cair - gas
2. Proses kontinyu

Asumsi-asumsi:

1. Pengadukan sempurna, sehingga komposisi zat alir keluar reaktor sama dengan komposisi zat di dalam reaktor.
2. Reaktor beroperasi secara isothermal dan non-adiabatis, sehingga panas hasil reaksi harus diserap dan dikontrol menggunakan air pendingin.
3. Tidak ada reaksi samping pada kondisi perancangan.

Reaksi pembentukan Terephthalic Acid :



1. Menentukan Persamaan Laju

Reaksi antara $\text{C}_8\text{H}_{10(l)}$ dan $\text{O}_{2(g)}$ merupakan suatu reaksi heterogen cair-gas. Diketahui dari jurnal *Kinetics Reaction Of P-Xylene Liquid Phase Catalytic Oxidation To Terephthalic Acid* (Wang Qinbo, et. all, Department Of Chemical Engineering Zhejiang, publication december 23, 2004) bahwa reaksi pembentukan *Terephthalic Acid* merupakan reaksi orde dua terhadap paraxylene C_8H_{10} dan oksigen O_2 maka :

$$-r_a = k.C_A.C_B \quad \dots\dots\dots(a)$$

Keterangan :

$-r_a$: laju reaksi, ($\text{kmol/m}^3.\text{jam}$)

k : konstanta laju reaksi; $0,0989 \text{ l/mol menit} = 5,9315 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$

C_A : konsentrasi C_8H_{10} sisa, (kmol/m^3)

C_B : konsentrasi O_2 sisa, (kmol/m^3)

Neraca massa di reaktor:

$$\left[\begin{array}{c} \text{molar flow rate} \\ \text{at which A is} \\ \text{fed to the system} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{molar rate at} \\ \text{which A is} \\ \text{consumed within} \\ \text{the system} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{molar flow rate} \\ \text{at A which leaves} \\ \text{the system} \end{array} \right]$$

$$[F_{A0}] - [F_{A0}X] = [F_A]$$

$$F_{A1} = F_{A0} - F_{A0}X_1 \quad (\text{Fogler, 2nd ed, 1992.})$$

$$F_{a0} - F_{a1} = F_{a0}X$$

$$F_{a0} - F_{a1} = -r_{a1} \cdot V_1$$

$$\text{dimana : } -r_a = k \cdot C_A \cdot C_B$$

$$V_1 = \frac{F_{A0} \cdot X}{k C_{a1} C_{b1}} \quad (\text{Fogler, 2nd ed, 1992.})$$

$$\tau_1 = \frac{V_1}{v_0} = \frac{F_{A0}X_1 / k C_{a1} C_{b1}}{F_{A0}X_1 / C_{a0} - C_{a1}} = \frac{C_{a0} - C_{a1}}{k C_{a1} C_{b1}}$$

2. Menentukan Densitas Campuran dan Debit

Densitas komponen masuk reaktor ditunjukkan pada Tabel C.7.1.

Tabel C.7.1 Densitas komponen masuk reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	W_i	ρ_i (kg/m ³)	W_i/ρ_i	kmol/jam	x_i	μ_i	$W_i \cdot \ln \mu_i$
C8H10	8.141,5663	0,2871	849	3,381E-04	76,8072	0,0996	0,5326	-0,1808
CH3COOH	750,0000	0,0264	1.033	2,560E-05	12,5000	0,0162	0,9997	0,0000
HBr	46,8750	0,0017	1.033	1,600E-06	0,5787	0,0008	0,9997	0,0000

(CH ₃ COO) ₂ Co	15,0000	0,0005	1.033	5,120E-07	0,0852	0,0001	0,9997	0,0000
(CH ₃ COO) ₂ Mn	13,1250	0,0005	1.033	4,480E-07	0,0759	0,0001	0,9997	0,0000
O ₂	4.425,8667	0,1561	1.149	1,358E-04	138,308 ₃	0,1794	1,0000	0,0000
N ₂	14.568,4780	0,5137	805	6,381E-04	520,302 ₈	0,6750	1,0000	0,0000
H ₂ O	399,7159	0,0141	1.018	1,384E-05	22,2064	0,0288	0,7333	-0,0044
Total	28.360,6269	1		0,001154	770,864₆	1	7,2646	-0,1852

$$\rho_{\text{mix}} = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = \frac{1}{0,001154}$$

$$= 866,494 \text{ kg/m}^3 = 54,0934 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_o = \frac{\text{massa total}}{\text{densitas campuran}}$$

$$= \frac{28.360,63 \text{ kg/jam}}{866,494 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 35,7815 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1263,55 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

3. Menentukan *Volume* dan Waktu Tinggal

$$C_{a_0} = \frac{(m / BM)}{v_0}$$

$$= 2,3467 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_{b_0} = \frac{(m / BM)}{v_0}$$

$$= 4,2257 \text{ kmol/m}^3$$

$$FA_0 = C_{a_0} \times v_0 = 2,35 \times 35,782 = 76,8072 \text{ kmol/jam}$$

$$FB_0 = Cb_0 \times v_0 = 4,23 \times 35,782 = 138,3083 \text{ kmol/jam}$$

$$FA_1 = FA_0 - \frac{1}{3}(FB_0 \times X)$$

$$FA_1 = 31,626 \text{ kmol/jam}$$

$$FB_1 = FB_0 - (FB_0 \times X)$$

$$FB_1 = 2,7662 \text{ kmol/jam}$$

$$Ca_1 = \frac{FA_1}{v_0} = 0,9663 \text{ kmol/m}^3$$

$$Cb_1 = \frac{FB_1}{v_0} = 0,0845 \text{ kmol/m}^3$$

$$V = \frac{FA_0 \times X}{k C_A C_B}$$

$$= 169,8952 \text{ m}^3$$

Menentukan waktu tinggal

$$\tau = \frac{Ca_0 - Ca}{k C_A C_B}$$

$$= 4,7481 \text{ jam}$$

C. Menentukan Dimensi Reaktor

1. Diameter Dalam *Shell* (D_i)

$$V_{\text{total}} = \frac{\pi ID^2 H_L}{4} + \frac{\pi ID_i^2 sf}{4} + 0,000076 ID^3$$

Keterangan :

ID = Diameter dalam *shell*, ft

H_L = Tinggi cairan, ft

Diambil perbandingan tinggi cairan terhadap diameter dalam *shell* standar

dan tinggi sf adalah :

$$H_L = ID \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$sf = 2 \text{ in} = 0,167 \text{ ft}$$

$$V_{\text{total}} = \frac{\pi ID^2 H_L}{4} + \frac{\pi ID_i^2 sf}{4} + 0,000076 ID^3$$

$$\text{Diperoleh ID} = 19,64 \text{ ft} = 235,66 \text{ in}$$

Maka tinggi cairan adalah :

$$H_L = ID = 19,64 \text{ ft} = 235,66 \text{ in} = 5,99 \text{ m}$$

2. Menghitung Tekanan Desain

$$\text{Tekanan operasi (P}_{\text{ops}}) = 14 \text{ atm (205,24 psi)}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho_{\text{mix}} \cdot \left(\frac{g}{g_c} \right) H_L}{144}$$

Keterangan :

$$g = \text{Percepatan gravitasi} = 32,174 \text{ ft/s}^2$$

$$g_c = \text{Faktor konversi percepatan gravitasi} = 32,174 \text{ g}_m \cdot \text{cm/g}_f \cdot \text{s}^2$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 7,3771 \text{ psi}$$

Tekanan desain adalah 5 - 10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1983).

Tekanan desain diambil 10 % atau 1,1. Jadi, tekanan desain adalah:

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 1,1 (205,24 + 7,3771) \text{ psi} \\ &= 234,43 \text{ psi} = 15,90 \text{ atm} \end{aligned}$$

3. Bahan Konstruksi

$$\text{Material} = \text{Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316 (Brownell:342)}$$

$$\text{Alasan} = \text{Sesuai digunakan untuk tekanan tinggi dan diameter besar.}$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$C = 0,25 \text{ in}$$

$$E = 0,85$$

4. Menghitung Tebal *Shell*

$$t_s = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959:45})$$

Keterangan :

t_s = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan operasi (psi)

f = *Allowable stress* (psi)

r_i = Jari-jari *shell* (in)

E = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{234,43 \times (240 / 2)}{(18.750 \times 0,85) - (0,6 \times 234,43)} + 0,125 \\ &= 1,906 \text{ in (digunakan tebal standar 2 in = 0,1667 ft)} \end{aligned}$$

5. Diameter Luar *Shell* (OD_s)

$$OD_s = ID + 2 \cdot t_s$$

$$OD_s = ID + 2 \cdot t_s$$

$$= 235,66 \text{ in} + 2 (2 \text{ in})$$

$$= 239,66 \text{ in}$$

Dipilih OD standard = 240 in

$$= 20,00 \text{ ft}$$

$$= 6,198 \text{ m}$$

6. Menentukan tinggi reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{tinggi shell } (H_s) + (2 \times \text{tinggi tutup})$$

a. Tinggi *Shell* (H_s)

Volume desain reaktor merupakan penjumlahan volume *shell*, volume *head* and *bottom torispherical*, dan volume *straight flange head and bottom*.

$$V_r = V_{\text{shell}} + V_{\text{head atas}} + V_{\text{head bawah}} + V_{\text{straight flange}} \quad (\text{F.9})$$

$$5999,5103 \text{ ft}^3 = \frac{\pi ID^2 H_s}{4} + \left(2 \times \frac{\pi ID^2 sf}{4} \right) + (2 \times 0,000076 ID^3)$$

$$H_s = 225,12 \text{ in}$$

$$\text{Diambil } H_s = 288 \text{ in} = 24 \text{ ft} = 7,32 \text{ m}$$

b. Tinggi Tutup (OA)

$$OA = t_h + b + sf$$

Keterangan :

b = *Depth of dish (inside)*, in

t_h = *tebal torispherical head*, in

sf = *straight flange*, in

i. Menghitung tebal head

$$t_h = \frac{P.ID.V}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 7.77, 1959})$$

$$V = \frac{1}{6} (2 + k^2) \quad (\text{Brownell \& Young, pers. 7.76, 1959})$$

Keterangan :

V = *stress-intensification factor*

$k = \frac{a}{b}$, *mayor-to-minor-axis ratio*

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{235,66}{2} = 117,83 \text{ in}$$

$$b = \frac{ID}{4} = \frac{235,66}{4} = 58,915 \text{ in}$$

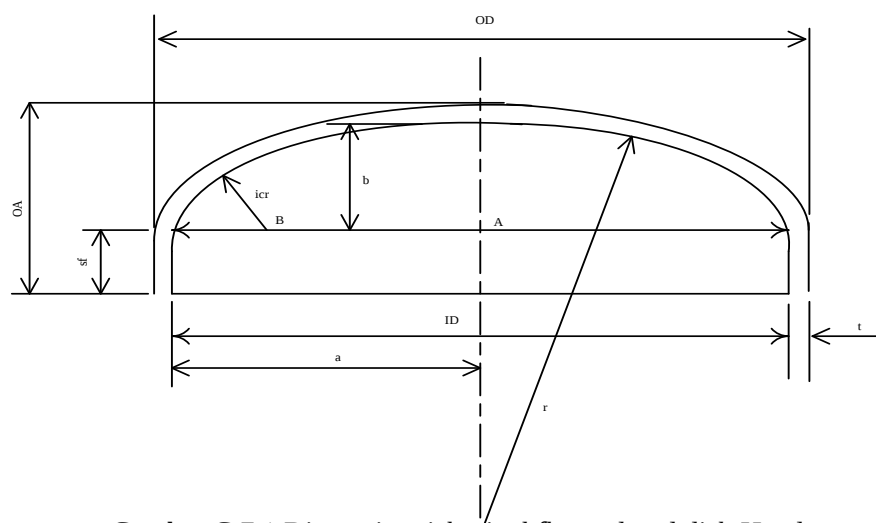
$$k = 2$$

$$V = \frac{1}{6}(2 + 2^2) = 1$$

$$t = \frac{234,43 \times 240 \times 1}{2 \times 18.750 \times 0,85 - 234,43 \times 0,2} + 0,125$$

$$= 1,906 \text{ in}$$

Digunakan tebal plat standar = 2 in



Gambar C.7.1 Dimensi torispherical flanged and dish Heads

ii. Tinggi Tutup (OA)

Tinggi head and bottom torrispherical adalah :

$$\begin{aligned} OA &= t_h + b + sf \\ &= 2 \text{ in} + 60 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 64 \text{ in} \\ &= 5,33 \text{ ft} = 1,63 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Tinggi Cairan ($H_{L,s}$)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi cairan di shell } (H_{L,S}) &= H_L - OA \\
 &= 240 \text{ in} - 64 \text{ in} \\
 &= 176 \text{ in} \\
 &= 14,67 \text{ ft} \\
 &= 4,407 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Tinggi Total Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total reaktor} &= \text{tinggi shell } (H_s) + [2 \times (\text{tinggi tutup atau OA})] \\
 &= 24 \text{ ft} + (2 \times 5,33 \text{ ft}) \\
 &= 34,67 \text{ ft} = 10,57 \text{ m}
 \end{aligned}$$

D. Perancangan Sparger

1. Menentukan Koefisien Difusifitas (D_{AL})

Proses difusi terjadi di dalam fasa cair. Persamaan yang digunakan adalah :

$$D_{AL} = \frac{117,3 \cdot 10^{-18} (\phi \times M)^{0,5} \times T}{\mu \times V_m^{0,6}}$$

(Coulson Vol 6, 1989; hal 255, Pers 8.22)

Keterangan :

Φ : Association parameter = 1

M : Berat molekul larutan, kg/ kmol = 106

T : Temperatur, K = 483 K

μ : Viskositas larutan, kg/m.det = $5,326 \times 10^{-4}$

V_m : Volume molal zat terlarut, m³/ kmol

Berdasarkan Tabel 8.6 Coulson Vol 6, 1989; hal 256

$V_m \text{ O}_2 = 0,0256 \text{ m}^3/\text{ kmol}$

Difusifitas O_2 dalam *Paraxylene solution* :

$$D_{AL} = 1,1428 \times 10^{-7} \text{ m}^2/\text{det}$$

2. Menentukan $\Delta\rho$

ρ_{gas} pada $T = 4833 \text{ K}$ dan $P = 14 \text{ atm}$

$$\Delta\rho = (766,1451 - 0,3228) \text{ kg/m}^3 = 765,8223 \text{ kg/m}^3$$

3. Menghitung *Surface Tension*

$$\sigma_L = \left[\frac{P_{\text{ch}} \times (\rho_L - \rho_v)}{M} \right]^4 \times 10^{-12}$$

(Pers 8.23, hal 258; Coulson Vol 6, 1989)

Keterangan :

σ_L : *Surface tension*, dyne/cm

P_{ch} : *Sudgen's parachor*

ρ_L : Densitas cairan, kg/m^3

ρ_v : Densitas *saturated vapor*, kg/m^3

M : Berat molekul

Dari Coulson Vol 6, 1989; hal 258 dapat dicari nilai P_{ch} :

$$P_{\text{ch}} H_2 = 60$$

$$\text{Maka } \sigma_L = 0,0001 \text{ mJ/m}^2$$

$$= 0,0001 \text{ dyne/cm}^2$$

$$= 9,1232 \times 10^{-8} \text{ kg/ det}$$

4. Menghitung Diameter Gelembung

$$d_b = \left(\frac{6 \times d_o \times \sigma_L}{g \times \Delta \rho} \right)^{1/3} \quad (\text{Treyball 3}^{\text{rd}} \text{ Ed, 1980; Pers 6.1, hal 141})$$

Keterangan :

d_b : Diameter gelembung, m

d_o : Diameter *orifice* = 10 mm standar = 10^{-2} m

σ_L : Tegangan muka cairan

g : Percepatan gravitasi, m/det^2

$\Delta \rho$: Densitas (cairan-gas), kg/m^3

$$\begin{aligned} \text{Jadi diameter gelembung} &= 9,0015 \times 10^{-5} \text{ m} = 9,0015 \times 10^{-3} \text{ cm} \\ &= 0,0900 \text{ mm} \end{aligned}$$

5. Menentukan Koefisien Transfer Massa Campuran (K_L)

Berdasarkan tabel 23-9, hal 23-43; Perry, 1999 untuk *mechanically agitated bubble reactors* diperoleh $K_L = 400 \text{ cm/s} = 4 \text{ m/s}$

6. Menghitung diameter *hole sparger*

Berdasarkan Perry, 1999 diameter hole ditentukan dengan persamaan :

$$D_h = \frac{d_b^3 (\rho_L - \rho_g) g}{6,028 \times \sigma} \quad (\text{Perry, 1999; hal 6-53})$$

Keterangan :

D_h : diameter *hole*, cm

d_b : diameter *bubble*, cm

ρ_L : densitas liquid, gr/cm^3

ρ_G : densitas gas, gr/cm^3

σ : tegangan permukaan liquid

g : percepatan gravitasi, 980 cm/det^2

Maka $D_h = 0,9954 \text{ cm} = 0,01 \text{ m}$

Jadi luas tiap *hole* :

$$A_h = \frac{\pi \times 0,9954^2}{4} = 0,7777 \text{ cm}^2$$

7. Laju volumetrik tiap lubang (Q_h)

$$Q_h^{6/5} = \frac{d_b^3 \pi g^{3/5}}{8,268} \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$Q_h^{6/5} = \frac{0,009^3 \times 3,14 \times 9,8^{3/5}}{8,268}$$

$$Q_h = 1,0740 \times 10^{-4} \text{ cm}^3/\text{det}$$

8. Kecepatan superficial gas masuk tiap lubang (u_{sg})

$$u_{sg} = Q_h / A_h \quad (\text{Perry, 1999})$$

$$= 1,0740 \times 10^{-4} / 0,7777$$

$$= 0,0001 \text{ cm/det} = 1,3810 \times 10^{-6} \text{ m/det}$$

$$= 0,0050 \text{ m/jam}$$

9. Menghitung diameter *sparger*

$$A = \frac{Qt}{U_{sg}}$$

$$3.14 / 4 \cdot D_s^2 = \frac{Qt}{U_{sg}}$$

$$D_s = \sqrt{\frac{4 \cdot Qt}{U_{sg} \cdot 3.14}} \quad \text{Keterangan :}$$

Q_t : laju alir total umpan gas masuk, m^3/jam

Dimana $Q_{\text{total}} = P/(nRT)$

$$= 0,05363 \text{ m}^3/\text{jam}$$

D_s : diameter *sparger*, m

u_{sg} : kecepatan superficial gas, m/s

$$D_s = \sqrt{\frac{4 \times 0,05363 \text{ m}^3 / \text{jam}}{0,005 \text{ m} / \text{jam} \cdot 3,14}} = 3,6966 \text{ m}$$

10. Menghitung *pitch sparger*

Digunakan *triangular pitch* dengan jarak ke pusat :

$$C = 1,5 \times D_h$$

$$C = 1,5 \times 0,9954 \text{ cm}$$

$$= 1,4930 \text{ cm}$$

$$\text{Tinggi (h)} = C \times \sin 60^\circ$$

$$= 1,2930 \text{ cm}$$

$$\text{Luas segitiga} = \frac{1}{2} \times C \times h$$

$$= 0,9652 \text{ cm}^2$$

11. Menentukan banyaknya *hole*

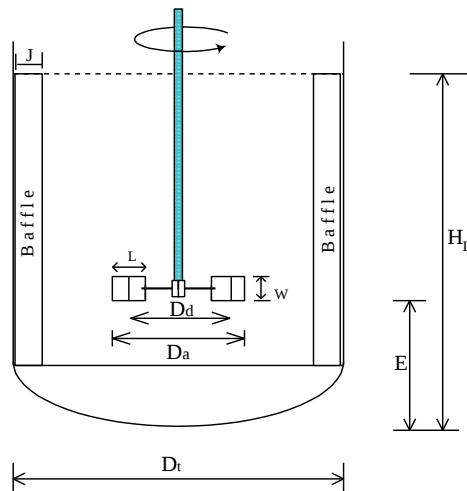
$$\text{Luas } hole \text{ total} = \pi/4 (D_s^2)$$

$$= 10,7267 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah } hole = \text{luas } hole \text{ total} / \text{luas 1 } hole$$

$$= 138.052,0924 \text{ buah} \approx 138.053$$

E. Desain Sistem Pengaduk



Gambar C.7.2. Basis perancangan tangki berpengaduk

1. Dimensi pengaduk

Digunakan *impeller* dengan jenis :

Jenis : *six flat blade open turbin*

Dasar pemilihan: turbin memiliki *range* volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi
(Geankoplis 1993, 3rd ed : 143).

Perancangan pengadukan berdasarkan Geankoplis, 1993 Tabel 3.4-1.

2. Menentukan Diameter Pengaduk

ID = 240 in

$$\frac{ID}{D_i} = 3$$

$D_i = 80 \text{ in} = 2,032 \text{ m} = 6,67 \text{ ft}$

3. Menentukan Tebal (t_i) dan Lebar (W) Pengaduk

$$t_i = 0,2 D_i \quad (\text{Brown, 1950})$$

$$t_i = 16 \text{ in} = 0,41 \text{ m} = 1,33 \text{ ft}$$

$$\frac{D_i}{W} = 8 \quad (\text{Gean Koplis, 1993})$$

$$W = 10 \text{ in} = 0,25 \text{ m} = 0,83 \text{ ft}$$

4. Menentukan Lebar *Baffle*, J

$$\text{Jumlah Baffle} : 4 \quad (\text{Wallas, 1990})$$

$$J = \frac{ID}{12}$$

$$J = 20 \text{ in} = 0,51 \text{ m} = 1,67 \text{ ft}$$

5. Menentukan *Offset Top* dan *Offset Bottom*

Berdasarkan Wallas (1990 : 288)

$$\text{Offset top} = \frac{J}{6} = 3,33 \text{ in} = 0,09 \text{ m} = 0,28 \text{ ft}$$

$$\text{Offset Bottom} = \frac{D_i}{2} = 40 \text{ in} = 1,02 \text{ m} = 3,33 \text{ ft}$$

6. Menentukan Jarak pengaduk Dari Dasar Tangki (Z_i)

$$\frac{Z_i}{D_i} = 1,3 \quad (\text{Brown, 1950})$$

$$Z_i = 104,00 \text{ in} = 2,64 \text{ m} = 8,67 \text{ ft}$$

7. Menentukan Jumlah Pengaduk, Nt

Menurut Dickey (1984) dalam Walas 1990 hal. 288, kriteria jumlah impeller yang digunakan didasarkan pada viskositas liquid dan rasio ketinggian liquid (H_L) terhadap diameter tangki (D).

Diketahui bahwa :

$$ID = 20 \text{ ft}$$

$$H_L = 24 \text{ ft}$$

$$H_L / ID = 1,2$$

$$\mu \text{ liquid} = 0,8309 \text{ cP}$$

Tabel C.7.2 Pemilihan Jumlah *Impeller*

Viscositas, cP	Max h / D	Jumlah	<i>Impeller Clearance</i>	
			<i>Lower</i>	<i>Upper</i>
<25.000	1,4	1	$h/3$	-
<25.000	2,1	2	$D/3$	$(2/3)h$
>25.000	0,8	1	$h/3$	-
>25.000	1,6	2	$D/3$	$(2/3)h$

Rasio H_L/ID maksimum untuk penggunaan 1 buah impeller adalah 1,4 untuk viskositas liquid < 25.000 cP dan rasio $H_L/ID = 1,2$ maka jumlah *impeller* yang digunakan sebanyak 1 buah.

8. Menentukan Putaran Pengadukan

Kecepatan putaran motor standar yang tersedia secara komersil adalah 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190 dan 320 rpm. (Walas, 1990)

Digunakan putaran motor 37 rpm = 0,617 rps

$$\rho_{\text{mix}} = 866,494 \text{ kg/m}^3$$

Viskositas campuran diprediksi dengan persamaan 3.107, Perry's Chemical Engineering Handbook, 6th ed, p.3-282 :

$$\ln \mu_{\text{mix}} = \sum (w_i \cdot \ln \mu_{\text{mix}}) = -0,1852$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,8309 \text{ cp} = 0,0008 \text{ kg/m.s}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D_I^2 \cdot N \cdot \rho_{\text{mix}}}{\mu_{\text{mix}}} && (\text{Geankoplis, Pers.3.4-1, 1978}) \\ &= \frac{2,032^2 \times 0,617 \times 866,494}{0,0008} \\ &= 2.655.234,396 \end{aligned}$$

Dari Figur 10.6 Walas halaman 292 untuk *six blades turbine*, $N_p = 3$

Kebutuhan teoritis:

$$\begin{aligned} P &= \frac{N_p \cdot \rho_{\text{mix}} \cdot N^3 D_i^5}{550 \times 32,17} && (\text{Geankoplis, Pers.3.4-2, 1978}) \\ &= \frac{3 \times 54,093 \times 0,617^3 \times 6,667^5}{550 \times 32,17} \\ &= 28,324 \text{ hp} \end{aligned}$$

9. Daya yang hilang (*gland loss*)

Hilang (*gland loss*) = 10 % daya teoritis (MV. Joshi)

$$= 0,1 \times 28,324 \text{ hp} = 2,8324 \text{ hp}$$

10. Menghitung daya input

Daya input = kebutuhan daya teoritis + hilang (*gland loss*)

$$= 28,324 \text{ hp} + 2,8324 \text{ hp}$$

$$= 31,156 \text{ hp}$$

11. Efisiensi motor (η)

Berdasarkan Fig. 4-10, vilbrandt, F.C., 1959, diperoleh:

Efisiensi motor (η) = 80 %

$$P = \frac{100}{80} \times 31,156 \text{ hp} = 38,945 \text{ hp (digunakan power standard 40 hp)}$$

12. Menentukan Kebutuhan Daya

Menurut Walas sebagai panduan untuk sistem liquid–liquid, daya pengadukan yang dibutuhkan adalah sekitar 5 hp/1000 gallon liquid.

$$\text{Volume cairan, } V_L = 169,895 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan, } V_L = 44.881,224 \text{ gal}$$

maka daya yang dibutuhkan adalah

$$P = \frac{44.881,224 \times 5}{1.000}$$

$$= 37,40 \text{ hp}$$

$$P = 20.570,56 \text{ ft.lbf/s}$$

Kecepatan putaran,

$$N = \sqrt[3]{\frac{P \cdot g_c}{N_p \cdot D a^5 \cdot \rho}}$$

$$N = 0,677 \text{ rps}$$

$$N = 40,593 \text{ rpm}$$

Oleh karena itu pemilihan kecepatan putaran *impeller* dapat digunakan.

13. Panjang Batang Sumbu Pengaduk (*axis length*)

axis length (L) = tinggi total tangki + jarak dari motor ke bagian atas
bearing – jarak pengaduk dari dasar tangki

Tinggi total tangki = 34,67 ft

Jarak dari motor ke bagian atas *bearing* = 1 ft

Jarak pengaduk dari dasar tangki (Z_I) = 8,67 ft

$$\begin{aligned} \text{axis length (L)} &= 34,67 \text{ ft} + 1 \text{ ft} - 8,67 \text{ ft} \\ &= 27,00 \text{ ft (8,23 m)} \end{aligned}$$

14. Diameter Sumbu

$$d^3 = \frac{Z_p \times 16}{\pi}$$

Menghitung T_m

Dari M.V Joshi, Pers. 14.10, hal 400, $T_m = (1,5 \text{ or } 2,5) \times T_c$

Digunakan $T_m = 1,5 T_c$

$$T_c = \frac{P \times 75 \times 60}{2 \times \pi \times N} \quad (\text{M.V. Joshi, Pers. 14.8, hal 400})$$

Keterangan :

T_c = Momen putaran, kg.m

P = Daya, Hp

N = Kecepatan putaran, rpm

$$T_c = \frac{243,34 \times 75 \times 60}{2 \times \pi \times 37} = 753,84 \text{ kg.m}$$

$$T_m = 1,5 \times 753,84 \text{ kg-m} = 1.130,76 \text{ kg.m}$$

Menghitung Z_p

$$Z_p = \frac{T_m}{f_s} \quad (\text{Pers.14.9, M.V. Joshi})$$

Keterangan :

T_m = Torsi maksimum

P = *Shear stress*

f_s = *Section of shaft cross section*

Material sumbu yang digunakan adalah *commercial cold rolled steel*.

Axis shear stress yang diizinkan, $f_s = 550 \text{ kg/cm}^2$

Batasan elastis pada tegangan = 2.460 kg/cm^2

$$Z_p = \frac{1.130,76 \times 100}{550} = 205,59 \text{ cm}$$

Menghitung diameter sumbu (d)

$$Z_p = \frac{\pi \cdot d^3}{16}$$

$$d^3 = \frac{Z_p \times 16}{\pi}$$

$$d = 10,15 \text{ cm}$$

Digunakan diameter sumbu (d) = 11 cm

- **Cek tegangan yang disebabkan oleh *bending moment***

Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent* adalah

$$f = \frac{M_e}{Z_p} = \frac{M_e}{\pi \left(\frac{d^3}{32} \right)}$$

Menghitung *Bending Moment*

M_e = *Bending moment equivalent*

$$M_e = \frac{1}{2} \left[M + \sqrt{M^2 + T_m^2} \right]$$

$$M = F_m \times L$$

$$F_m = \frac{T_m}{0.75 \times R_b} \quad (\text{Pers.14.11, M.V. Joshi})$$

Keterangan :

F_m = bending moment (kg)

R_b = Jari-jari impeller = $\frac{1}{2} D_i$

$$= \frac{1}{2} \times 2,032 \text{ m} = 1,016 \text{ m}$$

$$F_m = \frac{1.1304,76 \text{ kg.m}}{0,75 \times 1,016} = 1.483,94 \text{ kg}$$

L = Panjang *axis* = 8,23 m

$$M = 1.483,94 \text{ kg} \times 8,23 \text{ m}$$

$$= 12.212,19 \text{ kg.m}$$

$$M_e = \frac{1}{2} \left[M + \sqrt{M^2 + T_m^2} \right]$$

$$= 12.238,31 \text{ kg.m}$$

- Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent*

$$f = \frac{M_e}{\pi \left(\frac{d^3}{32} \right)} = 9.365,768 \text{ kg/cm}^2$$

Diameter sumbu

Karena $f >$ batasan elastis dalam tegangan ($9.365,768 > 2.460$) maka diameter sumbu yang direncanakan memenuhi.

F. Desain Pendingin

Reaksi pembentukan *terephthalic acid* merupakan reaksi eksotermis dimana sejumlah panas reaksi akan dilepaskan sehingga menyebabkan kenaikan temperatur. Dari perhitungan neraca panas dibutuhkan media pendingin berupa Dowterm G sebanyak 6.887,1671 kg/jam.

Pemberian atau pengambilan sejumlah panas pada sebuah tangki proses dapat dilakukan dengan 2 cara yaitu dengan memberikan *jacket* atau lilitan pipa panjang (*coil*) di dalam tangki proses tersebut (Kern, D., 1950, Hal: 716). Untuk menentukan pemakaian *jacket* atau *coil* pada tangki proses, dilakukan perhitungan terhadap luas selubung tangki terhadap luas transfer panas (Moss, D., Ed.3th, 2004, Hal: 35) antara lain:

Jika luas transfer panas $\leq$ luas selubung tangki proses : menggunakan *jacket*

Jika luas transfer panas $>$ luas selubung tangki proses : menggunakan *coil*

Luas selubung Reaktor = Luas selimut silinder

$$= \pi \times D_s \times H_s$$

$$= 1.157,40 \text{ ft}^2$$

Luas transfer panas pada Reaktor = Luas selimut silinder + Luas penampang

$$= (\pi \times D_s \times H_s) + (\pi \times 0,25 \times D_s^2)$$

$$= 1.460,30 \text{ ft}^2$$

Karena luas transfer panas > luas selubung tangki proses maka digunakan *coil*.

Perancangan *Coil* Pendingin

Fluida pendingin yang digunakan : *Dowterm G*

Kecepatan fluida pendingin (v_c) = 1,5 - 2,5 (Coulson, 1983:534)

$$v_c = 2,5 \text{ m/s}$$

Luas permukaan aliran (A) :

$$A = F_v / v$$

$$F_v = \text{laju alir Dowterm}$$

$$F_v = M / \rho$$

$$M = 6.887,17 \text{ kg/jam} = 15.186,20 \text{ lb/jam}$$

$$\rho_{\text{air}} = 973,3 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Maka } F_v = 7,0761 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$A = 0,00079 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} D_{\text{coil}}^2$$

$$D_{\text{coil}} = 0,0316 \text{ m} = 1,2460 \text{ in}$$

Dari Tabel 11. Kern, 1983 diambil ukuran pipa standar :

$$\text{NPS} = 1,25 \text{ in} \quad (\text{Sch. 40})$$

$$\text{OD}_{\text{coil}} = 1,66 \text{ in} = 0,13 \text{ ft}$$

$$\text{ID}_{\text{coil}} = 1,38 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$A' = 1,495 \text{ in}^2 = 0,0096 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,362 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

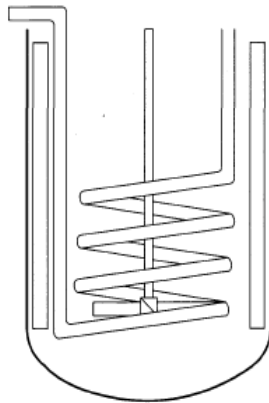


Figure 12.73. Internal coils

Gambar C.7.3. koil Pendingin

Perhitungan pada Dowterm :

Temperatur masuk, $T_1 = 120\text{ }^{\circ}\text{C} = 248\text{ }^{\circ}\text{F}$

Temperatur keluar, $T_2 = 200\text{ }^{\circ}\text{C} = 392\text{ }^{\circ}\text{F}$

$T_{av} = 320\text{ }^{\circ}\text{F}$

$\rho_{\text{dowterm}} = 973,3\text{ kg/m}^3 = 61,25\text{ lb/ft}^3$

$\mu = 1,45\text{ cp} = 0,979\text{ lb/ft.jam}$

- Fluks massa pemanas total (G_{tot})

$$G_{\text{tot}} = M/A' = 1.583.636,4766\text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

- Fluks massa tiap set koil (G_i)

$$G_i = \rho_{\text{steam}} \cdot v_c$$

Kecepatan medium pemanas di dalam pipa/tube pada umumnya berkisar

antara 1,25 – 2,5 m/s.

Dipilih :

$$v_c = 2,5\text{ m/detik} = 8,2021\text{ ft/s}$$

Diperoleh :

$$G_i = 60,7631 \times 8,2021$$

$$= 498,3852 \text{ lb/s.ft}^2$$

- Jumlah set koil (N_c)

$$N_c = \frac{G_{c,tot}}{G_i}$$

$$N_c = 0,8826$$

Dipakai , $N_c = 1$ set koil

- Koreksi fluks massa tiap set koil ($G_{i,kor}$)

$$G_{i,kor} = \frac{G_{tot}}{N_c}$$

$$G_{i,kor} = 1.583.636,4766 \text{ lb/jam.ft}^2$$

- Cek Kecepatan Medium Pemanas ($v_{c,cek}$)

$$v_{c,cek} = \frac{G_i}{\rho_c}$$

$$v_{c,cek} = 29.527,56 \text{ ft/jam}$$

$$= 8,2021 \text{ ft/s} = 2,5 \text{ m/s (memenuhi standar 1,5 – 2,5 m/s)}$$

- Koefisien transfer panas fluida sisi dalam *tube*

$$h_i = \frac{4200.(1,35 + 0,02.t_b).v_c^{0,8}}{ID^{0,2}}$$

$$h_i = 8.816,35 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times ID_{coil}/OD_{coil}$$

$$h_{io} = 7.329,26 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- Diameter spiral atau heliks koil = $0,7-0,8 \times D_{shell}$ (Rase, 1977)

$$D_{spiral}(d_{he}) = 0,8 \times ID_{shell}$$

$$= 0,8 \times 20 \text{ ft}$$

$$= 16 \text{ ft}$$

$$h_{io} \left[1 + 3,5 \left(\frac{ID_{coil}}{D_{spiral}} \right) \right]$$

$$h_{i0,coil} =$$

$$h_{i0,coil} = 7.506,2613 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- Koefisien transfer panas fluida sisi luar *tube* :

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{k}{ID_{coil}} \cdot \left(\frac{ID_{coil} \cdot G_{tot}}{\mu} \right)^{0,55} \cdot \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3}$$

Dimana :

h_i = koefisien perpindahan panas

ID_{coil} = diameter dalam koil

k = konduktivitas termal pendingin

$$= 0,0663 \text{ Btu/(jam.ft}^2)(^\circ\text{F/ft)}$$

C_p = kapasitas panas = 0,4540 Btu/lb $^\circ$ F

$$\text{Maka } h_o = 433,0433 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- Menentukan koefisien *overall* bersih, U_c

$$U_c = \frac{h_i \cdot h_{i0}}{h_i + h_{i0}}$$

$$U_c = 408,8847 \text{ Btu/(jam)(ft}^2)(^\circ\text{F)}$$

- R_d untuk pemanasan = 0,001 (Tabel 12, Kern, 1965:845)

- Menentukan koefisien *overall* desain, U_D

$$hd = 1/R_d = 1000$$

Menentukan koefisien *overall desain*, U_D :

$$U_D = \frac{U_c \times hd}{U_c + hd} = 290,2187 \text{ Btu/(jam)(ft}^2)(^\circ\text{F)}$$

- Menentukan Luas perpindahan panas yang diberikan oleh koil, A

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t_{LMTD}}$$

Tabel C.7.3. ΔT_{LMTD}

<i>hot fluid</i> (°F)		<i>cold fluid</i> (°F)	<i>Diff</i>	
445,93	<i>higher T</i>	392	53,93	Δt_2
410	<i>lower T</i>	248	162	Δt_1
35,93	<i>Diff</i>	144	-108,07	$\Delta t_2 - \Delta t_1$
LMTD =	98,2550	°F =	36,81	°C

$$Q = 547.892,496 \text{ Btu/jam}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t}$$

$$A = 19,2139 \text{ ft}^2$$

• Beban Panas Tiap Set Koil (Q_{ci})

Asumsi : Beban panas terbagi merata pada tiap set koil

$$Q_{ci} = \frac{Q_c}{N_c}$$

$$Q_{ci} = \frac{547.892,496 \text{ Btu/jam}}{1} = 547.892,496 \text{ Btu/jam}$$

• Luas Perpindahan Panas Tiap Set Koil

$$A_{ci} = \frac{Q_{ci}}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 99,9122 \text{ ft}^2$$

• Jarak Antar Pusat Koil (J_{sp})

$$J_{sp} = \frac{1}{2} \cdot OD_{coil}$$

$$J_{sp} = 0,066 \text{ ft} = 0,02 \text{ m}$$

• Panjang Satu Putaran Heliks Koil (L_{he})

$$L_{he} = \frac{1}{2} \text{ putaran miring} + \frac{1}{2} \text{ putaran datar}$$

$$L_{he} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot r_{he} + \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot d_{he}$$

Diameter spiral atau heliks koil = $0,7-0,8 \text{ ID}_{\text{shell}}$ (Rase, 1977)

$$\begin{aligned} D_{\text{spiral}}(d_{\text{he}}) &= 0,7 \cdot (20 \text{ ft}) \\ &= 14 \text{ ft} = 4,88 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_{\text{he}} &= 1/2\pi(6,4d_{\text{he}}^2 + J_{\text{sp}}^2)^{1/2} + 1/2\pi \cdot d_{\text{he}} \\ &= 43,96 \text{ ft} = 13,399 \text{ m} \end{aligned}$$

• Panjang Koil Tiap Set (L_{ci})

$$\begin{aligned} L_{\text{ci}} &= \frac{A_{\text{ci}}}{a_t} \\ L_{\text{ci}} &= \frac{99,9122}{0,362} = 229,68 \text{ ft} = 70,01 \text{ m} \end{aligned}$$

• Jumlah Putaran Tiap Set Koil

$$\begin{aligned} N_{\text{pc}} &= \frac{L_{\text{ci}}}{L_{\text{he}}} \\ N_{\text{pc}} &= \frac{229,68 \text{ ft}}{43,96 \text{ ft}} = 5,2248 \approx 6 \text{ putaran} \end{aligned}$$

• Koreksi Panjang Koil Tiap Set

$$\begin{aligned} L_{\text{ci,kor}} &= N_{\text{pc}} \times L_{\text{he}} \\ L_{\text{ci,kor}} &= 5 \times 43,96 \text{ ft} = 263,7615 \text{ ft} = 79,13 \text{ m} \end{aligned}$$

• Tinggi Koil (L_c)

$$\begin{aligned} L_c &= J_{\text{sp}} \times N_{\text{pc}} \times N_c \\ L_c &= 4,781 \text{ ft} = 1,434 \text{ m} \end{aligned}$$

• Volume Koil (V_c)

$$\begin{aligned} V_c &= N_c (\pi/4 (\text{OD})^2 L_{\text{ci}}) \\ V_c &= 1 (\pi/4 \times 0,1328^2 \times 263,7615) = 3,6515 \text{ ft}^3 = 0,3392 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Cek Tinggi Cairan Setelah Ditambah Koil (h_L)

Tinggi koil harus lebih kecil daripada tinggi cairan setelah ditambah koil agar seluruh koil tercelup dalam cairan:

$$h_L = \frac{V_L + V_C}{A_{\text{shell}}} = \frac{6999,51 \text{ ft}^3 + 3,6515 \text{ ft}^3}{314 \text{ ft}^2}$$

$$h_L = 22,303 \text{ ft} = 6,691 \text{ m}$$

$$h_L = 22,303 \text{ ft} > L_c = 4,781 \text{ ft} \text{ (semua koil tercelup di dalam cairan)}$$

- Cek *Dirt Factor*

Dari Tabel 12 Kern, 1965, R_d min untuk *oil* = 0,005

$$\text{Syarat : } R_d > R_d \text{ min}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c + U_D}$$

$$R_d = \frac{408,89 - 290,22}{408,89 + 290,22} = 0,17 > 0,001 \text{ (memenuhi)}$$

- Cek *Pressure Drop*

$$\text{Syarat : } < 10 \text{ psi}$$

$$N_{Re} = \frac{ID \cdot G_t}{\mu} = 14.711.521,81$$

Faktor friksi untuk pipa baja (f)

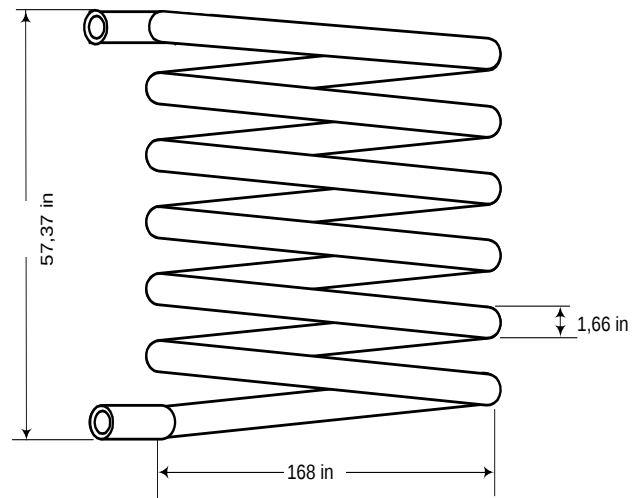
$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{N_{Re}^{0,42}}$$

$$f = 0,0038$$

- *Pressure Drop*

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_i^2 \cdot L_{he}}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_k \cdot s \cdot \theta_L}$$

$$= 0,4087 \text{ psi} < 10 \text{ psi} \quad (\text{memenuhi})$$



Gambar.C.7.4. Dimensi koil

Tabel C.7.4. Spesifikasi *Reactor* RE –202

Fungsi	Mereaksikan paraxylen dengan Oksigen	
Kode	RE – 202	
Jenis	Reaktor CSTR, vertical	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SS 316</i>	
Kondisi Operasi	T , P	: 210°C, 14 atm
Dimensi <i>shell</i>	Diameter	: 19,64 ft = 5,99 m
	Tinggi	: 24 ft = 7,32 m
	Tebal dinding	: 2 in = 0,17 ft
Dimensi <i>head</i>	Tebal <i>head</i>	: 2 in
	Tinggi <i>head</i>	: 5,33 ft = 1,63 m
Dimensi koil	Diameter	: 14 ft = 4,27 m
	Tinggi	: 4,78 ft = 1,43 m
	Material	: <i>stainless steel</i> SS-316
	Jumlah putaran	: 6
Dimensi <i>sparger</i>	Diameter <i>ring</i>	: 3,6966 m
	Jumlah <i>hole</i>	: 138.053
	Diameter <i>hole</i>	: 0,9954 cm
Dimensi pengaduk	Diameter	: 80 in = 2,03 m
	Lebar	: 10 in = 0,25 m
	Jumlah	: 1
	Kecepatan putaran	: 37 rpm = 0,62 rps
	Power	: 40 hp
	Diameter sumbu	: 11 cm
Jumlah	: 1 Buah	

8. Kompresor

Fungsi : Menaikkan tekanan udara dari 1 atm menjadi 14 atm

Kode alat : CP-101

Diketahui :

- ✓ Tekanan gas masuk, $P_1 = 1 \text{ atm}$
- ✓ Tekanan keluar, $P_2 = 14,8 \text{ atm}$
- ✓ Suhu gas masuk, $T_1 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$
- ✓ Berat molokul rata-rata $= 28,84 \text{ kg/kgmol}$

Tabel 8.1. Neraca Massa Masuk

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam
O ₂	4425.866732	245.8814851
N ₂	14568.48	520.3027855

Massa masuk = 18994.34 kg/jam = 5.276206868 kg/s

❖ Perhitungan jumlah stage kompresor :

$$Rc = \frac{P_2}{P_1}$$

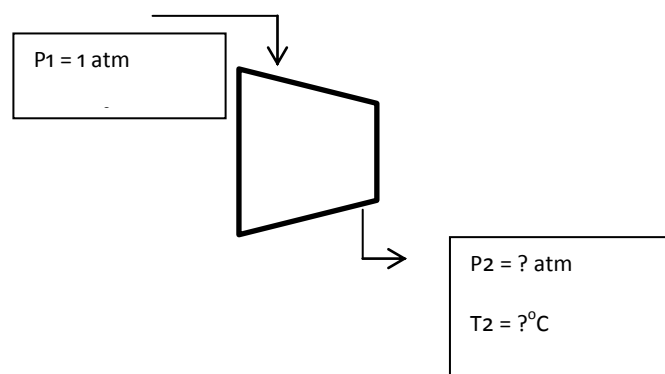
$$= \frac{14,8}{1} = 14,8$$

Jika digunakan 2 stage kompresor, maka rasio kompresi untuk masing masing stage adalah:

$$\begin{aligned}
 R_{cn} &= (R_c)^{1/n} \\
 &= 14,8^{1/2} \\
 &= 3.74166
 \end{aligned}$$

Untuk multistage kompresor, nilai rasio kompresi untuk masing-masing *stage* adalah 2,4 – 4,5. Nilai rasio kompresi yang didapat memenuhi nilai range, jadi jumlah *stage* yang digunakan adalah 2 *stage*.

1. Kompresor *stage* 1



Gambar 8.1. Skema untuk kompresor *stage* 1

Tekanan gas masuk, $P_1 = 1 \text{ atm}$

Tekanan gas keluar, $P_2 = \text{Rasio kompresi} \times P_1$

$$= 3.74166 \times 1 \text{ atm}$$

$$= 3.74166 \text{ atm}$$

spesifik panas (k) $= 1.34$

Suhu keluar *stage* 1, T_2 :

$$\begin{aligned}
 T_2 &= T_1 x \frac{P_2^{(k-1)/k}}{P_1} \\
 &= 303 x \frac{3.74166^{(1,34-1)/1,34}}{1} \\
 &= 423.494 \text{ K} \\
 &= 150.494 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Kerja kompresor:

$$\begin{aligned}
 W_s &= \frac{k}{k-1} \frac{R x T_1}{BM} \left[\frac{P_2^{(k-1)/k}}{P_1} - 1 \right] \\
 &= \frac{1,34}{1,34 - 1} \frac{8,34 x 303}{28,84} \left[\frac{3.74166^{(1,34-1)/1,34}}{1} - 1 \right] \\
 &= 1.369 \text{ kJ/kg}
 \end{aligned}$$

Efisiensi kompresor = 85 %

Power kompresor:

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{W_s x m}{\eta} \\
 &= \frac{1.369 \text{ kJ/kg} x 5.276206868 \text{ kg/s}}{0,85} \\
 &= 8.49783 \text{ kW} \\
 &= 11.3871 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Efisiensi kompresor = 90%

Motor kompresor, BHP:

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\ &= \frac{11.3871}{0,9} \\ &= 12.6523 \text{ HP} \end{aligned}$$

Sehingga digunakan power kompresor = 13 HP

Perhitungan panas kompresor *stage 1*

Tabel 8.2. Panas Input stage 1

Komp	A	B	C	D	T (K)	$\int C_p.dT$	ΔH (KJoule)
O ₂	28,106	-3,68E-06	1,75E-05	-1,07E-08	303	146,9583	36134.3247
N ₂	31,15	-1,36E-02	2,68E-05	-1,17E-08	303	145,8873	75905.5637
Total							112039.888

Tabel 8.3. Panas Output stage 1

Komp	A	B	C	D	T (K)	$\int C_p.dT$	ΔH (KJoule)
O ₂	28,106	-3,68E-06	1,75E-05	-1,07E-08	423.493678	3750.17464	922098.509
N ₂	31,15	-1,36E-02	2,68E-05	-1,17E-08	423.493678	3666.28605	1907578.84
Total							2829677.35

Panas kompresi gas + panas input = panas output

Panas kompresi gas = panas output – panas input

$$= 2829677.35 - 112039.888$$

$$= 2717637.5 \text{ kJ}$$

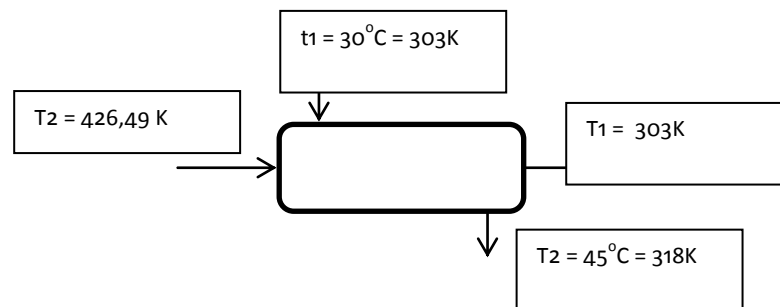
Tabel 8.4. Panas stage 1

Komponen	masuk, kJ	Keluar, KJ
O ₂	36134.3247	922098.509
N ₂	75905.5637	1907578.84
Kompresi	2717637.5	0
Total	2829677.35	2829677.35

2. *Intercoolerstage 1*

Fungsi : menurunkan suhu gas keluar kompresor stage 1 sebelum masuk

ke stage 2



Gambar 8.2. Skema untuk *intercooler* stage 1

Panas gas masuk = panas gas keluar kompresor *stage1*

$$= 2829677.35 \text{ kJ}$$

Tabel 8.4. Panas keluar *intercooler* 1

Komp	A	B	C	D	T (K)	$\int C_p.dT$	ΔH (KJoule)
O2	28,106	-3,68E-06	1,75E-05	-1,07E-08	303,00	146,9583	36134.3247
N2	31,15	-1,36E-02	2,68E-05	-1,17E-08	303,00	145,8873	75905.5637
Total							112039.888

Panas yang diserap pendingin = Panas gas keluar – panas gas masuk

$$= 112039.888 - 2829677.35$$

$$= -2727637.465 \text{ kJ}$$

Air pendingin yang digunakan masuk pada suhu 30°C dan keluar

pada 45°C

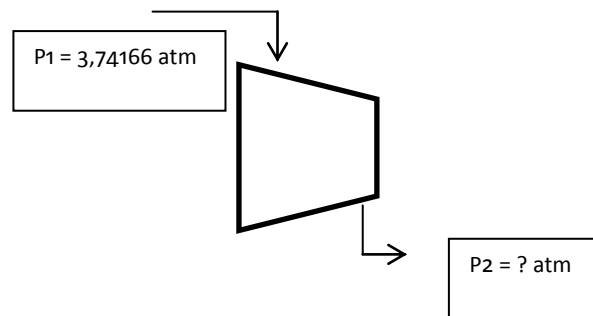
$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q_c}{C_p (t_2 - t_1)} \\
 &= \frac{2727637.465 \text{ kJ}}{4,186 \text{ kJ/kg.K (318-303)K}} \\
 &= 43281.3786 \text{ Kg}
 \end{aligned}$$

Tabel 8.5. Panas intercooler stage 1

Komponen	masuk, kJ	Keluar, KJ
O2	922098.509	36134.3247
N2	1907578.84	75905.5637
pendingin	-	112039.888

Total	2829677.35	224079.7769
-------	------------	-------------

3. Kompresor *stage 2*



Gambar 8.3. Skema untuk kompresor stage 2

Tekanan gas masuk, P_1 = 3.74166 atm

Tekanan gas keluar, P_2 = Rasio kompresi x P_1

$$= 3.74166 \times 3.74166 \text{ atm}$$

$$= 14,8 \text{ atm}$$

Suhu keluar stage 1, T_2 :

$$T_2 = T_1 \times \frac{P_2^{(k-1)/k}}{P_1}$$

$$= 303 \times \frac{14}{3.74166}^{(1,34-1)/1,34}$$

$$= 423.494 \text{ K}$$

$$= 150.494 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Kerja kompresor:

$$\begin{aligned} W_s &= \frac{k}{k-1} \frac{R \times T_1}{BM} \left[\frac{P_2}{P_1}^{(k-1)/k} - 1 \right] \\ &= \frac{1,34}{1,34-1} \frac{8,34 \times 303}{28,84} \left[\frac{3.74166}{1}^{(1,34-1)/1,34} - 1 \right] \\ &= 1.369 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Efisiensi kompresor = 85 %

Power kompresor:

$$\begin{aligned} P &= \frac{W_s \times m}{\eta} \\ &= \frac{1.369 \text{ kJ/kg} \times 5.27621 \text{ kg/s}}{0,85} \\ &= 8.49783 \text{ kW} \\ &= 11.3871 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor = 90%

Motor kompresor, BHP:

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{P}{\eta} \\
 &= \frac{11.3871}{0,9} \\
 &= 12.6523 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Sehingga digunakan power kompresor = 13 HP

Perhitungan panas kompresor *stage 2*

Tabel 8.6. panas Input stage 2

Komp	A	B	C	D	T (K)	$\int C_p.dT$	ΔH (KJoule)
O ₂	28,106	-3,68E-06	1,75E-05	-1,07E-08	303	146,9583	36134.3247
N ₂	31,15	-1,36E-02	2,68E-05	-1,17E-08	303	145,8873	75905.5637
Total							112039.888

Tabel.8.7. Panas Output stage 2

Komp	A	B	C	D	T (K)	$\int C_p.dT$	ΔH (KJoule)
O ₂	28,106	-3,68E-06	1,75E-05	-1,07E-08	423.493678	3750.1746	922098.509
N ₂	31,15	-1,36E-02	2,68E-05	-1,17E-08	423.493678	3666.2861	1907578.84
Total							2829677.35

Panas kompresi gas + panas input = panas output

$$\begin{aligned}
 \text{Panas kompresi gas} &= \text{panas output} - \text{panas input} \\
 &= 2829677.35 - 112039.888 \\
 &= 2727637 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Panas yang diserap pendingin = Panas gas keluar – panas gas masuk

$$= 112039.888 - 2829677.35$$

$$= -2717637.465 \text{ kJ}$$

Air pendingin yang digunakan masuk pada suhu 30°C dan keluar

pada 45°C

$$m = \frac{Q_c}{C_p (t_2 - t_1)}$$

$$= \frac{2717637.465 \text{ kJ}}{4,186 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} (318 - 303) \text{K}}$$

$$= 43281.37386 \text{ Kg}$$

Tabel 8.9. Panas intercooler stage 2

Komponen	masuk, kJ	Keluar, Kj
O ₂	922098.509	335894,816
N ₂	1907578.84	1433594,71
pendingin	-	112039.888
Total	2829677.35	224079.7769

Tabel.8.10. Spesifikasi *Compressor* (CP-101)

Alat	<i>Compressor</i>
Kode	CP-301
Fungsi	Menaikkan tekanan udara sebelum masuk ke <i>reactor</i> (RE-201)
Bentuk	<i>Multi stage compressor</i>
Jumlah <i>Stage</i>	<i>2 stage</i>
Kondisi Operasi	T = 30°C
	P = 14,8 atm
Power	<i>13 hp</i> tiap <i>stage</i>
Jumlah	1

9. *Flash Drum* (FD-301)

Fungsi : Menurunkan tekanan dan memisahkan fasa uap dan fasa cair keluaran *reactor*

Jenis : Tangki silinder vertical

Kondisi Operasi : $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 210 \text{ }^{\circ}\text{C}$

A. Neraca Massa *Flash Drum* (FD-301)

1. Komposisi Aliran Liquid

Tabel C.9.1 Komposisi aliran liquid

Komponen	Massa (kg/jam)	w_i	$\rho_i \text{ (kg/m}^3\text{)}$	w_i/ρ_i
C ₈ H ₁₀	201,3786	0,0259	673,5044	0,000039
CH ₃ COOH	24,1012	0,0031	809,5728	0,000004
HBr	1,5711	0,0002	809,5728	0,000000
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,5036	0,0001	809,5728	0,000000
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,4407	0,0001	809,5728	0,000000

C8H6O4	7.499,9847	0,9664	1.674,7488	0,000577
H2O	32,9853	0,0043	832,3078	0,000005
Total	7.760,9653	1,0000		0,000625

2. Menentukan Densitas *Mother Liquor*

Tabel C.9.2 Komposisi aliran uap

Komponen	Massa (kg/jam)	W_i	BM	Mol (kmol/jam)	Y_i	$Y_i \cdot BM$
C8H10	2.963,7955	0,5299	106	27,9603	0,1945	20,6170
CH3COOH	693,5288	0,1240	60	11,5588	0,0804	4,8244
HBr	45,2102	0,0081	81	0,5582	0,0039	0,3145
(CH3COO)2Co	14,4920	0,0026	176	0,0823	0,0006	0,1008
(CH3COO)2Mn	12,6809	0,0023	173	0,0733	0,0005	0,0882
C8H6O4	0,0153	0,0000	166	0,0001	0,0000	0,0001
H2O	1.863,3994	0,3332	18	103,5222	0,7201	12,9623
Total	5.593,1221	1,0000		143,7552	1,0000	38,9073

B. Perhitungan Design

1. Menentukan laju alir umpan dan densitas

Input

Umpan = campuran uap dan liquid
= 13.354,0874 kg/jam

W_v = vapor flowrate

$$= 5.593,1221 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,4258 \text{ lb/s}$$

$$\rho_v = \frac{\sum y_i \cdot BM \times P}{R \times T}$$

$$= 0,9812 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,0613 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_1 = \text{liquid flowrate}$$

$$= 7.760,9653 \text{ kg/jam}$$

$$= 4,75366 \text{ lb/s}$$

$$\rho_l = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho}}$$

$$= 1.600,2703 \text{ kg/m}^3$$

$$= 99,9224 \text{ lb/ft}^3$$

2. Menghitung Faktor Pemisahan Uap-Cair (F_{LV})

$$F_{LV} = \left(\frac{W_L}{W_V} \right) \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{Evans, 1979})$$

$$= 0,0344$$

3. Menghitung Kecepatan Uap Maksimum ($U_{V\text{maks}}$)

Untuk mengetahui hubungan F_{LV} terhadap K_v , dari figure 5.1 Evans, 1979 didapat K_v sebesar 0,300

$$\begin{aligned} U_{Vmaks} &= K_v \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \\ &= 12,1120 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

4. Menghitung Debit Uap (Q_v)

$$\begin{aligned} Q_v &= \frac{W_v}{\rho_v} \\ &= 55,9179 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

5. Menghitung Luas Penampang dan Diameter Minimum

$$A_{\min} = \frac{Q_v}{U_{vmaks}} \quad (\text{Evans, 1979})$$

$$= 4,6167 \text{ ft}^2$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\min}}{\pi}} \quad (\text{Evans, 1979})$$

$$= 2,9406 \text{ ft} = 35,2872 \text{ in}$$

6. Menghitung Debit Cairan (Q_L)

$$\begin{aligned} Q_L &= \frac{W_L}{\rho_L} \\ &= 0,0476 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

7. Menghitung Volume Cairan Dalam Tangki

Dengan t_{hold} (*holding time*) = 5 menit (300s), maka :

$$\begin{aligned} V_L &= Q_L \cdot t_{\text{hold}} \\ &= 14,2719 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

8. Menentukan Tinggi Vapor (H_V) dan Tinggi Liquid (H_L)

- Tinggi vapor (H_V)

$$H_V = H_V \text{ minimum} = 96 \text{ in} = 8 \text{ ft}$$

- Tinggi liquid (H_L)

$$\begin{aligned} H_L &= V_L \frac{4}{\pi \cdot D^2} \\ &= 2,1025 \text{ ft} = 25,2301 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi tinggi total separator (H),

$$H = H_L + H_V = 8 + 2,1025 = 10,1025 \text{ ft} = 121,2301 \text{ in}$$

9. Cek Geometri

Jika $3 < \frac{W_L}{\rho_L} < 5$, maka desain separator sudah benar

$$\frac{H}{D} = 3,4355 \text{ (memenuhi)}$$

10. Menghitung Volume Shell

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= \frac{\pi}{4} D^2 H \\ &= 68,5760 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

11. Menghitung Tebal Dinding *Shell*

Untuk menghitung tebal dinding *shell* menggunakan persamaan :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Brownell, Young, 1959, Pers. 13.1, hal. 254})$$

Keterangan :

t_s = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan dalam tangki (psi) ($1,2 \times P_{ops} = 17,635$ psi)

f = *Allowable stress* material *Stainless Steel* SS-316 (12.750 psi)

r_i = Jari-jari dalam storage (in)

E = Efisiensi pengelasan (75 % (*single welded butt joint*))

c = Faktor korosi (0,125 in)

((Brownell, Young, 1959, Tabel. 13.1, hal. 251, Tabel. 13.2, hal. 254) &
(Peter, Timmerhaus, 2002, Tabel. 3.1., hal. 82))

$t_s = 0,335$ in

digunakan tebal standar = $3/8$ in = 0,375 in

(Brownell, Young, 1959, Tabel 5.7, hal. 91)

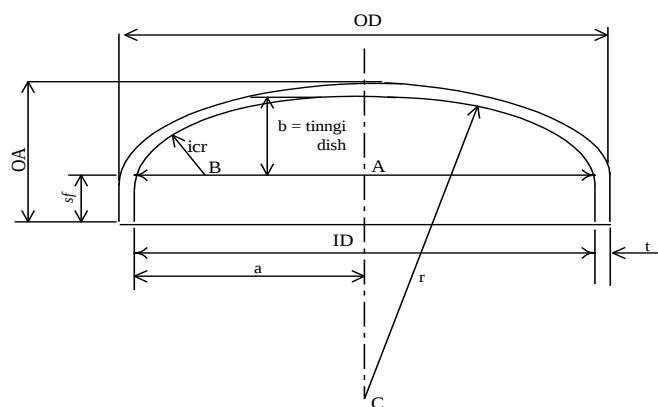
12. Desain *Head & Bottom*

Bentuk *head & bottom* yang digunakan adalah *torispherical flanged and dished head*. Jenis *head* ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperatur di dalam tangki sehingga mengakibatkan naiknya tekanan dalam

tangki, karena naiknya temperatur lingkungan menjadi lebih dari 1 atm.

Untuk *torispherical*

flanged dan dished head, mempunyai rentang *allowable pressuse* antara 15 psig (1,0207 atm) sampai dengan 200 psig (13,6092 atm) (Brownell and Young, 1959).



Gambar C.9.1. *Torispherical flanged and dished head.*

• Menghitung *tebal head minimum*

Menentukan nilai *stress intensification* untuk *torispherical dished head* dengan menggunakan persamaan (Brownell and Young, 1959):

$$w = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 258})$$

Diketahui :

Untuk ukuran OD = 36,037,5 in — dipilih OD terdekat = 36 in, sehingga :

Inside Corner Radius (icr) standar = 36 in

Jari-Jari *Crown* (r_c) standar = 2,25 in

(Brownell, Young, 1959, Tabel 5.7, hal. 91)

Maka :

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) = 1,75 \text{ in}$$

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan (Brownell and Young, 1959: 258):

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0,2P} + C$$

$$= 0,387 \text{ in (dipakai plat standar 7/16 in)}$$

Untuk $t_h = 7/16 \text{ in}$, Dari Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959) diperoleh:

$$sf = 1,5 - 3,5 \text{ in}$$

Direkomendasikan nilai $sf = 3 \text{ in}$

Keterangan :

t_h = Tebal *head* (in)

P = Tekanan desain (psi)

r_c = *Radius knuckle*, in

icr = *Inside corner radius* (in)

w = *stress-intensification factor*

E = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

Depth of dish (b) (Brownell and Young, 1959.hal.87)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$= 5,965 \text{ in}$$

Tinggi Head (OA)

$$OA = th + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959:87})$$

$$= 9,403 \text{ in} = 0,784 \text{ ft} = 0,239 \text{ m}$$

Tinggi Total Tangki FD-301

$$H_{\text{total}} = H + (2 \times OA)$$

$$= 140,035 \text{ in}$$

$$= 11,669 \text{ ft}$$

$$= 3,557 \text{ m}$$

Tabel. C.9.3. Spesifikasi *Flash Drum* (FD-301)

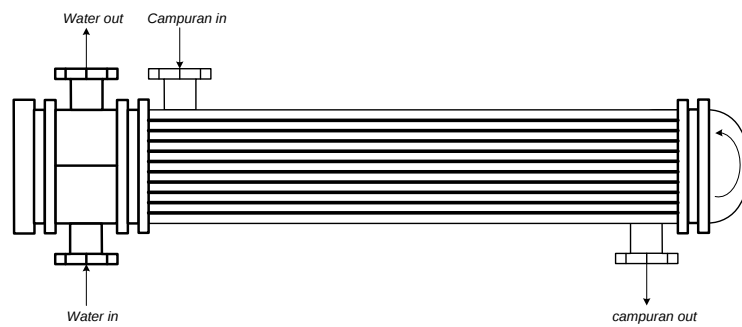
Alat	<i>Flash Drum</i>
Kode	FD-301
Fungsi	Menurunkan tekanan dan memisahkan fasa uap dan fasa cair keluaran <i>reactor</i>
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar (<i>bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i> .
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 36 ft Tinggi <i>shell</i> (H) = 10,10 ft Tebal <i>shell</i> (t_s) = $3/8$ in = 0,375 in Tinggi <i>head</i> dan <i>bottom</i> = 0,784 ft Tebal <i>head</i> = $7/16$ in Tinggi total = 12 ft
Tekanan Desain	17,635 psi
Bahan	<i>Stainless Steel SS-316</i>
Jumlah	1

10. Condensor (CD-201)

Fungsi : Mengembunkan sebagian uap yang keluar dari *reactor* (RE-201)

Kode alat: CD-201

Jenis : *Shell and tube condensor*

gambar 10.1. *shell & tube condensor*

Dari pehitungan neraca massa:

Tabel.10.1. Neraca massa masuk *condenser* (CD-201)

Komponen	massa Kg/jam	BM Kg/Kmol	mol (Kmol/jam)
C_8H_{10}	187.24	106.00	1.77
CH_3COOH	32.37	60.00	0.54
HBr	0.09	81.00	0.00
$(CH_3COO)_2Co$	0.00	176.00	0.00
$(CH_3COO)_2Mn$	0.00	173.00	0.00
O_2	88.52	32.00	2.77
N_2	14568.48	28.00	520.30
$C_8H_6O_4$	0.00	166.00	0.00
H_2O	1594.14	18.00	88.56
total	16470.85		

Massa masuk = 16470.85 kg/jam
 = 36301.7448 lb/jam

A. Perhitungan neraca panas

Beban panas kondensor:

$$\begin{aligned} Q &= 3629506.019 \text{ kJ/jam} \\ &= 3411735.658 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \text{ mix} &= \sum x_i \cdot C_{p_i} \\ &= 8,14304 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

B. Menentukan jumlah air pendingin

- Suhu air pendingin masuk = $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$
- Suhu air pendingin keluar = $45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} C_p \text{ air pendingin} &= 1 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \\ &= 1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air pendingin (W}_a\text{)} &= \frac{Q_c}{C_p \times (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{3411735.658 \text{ Btu/jam}}{1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 27^\circ\text{F}} \\ &= 126360.5799 \text{ lb/jam} \\ &= 57241.3427 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

C. Menentukan ΔT_{LMTD}

- Suhu umpan masuk kondensor, T_1 = $210^\circ\text{C} = 410^\circ\text{F}$
- Suhu umpan keluar kondensor, T_2 = $107^\circ\text{C} = 224^\circ\text{F}$
- Suhu air pendingin masuk = $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$
- Suhu air pendingin keluar = $45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$

Tabel 10.2. Data perbedaan temperatur pada CD-201

Hot (°F)		Cold (°F)	Difference (°F)
410	Higher	113	297
224	Lower	86	138
186	Difference	27	159

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{159}{\ln \left(\frac{297}{138} \right)}$$

$$= 207,4422 \text{ } ^\circ\text{F}$$

D. Overall heat transfer koefisien

medium organik, range $U_d = 50\text{-}125$ (tabel 8 kern)

Dipilih perancangan $U_d = 50 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

E. Luas transfer panas (A)

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

$$= \frac{3411735.658 \text{ Btu/jam}}{50 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 207,4422 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 219.8962 \text{ ft}^2$$

F. Pemilihan pipa (tabel 10 kern)

Tabel.10.3. Spesifikasi pipa

Tube		Shell	
OD	3/4 in	ID	13.25 in
ID	0.482 in	Passes	1
BWG	10 ft		
at	0,182 in		
ao	0,1963		
Sch no	40		
Passes	2		

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah pipa (Nt)} &= \frac{A}{L \times a_o} \\
 &= \frac{219.8962 \text{ ft}^2}{10 \text{ ft} \times 0.1963} \\
 &= 112.0205 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Standarisasi jumlah pipa = 114 pipa (tabel 9 kern)

$$\begin{aligned}
 \text{Ud terkoreksi} &= \frac{Q_c}{L \times a_o \times Nt \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{3411735.658 \text{ Btu/jam}}{10 \text{ ft} \times 0.1963 \times 114 \times 207,4422^\circ\text{F}} \\
 &= 49.13 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A \text{ terkoreksi} &= \frac{Q_c}{\text{Ud terkoreksi} \times \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{3411735.658 \text{ Btu/jam}}{49.13 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 207,4422^\circ\text{F}} \\
 &= 223.782 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Perhitungan tube side (water)

1. Luas perpipaan (at')

$$at' = \frac{Nt \times at}{144 n} \quad (\text{persamaan 7.48 kern})$$

$$= \frac{114 \times 0,182 \text{ in}^2}{144 \times 2}$$

$$= 0.072 \text{ ft}^2$$

2. Kecepatan massa air pendingin (Gt)

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W_a}{a_t} \\ &= \frac{126360.5799 \text{ lb/jam}}{0.072 \text{ ft}^2} \\ &= 1753993.012 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

3. T average tube = t_a

$$\begin{aligned} t_a &= \frac{t_1 + t_2}{2} \\ &= \frac{30^\circ\text{F} + 45^\circ\text{F}}{2} \\ &= 37,5^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Sifat fisik untuk air pada $t_a = 37,5^\circ\text{C}$

$$\mu = 0,6654 \text{ cp} = 1,61027 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\rho = 1,0138 \text{ kg/L} = 63,2611 \text{ lb/ft}^3$$

$$k = 0,36117 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

4. Kecepatan linier air pendingin

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{G_t}{3600 \times \rho} \\ &= \frac{1753993.012 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \times 63,2611 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2,2801 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

5. Harga Reynold

$$ID = 0.482 \text{ in} = 0.040167 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Re}(t) &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \quad (\text{persamaan 7.3 kern}) \\
 &= \frac{0.040167 \text{ ft} \times 1753993.012 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,61027 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 43751.75601
 \end{aligned}$$

Dari figure 25 kern, pada $V_t = 7.7017334 \text{ ft/s}$ pada $T = 37,5^\circ\text{C} = 99,5^\circ\text{F}$

Didapatkan heat transfer koefisien (h_i) = $600 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga } h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 600 \times \frac{0.040167}{0,0625} \\
 &= 385.6 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Phitungan shell side (hot fluid)

1. Jarak baffle (B)

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{ID \text{ shell}}{2} \\
 &= \frac{13.25}{2} \\
 &= 6.6 \text{ in}
 \end{aligned}$$

2. Luas flow area (as)

Diketahui $P_t = 0.9375$ in triangular pitch

$$as = \frac{ID \text{ shell} \times C' \times B}{144 P_t}$$

dimana $C' = 13.25 - 1 = 12.25 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{12 \times 12.25 \times 6.6}{144 \times 0.9375} \\
 &= 0.564 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

3. Kecepatan aliran pada shell

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{F_v}{a_s} \\
 &= \frac{36301.7448 \text{ lb/jam}}{0.564 \text{ ft}^2} \\
 &= 64412.1833 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 G'' &= \frac{F_v}{L \times Nt^{2/3}} \\
 &= \frac{36301.7448 \text{ lb/jam}}{10 \times 114^{2/3}} \\
 &= 154.4037 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi } h_o = 200 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dari hitungan tube, } h_{io} = 385.6 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 t_w &= t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (t_v - t_a) \\
 &= 99,5 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{200 \text{ lb/jam.ft}^2}{385.6 + 200 \text{ lb/jam.ft}^2} (200 - 99,5) \\
 &= 205.5451 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 96.413 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_f &= \frac{T_v + T_w}{2} \\
 &= \frac{410 + 96.413}{2} \\
 &= 307.7725 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan Carl L. Yaws, didapat:

- Densitas = 0,76 kg/L = 47,424 lb/ft³
- Viskositas = 0,94 cp = 2,2748 lb/ft.jam

- Thermal konduktivty = 0,099 Btu/jam.ft
- Kapasitas panas = 0,15 Btu/lbm.°F
- Spesific grafity = 1,2

Dari grafik 12.9 Kern didapat $h_o = 190 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

$h_o \text{ trial} \approx h_o \text{ hitung}$, (memenuhi)

Clean overall koefisien (U_c)

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{385.6 \times 190}{385.6 + 190} \\
 &= 127.2828 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotor:

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\
 &= \frac{127.2828 - 49.13}{127.2828 \times 49.13} \\
 &= 0,012497
 \end{aligned}$$

$R_d > R_d \text{ hitung} = 0,0003$

Menghitung Pressure drop (ΔP)

Pipa (air pendingin)

Untuk $Re = 39511,22729$

Pada figure 26 kern, didapatkan faktor friksi (f) = 0,000092 ft^2/in

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s *} \\ &= \frac{0,000092 \times 1753993,012^2 \times 10 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,040167 \times 1} \\ &= 2.69 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= \frac{4 \times n \times V^2}{s \times 2 \times g'} \\ &= \frac{4 \times 2 \times 7.701733^2}{1 \times 2 \times 32,2} \\ &= 7.368 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_{\text{tube}} &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 2.69 + 7.368 = 10.058 \text{ psi}\end{aligned}$$

Shell (hot fluid)

Data fisik umpan pada $T = 93,5^\circ\text{C}$ berdasarkan Carl L Yaws.

- Densitas = $0,82 \text{ kg/L} = 51,168 \text{ lb/ft}^3$
- Viskositas = $0,74 \text{ cp} = 1,7908 \text{ lb/ft.jam}$
- Thermal konduktivitas = $0,092 \text{ Btu/jam.ft}$
- Kapasitas panas = $8,14304 \text{ Btu/lbm.}^\circ\text{F}$

Nilai Reynold:

$$\text{Re} = \frac{De \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{(13.25 - 0.75) \times \frac{1}{12} \times 64412.1833}{1.7908}$$

$$= 37467.06739$$

Dari figure 29, didapat $f=0,001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

Number of crosses:

$$N+1 = 12 \times (L/B)$$

$$= 12 \times (10/6.625)$$

$$= 18 \text{ crosses}$$

$$S = \frac{\rho_{\text{umpan}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$= \frac{51,168}{62,5}$$

$$= 0,81869$$

$$\Delta P_{\text{shell}} = \frac{f \times G s^2 \times D s \times (N + 1)}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times D e \times s} \text{ (pers 12.74 kern)}$$

$$= \frac{0,001 \times 64412.1833^2 \times 13.25/12 \times 18}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 13.25 \times 0,8187}$$

$$= 7.33 \times 10^{-5} \text{ psi}$$

$\Delta P_{\text{shell}} < \Delta P_{\text{shell allowable}} (10 \text{ psi})$, sehingga ΔP_{shell} bisa diterima.

Tabel 10.4. Spesifikasi *condenser* (CD-201)

Alat : Condensor

Kode : CD-201

Fungsi : Mengembunkan sebagian uap yang keluar dari *reactor* (RE-201).

Bentuk : Shell and Tube Heat Exchanger

Dimensi	: Shell	Tube
ID	13,2500 in	Number 114
Baffle space	6,6000 in	Length 10,0000 ft
Passes	1	OD 0,7500 in
Δt	207,4422 F	
A	223.782 ft ²	
Uc	127.2828 Btu/hr.ft ² .oF	
Ud	49.13 Btu/jam.ft ² oF	
Rd	0,0125	

Bahan : Carbon Steel SA 212 Grade A

Jumlah : 1 buah

10. Centrifuge (CF-301)

Fungsi : Memisahkan padatan *terephthalic acid* dari air dan impurities lainnya

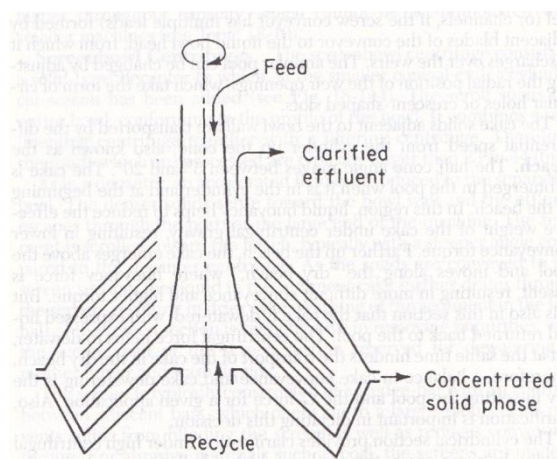
Tipe : *nozzle discharge disk centrifuge*

Bentuk : Silinder tegak, alas ellipsoidal, dan tutup ellipsoidal

Dasar Pemilihan : - Untuk pemisahan padatan halus berukuran $< 150 \mu\text{m}$
(Figure 10.16, Coulson, Vol 6:320)

Kondisi Operasi:

$P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 85^\circ\text{C}$



Gambar C.11.1 *Nozzle discharge disk centrifuge*

C. Menentukan Densitas Campuran Umpan

Persamaan untuk menghitung densitas campuran (ρ_{campuran}) adalah sebagai berikut:

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}} \quad (\text{Coulson, Richardson, Vol.6}^{\text{th}}, 1983, \text{Hal. 238})$$

Tabel C.11.1 Aliran Umpan

Komponen	Massa (kg/jam)	w_i	ρ_i (kg/m ³)	w_i/ρ_i
C8H10	201,3786	0,0237	827,4579	0,00002859
CH3COOH	24,1012	0,0028	1.005,8709	0,00000282
HBr	1,5711	0,0002	1.005,8709	0,00000018
(CH3COO)2Co	0,5036	0,0001	1.005,8709	0,00000006
(CH3COO)2Mn	0,4407	0,0001	1.005,8709	0,00000005
C8H6O4	7.499,9847	0,8812	1.835,0699	0,00048021
H2O	782,9838	0,0920	994,8173	0,00009248
Total	8.510,9638	1,0000		0,00060439

$$\rho_{\text{feed}} = 1.654,5664 \text{ kg/m}^3$$

Laju alir volumetrik :

$$Q_{\text{feed}} = \frac{F}{\rho}$$

$$= \frac{8.510,9638 \text{ kg/jam}}{1.654,5664 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 5,1439 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$= 22,6478 \text{ gal/menit} = 1,429 \cdot 10^3 \frac{\text{cm}^3}{\text{s}}$$

D. Menentukan Densitas *Mother Liquor*

Tabel C.11.2 Aliran *Mother Liquor*

Komponen	Massa (kg/jam)	w _i	ρ _i (kg/m ³)	w _i / ρ _i
C ₈ H ₁₀	201,3786	0,4674	827,4579	0,00056491
CH ₃ COOH	24,1012	0,0559	1.005,8709	0,00005562
HBr	1,5711	0,0036	1.005,8709	0,00000363
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,5036	0,0012	1.005,8709	0,00000116
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,4407	0,0010	1.005,8709	0,00000102
H ₂ O	404,1967	0,9382	994,8173	0,00094311
Total	430,8133	1,0000		0,00100453

$$\rho_{M.Liquor} = 995,4932 \text{ kg/m}^3$$

E. Menentukan Densitas Produk

Tabel C.11.3 Aliran Produk

Komponen	Massa (kg/jam)	w _i	ρ _i (kg/m ³)	w _i / ρ _i
C ₈ H ₆ O ₄	7.499,9847	0,9519	1.835,0699	0,00051874
H ₂ O	378,7871	0,0481	994,8173	0,00004833
Total	7.878,7718	1,0000		0,00056707

$$\rho_{\text{produk}} = 1.763,4607 \text{ kg/m}^3$$

F. Menghitung Kecepatan Terminal *Heavy Liquid* (U_g)

$$U_g = \frac{\Delta\rho \cdot d_s^2 \cdot g}{18\mu}$$

(Coulson, Richardson, Vol.6th, 1983, Pers. 10.2, Hal. 323)

d_s = diameter partikel padatan = $100 \mu\text{m} = 0,01 \text{ cm}$

g = percepatan gravitasi = 981 cm/s^2

μ_{feed} = viskositas cairan = $1,024 \text{ cp}$

$\Delta\rho$ = densitas produk – densitas *mother liquor*

$$= 767,9674 \text{ kg/m}^3 = 0,7680 \text{ g/cm}^3$$

Maka,

$$U_g = 8,7251 \times 10^{-4} \text{ cm/s}$$

G. Menentukan Laju Volumetrik Umpan terhadap Luas Centrifuges (Q/Σ) dan Pemilihan Jenis *Centrifuges*

Berdasarkan Pers. 10.1 dan 10.2, Hal. 323, Coulson, Richardson, Vol. 6th, 1983, didapatkan persamaan untuk menghitung (Q/Σ) yaitu:

$$\begin{aligned} \frac{Q_{feed}}{\Sigma} &= 2 \times U_g \\ &= 1,745 \times 10^{-4} \text{ m/s} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel. 10.6, Hal. 324, Coulson, Richardson, Vol. 6th, 1983, untuk Q_{feed} sebesar $5,1439 \text{ m}^3/\text{jam}$ pada Q/Σ sebesar $1,7 \times 10^{-4} \text{ cm/s}$ digunakan tipe *scroll discharge Centrifuges*.

Berdasarkan tipe centrifuges yang dipilih, berdasarkan Tabel. 18-11, Hal. 18-112, Perry's, Ed. 7th, 1999, didapatkan spesifikasi *nozzle discharge Centrifuges*, antara lain :

Tipe = *Nozzle discharge disk centrifuge*

Bowl Diameter = 16 in

Speed = 6.250 rpm

Max centrifugal force = 8.900

Throughput = 10-40 gpm

Power = 20 hp

Tabel 11.4. Spesifikasi *Centrifuge* (CF-301)

Alat	<i>Centrifuge</i>
Kode	CF-301
Fungsi	Memisahkan padatan <i>terephthalic acid</i> dari air dan impuritis lainnya
Tipe	<i>Nozzle discharge disk centrifuge</i>
Bentuk	Silinder tegak, alas ellipsoidal, dan tutup ellipsoidal
Dimensi	<i>Bowl Diameter</i> = 36 ft
	<i>Throughput</i> = 10 – 40 gpm
	<i>Speed</i> = 6250 rpm
	<i>Power</i> = 20 hp
Jumlah	1

12. Rotary Dryer (RD-301)

Nama alat : Rotary Dryer

Kode alat : (RD-201)

Fungsi : Mengeringkan *terephthalic acid*

Dari neraca panas diketahui data sebagai berikut:

T_1 = Temperatur umpan

$$= 210^{\circ}\text{C} = 410^{\circ}\text{F}$$

T_2 = Temperatur produk

$$= 122.2^{\circ}\text{C} = 251.96^{\circ}\text{F}$$

T_{G1} = Temperatur udara masuk

$$= 156^{\circ}\text{C} = 312.8^{\circ}\text{F}$$

T_{G2} = Temperatur udara keluar

$$= 88.29^{\circ}\text{C} = 190.2^{\circ}\text{F}$$

T_w = Temperatur bola basah di dalam *dryer*

$$= 82^{\circ}\text{C} = 179.6^{\circ}\text{F}$$

1. Menentukan luas penampang dan diameter *rotary dryer*

$$\text{Jumlah udara masuk (m}_G\text{)} = 136097,569 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$$

$$\text{Kecepatan } \textit{superficial} \text{ udara (G'}_G\text{)} = 630 \frac{\text{lb}}{\text{jam. ft}^2}$$

$$(\text{Range } 369 - 3687 \frac{\text{lb}}{\text{jam. ft}^2}, \text{ Perry's } 7^{\text{ed}}, \text{ hal 12-55})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang rotary dryer (S)} &= \frac{m_G}{G'_G} \\
 &= \frac{136097.569 \frac{lb}{jam}}{630 \frac{lb}{jam \cdot ft^2}} = 216,028 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Diketahui bahwa hubungan antara luas penampang *rotary dryer* dengan diameter *rotary dryer* adalah sebagai berikut:

$$(S) = \frac{\Pi}{4} \times D^2,$$

$$\begin{aligned}
 \text{maka diameter rotary dryer (D)} &= \sqrt{\frac{4 \times S}{\Pi}} \\
 &= \sqrt{\frac{4 \times 216.028}{3.14}} \\
 &= 11,589 \text{ ft} = 3,532 \text{ m}
 \end{aligned}$$

2. Menentukan koefisien perpindahan panas volumetrik

$$U_a = \frac{0,5 \times G'_G{}^{0,67}}{D}, \text{ (Mc-Cabe, Pers. 25-28, hal 274)}$$

Keterangan:

$$U_a = \text{Koefisien perpindahan panas volumetrik, } \frac{BTU}{ft^3 \cdot jam \cdot ^\circ F}$$

$$G'_G = \text{Kecepatan superficial udara, } \frac{lb}{jam.ft^2}$$

$$D = \text{Diameter rotary dryer, ft}$$

$$U_a = \frac{0,5 \times 630^{0,67}}{11,589}$$

$$= 2,263 \frac{BTU}{ft^3 \cdot jam.^{\circ}F}$$

3. Menentukan panjang rotary dryer

$$LMTD (\Delta T)_m = \frac{(T_{G1} - T_w) - (T_{G2} - T_w)}{\ln \frac{(T_{G1} - T_w)}{(T_{G2} - T_w)}} \text{ (Mc-Cabe, pers 25.7, hal 255)}$$

$$= \frac{(312.8 - 179.6) - (190.92 - 179.6)}{\ln \frac{(312.8 - 179.6)}{(190.92 - 179.6)}}$$

$$= 49.439^{\circ}F$$

$$NTU = \frac{T_{G1} - T_{G2}}{(\Delta T)_m}, \text{ (Perry's 7}^{ed}, \text{ pers 12-54, hal 12-54)}$$

$$\text{Syarat NTU untuk rotary dryer} = 1,5 - 2,5 \text{ (Perry's 7}^{ed}, \text{ hal 12-54)}$$

$$NTU = \frac{312.8 - 190.92}{49.439}$$

$$= 2,46528 \text{ (memenuhi)}$$

$$L = NTU \times \frac{G' s}{Ua}, \text{ (Banchero, pers 10-18, hal 506)}$$

Keterangan:

L = Panjang *rotary dryer*, ft

G'_G = Kecepatan superficial udara, $\frac{lb}{jam. ft^2}$

s = Panas kelembaban, $\frac{BTU}{^\circ F .lb}$

Ua = Koefisien perpindahan panas volumetrik, $\frac{BTU}{ft^3 .jam. ^\circ F}$

$$\text{Sehingga } L = 2.46528 \times \frac{630 \frac{lb}{jam. ft^2} \times 0,252 \frac{BTU}{^\circ F .lb}}{2.263 \frac{BTU}{ft^3 .jam. ^\circ F}}$$

$$= 48,8129 \text{ ft} = 14,878 \text{ m}$$

Berdasarkan Perry's 7^{ed}, hal 12-54, diketahui bahwa syarat L/D untuk

rotary dryer adalah 4 – 10. Dengan menghitung rasio perbandingan

L/D tersebut, maka didapat:

$$\frac{L}{D} = \frac{48,8129}{11,589} = 4,212 \text{ (memenuhi)}$$

4. Menentukan putaran *rotary dryer* (N)

Untuk putaran *rotary dryer* : $N = 25/D - 35/D$, (Walas, hal 247).

Diambil nilai untuk putaran *rotary dryer* (N) = $30/D$, sehingga

$$N = \frac{30}{11.589}$$

$$= 2,59 \text{ rpm} \approx 3 \text{ rpm}$$

5. Menentukan waktu tinggal (θ)

$$\theta = 0,23 \left(\frac{L}{S \times N^{0,9} \times D} \right) + 0,6 \left(\frac{B \times L \times G}{F} \right)$$

(Perry's 7^{ed}, pers 12-55, hal 12-55)

Keterangan:

θ = Waktu tinggal, menit

L = Panjang *rotary dryer*, ft

S = *Slope/kemiringan rotary dryer*, ft/ft

($S = 0 - 8 \text{ cm/m}$, Perry's 7^{ed}, hal 12-56)

N = Putaran *rotary dryer*, rpm

D = Diameter *rotary dryer*, ft

B = Konstanta = $5 \times D_p^{-0,5}$

D_p = Diameter rata-rata partikel, μm (micronmeter)

G = Kecepatan *superficial gas*, $\frac{\text{lb}}{\text{jam. ft}^2}$

$$M = \text{Massa umpan masuk } \textit{rotary dryer}, \frac{lb}{jam}$$

$$A = \text{Luas penampang } \textit{rotary dryer}, ft^2$$

$$F = \frac{M}{A}, \frac{lb}{jam \cdot ft^2}$$

$$\theta = 0,23 \left(\frac{165.926}{0,06 \times 2^{0,9} \times 11.589} \right) + 0,6 \left(\frac{0,036 \times 165.926 \times 630}{80.405} \right)$$

$$= 48,81 \text{ menit}$$

$$= 0,81 \text{ jam}$$

6. Menentukan jumlah *flight* dan tinggi *flight*

Jenis *flight* : *radial flight*

Jumlah *flight* : $2,4 D - 3 D$, ($D = ft$, Perry's, ed.7th, hal.12-54)

Pada perhitungan ini, diambil jumlah *flight* 2,5 D, maka

$$\text{Jumlah } \textit{flight} = 2,5 \times 11,589$$

$$= 28.97 \text{ } \textit{flight}$$

$$= 29 \text{ } \textit{flight} \text{ (dalam 1 bagian keliling lingkaran)}$$

Berdasarkan Perry's ed.7th, hal.12-56, tinggi *flight* berkisar antara

$(D/12) - (D/8)$, dengan $D = \text{meter}$. Pada perhitungan ini diambil $D/8$,

$$\text{sehingga tinggi } flight = \frac{3,532}{8}$$

$$= 0,4415 \text{ m} = 1,448 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak antar } flight = \text{Keliling lingkaran} / \text{jumlah } flight$$

$$= 3,14 \times 11,589 / 29$$

$$= 1,24 \text{ ft} = 0,378 \text{ m}$$

7. Menentukan daya rotary dryer

Berdasarkan Perry's 7^{ed}, hal 12-56, jumlah total daya untuk fan, penggerak dryer dan conveyor umpan maupun produk berkisar antara $0,5D^2$ - $1,0D^2$ (kW).

Pada perhitungan ini, diambil total daya sebesar $0,5 D^2$, sehingga $P = 0,5 \times 16.589^2$

$$= 137.59 \text{ kW} = 184 \text{ hp}$$

Tabel. 12.1. Spesifikasi Rotary Dryer (RD-301)

Alat	Rotary Dryer	
Kode	RD-301	
Fungsi	Untuk mengeringkan <i>terephthalic acid</i>	
Tipe	Rotary Dryer	
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304	
Dimensi Dryer	Diameter	: 3,532 m (11,589 ft)
	Panjang	: 14,878 m (48,813 ft)
Dimensi Flight	Jenis Flight	: Radial
	Jumlah Flight	: 29

	Tinggi <i>Flight</i>	: 0,44 m (1,448 ft)
	Jarak Antar <i>Flight</i>	: 0,38 m (1,24 ft)
Waktu Tingga	48,813 menit (0,81 jam)	
Putaran <i>Dryer</i>	3 rpm	
Power	184 hp	

13. MENARA DISTILASI (DC-401)

Fungsi : Sebagai tempat untuk memisahkan asam aseat, air, katalis, paraxylen.

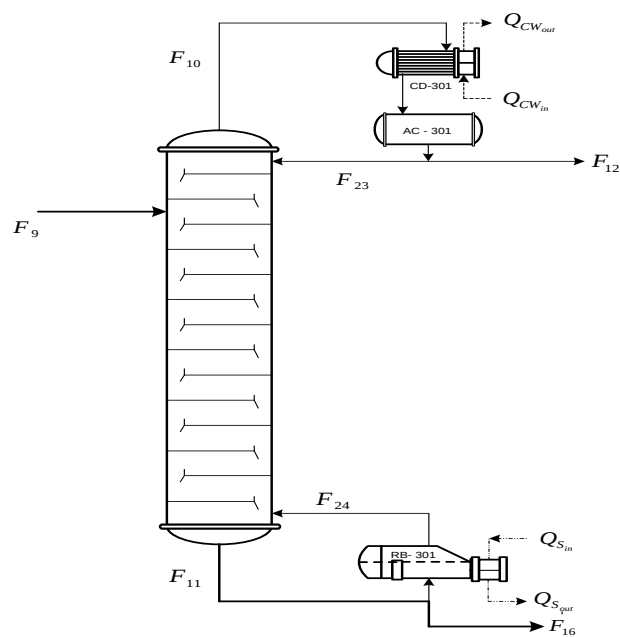
Jenis : *Plate tower* (menara distilasi dengan *Sieve Tray*)

Tekanan operasi : 1 atm

Temperatur operasi: - *Feed* : 105.37 °C (378.37K)

- *Top* : 100.020902 °C (373.170902 K)

- *Bottom* : 130.3630101 °C (403.5130101 K)



Gambar C.13.1 *distilation coloumns* (DC-401)

A. Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *tray column* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990).

Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan: (Coulson, Vol.6, 1983)

- 1) *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi
- 2) Lebih murah dibandingkan *bubble-cap* dan *valve tray*
- 3) Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan

Sieve tray merupakan jenis *tray* yang murah dan dapat digunakan untuk berbagai aplikasi. Sedangkan *valve tray* dan *bubble-cap tray* umumnya digunakan untuk aplikasi tertentu (Coulson, 1983).

B. Penentuan bahan konstruksi :

Dipilih bahan konstruksi jenis *Stainless Steel Grade SA-240 tipe 304* dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Mempunyai *allowable stress* yang besar,
2. Mempunyai struktur kuat dan cocok untuk pressure vessel

C. Perhitungan Neraca Massa dan Energi

a. Neraca Massa DC-301

Light key : air

Heavy key : asam asetat

Komponen tak terdistribusi: paraxylene dan asam terephthalate

Tabel C.13.1.Komposisi umpan:

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	xi
C ₈ H ₁₀	106.00	2963.79548 2	27.9603347 3	0.19449961 1
CH ₃ COOH	60.00	693.528839 7	11.558814	0.08040622
HBr	81.00	45.2102111	0.55815075 4	0.00388264 7
(CH ₃ COO) ₂ C	176.00	14.4919672	0.08234072	0.00057278

o		8	3	4
(CH ₃ COO) ₂ Mn	12.6808813	14.4919672	0.07329989	0.00050989
n	1	8	2	4
C ₈ H ₆ O ₄	166.00	12.6808813	9.21225E-05	6.40829E-07
H ₂ O	18.00	1863.39941	103.522189	0.72012820
total			143.755221	3
			7	1

Tabel C.13.2, Komposisi distilat

komponen	kmol/jam	yi
C ₈ H ₁₀	0	0
CH ₃ COOH	0.001155881	1.11665E-05
HBr	0	0
(CH ₃ COO) ₂ Co	0	0
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0	0
C ₈ H ₆ O ₄	0	0
H ₂ O	103.5118372	0.999988833
total	103.5129931	1

Table C.13.3. Komposisi *Bottom*

komponen	kmol/jam	xi
C ₈ H ₁₀	27.96033473	0.694800853
CH ₃ COOH	11.55765811	0.287202238
HBr	0.558150754	0.013869777
(CH ₃ COO) ₂ Co	0.082340723	0.002046127
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0.073299892	0.001821467
C ₈ H ₆ O ₄	9.21225E-05	2.2892E-06
H ₂ O	0.010352219	0.000257248
total	40.24222856	1

Tabel C.13.4. Neraca Massa DC-401

Komponen	BM	F (kg/jam)	D (kg/jam)	B (kg/jam)
C ₈ H ₁₀	106	2963.79548	0.00000	2963.79548
CH ₃ COOH	60	693.52884	0.06935	693.45949
HBr	81	45.21021	0.00000	45.21021
(CH ₃ COO) ₂ Co	176	14.49197	0.00000	14.49197
(CH ₃ COO) ₂ Mn	173	12.68088	0.00000	12.68088
C ₈ H ₆ O ₄	166	0.01529	0.00000	0.01529
H ₂ O	18	1863.39941	1863.21307	0.18634

Subtotal		1863.28242	3729.83966
Total	5593.12208	5593.12208	

D. Menentukan Kondisi Operasi MD-301

Umpan dalam kondisi cair jenuh. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu ditrial temperatur *bubble point feed* pada tekanan operasi 1 atm. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine:

$$\text{Persamaan Antoine : } \ln P_i^\circ = A - \left[\frac{B}{T + C} \right], \text{ dimana } P^\circ = \text{mmHg, } T = \text{K}$$

Tabel C.13.5 Data konstanta Antoine untuk masing-masing komponen :

Komponen	a	b	c
C ₈ H ₁₀	7.15471	1553.95	225.23
CH ₃ COOH	7.8152	1800.03	246.894
HBr	7.8152	1800.03	246.894
(CH ₃ COO) ₂ Co	7.8152	1800.03	246.894
(CH ₃ COO) ₂ Mn	7.8152	1800.03	246.894
C ₈ H ₆ O ₄	8.13159	3394.38	87.6035
H ₂ O	8.07131	1730.63	233.426

Sumber: Coulson, 2005

a. Menentukan Temperatur *Bubble Point Feed*

Pada keadaan *bubble point*, $\sum y_i = 1$. Dengan cara *trial* T pada tekanan 1 atm hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point feed*. Dari perhitungan didapat kondisi operasi umpan masuk DC-401 :

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 105.37 \text{ }^\circ\text{C} = 378.37 \text{ K}$$

Tabel C.13.6. Data hasil perhitungan *trial* $T_{bubble\ feed}$

Komponen	xi	Po (mmhg)	Ki	a	xi*a	yi
C8H10	0.1945	284.6537	0.37455	0.5611	0.1091	0.0728
CH3COOH	0.0804	507.3537	0.6676	1	0.0804	0.0537
HBr	0.0039	507.3537	0.6676	1	0.0039	0.0026
(CH3COO)2Co	0.0006	507.3537	0.6676	1	0.0006	0.0004
(CH3COO)2Mn	0.0005	507.3537	0.6676	1	0.0005	0.0003
C8H6O4	6.41E-07	3.481E-10	4.580E-13	6.861E-13	4.397E-19	2.935E-19
H2O	0.7201	918.6135	1.2087	1.8106	1.3039	0.8702
total	1				1.4984	1

b. Menentukan Temperatur *DEW Point* Distilat

Pada keadaan *dew point*, K (*Heavy key*) = $1 / \sum (y_i/a)$. Dengan cara *trial* T pada tekanan operasi 1 atm hingga K (*Heavy key*) = $1 / \sum (y_i/a)$, maka akan diperoleh temperatur *dew point* distilat. Dari perhitungan didapat kondisi produk distilat DC-401 :

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 100.020902 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (373.170902 K)}$$

Tabel C.13.7. Data hasil perhitungan *trial* T_{Dew} distilat

komponen	yi	Po (mmhg)	Ki	a (Ki/Khk)	yi/a	xi
C8H10	0	238.2395	0.3135	0.563	0	0
CH3COOH	1.117E-05	423.1762	0.5568	1	1.117E-05	0,00002
HBr	0	423.1762	0.5568	1	0	0
(CH3COO)2Co	0	423.1762	0.5568	1	0	0
(CH3COO)2Mn	0	423.1762	0.5568	1	0	0
C8H6O4	0	1.097E-10	1.444E-13	2.593E-13	0	0
H2O	0.99999	760.656	1.0009	1.7975	0.5563	0.99998
total	1				0.5563	1

c. Menentukan Temperatur *Bubble Point Bottom*

Pada keadaan *bubble point*, K (*Heavy key*) = $1 / \sum (x_i \times a_i)$. Dengan cara *trial T* pada tekanan operasi 1 atm hingga K (*Heavy key*) = $1 / \sum (x_i \times a_i)$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point bottom*. Dari perhitungan didapat kondisi produk distilat MD-301 :

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 130.36330101 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (403.5131010 K)}$$

Tabel.C.13.8. Data hasil perhitungan *trial T_{bubble bottom}* produk

komponen	x_i	P_o ; mmHg	K_i	a	$x_i \cdot a$	y_i
C ₈ H ₁₀	0.6948	609.0963	0.8014	0.5506	0.3826	0.5561
CH ₃ COOH	0.2872	1106.2095	1.4555	1	0.2872	0.4175
HBr	0.0139	1106.2095	1.4555	1	0.0139	0.0202
(CH ₃ COO) ₂ Co	0.0021	1106.2095	1.4555	1	0.0021	0.00297
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0.0018	1106.2095	1.4555	1	0.0018	0.0026
C ₈ H ₆ O ₄	2.289E-06	3.62E-08	4.77E-11	3.27E-11	7.49E-17	1.091E-16
H ₂ O	0.0003	2060.9833	2.7118	1.8632	0.0005	0.0007
total	1		9.3354	6.4137	0.688	1

E. Neraca Energi DC-401

a. Menghitung panas umpan

Kondisi umpan masuk :

$$T_{in} = T_{bubble \text{ point feed}} = 105.37^\circ\text{C} \text{ (378.37 K)}$$

T_{ref}

$$Q = n \times \int C_p dT$$

= 25

Perhitungan Q umpan dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel C.13.9. Perhitungan Q umpan DC-401

komponen	kmol/jam	$\int C_p \cdot dT$ (KJ/Kg.K)	$Q=n\int C_p dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	27.96	11563.32165	323314.3439
CH ₃ COOH	11.56	5559.989154	64266.88044
HBr	0.56	5559.99	3103.31214
(CH ₃ COO) ₂ Co	0.08	5559.99	457.8135279
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0.07	5559.99	407.5466044
C ₈ H ₆ O ₄	0.00	0.00	0
H ₂ O	103.52	2717.318039	281302.7128
total	143.76		672852.6094

b. Menghitung panas distilat

$$T_{(T \text{ dew distilat})} = 100.020902 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (373.170902 K)}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (298,15 K)}$$

Tabel C.13.10. Perhitungan Q distilat DC-401

komponen	kmol/jam	$\int C_p \cdot dT$ (KJ/Kg.K)	$Q=n\int C_p dT$ (KJ/jam)
C ₈ H ₁₀	0	10738.24285	0
CH ₃ COOH	0.00115588	5172.690846	5.979017134
HBr	0	5172.690846	0
(CH ₃ COO) ₂ Co	0	5172.690846	0
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0	5172.690846	0
C ₈ H ₆ O ₄	0	0	0
H ₂ O	103.511837	2539.923553	262912.1534
total			262918.1324

c. Menghitung panas liquid refluks

$$T_{(T \text{ dew distilat})} = 100.020902 \text{ }^{\circ}\text{C} (373.170902 \text{ K})$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} (298,15 \text{ K})$$

Tabel C.13.11 Perhitungan Q liquid refluks MD-301

komponen	kmol/jam	$\int C_p \cdot dT$ (KJ/Kg.K)	$Q=n\int C_p$ dT (KJ/jam)
C8H10	0	10738.24285	0
CH3COOH	2.98928E-08	5172.690846	0.000154626
HBr	0	5172.690846	0
(CH3COO)2Co	0	5172.690846	0
(CH3COO)2Mn	0	5172.690846	0
C8H6O4	0	0	0
H2O	0.002676966	2539.923553	6.799288039
total			6.799442665

d. Menghitung panas *vapor*

Diasumsikan temperatur *vapor* sama dengan temperatur distilat sehingga temperatur *vapor* adalah temperatur *dew point* distilat.

$$T_{\text{out}} = T_{\text{vapor}} = 100.020902 \text{ }^{\circ}\text{C} (373.170902 \text{ K})$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} (298,15 \text{ K})$$

Tabel C.13.12 Perhitungan Q *vapor* MD-301:

komponen	V (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (KJ/Kg.K)	$Q=n\int C_p$ dT (KJ/jam)
C8H10	0	10738.24285	0
CH3COOH	0.001155911	5172.690846	5.97917176
HBr	0	5172.690846	0
(CH3COO)2Co	0	5172.690846	0
(CH3COO)2Mn	0	5172.690846	0

C8H6O4	0	0	0
H2O	103.5145142	2539.923553	262918.9527
Total			262924.9319

Vapor juga memiliki panas laten evaporasi (perubahan fase liquid menjadi vapor).

Tabel C.13.13. Perhitungan Q laten vapor

komponen	Hvap (kj/mol)	Hvap (kj/kmol)	V (kmol/jam)	Q (kj/jam)
C8H10	38.06468967	38064.68967	0	0
CH3COOH	24.09535274	24095.35274	0.001155911	27.85209033
HBr	24.09535274	24095.35274	0	0
(CH3COO)2C o	24.09535274	24095.35274	0	0
(CH3COO)2 Mn	24.09535274	24095.35274	0	0
C8H6O4	133.8476579	0	0	0
H2O	40.31528978	40315.28978	103.5145142	4173217.637
total	308.6090484			4173245.489

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{vapor total}} &= Q_{\text{sensible vapor}} + Q_{\text{laten Vapor}} \\
 &= (262924.9319 + 4173245.489) \text{ kj/jam} \\
 &= 4436170.421 \text{ kj/jam}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung beban Condensor (CD-301)

$$Q_{\text{vapor total}} = Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{refluks}}$$

$$Q_{\text{condensor}} = Q_{\text{vapor total}} - (Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{refluks}})$$

$$\begin{aligned}
 &= 4436170.421 - (262918.1324 + 6.799442665) \\
 &= 4173245.489 \text{ kj/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan *cooling water* dengan kondisi :

Air pendingin yang digunakan,

$$T_{\text{in}} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15^{\circ}\text{K}.$$

$$C_{p \text{ in}} = 377,471 \text{ kJ/kmol}.$$

$$T_{\text{out}} = 45^{\circ}\text{C} = 318,15^{\circ}\text{K}.$$

$$C_{p \text{ out}} = 1507,104 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{cooling water}} &= \frac{Q}{\int C_{p_{\text{H}_2\text{O}}} dT} \\ &= \frac{4173245.489 \text{ kJ/jam}}{1129,632 \text{ kJ/kmol}} \\ &= 3694.223 \text{ kmol/jam} \\ &= 66496.014 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

f. Menghitung panas *bottom*

$$T_{(T \text{ bubble point bottom})} = 130.3630101^{\circ}\text{C} \text{ (} 403.5130101 \text{ K)}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^{\circ}\text{C} \text{ (} 298,15 \text{ K)}$$

Tabel C.13.14. Perhitungan Q_{bottom} DC-401:

komponen	kmol/jam	$\int C_p \cdot dT$ (KJ/Kg.K)	$Q=n\int C_p$ dT (KJ/jam)
C8H10	27.9603347 3	22349.84585	624909.1712
CH3COOH	11.5576581 1	14536.09588	168003.2264
HBr	0.55815075	14536.09588	8113.332877

	4		
(CH ₃ COO) ₂ Co	0.08234072 3	14536.09588	1196.912647
(CH ₃ COO) ₂ M n	0.07329989 2	14536.09588	1065.494257
C ₈ H ₆ O ₄	9.21225E- 05	19162.8066	1.765324836
H ₂ O	0.01035221 9	7952.38673	82.32484857
total	40.2422285 6		803372.2276

g. Menghitung beban Reboiler (RB-301)

$$Q_{in} = Q_{out}$$

$$Q_{umpan} + Q_{reboiler} = Q_{bottom} + Q_{distilat} + Q_{condensor}$$

$$Q_{reboiler} = (Q_{bottom} + Q_{distilat} + Q_{condensor}) - Q_{umpan}$$

$$Q_{reboiler} = (803372.2276 + 262918.1324 + 4173245.489) -$$

$$672852.6094 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4566683.240 \text{ kJ/jam}$$

h. Kebutuhan steam

Steam yang digunakan saturated steam dengan temperatur 156°C dan tekanan 557,67 kPa.

$$H_l = 658,1 \text{ kJ/kg}$$

$$H_v = 2752,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{\text{steam}} = H_v - H_l$$

$$= 2752,3 - 658,1$$

$$= 2094,2 \text{ kJ/kg}$$

Massa steam (S) :

$$\begin{aligned}
 S &= \frac{Q_{reboiler}}{\lambda_s} \\
 &= \frac{4566683.240}{2094,2} \\
 &= 2180.633769 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

i. Neraca energi DC-401

Tabel C.13.15. Neraca energi DC-401

	panas masuk (kj/jam)		panas keluar (kj/jam)
Q (umpan)	672852.6094	Q (bottom)	803372.2276
Qreboiler	4,566,683.240	Q (distilat)	262918.1324
		Qcondenso r	4,173,245.489
total	5239535.849	total	5239535.849

F. Menentukan Spesifikasi Menara Distilasi

a. Perhitungan Jumlah Plate Minimum

Menghitung jumlah *tray* minimum dengan persamaan Fenske.

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{avg,LK}} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.58})$$

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{0.99999}{1.117E-05} \right) \times \left(\frac{0.28728}{0.00026} \right) \right]}{\log(1.83)}$$

$$N_m = 7.25557 \text{ Plate}$$

Keterangan:

N_m = jumlah *plate* minimum

$(X_{lk}, X_{hk})_d$ = fraksi mol komponen *light key* dan *heavy key* distilat

$(X_{lk}, X_{hk})_w$ = fraksi mol komponen *light key* dan *heavy key bottom*

$\alpha_{lk,avg}$ = relatif volatilitas rata-rata *light key*

b. Menentukan Rasio Refluks

Untuk menentukan R_m digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1 \quad (\text{Coulson vol.6, 1989})$$

keterangan :

R_m = rasio refluks minimum

$x_{i,D}$ = fraksi mol komponen i pada distilat

α = volatilitas relatif komponen i

mencari nilai θ

Nilai θ ditentukan dengan metode *trial and error* dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \quad (\text{Coulson vol.6, 1989})$$

keterangan :

$x_{i,F}$ = fraksi mol komponen i pada umpan

karena umpan masuk pada keadaan *bubble point* maka $q = 1$, sehingga:

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

Nilai θ ditrial hingga $\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$. Nilai θ harus berada di antara nilai

volatilitas relatif komponen LK dan HK. Dengan menggunakan program

solver-excel maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Dengan *trial* diperoleh :

$$\theta = 0.68718$$

komponen	a-dist	XD	a-dis*XD	(a-dis- θ)	(a-dis*XD)/(a-dis- θ)
C8H10	0.56298	0	0	-0.1242005	0
CH3COOH	1	1.11665E-05	1.12E-05	0.31282	3.56964E-05
HBr	1	0	0	0.31282	0
(CH3COO)2Co	1	0	0	0.31282	0
(CH3COO)2Mn	1	0	0	0.31282	0
C8H6O4	2.59E-13	0	0	-6.87E-01	0
H2O	1.797493	0.999988833	1.797473	1.11E+00	1.618888702
total					1.618924398

Maka :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1$$

$$1.618924398 = R_m + 1$$

$$R_m = 0.6818924398$$

Menentukan R operasi

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 Rm (Geankoplis, 1993)

diambil R operasi = 1,5 x Rm

$$R \text{ operasi} = 1,5 \times 0.6818924398$$

$$R \text{ operasi} = 0.928386597$$

c. Menentukan jumlah *plate* teoritis

Untuk menentukan jumlah *plate* teoritis digunakan persamaan Erbar-Maddox:

$$\frac{R}{R+1} = 0.48143$$

$$\frac{Rm}{Rm+1} = 0.38231$$

Dari fig. 11.11 Coulson, 1983 diperoleh:

$$\frac{N_m}{N} = 0,6$$

$$N_m = 7.25557 \text{ Plate}$$

$$N = 12.0926 \text{ Plate}$$

$$= 12 \text{ Plate (termasuk reboiler)}$$

$$= 11 \text{ Plate (tidak termasuk reboiler)}$$

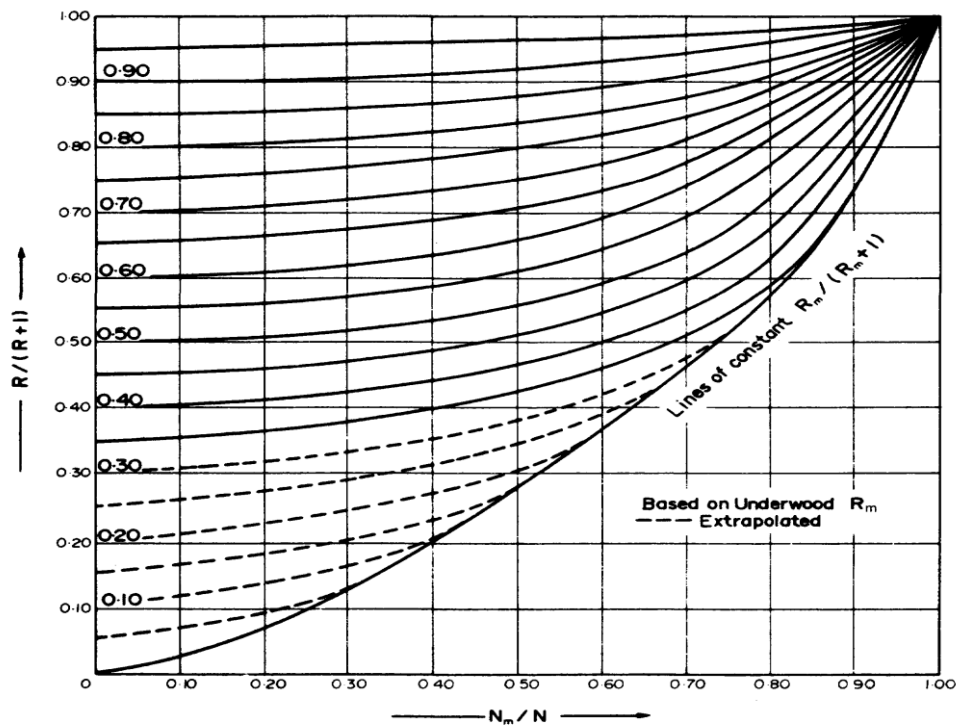


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

d. Penentuan Letak *Feed*

Menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride.

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0,206 \times \log\left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}}\right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}}\right)^2\right] \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.62})$$

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0.390949$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 2.46008$$

$$N_r = 2.46008 N_s$$

$$N_r + N_s = N$$

$$N_r + N_s = 11$$

$$2.46008 N_s + N_s = 11$$

$$N_s = 3.179117$$

$$= 3 \text{ (tidak termasuk reboiler)}$$

$$\text{Feed plate} = 3 \text{ (tidak termasuk reboiler)}$$

Jadi umpan dimasukkan dari *plate* ke 3 dihitung dari bawah menara

e. Efisiensi Kolom

Efisiensi kolom (E_o) = 50-85% (geankoplis hal 667)

Diambil $E_o = 70\%$

$$E_o = \frac{N_i}{N}$$

$$\text{Sehingga } N = \frac{11}{70\%}$$

$$= 15.7143 \approx 16 \text{ plate}$$

f. Menentukan Diameter Menara

A. Menentukan puncak menara

1. Menghitung densitas cairan

Tabel C.13.17. Densitas cairan

komponen	X_i	densiti (kg/m^3)	$X_i \cdot p$
----------	-------	-----------------------------	---------------

C8H10	0	786.1957126	0
CH3COOH	0.001155881	960.3184082	1.11001419
HBr	0	960.3184082	0
(CH3COO)2Co	0	960.3184082	0
(CH3COO)2Mn	0	960.3184082	0
C8H6O4	0	1284.52456	0
H2O	0.999988833	998	997.988856
total			999.09887

Densitas cairan $\rho_L = 999.09887 \text{ Kg/m}^3$

2. Menghitung densitas uap

Tabel. C.13. 18. Densitas uap

komponen	Xi	BM	Xi*BM
C8H10	0	106.00	0
CH3COOH	0.001155881	60.00	0.07
HBr	0	81.00	0
(CH3COO)2Co	0	176.00	0
(CH3COO)2Mn	0	173.00	0
C8H6O4	0	166.00	0
H2O	0.999988833	18.00	17.999799
total			18.0691519

BM campuran = 18.0691519 kg/kgmol

Dimana dari perhitungan didapat : $T = 100.02 \text{ }^\circ\text{C} = 373.17 \text{ K}$

$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

$$\rho_v = \frac{BM_{\text{mix}} \times P}{R \times T}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{18.0691519 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 1 \text{ atm}}{82,06 \frac{\text{kmol.atm}}{\text{lt.k}} \times 373.17 \text{ K}} \\
 &= 0.000590063 \text{ kg/L} \\
 &= 0.590063137 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

3. Kecepatan uap (v)

$$\begin{aligned}
 v &= (R+1) \times D \\
 &= (0.928386597+1) \times 103.5130 \text{ kmol/jam} \\
 &= 199.6130685 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

4. Kecepatan cairan (L)

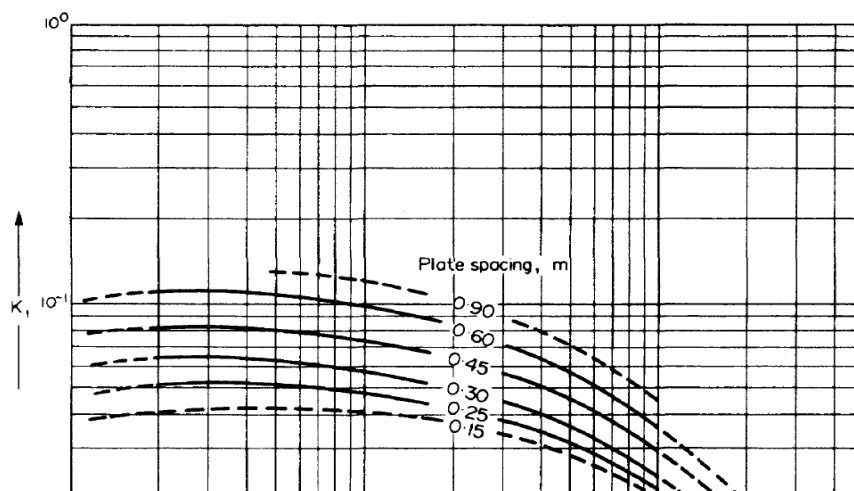
$$\begin{aligned}
 L &= R \times D \\
 &= 0.928386597 \times 103.5130 \text{ kmol/jam} \\
 &= 96.10007541 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

5. Liquid vapor faktor

$$\begin{aligned}
 \text{FLV} &= (L/V) \times (\rho_v/\rho_L)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{96.10007541}{199.6130685} \right) \times \left(\frac{0.59}{999.09887} \right)^{0,5} \\
 &= 0.011699836 \text{ m/}
 \end{aligned}$$

Trial

Dari tabel 6.1 Treybal dengan nilai tray spacing 0,6 m=24 in (diameter tower=1-3m). Dari *figure* 11.27 Coulson dengan nilai 0.6 m didapat nilai $k=0.071$



6. Maksimum superfisial velocity

$$V_{\text{flood}} = k \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \quad (\text{coulson pers.11.81})$$

$$= 0.071 \times \left(\frac{999.09887 - 0,59}{0,59} \right)^{0,5}$$

$$= 2.920687263 \text{ m/s}$$

Diambil superfisial velocity = 70% supaya tidak terjadi flooding

(hal 459 coulson)

$$x = 70\% \times V_{\text{flood}}$$

$$= 70\% \times 2.920687263 \text{ m/s}$$

$$= 2.044481084 \text{ m/s}$$

7. Kecepatan volume fase uap

$$Q_v = \frac{BM \times v}{\rho_v \times 3600}$$

$$= \frac{18.0691519 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \times 199.6130685 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{0,59 \text{ kg/m}^3 \times 3600}$$

$$= 1.698 \text{ m}^3/\text{s}$$

8. Luas area

$$\begin{aligned}
 \text{Net area (A}_n) &= Q_v/x \\
 &= \frac{1.698 \text{ m}^3/\text{s}}{2.044481084 \text{ m/s}} \\
 &= 0.830505778 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

9. Menentukan Luas Area Netto (A_t)

Luas down spot untuk $w = 0,6T$ adalah 5,2577% (tabel 6.1 Treybal)

$$\begin{aligned}
 \text{Total area (A}_t) &= \frac{A_n}{1-0,052577} \\
 &= \frac{0.830505778}{1 - 0,052577} \\
 &= 0.876594486 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

10. Diameter Puncak

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter puncak} &= \left(\frac{4 \times A_t}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0.876594486}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 1.056731221 \text{ (hasil memenuhi range nilai trial).}
 \end{aligned}$$

B. Diameter Dasar menara

1. Menghitung densitas cairan

Tabel. C.13.19. Densitas campuran

komponen	Xi	densitas (p)	Xi*p
C ₈ H ₁₀	0.694800853	756.4464838	525.579662
CH ₃ COOH	0.287202238	923.2439364	265.157725
HBr	0.013869777	923.2439364	12.8051879
(CH ₃ COO) ₂ Co	0.002046127	923.2439364	1.88907464
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0.001821467	923.2439364	1.68165838
C ₈ H ₆ O ₄	2.2892E-06	1266.511821	0.0028993

H2O	0.000257248	998	0.25673316
	1		807.372941

Densitas cairan $\rho_L = 807.372941 \text{ Kg/m}^3$

2. Menghitung densitas uap

Tabel.C.13.20. Densitas uap

komponen	Xi	BM	Xi*BM
C8H10	0.694800853	106.00	73.6488904
CH3COOH	0.287202238	60.00	17.2321343
HBr	0.013869777	81.00	1.12345197
(CH3COO)2Co	0.002046127	176.00	0.36011841
(CH3COO)2Mn	0.001821467	173.00	0.31511379
C8H6O4	2.2892E-06	166.00	0.00038001
H2O	0.000257248	18.00	0.00463046
total	1		92.6847194

BM campuran = 92.6847194 kg/kgmol

Dimana dari perhitungan didapat : $T = 130.3630 \text{ }^\circ\text{C} = 403.513 \text{ K}$

$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

$$\begin{aligned}
 \rho_v &= \frac{BM_{\text{mix}} \times P}{R \times T} \\
 &= \frac{92.6847194 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 1 \text{ atm}}{82,06 \frac{\text{kmol.atm}}{\text{lt.k}} \times 403.513 \text{ K}} \\
 &= 0.002799104 \text{ kg/L} \\
 &= 2.799104322 \text{ kg/m}^3
 \end{aligned}$$

3. Kecepatan cair (L)

$$\begin{aligned}
 L &= (F_x q) + (R + D) \\
 &= (143.7552217 \times 1) + (0.928386597 + 103.5130)
 \end{aligned}$$

$$= 239.8552971 \text{ kmol/jam}$$

4. Kecepatan uap (v)

$$v = L - B$$

$$= 239.8552971 - 40.24223$$

$$= 199.6130685 \text{ kmol/jam}$$

5. Liquid vapor faktor

$$FLV = (L/V) \times (\rho_v/\rho_L)^{0,5}$$

$$= \left(\frac{239.8552971}{199.6130685} \right) \times \left(\frac{2.799}{807.373} \right)^{0,5}$$

$$= 0.070751034 \text{ m/s}$$

Trial

Dari tabel 6.1 Treybal dengan nilai tray spacing 0,6 m = 24 in (diameter tower =1-3 m). Dari *figure* 11.27 Coulson dengan nilai 0.6 m didapat nilai $k=0.102$

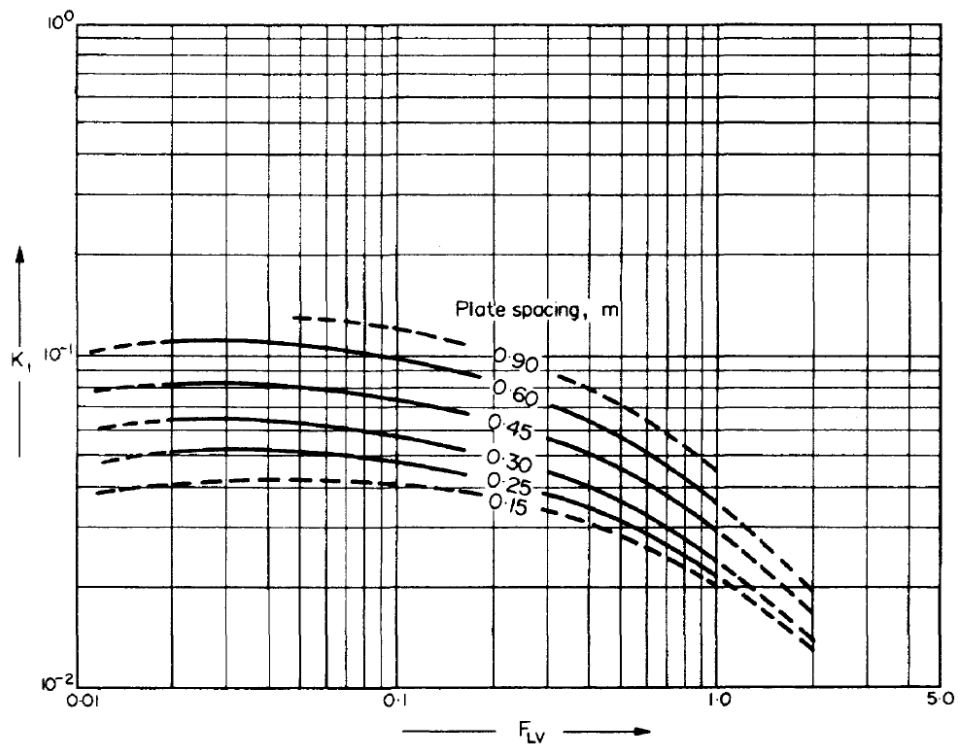


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

6. Maksimum superfisial velocity

$$V_{\text{flood}} = k \left(\frac{\rho^L - \rho^V}{\rho^V} \right)^{0.5} \quad (\text{Pers. 11.81, Coulson})$$

$$= 0.102 \times \left(\frac{807.373 - 2.799}{2.799} \right)^{0.5}$$

$$= 1.729312904 \text{ m/s}$$

Diambil superfisial velocity = 70% supaya tidak terjadi flooding

(hal 459 coulson)

$$x = 70\% \times V_{\text{flood}}$$

$$= 70\% \times 1.729312904 \text{ m/s}$$

$$= 1.210519033 \text{ m/s}$$

7. Kecepatan volume fase uap

$$\begin{aligned}
 Q_v &= \frac{BM \times v}{\rho v \times 3600} \\
 &= \frac{92.6847194 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \times 199.6130685 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{2.799 \text{ kg/m}^3 \times 3600} \\
 &= 1.836 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

8. Luas area

$$\begin{aligned}
 \text{Net area (A}_n\text{)} &= Q_v/x \\
 &= \frac{1.836 \text{ m}^3/\text{s}}{1.210519033 \text{ m/s}} \\
 &= 1.5167 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

9. Menentukan Luas Area *Netto* (A_t)

Luas down spot untuk w = 0,6T adalah 5,2577% (tabel 6.1 Treybal)

$$\begin{aligned}
 \text{Total area (A}_t\text{)} &= \frac{A_n}{1-0,052577} \\
 &= \frac{1.5167}{1-0,052577} \\
 &= 1.60088442 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

10. Diameter bawah

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter bawah} &= \left(\frac{4 \times A_t}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 1.60088442}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 1.428055746 \text{ m (hasil memenuhi range nilai} \\
 &\text{trial).}
 \end{aligned}$$

Dengan pertimbangan diameter atas dan bawah, maka ambil diameter paling besar yaitu diameter bottom = 1.428055746 m.

g. Menentukan Jenis Aliran (*Flow Pattern*)

Kecepatan volumetris maksimum cairan:

$$Q_{L,B} = \frac{L_{w,B}}{\rho_{L,B}}$$

$$Q_{L,B} = \frac{6.17525581 \text{ kg/s}}{807.373 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0.007648579 \text{ m}^3/\text{s}$$

Keterangan:

$Q_{L,bot}$ = laju alir volumetrik bagian *bottom* (m^3/s)

L_w = laju alir massa cairan bagian *bottom* (kg/s)

ρ_L = densitas cairan bagian *bottom* (kg/m^3)

dari figure 11.28 (Coulson, 1983) untuk $Q_{L,B} = 0.007648579 \text{ m}^3/\text{s}$ dan

$D=1.428055746 \text{ m}$, maka jenis alirannya adalah ***crossflow (single pass)***.

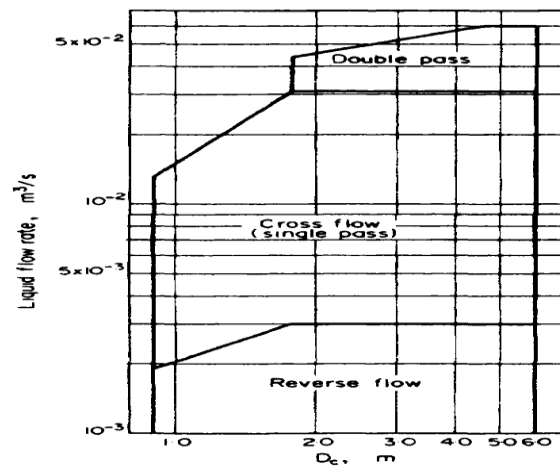


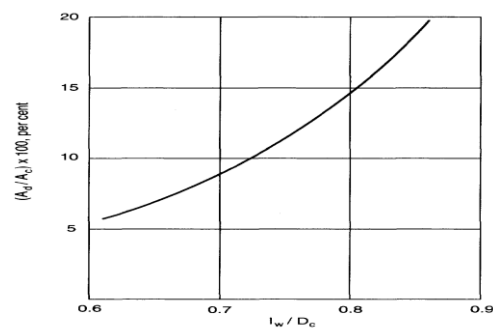
Figure 11.28. Selection of liquid-flow arrangement

h. Perancangan Tray

$$\text{Diameter menara, } D_c = 1.428055746 \text{ m}$$

$$\text{Luas menara, } A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 0.938085098 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas downcomer, } A_d = 0.12 A_c = 0.046904255 \text{ m}^2$$



$$\text{Luas aktif, } A_a = A_c - 2A_d = 0.84427589 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole, } A_h = 0.1A_a = 0.0258289 \text{ m}^2$$

Dari figure 11.31 (Coulson, 1983), untuk $A_d/A_c = 0.05$ maka :

$$l_w/D_c = 0.6$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang weir, } l_w &= 0.6 \times D_c \\ &= 0.6 \times 1.428055746 \text{ m} \\ &= 0.856833447 \text{ m}\end{aligned}$$

Tinggi Weir (h_o)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi weir yang digunakan antara 40-90 mm. Tinggi weir yang direkomendasikan adalah antara 40 – 50 mm (Coulson, 1983).

Tinggi weir yang digunakan (h_o) = 40 mm = 0,04 m

Diameter Hole (d_h)

Diameter hole yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm, dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (Coulson, 1983).

Diameter hole yang digunakan = 5 mm

Tebal Tray

Material = *stenlis steel*

Tebal tray yang digunakan = 3 mm

Menentukan Jumlah Hole

$$\text{Luas 1 lubang} = \frac{\pi}{4} \times d_h^2$$

$$= \frac{3,14}{4} \times (5 \text{ mm})^2$$

$$= 19,625 \text{ mm}^2 \quad (1,9625 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2)$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}}$$

$$= \frac{0.02528298 \text{ m}^2}{1,9625 \times 10^{-5} \text{ m}^2}$$

$$= 1290.613893 \text{ buah}$$

Spesifikasi Tray :

$$\text{Diameter tray} = 1.428055746 \text{ m}$$

$$\text{Diameter lubang (} d_h \text{)} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah hole} = 1290.613893 \text{ buah}$$

$$\text{Material tray} = \textit{Stenlis steel}$$

$$\text{Material downcomer} = \textit{Stenlis steel}$$

$$\text{Tray spacing} = 0,6 \text{ m}$$

$$\text{Tray thickness} = 0,003 \text{ m}$$

$$\text{Panjang weir} = 0.856833447 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi weir} = 0,04 \text{ m}$$

i. Pemeriksaan Weeping Rate

Kecepatan aliran cairan maksimum :

$$L_{w,max} = 6.1275255805 \text{ kg/s}$$

$$\text{turn-down ratio} = 0,80$$

Kecepatan aliran cairan minimum :

$$L_{w,min} = 0,8 \times 6.1275255805 \text{ kg/s}$$

$$= 4.940204644 \text{ kg/s}$$

Tinggi weir liquid crest (h_{ow}) :

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times I_w} \right)^{2/3} \quad (\text{Coulson, 1983 : pers. 11.85})$$

keterangan :

L_w = liquid flow rate, kg/s

I_w = weir length, m

ρ_L = densitas liquid, kg/m³

h_{ow} = weir crest, mm liquid

$$h_{ow \text{ max}} = 750 \times \left(\frac{6.175255805 \text{ kg / s}}{807.373 \text{ kg / m}^3 \times 0.856833447 \text{ m}} \right)$$

$$= 32.27385408 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow \text{ min}} = 750 \times \left(\frac{4.940204644 \text{ kg / s}}{807.373 \text{ kg / m}^3 \times 0.856833447 \text{ m}} \right)$$

$$= 27.81276432 \text{ mm liquid}$$

Pada *minimum rate*, $(h_o + h_{ow}) = 67.81276432 \text{ mm liquid}$

Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

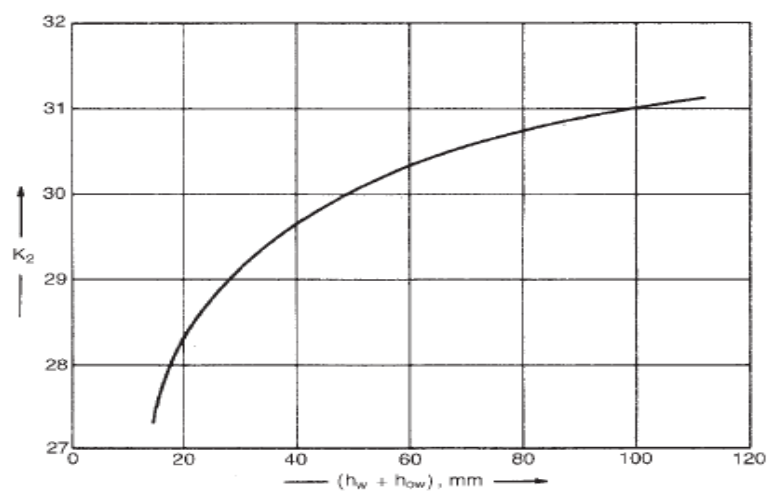


Figure 11.30. Weep-point correlation (Eduljee, 1959)

$$K_2 = 30.6$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0.90(25.4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad (\text{Coulson, 1983 : pers. 11.84})$$

Keterangan:

u_h = kecepatan uap minimum desain, m/s

K_2 = konstanta

d_h = diameter *hole*, mm

ρ_v = densitas uap, kg/m³

$$u_h = \frac{[30.6 - 0.90(25.4 - 5 \text{ mm})]}{(2.799 \text{ kg/m}^3)^{1/2}}$$

$$= 7.315969317 \text{ m/s}$$

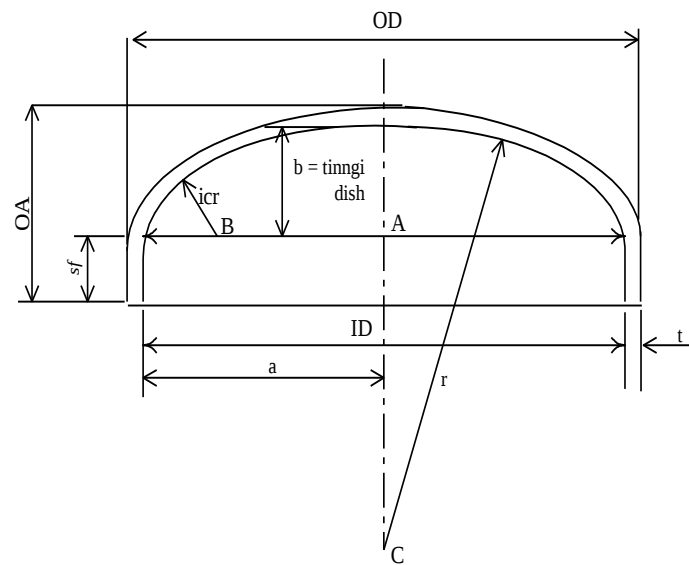
Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,b} \times 0.8}{A_h}$$

$$= \frac{1.836 \text{ m}^3/\text{s} \times 0.8}{0.02528298 \text{ m}^2} = 57.99085476 \text{ m/s}$$

$u_{am} > u_h$ min sehingga tidak terjadi *weeping*

G. Desain Mekanis Menara Distilasi



Gambar 13.2. *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan :

t_h = Tebal head (in)

icr = Inside corner radius (in)

r = Radius of dish(in)

sf = Straight flange (in)

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

b = Depth of dish (in)

OA = Tinggi head (in)

- **Menentukan Tebal Shell**

Data perhitungan :

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{operasi}}$$

$$= 1,2 \text{ atm} = 17,635 \text{ psi}$$

Material = *Stainless steel SA 212 grade B*

$f = 17500 \text{ psi}$ (Peters and Timmerhaus, 1991, Tabel 4, Hal. 538)

$c = 0,125 \text{ in}$ (Brownell and Young, 1959)

$E = 0,85$ (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)

Jari-jari menara = 28.1112774 in

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, pers. 13.11})$$

$$= \frac{(17,635 \text{ psi})(28.1112774 \text{ in})}{(17500 \text{ psi})(0,85) - (0,6 \times 17,635)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0.160447007 \text{ in}$$

Digunakan tebal *plate* standar untuk *shell* : $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ (brownel,tabel

5.7)

Keterangan :

t_s = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan operasi (psi)

f = *Allowable stress* (psi)

r_i = Jari-jari *shell* (in)

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi (in)

- **Menentukan Tebal *Head***

$$OD = ID + (2 \times t_s)$$

$$= (56.2225547) + (2 \times 3/16)$$

$$= 56.22554719 \text{ in} \sim 60 \text{ in}$$

$$t_{shell} = 0,1875 \text{ in}$$

dari Tabel 5.7 Brownell and Young :

$$icr = 3 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$rc = 60 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) = 1,767 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f \varepsilon - 0,2P} + c = 0,1918 \text{ in}$$

$$t_{head \text{ standar}} = 3/16 = 0,1875 \text{ in}$$

maka tebal yang digunakan :

$$t_{head} = 0,1875 \text{ in (7,9375 mm)}$$

Untuk tebal *head* 3/16 in, dari tabel 5,8 Brownell and Young maka

$$sf = 1,5 - 2 \text{ in.}$$

Diambil $sf = 1.5 \text{ in}$ (karena diameter $< 60 \text{ in}$)

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$b = 9.22 \text{ in}$$

$$OA = t_{head} + b + sf$$

$$= 10.9079 \text{ in}$$

- **Tinggi Menara**

Data perhitungan :

$$\text{Diameter kolom (D}_c\text{)} = 56.222554719 \text{ in} = 1.428055746 \text{ m}$$

$$\text{Luas kolom (A}_c\text{)} = 0.938085098 \text{ m}^2$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 D_i^3$$

$$= 0,000049 (1.428055746)^3$$

$$= 0.000142702 \text{ m}^3$$

Untuk bagian *bottom* kolom :

$$L = 22230.9209 \text{ kg/s}$$

$$\rho_L = 807.373 \text{ kg/m}^3$$

$$Q = \frac{L}{\rho_L}$$

$$Q = \frac{22230.9209}{807.373}$$

$$Q = 27.53488478 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.458914746 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan di bawah *plate* terakhir : 5 - 10 menit (Ulrich, 1984).

Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit

$$V_{\text{cairan}} = Q \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 2.294573732 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam *shell* (H_L) :

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} D_c^2 H_L$$

$$H_L = \frac{2.294573732}{\pi / 4 \times 1.428^2}$$

$$= 1.43331697 \text{ m}$$

$$\text{Jarak dari } plate \text{ teratas} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi penyangga menara} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah } plate = 16 \text{ buah}$$

$$\text{Tebal } plate = 0,003 \text{ m}$$

Tinggi *head* dengan tebal *head* = $OA - sf$

$$= 10.9079 - 1,5$$

$$= 9.407948542 \text{ in} = 0.235198714 \text{ m}$$

Tinggi di bawah *plate* terbawah = $H_L + (OA - sf)$

$$= 1.43331697 + 0.235198714$$

$$= 1.66851501 \text{ m}$$

Tinggi total = Jarak dari *plate* teratas + (Jumlah *plate* x *Tray* spacing) +

Tebal *plate* + Tinggi *head* dengan tebal *head* + Tinggi di

bawah *plate* terbawah

$$\text{Tinggi total} = 1 + (16 \times 0,6) + 0,003 + 0.235198714 + 1.66851501$$

$$= 11.90671372 \text{ m}$$

Tabel.C.13.21. Spesifikasi *Distillation Coloumn* (DC-402)

Alat	Menara Distilasi
Kode	DC-401
Fungsi	Memisahkan asam aseata, paraxylene, katalis dengan air atas dasar perbedaan titik didih dengan laju umpan 5593.122083 kg/jam.
Jenis	<i>Plate tower (sieve tray)</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel Grade SA-240 tipe 304</i>
Dimensi	D kolom : 1.428055746 m Tinggi : 11.90671372 m Tebal <i>shell</i> : 0,1875 in Tebal <i>head</i> : 0,1875 in Jumlah <i>tray</i> : 16 buah Tebal <i>tray</i> : 0,003 m Diameter <i>tray</i> : 1.428055746 m Diameter <i>hole</i> : 0,005 m Jumlah <i>hole</i> : 1290.613893 buah
Jumlah	1 buah

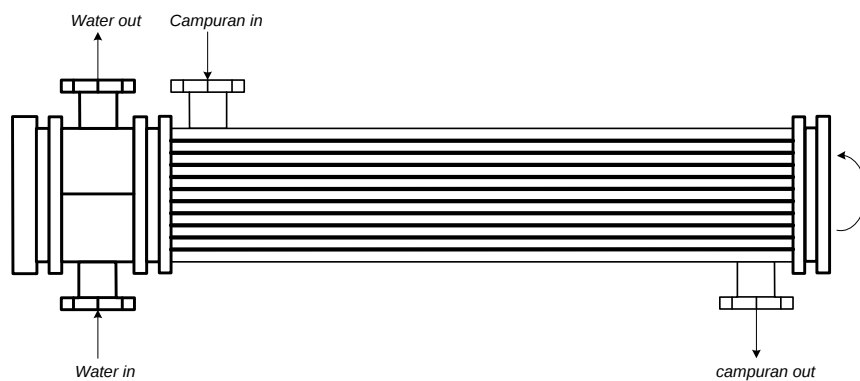
14. Kondensor (CD-401)

Fungsi : Mengembunkan sebagian uap yang keluar dari puncak menara destilasi (DC-401) pada suhu 100.021°C dengan air pendingin. Air pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 45°C .

Kode alat: CD-401

Jenis : Shell and tube condenser

Jumlah : 1 buah



Gambar C.14.1. *shell & tube condensor*

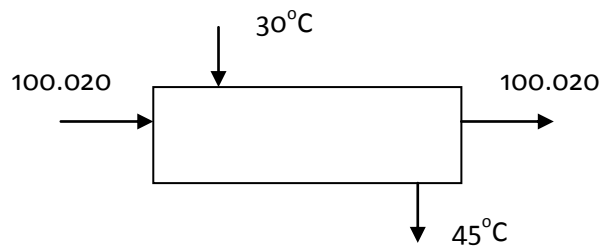
Dari perhitungan neraca massa:

Tabel C. 14.1. Massa masuk kondensor

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam	Fraksi mol
Asam asetat	60,05	0.069352884	0.001154919	1.11572×10^{-5}
Air	18	1863.21307	103.5118372	0.999988843
Total		1863.282423	103.5129922	1

$$\begin{aligned}\text{Massa masuk} &= 1863.282423 \text{ kg/jam} \\ &= 4106.67446 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

A. Perhitungan neraca panas



Beban panas kondensor:

$$\begin{aligned}Q &= 4173245.489 \text{ kJ/jam} \\ &= 3922850.76 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}C_p \text{ mix} &= \sum x_i \cdot C_{p_i} \\ &= 8.121416314 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}\end{aligned}$$

B. Menentukan jumlah air pendingin

- Suhu air pendingin masuk = $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$
- Suhu air pendingin keluar = $45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}C_p \text{ air pendingin} &= 1 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \\ &= 1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jumlah air pendingin (W}_a) &= \frac{Q_c}{C_p \times (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{3922850.76 \text{ Btu/jam}}{1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times 27^\circ\text{F}} \\ &= 145290.7689 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

C. Menentukan ΔT_{LMTD}

- Suhu umpan masuk kondensor, T1 = 100.020902°C = 212 °F
- Suhu umpan keluar kondensor, T2 = 100.020902°C = 212 °F
- Suhu air pendingin masuk = 30 °C = 86 °F
- Suhu air pendingin keluar = 45 °C = 113 °F

Tabel C.14.2 Suhu Kondensor

Hot (°F)		Cold (°F)	Difference (°F)
212	<i>Higher</i>	113	99
212	<i>Lower</i>	86	126
0	<i>Difference</i>	27	27

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{27}{\ln \left(\frac{126}{99} \right)}$$

$$= 111.9957 \text{ } ^\circ\text{F}$$

D. Overall heat transfer koefisien

Light organik, range Ud = 75-150 (tabel 8 kern)

Dipilih perancangan Ud = 120 Btu/jam.ft².°F

E. Luas transfer panas (A)

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

$$= \frac{3922850.76 \text{ Btu/jam}}{120 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F} \times 111.9957^\circ\text{F}}$$

$$= 291.8899395 \text{ ft}^2$$

F. Pemilihan pipa ^(tabel 10 kern)

Tabel C.14.3 Pemilihan pipa

Tube		Shell	
OD	3/4 in	ID	15.25 in
ID	0.532 in	Passes	1
BWG	12 ft		
at	0,223 in		
ao	0,1963		
Sch no	40		
Passes	4		

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah pipa (Nt)} &= \frac{A}{L \times a_o} \\
 &= \frac{291.8899395 \text{ ft}^2}{12 \text{ ft} \times 0,1963} \\
 &= 123.9132014 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Standarisasi jumlah pipa = 124 pipa ^(tabel 9 kern)

$$\begin{aligned}
 \text{Ud terkoreksi} &= \frac{Q_c}{L \times a_o \times Nt \times \Delta T_{\text{LMTD}}} \\
 &= \frac{3922850.76 \text{ Btu/jam}}{12 \text{ ft} \times 0,1963 \times 124 \times 111.9957^\circ\text{F}} \\
 &= 119.92 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 A \text{ terkoreksi} &= \frac{Q_c}{\text{Ud terkoreksi} \times \Delta T_{\text{LMTD}}} \\
 &= \frac{3922850.76 \text{ Btu/jam}}{119.92 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 111.9957^\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

$$= 292.0944 \text{ ft}^2$$

Perhitungan tube side (water)

1. Luas perpipaian (at')

$$at' = \frac{Nt \times at}{144 n} \quad (\text{persamaan 7.48 kern})$$

$$= \frac{124 \times 0,223 \text{ in}^2}{144 \times 4}$$

$$= 0,048006944 \text{ ft}^2$$

2. Kecepatan massa air pendingin (Gt)

$$Gt = \frac{Wa}{at'}$$

$$= \frac{145290.7689 \text{ lb/jam}}{0,048006944 \text{ ft}^2}$$

$$= 3026453.163 \text{ lb/jam.ft}^2$$

3. T averange tube = ta

$$ta = \frac{t1+t2}{2}$$

$$= \frac{30 \text{ }^{\circ}\text{F} + 45 \text{ }^{\circ}\text{F}}{2}$$

$$= 37,5 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Sifat fisik untuk air pada ta = 37,5 °C

$$\mu = 0,6654 \text{ cp} = 1,61027 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\rho = 1,0138 \text{ kg/L} = 63,2611 \text{ lb/ft}^3$$

$$k = 0,36117 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$$

4. Kecepatan linier air pendingin

$$\begin{aligned}
 V_t &= \frac{Gt}{3600 \times \rho} \\
 &= \frac{3026453.163 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \times 63,2611 \text{ lb/ft}^2} \\
 &= 13.289 \text{ ft/s}
 \end{aligned}$$

5. Harga Reynold

$$ID = 0.532 \text{ in} = 0.044333 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 Re(t) &= \frac{ID \times Gt}{\mu} \quad (\text{persamaan 7.3 kern}) \\
 &= \frac{0.044333 \text{ ft} \times 3026453.163 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,61027 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 83323.24614
 \end{aligned}$$

Dari figure 25 kern, pada $V_t = 13.28906972 \text{ ft/s}$ pada $T = 37,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$

Didapatkan heat transfer koefisien (h_i) = $1180 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 \text{Sehingga } h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 1180 \times \frac{0.044333}{0,0625} \\
 &= 837.0133333 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Phitungan shell side (hot fluid)

1. Jarak baffle (B)

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{ID \text{ shell}}{2} \\
 &= \frac{15.25}{2}
 \end{aligned}$$

$$= 7.625 \text{ in}$$

2. Luas flow area (as)

Diketahui $P_t = 3/4$ in square pitch

$$a_s = \frac{ID \text{ shell} \times C' \times B}{144 P_t}$$

dimana $C' = 15.25 - 1 = 14.25 \text{ in}$

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{15.25 \times 14.25 \times 7.625}{144 \times 3/4} \\ &= 15.343 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

3. Kecepatan aliran pada shell

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{F_v}{a_s} \\ &= \frac{4106.674461 \text{ lb/jam}}{15.343 \text{ ft}^2} \\ &= 267.6636998 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G'' &= \frac{F_v}{L \times N_t^{2/3}} \\ &= \frac{267.6636998 \text{ lb/jam}}{12 \times 124^{2/3}} \\ &= 13.76241262 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Asumsi $h_o = 400 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Dari hitungan tube, $h_{io} = 837.0133 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned} t_w &= t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (t_v - t_a) \\ &= 99.5 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{400 \text{ lb/jam.ft}^2}{837.0133 + 400 \text{ lb/jam.ft}^2} (212 - 99.5) \\ &= 135.89 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$= 57.729\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} t_f &= \frac{T_v + T_w}{2} \\ &= \frac{212.04 + 135.89}{2} \\ &= 173.96\text{ }^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Berdasarkan Carl L yaws, didapat:

- Densitas = 0,7588 kg/L = 47,3491 lb/ft³
- Viskositas = 0,8383 cp = 2,02869 lb/ft.jam
- Thermal konduktivitas = 0,0929 Btu/jam.ft
- Kapasitas panas = 0,12 Btu/lbm.°F
- Spesific gravity = 1,5

Dari grafik 12.9 Kern didapat $h_o = 410\text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^{\circ}\text{F}$

$h_o\text{ trial} \approx h_o\text{ hitung}$, (memenuhi)

Clean overall koefisien (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{837.0133 \times 410}{837.0133 + 410} \\ &= 275.198\text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Faktor pengotor:

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{275.198 - 119.92}{275.198 \times 119.92} \\ &= 0,004705422 \end{aligned}$$

$$R_d > R_d \text{ hitung} = 0,0003$$

Menghitung Pressure drop (ΔP)

Pipa (air pendingin)

Untuk $Re = 83323.24614$

Pada figure 26 kern, didapatkan faktor friksi (f) = 0,00025 ft^2/in

$$\begin{aligned}\Delta P_t &= \frac{f \times G \times t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s *} \\ &= \frac{0,00025 \times 3026453.1637^2 \times 12 \times 4}{5,22 \times 10^{10} \times 0.044333 \times 1} \\ &= 4.7495 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P_r &= \frac{4 \times n \times V^2}{s \times 2 \times g'} \\ &= \frac{4 \times 4 \times 13.2890^2}{1 \times 2 \times 32,2} \\ &= 4.38756 \text{ psi}\end{aligned}$$

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

$$= 4.7495 + 4.38756$$

$$= 9.181 \text{ psi} \quad \Delta P_{\text{tube}} < 10 \text{ psi (memenuhi)}$$

Shell (hot fluid)

Data fisik umpan pada $T = 100.002^\circ\text{C}$ berdasarkan Carl L Yaws.

- Densitas = 0,793 kg/L = 49,4832 lb/ft³
- Viskositas = 0,7188 cp = 1,7395 lb/ft.jam
- Thermal konduktivty = 0,08975 Btu/jam.ft
- Kapasitas panas = 8,64815 Btu/lbm. °F

Nilai Reynold:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{De \times Gs}{\mu} \\ &= \frac{(15.25 - -.75) \times \frac{1}{12} \times 267.6636998}{1,7395} \\ &= 185.93 \end{aligned}$$

Dari figure 29, didapat $f=0,001 \text{ ft}^2/\text{in}^2$

Number of crosses:

$$\begin{aligned} N+1 &= 12 \times (L/B) \\ &= 12 \times (12/7.625) \\ &= 19 \text{ crosses} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{\rho_{umpan}}{\rho_{air}} \\ &= \frac{49,4832}{62,5} \\ &= 0,79173 \end{aligned}$$

$$\Delta P_{shell} = \frac{f \times Gs^2 \times Ds \times (N + 1)}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times De \times s} \text{ (pers 12.74 kern)}$$

$$= \frac{0,001 \times 267.6636998^2 \times 15.25/12 \times 19}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 15.25 \times 0,79173}$$

$$= 1.36 \times 10^{-9} \text{ psi}$$

$\Delta P_{\text{shell}} < \Delta P_{\text{shell allowable}}$ (10 psi), sehingga ΔP_{shell} bisa diterima.

Tabel C.14.4 Spesifikasi Condensor (CD – 401)

Alat	<i>Condensor-401</i>
Kode	CD – 401
Fungsi	Mengkondensasikan produk atas distilasi (DC-401)
Bentuk	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Δt_{LMTD}	119,92 °F
Luas, A	292.0944 ft ²
Dimensi pipa	<i>Shell:</i>
	ID = 15.25 in
	B = 7.625 in
	Lewatan = 4
	N+1 = 19
	$\Delta P_s = 1.36 \times 10^{-9}$ psi
	<i>Tube:</i>
	Jumlah = 124
	Panjang = 12 ft
	BWG = 12
	OD = 3/4 in
	ID = 0.532 in
	<i>Pitch</i> = 1.25 in <i>square pitch</i>
	Lewatan = 4
	$\Delta P_t = 9.181$ psi
<i>Clean Overall Coefficient, U_c</i>	275.198 btu/jam ft ² .°F
<i>Design Overall</i>	119.9 btu/jam ft ² .°F

<i>Coefficient, U_D</i>	
<i>Dirt Factor, R_d</i>	0,0047 hr ft ² °F/ Btu
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 A ISI tipe 316</i>
Jumlah	1 buah

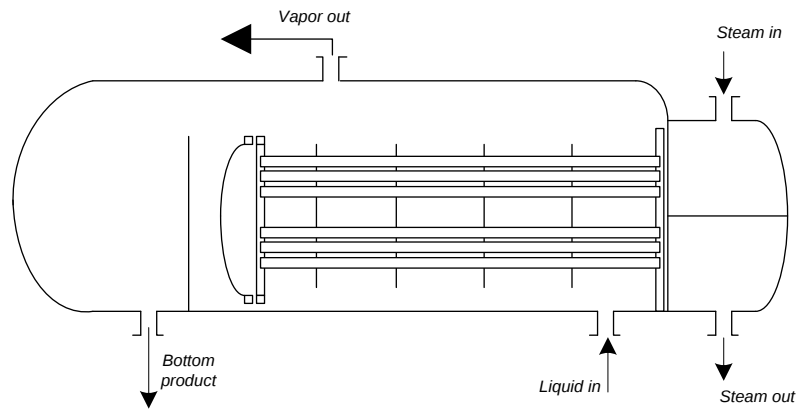
15. Reboiler (RB-401)

Tugas : Menguapkan sebagian hasil bawah menara destilasi (DC-401).

Kode alat : RB-401

Tipe : *Kettle reboiler*

Jumlah : : 1 buah



Gambar C.15.1 Kettle reboiler

Data Design

Suhu operasi puncak menara:

$$\text{Suhu} = 100.0209^{\circ}\text{C} = 212.04^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

Suhu operasi dasar menara:

$$\text{Suhu} = 130.513^{\circ}\text{C} = 266.92^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\frac{\Delta T_{plate}}{\text{jumlah plate}} = \frac{266.92 - 212.04}{16}$$

$$= 3.430361^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Sehingga suhu umpan masuk reboiler} = 266.92 - 3.430361$$

$$= 263.493039\text{ }^{\circ}\text{F}$$

A. Beban panas reboiler

Dihitung dari neraca panas menara destilasi, didapatkan beban reboiler:

$$\begin{aligned} Q &= 4566683.24 \text{ kJ/jam} \\ &= 4292682.245 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

B. Media pemanas

Sebagai pemanas, dipakai dowterm pada 482 °F (tabel Kern)

$$\Delta H_{fg} = 731,2 \text{ Btu/lb}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah dowterm (Ws)} &= \frac{Q_r}{\Delta H_{fg}} \\ &= \frac{4292682.245 \text{ Btu/jam}}{731,2 \text{ Btu/lb}} \\ &= 5870.73611 \text{ lb/jam} \\ &= 2663.67337 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

C. Mencari ΔT_{LMTD}

- Suhu dowterm masuk, T1 = 392 °F
- Suhu dowterm keluar, T2 = 248 °F
- Suhu umpan masuk, t1 = 263.493039°F
- Suhu umpan keluar, t2 = 266.92 °F

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

$$= 216.7872571^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{av}} = \frac{392^{\circ}\text{F} + 248^{\circ}\text{F}}{2} = 320^{\circ}\text{F}$$

$$t_{\text{av}} = \frac{263.493039^{\circ}\text{F} + 266.92^{\circ}\text{F}}{2} = 265^{\circ}\text{F}$$

D. Overall heat transfer koefisien

Dari tabel 8 kern, untuk: Hot Fluid (dowterm) dan cold fluid (medium organik) range $U_d = 50\text{-}100$, dipilih perancangan $U_d = 80 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

E. Luas transfer panas (A)

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q_r}{U_d \times \Delta T_{\text{LMTD}}} \\ &= \frac{4292682.245 \text{ Btu/jam}}{80 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F} \times 216.7872571^{\circ}\text{F}} \\ &= 247.516984 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

F. Pemilihan pipa ^(tabel 10 kern)

Tabel C.15.1 Pemilihan Pipa

Tube		Shell	
OD	1 in	ID	15.25 in
ID	0,67 in	Passes	1
BWG	8 ft		
at	0,355 in		
ao	0,2618		
Sch no	40		
Passes	2		

$$\text{Jumlah pipa (Nt)} = \frac{A}{L \times a_o}$$

$$= \frac{247.516984 \text{ ft}^2}{8 \text{ ft} \times 0,2618}$$

$$= 118.1804 \text{ ft}$$

Standarisasi jumlah pipa = 118 pipa ^(tabel 9 kern)

$$\text{Ud terkoreksi} = \frac{Q_r}{L \times a_o \times N_t \times \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$= \frac{4292682.245 \text{ Btu/jam}}{8 \text{ ft} \times 0,2618 \times 118 \times 216.7872571^\circ\text{F}}$$

$$= 80.12229029 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \text{ (Ud mendekati asumsi)}$$

$$A \text{ terkoreksi} = \frac{Q_r}{\text{Ud terkoreksi} \times \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$= \frac{4292682.245 \text{ Btu/jam}}{80.12229029 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times 216.7872571^\circ\text{F}}$$

$$= 247.1392 \text{ ft}^2$$

Perhitungan tube side (dowterm)

1. Luas perpipaan (at')

$$at' = \frac{N_t \times at}{144 \text{ n}} \quad (\text{persamaan 7.48 kern})$$

$$= \frac{118 \times 0,355 \text{ in}^2}{144 \times 2}$$

$$= 0,048484 \text{ ft}^2$$

2. Kecepatan massa dowterm (Gt)

$$\begin{aligned}
 Gt &= \frac{W_a}{a t'} \\
 &= \frac{5870.736112 \text{ lb/jam}}{0,048484 \text{ ft}^2} \\
 &= 121086.5601 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

$$3. \quad \frac{\Delta th}{\Delta tc} = 1,01594949$$

Pada figure 17 kern, didapat $k_c = 0,37$ dan $f_c = 0,45$

$$T_c = 320^\circ\text{F}$$

Sifat fisik dowterm pada $T_c = 320^\circ\text{F} = 160^\circ\text{C}$

$$4. \quad h_i = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^{20}\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \times \frac{ID}{OD} \\
 &= 1500 \times \frac{0,67}{1} \\
 &= 1005 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Perhitungan shell side

$$\text{Asumsi } h_o = 200 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}
 t_w &= T_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_{av} - t_{av}) \\
 &= 482^\circ\text{F} + \frac{1005 \text{ lb/jam.ft}^2}{1005 + 200 \text{ lb/jam.ft}^2} (482 - 265) \\
 &= 662.8097^\circ\text{F} \\
 &= 50.4499^\circ\text{C} \\
 \Delta t_w &= 662.8097 - 482 \\
 &= 180.8097^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Dari figure 15.11 kern didapat $h_o = 220 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

Clean overall koefisien (U_c)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1005 \times 220}{1005 + 220} \\ &= 180.4898 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

Faktor pengotor:

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{180.4898 - 80.12229029}{180.4898 \times 80.12229029} \\ &= 0,00694 \end{aligned}$$

$$R_d > R_d \text{ hitung} = 0,0003$$

Menghitung Pressure drop (ΔP)

Pipa (dowterm)

$$\begin{aligned} Re(t) &= \frac{ID \cdot G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,0558 \text{ ft} \times 121086.5601 \text{ lb/jam.ft}^2}{2.02 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 3346.86449 \end{aligned}$$

Pada figure 26 kern, didapatkan faktor friksi (f) = 0,0013 ft^2/in

$$s = 0,16$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s *} \\
 &= \frac{0,0013 \times 121086.5601^2 \times 8 \times 6}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0558 \times 0,16} \\
 &= 1.961970307 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Pada $Gt = 121086.5601 \text{ lb.jam.ft}^2$ dari fig 27 Kern didapat $(V^2/2g') = 0,002$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_r &= \frac{4 \times n \times V^2}{s \times 2g'} \\
 &= \frac{4 \times 6 \times 0,002^2}{0,16} \\
 &= 0,3 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_{\text{total}} &= \Delta P_t + \Delta P_r \\
 &= 1.961970307 + 0,3 \\
 &= 2.261970307 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$\Delta P_{\text{total allowable}} = 10 \text{ psi}$, sehingga ΔP dapat diterima.

Pada perancangan ini, digunakan tipe *kettle reboiler*, dari hal 475 kern, pressure drop di dalam shell dapat diabaikan. Dasar menara destilasi berhubungan dengan reboiler, jika letak reboiler berada di bawah tinggi cairan yang berada di kolom menara ke reboiler dengan kecepatan relatif kecil. Oleh sebab itu, pressure drop dapat diabaikan, karena letak reboiler harus sejajar dengan tinggi cairan yang berada di kolom cairan.

Tabel C.15.2. Spesifikasi *Reboiler* (RB-401)

Alat	Reboiler – 401	
Kode	RB-401	
Fungsi	Menguapkan sebagian produk bawah DC-401	
Bentuk	<i>Kettle Reboiler</i>	
Δt_{LMTD}	5,2557 °F	
Luas, A	871,4950 ft ²	
Dimensi pipa	<i>Shell:</i>	
	ID	= 23,250 in
	B	= 4,65 in
	Lewatan	= 1
	N+1	= 41,290
	ΔP_s	= diabaikan
	<i>Tube:</i>	
	Jumlah	= 208
	Panjang	= 16 ft
	BWG	= 16
	OD	= 1 in
	ID	= 0,87 in
	<i>Pitch</i>	= 1 in <i>square pitch</i>
	Lewatan	= 2
	$\Delta P_t = 2.261970307$ psi	
	<i>Clean Overall Coefficient, U_c</i>	180.4898 Btu/jam ft ² .°F
	<i>Design Overall Coefficient, U_D</i>	80.12 Btu/jam ft ² .°F

<i>Dirt Factor</i> , R_d	0,00694 hr ft ² °F/ Btu
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-240 A ISI tipe 316</i>
Jumlah	1 buah

16. *Silo Produk (S – 401)*

Fungsi : Tempat menyimpan produk *terephthalic acid* selama 3 hari

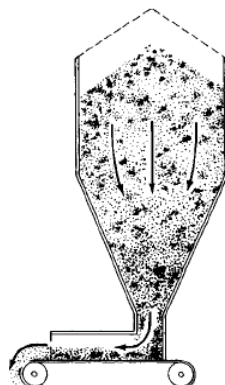
Tipe : *Bin Storage*

Kondisi : Temperatur = 60°C

Tekanan = 14,7 psi

Bahan Kontruksi : SA-283 *Grade C*

Gambar :



Gambar. C.14.1 *Silo produk***a. Menentukan kapasitas *storage bin***

$$\text{Laju alir} = 7.575,742 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan selama 3 hari} = 545.453,4333 \text{ kg}$$

$$\text{Densitas, } \rho = 1.711,8578 \text{ kg/m}^3 = 106,8679 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Volume storage} = \frac{\text{Kebutuhan selama 3 hari}}{\rho}$$

$$= \frac{1.711,8578 \text{ kg}}{1.711,8578 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 318,6324 \text{ m}^3$$

$$= 11.252,3996 \text{ ft}^3$$

$$\text{Over design factor} = 20 \% \quad (\text{Timmerhaus, 1991, 4}^{\text{th}} \text{ ed : 37})$$

$$\text{Volume design} = 13.502,8795 \text{ ft}^3$$

b. Menentukan dimensi *storage*

$$V_{\text{total}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{konis terpancung}}$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H$$

$$V_{\text{konis terpancung}} = \pi \times h/12 \times (D^2 + D.d + d^2) \quad (\text{Wallas, 1990 : 627})$$

Keterangan :

D = diameter *shell* , ft

d = diameter ujung konis, ft

H = tinggi *shell*, ft

h = tinggi konis, ft

θ = sudut konis

Dimana :

$$h = \frac{\text{tg } \theta \times (D - d)}{2}$$

Diketahui *angle of repose* $\text{CaCl}_2 = 30 - 45^\circ$ (Perry`s 1997, 7thed : 21-5)

Angle of repose akan mempengaruhi kemiringan (θ) pada bagian *conical*. Pada perhitungan ini diambil nilai $\theta = 45^\circ$, karena pada kemiringan tersebut, padatan masih bisa menggelinding.

$$\begin{aligned} h &= \frac{\text{tg } 45^\circ (D - d)}{2} \\ &= 0,5(D - d) \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned}
 V_{\text{konis}} &= 1/12 \cdot \pi \cdot h (D^2 + D \cdot d + d^2) \\
 &= 1/12 \cdot \pi \cdot (0,5 (D-d)) (D^2 + D \cdot d + d^2) \\
 &= 0,131 \times (D^3 - d^3)
 \end{aligned}$$

Diketahui bahwa : $\frac{D}{d} = 4$ (Ludwig, hal 165)

$$d = D/4$$

maka, $V_{\text{total}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{konis terpancung}}$

Diambil $H/D = 1$ (Ulrich, 1982)

$$V_{\text{total}} = 1/4 \pi D^2 H + 0,131 \times (D^3 - d^3)$$

$$V_{\text{total}} = 0,785 D^2 (D) + 0,131 \times (D^3 - (D/4)^3)$$

$$13.502,8795 \text{ ft}^3 = 1,6862 D^3$$

Didapat :

$$D = 20,0067 \text{ ft} = 6,0980 \text{ m} = 240,0801 \text{ in} \text{ (digunakan D standard} = 25 \text{ ft)}$$

$$H = 20,0067 \text{ ft} = 6,0980 \text{ m} = 240,0801 \text{ in} \text{ (digunakan H standard} = 24 \text{ ft)}$$

Maka,

$$h = 0,5 (D - (D/4))$$

$$h = 0,5 (25 \text{ ft} - (25 \text{ ft}/4)) = 9,375 \text{ ft}$$

$$= 2,8575 \text{ m}$$

$$d = D/4 = 6,25 \text{ ft}$$

$$= 1,9050 \text{ m}$$

Jadi,

$$V_{\text{konis}} = 0,131 \times (D^3 - d^3)$$

$$= 2.014,8926 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{shell}} = V_{\text{desain}} - V_{\text{konis}}$$

$$= 13.502,8795 - 2.014,8926$$

$$= 9.237,5070 \text{ ft}^3$$

$$H \text{ total storage, } H_t = H + h$$

$$= 24 \text{ ft} + 9,375 \text{ ft}$$

$$= 33,375 \text{ ft}$$

$$= 10,1727 \text{ m}$$

Jadi tinggi padatan di *shell* , H_s :

$$V_{\text{padatan di shell}} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_s$$

$$9.237,5070 \text{ ft}^3 = 3,14/4 \times 25^2 \times H_s$$

$$H_s = 18,8280 \text{ ft}$$

$$= 5,7388 \text{ m}$$

Tinggi padatan di *storage* = $H_s + h$

$$= 18,8280 \text{ ft} + 9,375 \text{ ft}$$

$$= 28,2030 \text{ ft}$$

$$= 8,5963 \text{ m}$$

c. Menentukan Tekanan *Design*

Tekanan desain dihitung dengan persamaan :

$$P_{abs} = P_{operasi} + \frac{\rho(h-1)}{144} \quad (\text{pers 3.17. Brownell, 1959:46})$$

$$= 34,8884 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan normal (Wallas 1990 : 623)

Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya, sehingga :

$$P_{desain} = 1,1 \times 34,8884 \text{ psi} = 38,3772 \text{ psi}$$

d. Menentukan Tebal dinding *shell* pada *storage*

Karena batu kapur merupakan bahan kimia yang tidak bersifat korosif, maka digunakan material SA-283 *Grade C*

$$t_s = \frac{p \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot p} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959 : 254})$$

Dimana :

t_s = ketebalan dinding shell, in

P = tekanan dalam tangki = 38,3772 psi

f = *allowable stress*

= 12.650 psi (Brownell & Young, 1959, Tabel 13.1 : 251)

r_i = jari-jari dalam *shell*

= 150 in

E = 0,8 (jenis sambungan las : *double welded butt joint*)

C = korosi yang diijinkan

= 0,125 tahun

Maka,

$t_s = 0,6951$ In

diambil tebal standar = 3/4 in

e. Tebal dinding konis pada *storage*

$$t_c = \frac{P.d}{2 \cos \alpha (f.E - 0,6P)} \quad (\text{Brownell 1959, eq.6.154 : 118})$$

Dimana :

P = tekanan dalam tangki = 38,3772 psi

d = diameter dalam kerucut = 300 in

α = *half-apex angle* = 45°

f = 12.650 psi

E = 0,8 (jenis sambungan las : *double-welded butt joint*)

maka :

t_s = 0,9313

Digunakan tebal standar = 1 in

Tabel. C.16.1. Spesifikasi Silo (SS-401)

Nama Alat	<i>Solid Storage</i>	
Kode Alat	S – 401	
Fungsi	Menyimpan produk <i>terephthalic acid</i> selama 3 hari	
Tipe	<i>Silo Storage</i>	
Kapasitas	13.502,8795 ft ³	
Dimensi	diameter <i>sheel</i> (D)	= 25 ft
	diameter konis (d)	= 6,25 ft
	tebal <i>sheel</i> (t_s)	= 3/4 in
	tebal konis (t_c)	= 1 in
	tinggi <i>silo</i> (Ht)	= 33,3750 ft
Tekanan Desain	38,3772 psi	

Bahan Konstruksi	SA-283 <i>Grade C</i>
Jumlah	1 Buah

5. *Screw Conveyor (SC-201)*

Fungsi : Untuk membawa *slurry* dari *flash drum* menuju

Centrifuge (CF-301)

Tipe : *Helicoid Screw Conveyor*

Jumlah : 1 buah

Dasar Pemilihan : - Dapat digunakan untuk jarak *handling* padatan yang tidak terlalu jauh

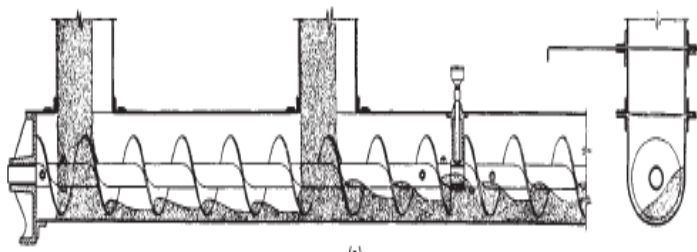
- Dapat digunakan untuk *handling* padatan dengan *range* ukuran padatan yang beragam seperti, gandum, *shavel*, pasir, *asphalt, coal*

- *Helicod flight* lebih kuat dibandingkan *sectional flight*

(Sumber : Brown, G., 1950, hal. 52 ; Perry's, Ed.7th, 1999, hal. 21-4, Tabel. 21-1)

Kondisi : Suhu : 30°C

Tekanan : 1 atm



Gambar C.17.1. *Helicoid Screw Conveyor*

(Sumber : Perry's, ed.7th, hal. 21-9)

Laju alir = 7.760,9653 kg/jam

Tabel.17.1. Densitas komponen

Komponen	kg/jam	xi	ρ (kg/m ³)	wi/ ρ
C ₈ H ₁₀	201,3786	0,0259	673,5044	0,0000
CH ₃ COOH	24,1012	0,0031	809,5728	0,0000
HBr	1,5711	0,0002	809,5728	0,0000
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,5036	0,0001	809,5728	0,0000
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,4407	0,0001	0,0000	0,0000
C ₈ H ₆ O ₄	7499,9847	0,9664	1674,7488	0,0006
H ₂ O	32,9853	0,0043	832,3078	0,0000
total	7760,9653	1,0000		0,0006

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}} = 1.600,4499 \text{ kg/m}^3 = 99,9126 \text{ lb/ft}^3$$

(Sumber : Coulson, Richardson, Vol.6th, 1983, hal. 238)

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik} &= \frac{7.760,9653 \text{ kg/jam}}{1.600,4499 \text{ kg/m}^3} = 4,8492 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 171,2493 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Over design factor = 20 % (Sumber : Wallas, M., 1990, Tabel. 1.4, hal.7)

$$\text{Kapasitas design} = 1,2 \times 171,2493 \text{ ft}^3/\text{jam} = 205,4992 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dipilih *Screw Conveyor* kapasitas 400 ft³/jam, dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Panjang *conveyor* = 5 m - Diameter pipa = 2,5 in
- Diameter *flights* = 10 in - Kecepatan *screw* = 55 rpm
- Diameter *shafts* = 2 in - Power : 0,85 hp

(Sumber : Perry's, Ed. 7th, 1999, Tabel 21-6, hal. 21-8)

Tabel C.17.2. Spesifikasi *Screw Conveyor* (SC-301)

Alat	<i>Screw Conveyor</i>
Kode	SC-301

Tipe	<i>Helicoid Screw Conveyor</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>	
Fungsi	<i>Membawa slurry dari flash drum (FD-301) menuju Centrifuge (CF-301)</i>	
Dimensi	Diameter <i>flights</i>	10 in (0,83 feet)
	Diameter pipa	2,5 in (0,208 feet)
	Diameter <i>shafts</i>	2 in (0,167 feet)
Kecepatan <i>screw</i>	55 rpm	
Power	0,85 Hp	
Jumlah	1 buah	

Perancangan *screw conveyor* (SC-302) perhitungannya dilakukan dengan cara seperti pada perhitungan perancangan (SC-301) namun fungsi dan kondisi operasi yang berbeda.

6. *Screw Conveyor* (SC-302)

Tabel C.17.3. Spesifikasi *Screw Conveyor* (SC-302)

Alat	<i>Screw Conveyor</i>	
Kode	SC-302	
Tipe	<i>Helicoid Screw Conveyor</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>	
Fungsi	<i>Membawa slurry dari Centrifuge (CF-301) menuju rotary dryer (RD-301)</i>	
Dimensi	Diameter <i>flights</i>	9 in (0,75 feet)
	Diameter pipa	2,5 in (0,208 feet)

	Diameter <i>shafts</i>	2 in (0,167 feet)
Kecepatan <i>screw</i>	40 rpm	
Power	0,43 Hp	
Jumlah	1 buah	

19. *Belt Conveyor (BC-301)*

Fungsi : mengangkut *terephthalic acid* dari *rotary dryer*

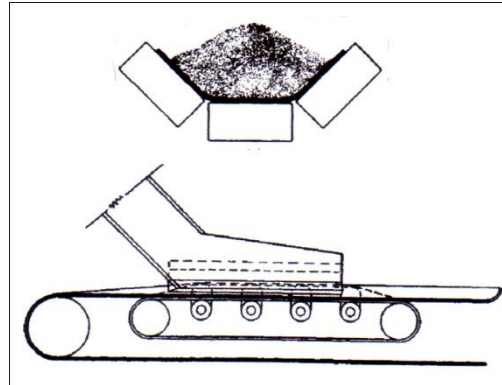
ke *Bucket elevator (BE-301)*

Tipe : *Troughed belt on 45 idlers*

Dasar pemilihan : tipe ini dipilih karena bahan yang akan ditangani merupakan bahan yang sangat kecil

Laju Alir : 7.575,437 kg/jam

Kapasitas *overdesign*(10%) : 8.333,316 kg/jam



Gambar.17.1. *Belt Conveyor*

Dari tabel 21-7, hal 21-11, Perry's 7ed dipilih spesifikasi *belt conveyor* sebagai berikut :

1. *Belt width*

Dipilih *belt width* 14 in atau yang paling kecil karena kapasitas maksimumnya yaitu 32 ton/jam atau yang terkecil dan juga ukuran partikel yang kecil.

2. *Cross-sectional area of load*

Luas permukaan *belt* untuk menampung material adalah $0,11 \text{ ft}^2$ ($0,010 \text{ m}^2$)

3. *Belt Plies*

Jumlah lapisan dalam konstruksi *belt* untuk lebar 14 in adalah 3-5 lapis

4. *Maximum lump size*

- size material 80% under : 2 in (50,8 mm)

- unsize material 20% : 3 in (76,2 mm)

5. *Belt speed*

Kecepatan *belt* untuk mengangkut material adalah 200 ft/min – 300 ft/min

6. *Horse Power*

Daya yang diperlukan untuk menggerakkan *belt conveyor* adalah 2 hp.

7. Panjang *belt*

Berdasarkan Peters and Timmerhause gambar 14-91, hal 570. Dipilih panjang *belt* 20 ft atau 6,1 m. Panjang *belt* disesuaikan dengan jarak pengangkutan yang akan dilakukan.

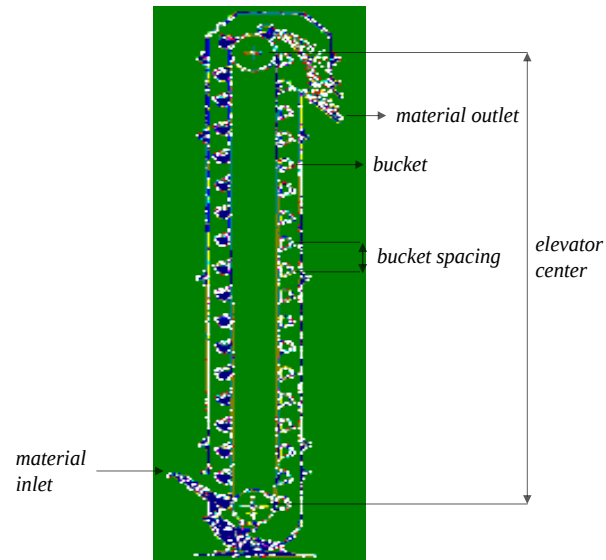
Tabel. C.19.1. Spesifikasi *Belt Conveyor* (BC-301)

Alat	<i>Belt Conveyor</i>
Kode Alat	BC-301
Fungsi	Mengangkut <i>terephthalic acid</i> dari <i>Rotary Dryer</i> (RD-301) ke <i>Bucket Elevator</i> (BE-301)
Tipe	<i>Troughed belt on 45 idlers</i>
Spesifikasi	<i>Belt width</i> = 14 in
	<i>Cross-sectional</i> = 0,11 ft ²
	<i>Belt plies</i> = 3-5 lapis
	<i>Max.Lump Size</i> = 80% under 2 in
	20% 3 in
	<i>Belt speed</i> = 200-300 ft/min
	<i>Horse Power</i> = 2 hp
	Panjang <i>belt</i> = 20 ft

20. Bucked Elevator – 301 (BC-301)

Fungsi : Mengangkut produk dari *belt conveyor* (BC-301)
ke *silo* (S-301).

Jenis : *Centrifugal-discharge spaced buckets*



Gambar C.20.1. *Centrifugal-discharge bucket* (Perry's 7^{ed}, 1984)

Alasan pemilihan tipe:

1. *Spaced – Bucket Centrifugal- Discharge Elevator* adalah tipe yang paling sering digunakan untuk pengangkutan vertical
2. Cocok untuk bahan yang *free flowing*

Laju alir massa = 7575,742 kg/jam

Kapasitas *Bucket elevator* = 7575,742 kg/jam x $\frac{1 \text{ ton}}{1.000 \text{ kg}}$

= 7,5757 ton/jam

Over desain = 20 %

Kapasitas *Bucket Elevator* Aktual = 1,2 x 7,5757 ton/jam

= 9,0909 ton/jam

Untuk kapasitas tersebut, berdasarkan *Perry's Chemical Engineering Handbook 7th edition* P. 21-8, didapat spesifikasi *Bucket Elevator* sebagai berikut :

Ukuran Bucket = width x projection x depth = 6 in x 4 in x 4 1/4 in

Bucket spacing = 12 in

Putaran *head shaft* = 43 rpm

Lebar belt = 7 in

Kapasitas = 14 ton/jam

Kecepatan = 225 ft/menit

Tinggi elevator = *lift* = 33 ft (d disesuaikan dengan tinggi Silo-401 (SS-401))

Power poros = 1 HP

Rasio daya/ tinggi = 0,02

Power yang digunakan, P :

$P = (\text{tinggi elevator} + \text{rasio daya/tinggi}) + \text{Power poros}$

$= (33 \text{ ft} \times 0,02) + 1$

$= 1,6600 \text{ Hp}$

Efisiensi Motor = 80 %

Tenaga motor $= 1,6600 / 0,8 = 2,0750 \text{ Hp}$

Dipakai tenaga motor = 3 Hp

Tabel. C.20.1. Spesifikasi *Bucket Elevator* (BE-301)

Alat	<i>Bucket Elevator</i>
Kode Alat	BE-301
Fungsi	Mengangkut <i>terephthalic acid</i> dari Belt Conveyor (BC-301) ke <i>silo</i> (S-301)
Jenis	<i>Centrifugal-discharge spaced buckets</i>
Kapasitas	14 ton
Dimensi	Tinggi = 33 ft Lebar Belt = 7 in Kecepatan = 225 ft/menit
Daya Motor	3 hp
Jumlah	1 Buah

21. POMPA PROSES - 101 (PP-101)

FUNGSI : MENGALIRKAN PARAXYLEN DARI TANGKI BAHAN
BAKU ST-101 KE

REACTOR RE-202

KONDISI OPERASI : TEMPERATUR : 35 °C

TEKANAN : 14,8 ATM

TIPE POMPA : *CENTRIFUGAL PUMP*

BAHAN KONSTRUKSI : *CARBON STEEL SA-210*

ALASAN PEMILIHAN

- ➡ DAPAT DIGUNAKAN *RANGE* KAPASITAS YANG BESAR DAN
TEKANAN TINGGI
- ➡ KONSTRUKSI SEDERHANA SEHINGGA HARGANYA RELATIF LEBIH
MURAH
- ➡ KECEPATAN PUTARANNYA STABIL
- ➡ TIDAK MEMERLUKAN AREA YANG LUAS

FRICTION LOSS YANG PERLU DIPERHITUNGKAN ANTARA LAIN :

1. *CONTRACTION LOSS* PADA KELUARAN TANGKI
2. FRIKSI PADA PIPA LURUS
3. FRIKSI PADA *ELBOW*
4. *EXPANSION LOSS* PADA MASUKAN REAKTOR
5. *LOSS* PADA *VALVE*

DATA-DATA PERHITUNGAN :

$$\square = 801,5534 \text{ KG/M}^3 = 53,1590 \text{ LBM/FT}^3$$

$$\square = 0,5331 \text{ CP} = 0,0005 \text{ KG M/S}$$

SUCTION :

DISCHARGE :

$$T_1 = 35 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 35 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P_1 = 1 \text{ ATM}$$

$$P_1 = 14,8 \text{ ATM}$$

$$Z_1 = 0 \text{ M}$$

$$Z_2 = 12 \text{ M}$$

$$F_v = 4809,4687 \text{ KG/JAM}$$

$$F_v = 4809,4687 \text{ KG/JAM}$$

A. MENGHITUNG DEBIT CAIRAN

DIAMBIL *OVER DESIGN* = 20%

$$F_{v \text{ DESIGN}} = 1,2 \times 4809,4687 \text{ KG/JAM}$$

$$= 5771,3624 \text{ KG/JAM}$$

$$= 1,6032 \text{ KG/DETIK}$$

$$Q = \frac{F_v}{\rho}$$

$$= 0,0665 \text{ FT}^3/\text{DETIK} = 0,0019 \text{ M}^3/\text{DETIK} = 29,8436 \text{ GAL/MNT}$$

B. MENGHITUNG DIAMETER PIPA

DIAMETER PIPA OPTIMUM UNTUK MATERIAL *CARBON STEEL*
DIHITUNG DENGAN PERSAMAAN (COULSON, 1983, PERS. 5.14):

$$D_{\text{OPT}} = 282 \times G^{0,52} \times \square^{-0,37}$$

KETERANGAN :

D_{OPT} = DIAMETER PIPA OPTIMUM (MM)

G = LAJU ALIR MASSA (KG/S)

ρ = DENSITAS LARUTAN (KG/M³)

$$D_{OPT} = 29,69 \text{ MM}$$

$$= 1,17 \text{ IN.}$$

DARI TABEL A.5-1, GEANKOPLIS 1993, DIPILIH PIPA *COMMERCIAL STEEL* DENGAN UKURAN :

$$NPS = 1,25 \text{ IN.}$$

$$SCH = 40 \text{ IN.}$$

$$OD = 1,66 \text{ IN.} = 0,0422 \text{ M}$$

$$ID = 1,38 \text{ IN.} = 0,0351 \text{ M}$$

C. MENENTUKAN BILANGAN REYNOLD (N_{RE})

BILANGAN REYNOLD (N_{RE}) DAPAT DIHITUNG DENGAN PERSAMAAN (GEANKOPLIS, 1993, PERS.4.5-5) :

$$N_{RE} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

KETERANGAN :

$$N_{RE} = \text{BILANGAN REYNOLD}$$

$$\rho = \text{DENSITAS LARUTAN (KG/M}^3\text{)}$$

$$ID = \text{DIAMETER DALAM PIPA (M)}$$

$$V = \text{KECEPATAN ALIRAN (M/S)}$$

$$\mu = \text{VISKOSITAS LARUTAN (KG/M.S)}$$

DIMANA :

KECEPATAN ALIRAN, V

$$V = \frac{4Q}{\pi D_{\text{pipa}}^2} = 1,95 \text{ M/DETIK}$$

$$N_{\text{RE}} = 109.301,2805 \text{ (TURBULENT, } N_{\text{RE}} > 2100)$$

D. MENGHITUNG PANJANG *EQUIVALENT*

FAKTOR KOREKSI, α :

$$\alpha = 1$$

DIAMETER PIPA :

$$ID_{\text{PIPA}} = 1,25 \text{ IN.}$$

$$= 0,0351 \text{ M}$$

ROUGHNESS, E

$$E = 0,000046 \text{ (UNTUK PIPA COMERCIAL STEEL)}$$

$$\frac{E}{D} = 0,0013$$

DARI GAMBAR. 2.10-3, GEANKOPLIS, 1993, DIPEROLEH $F = 0,0060$

TABEL C.15.1. UNTUK PANJANG *EQUIVALENT*, DARI GAMBAR. 127
BROWN, 1950, DIPEROLEH :

TABEL C.21.1. PANJANG *EQUIVALENT*

KOMPONEN	JUMLAH	LE/ID	LE, FT	LE, M	TOTAL (M)
	H				
PIPA LURUS	4,0000	173,913 1	65,616 6	20,000 0	20,0000
STANDARD ELBOW	4,0000	35,0000	4,0250	1,2268	4,9073
GLOBE VALVE	1,0000	300,000 0	34,500 0	10,515 7	10,5157
TEE	0,0000	50,0000	5,7500	1,7526	0,0000
GATE VALVE FULLY OPEN	1,0000	9,0000	1,0350	0,3155	0,3155

TOTAL PANJANG <i>EQUIVALENT</i>	35,7385
------------------------------------	---------

E. MENGHITUNG *FRICTION LOSS*

- FRIKSI KARENA KONTRAKSI DARI TANGKI KE PIPA.

$$H_C = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \frac{V^2}{2\alpha}$$

$$= K_c \frac{V^2}{2\alpha}$$

KETERANGAN :

H_C = *FRICTION LOSS*

V = KECEPATAN PADA BAGIAN *DOWNSTREAM*

$\square$ = FAKTOR KOREKSI, ALIRAN TURBULEN =1

A_2 = LUAS PENAMPANG YANG LEBIH KECIL

A_1 = LUAS PENAMPANG YANG LEBIH BESAR

$$A_2/A_1 = 0$$

$$K_C = 0,55$$

$$H_C = K_c \frac{V^2}{2\alpha}$$

$$= 1,0478 \text{ J/KG}$$

- FRIKSI PADA PIPA LURUS

$$N_{RE} = 109.301,2805$$

$$\varepsilon = 0,000046 \text{ M (UNTUK PIPA COMERCIAL STEEL)}$$

$$\varepsilon/ID = 0,0013$$

$$F = 0,0060 \quad (\text{GAMBAR.2.10-3, GEANKOPLIS,1993})$$

$$F_F = 4 f \frac{\Delta L}{ID} \frac{V^2}{2\alpha}$$

$$= 26,0876 \text{ J/KG}$$

- FRIKSI PADA SAMBUNGAN (*ELBOW*)

$$\text{JUMLAH } ELBOW = 4$$

$$K_F = 0,75 \quad (\text{TABEL 2.10-1, GEANKOPLIS})$$

$$H_F = \sum K_f \left[\frac{V^2}{2\alpha} \right]$$

$$= 5,7152 \text{ J/KG}$$

- FRIKSI KARENA EKSPANSI

$$K_{EX} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2$$

A_2 = LUAS PENAMPANG YANG LEBIH BESAR

A_1 = LUAS PENAMPANG YANG LEBIH KECIL

$$A_1/A_2 = 0$$

$$K_{EX} = 1$$

$$H_{EX} = K_{ex} \frac{V^2}{2\alpha}$$

$$H_{EX} = 1,9051 \text{ J/KG}$$

- FRIKSI PADA VALVE

GLOBE VALVE WIDE = 1; $K_F = 6,0$ (TABEL 2.10-1, GEANKOPLIS, 1983)

GATE VALVE WIDE = 2; $K_F = 0,17$ (TABEL 2.10-15, GEANKOPLIS, 1983)

$$H_F = \sum K_f \left[\frac{V^2}{2\alpha} \right]$$

$$= 11,7542 \text{ J/KG}$$

TOTAL FRIKSI, ΣF

$$\Sigma F = H_C + F_F + H_{F, \text{ELBOW}} + H_{EX} + H_{F, \text{VALVE}}$$

$$= 1,0478 + 26,0876 + 5,7152 + 1,9051 + 11,7542$$

$$= 46,5098 \text{ J/KG}$$

F. MENGHITUNG TENAGA POMPA YANG DIGUNAKAN

PERSAMAAN NERACA ENERGI YANG DIJELASKAN MELALUI PERSAMAAN BERNAULLI

(PERS. 2.7-28 GEANKOPLIS, 1983) :

$$-WS = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2\alpha} + g(Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F$$

DIMANA:

PRESSURE DROP, $P_2 - P_1 = 13,8 \text{ ATM}$

D PIPA MASUK = D PIPA KELUAR, MAKA $V_1 = V_2$, JADI $(V_2 - V_1)^2 = 0$

$Z_2 - Z_1 = 12 \text{ M}$

MAKA:

$$-WS = 1.806,22 \text{ J/KG}$$

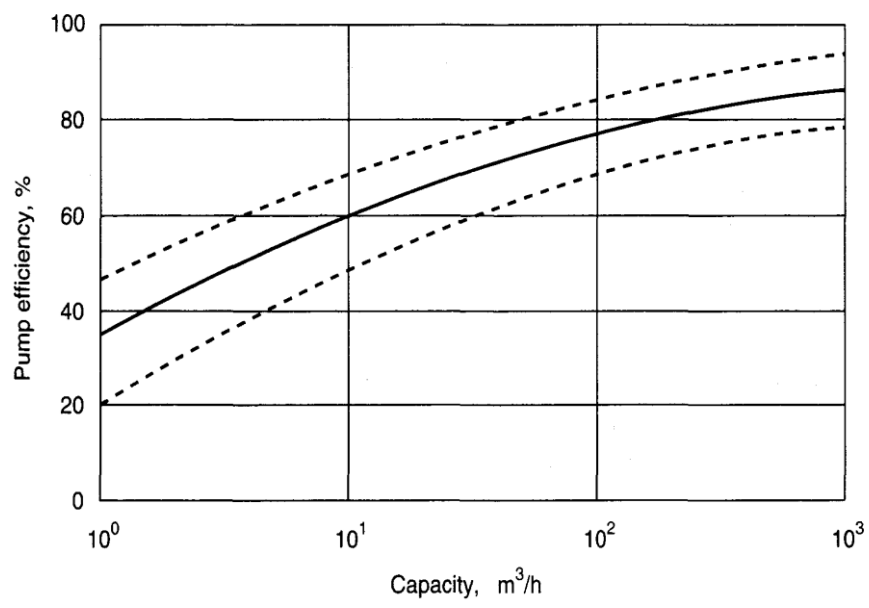
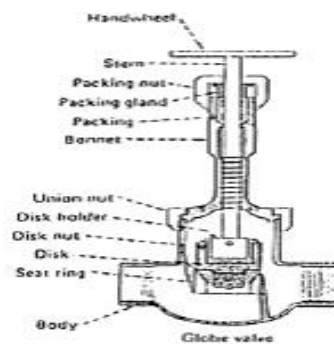


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

22. EXPANSION VALVE (EV-201)

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran *reactor* sebesar 13354,0874 kg/jam dari 14 atm menjadi 12 atm.

Tipe : Globe valve.



Gambar C.22.1. Globe valve

a. Menentukan Suhu (T_2) Keluaran dari EV-201

Kondisi propilen masuk :

$$T_1 = 210 \text{ C}$$

$$= 483 \text{ K}$$

$$P_1 = 14 \text{ atm}$$

$$P_2 = 12 \text{ atm}$$

Diasumsikan proses yang terjadi adalah proses isentropic sehingga $S_1 = S_2$

$$\Delta S = C_{Pms}^{ig} \ln \left(\frac{T_2}{T_1} \right) - R \ln \left(\frac{P_2}{P_1} \right) \dots\dots\dots (\text{Van Ness}$$

hal.229)

$$\Delta S = 0$$

$$C_{Pms}^{ig} = A + BT_{lm} + CT_{am} T_{lm} \dots\dots\dots(\text{Van Ness hal.229})$$

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

$$T_{lm} = \frac{T_1 - T_2}{\ln\left(\frac{T_1}{T_2}\right)}$$

Tabel C.22.1. Konstanta spesifik panas

Komponen	Mol fraksi	A	B	C
C ₈ H ₁₀	0,1546	0,2325	0,27418	364,76
CH ₃ COOH	0,0619	0,2174	0,26948	369,82
HBr	0,0030	0,566	0,27315	417,15
(CH ₃ COO) ₂ Co	0,0004	0,327	0,26172	514,15
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0,0004	0,327	0,26172	514,15
C ₈ H ₆ O ₄	0,2340	0,4682	0,26925	304,19
H ₂ O	0,5456	0,325	0,27	647,13
Total	1	2,1361	1,61778	2617,2

Sumber : Van Ness Tabel 4.1, hal. 109

$$\Delta S = C_{Pms}^{ig} \ln\left(\frac{T_2}{T_1}\right) - R \ln\left(\frac{12}{14}\right)$$

$$\Delta S = \frac{C_{Pms}^{ig}}{R} \ln\left(\frac{T_2}{T_1}\right) - (-0,1542)$$

$$-0,1542 = \frac{C_{Pms}^{ig}}{R} (\ln(T_2) - \ln(T_1))$$

$$\ln(T_2) = \frac{-0,1542}{\frac{C_{Pms}^{ig}}{R}} + \ln(T_1)$$

$$T_2 = \exp\left(\left(\frac{-0,1542}{\frac{C_{Pms}^{ig}}{R}} + \ln(T_1)\right)\right)$$

Dengan menggunakan metode trial and error maka diperoleh suhu T_2 adalah 202 °C

b. Menghitung Diameter Pipa Optimum.

Densitas campuran 915,3275 kg/m³ atau 57,1419 lb/ft³.

$G = 13354,0874$ kg/jam atau 3,7095 kg/sekon.

$D_{\text{optimum}} = 260 \times G^{0.52} \times \rho^{-0.37} \dots\dots\dots(\text{Sinnott, Hal 221})$

$D_{\text{optimum}} = 260 \times (3,7095)^{0.52} \times (915,3275)^{-0.37}$

$D_{\text{optimum}} = 0,0412$ m, 41,2318 mm atau 1,6233 in.

Dipilih diameter standar (Kern, 1950, hal.844)

NPS : 2 inch

Schedule : 40

OD : 2,88 in

ID : 2,067 in atau 0,1723 ft

a : 3.35 in² atau 0,0233 ft²

c. Menghitung Bilangan Reynold

Viskositas campuran 0,4969 cp atau 0,0002 lb/ft-sec.

Laju alir volumetrik (Q) = $\frac{m}{\rho}$

Keterangan :

Q = Laju alir volumetrik (m³/jam)

m = Laju alir massa (kg/jam)

ρ = Densitas cairan (kg/m³)

Sehingga $Q = \frac{13354,0874 \text{ kg /jam}}{915,3275 \text{ kg /m}^3}$

$Q = 14,5894 \text{ m}^3/\text{jam}$

$Q = 0,1431 \text{ ft}^3/\text{s}$

Kecepatan fluida didalam pipa (v) = $\frac{Q}{A}$

Keterangan :

v = Kecepatan fluida (ft/s)

Q = Laju volumetric (ft³/s)

A = Luas permukaan (ft²)

$$\begin{aligned}\text{Sehingga } v &= \frac{0,1431 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0233 \text{ ft}^2} \\ &= 6,1519 \text{ ft/s}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu} \\ \text{Re} &= \frac{57,1419 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 6,1519 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \times 0,1723 \text{ ft}}{0,0002 \text{ lb/ft-sec}}\end{aligned}$$

$$\text{Re} = 308.661,0269$$

Dari fig. 126 Brown (hal. 141) didapatkan e/D untuk *commercial pipe* 0,001726

dan dari fig.125 Brown hal. 140 didapatkan nilai $f = 0,026$

Sehingga :

$$L_e = 150 \text{ ft atau } 45,72 \text{ meter.}$$

$$P_1 = 14 \text{ atm atau } 1.400.000 \text{ N/m}$$

$$P_2 = 12 \text{ atm atau } 1.200.000 \text{ N/m}$$

$$\Delta Z = 3 \text{ meter}$$

d. Menghitung *Pressure Head*

$$-F = \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} + \Delta Z$$

Keterangan :

$-F$: *Pressure head* (m)

ΔP : Perbedaan tekanan (N/m)

P : Densitas (Kg/m³)

g : Gravitasi (m/s²)

ΔZ : Perbedaan ketinggian (m)

Sehingga

$$-F = \frac{(1.200.000 \frac{N}{m} - 1.400.000 \frac{N}{m})}{915,3275 \frac{kg}{m^3} \times 9,8 \text{ m/s}^2} + 3 \text{ m}$$

$$F = 25.296 \text{ m}$$

$$L + Le = \frac{F \cdot 2 \cdot g \cdot D}{f \cdot v^2}$$

$$L + Le = \frac{25.296 \text{ m} \times 2 \times 9,8 \frac{m}{s^2} \times 0,0525 \text{ m}}{0,026 \times 6,1519 \text{ ft/s}}$$

$$L + Le = 162,7364 \text{ m}$$

$$L = 51 \text{ m}$$

$$Le = 162,7364 \text{ m} - 51 \text{ m}$$

$$= 111,7364 \text{ m}$$

Jumlah elbow yang digunakan 4 buah, sehingga Le 2 ft (0,609 m) (Brown, gambar 126)

$$Le \text{ valve} = 111,7364 \text{ m} - (4 \times 0,609 \text{ m})$$

$$= 109,3004 \text{ m}$$

$$\frac{\sum Le}{Le / valve}$$

$$\text{Jumlah valve} = 109,3004 / 45,7 = 2,3917$$

Jumlah valve yang digunakan 3

Tabel C.22.2 Spesifikasi *Expansion Valve* (EV-201)

Alat	<i>Expansion Valve</i>
Kode	EV-201
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran <i>reactor</i> sebanyak 13354,0874 kg/jam dari tekanan 14 atm ke tekanan 12 atm.
Kapasitas	13354,0874 kg/jam
Diameter <i>valve</i>	0,087 ft
Dimensi	Pipa lurus : 51 meter Jumlah elbow : 4 Beda ketinggian : 3 meter
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Jumlah	3 buah

Perancangan (EV-301) perhitungannya dilakukan dengan cara seperti pada perhitungan perancangan (EV-201) namun fungsi dan kondisi operasi yang berbeda.

Tabel C.22.3 Spesifikasi *Expansion Valve* (EV-301)

Alat	<i>Expansion Valve</i>
Kode	EV-301
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran <i>centrifuge</i> sebanyak 5854,0874 kg/jam dari tekanan 12 atm ke tekanan 1 atm.
Kapasitas	5854,0874 kg/jam
Diameter <i>valve</i>	0,087 ft
Dimensi	Pipa lurus : 51 meter Jumlah elbow : 4

	Beda ketinggian : 3 meter
Bahan Konstruksi	<i>Stainless steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Jumlah	9 buah

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN UTILITAS

Utilitas berfungsi untuk menyediakan bahan-bahan penunjang untuk mendukung kelancaran pada sistem produksi di seluruh pabrik. Unit-unit yang ada di utilitas terdiri dari :

- A. Unit penyediaan dan pengolahan air (*Water system*)
- B. Unit penyedia udara (*ir system*)
- C. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik (*Power plant and Power distribution system*)

A. Unit Penyedia Air

1. Perhitungan Kebutuhan Air

Kebutuhan air yang disediakan untuk kebutuhan proses produksi di pabrik meliputi:

- **Air untuk keperluan umum (*general uses*)**

Kebutuhan air ini meliputi kebutuhan laboratorium, kantor, karyawan dan lain-lain. Air yang diperlukan untuk keperluan umum ini adalah sebesar :

Tabel D.1. Kebutuhan Air Untuk *General Uses*

No.	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1	Air untuk karyawan & kantor = 15 L/orang/hari		
	Jadi untuk 119 orang diperlukan air sejumlah	1,9800	m ³ /hari
2	Air untuk perumahan karyawan :		
	a. Perumahan pabrik : 30 rumah		
	b. Rumah dihuni 4 orang : 120 L/hari.rumah		
	Total untuk perumahan :	3,6000	m ³ /hari
3	Air Untuk Laboratorium diperkirakan sejumlah	2,5000	m ³ /hari
4	Air Untuk Kebersihan dan Pertamanan	5,0000	m ³ /hari
	Total	13,0800	m³/hari
		0,5450	m³/jam
		541,1068	kg/jam

- **Air untuk kebutuhan proses**

Tabel D.2. Kebutuhan Air Untuk Proses

No.	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1	CF-301	750,0000	kg/jam
	Total	750,0000	kg/jam
		0,7554	m³/jam

- **Air untuk keperluan air pendingin**

Tabel D.3. Kebutuhan Air Untuk Air Pendingin

No.	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1	CD-201	6.721,7947	kg/jam
2	CD-402	4.189,4156	kg/jam
Jumlah Kebutuhan		10.911,2104	kg/jam
Over design 10%		12.002,3314	kg/jam
Recovery 90%, make-up		1.200,2331	kg/jam
		1,2089	m³/jam

- Total kebutuhan air sungai:

$$= \text{General uses} + \text{Air proses} + \text{Air hidran} + \text{Make-up air pendingin}$$

$$= 541,1068 + 750 + 1.000 + 1.200,2331 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.491,3400 \text{ kg/jam} = 3,5165 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kebutuhan air di penuhi dengan satu sumber, yaitu air sungai.

B. Spesifikasi Peralatan Utilitas

1) Bak Sedimentasi (BS-501)

Fungsi : Mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai

Jenis : Bak *rectangular*

- **Menentukan Volume Bak**

Jumlah air sungai = *make-up* air pendingin + air untuk kebutuhan umum

Jumlah air sungai = $3.491,3400 \text{ kg/jam} = 3,5165 \text{ m}^3/\text{jam}$

Waktu tinggal = 1- 8 jam (<http://water.me.vccs.edu/>)

Diambil waktu tinggal = 1 jam

$$\text{Ukuran volume bak} = 1,1 \times 3,5165 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 3,8682 \text{ m}^3 = 136,6645 \text{ ft}^3$$

- **Menentukan Dimensi Bak**

$$\text{Luas permukaan bak (A)} = Q_c/O.R \quad (\text{http://water.me.vccs.edu/})$$

Dimana :

$$A = \text{luas permukaan bak, m}^2$$

$$Q_c = \text{laju alir, m}^3/\text{jam}$$

$$O.R = \text{overflow rate, 500 gal/jam-ft}^2 - 1.000 \text{ gal/jam-ft}^2$$

$$\text{Diambil overflow rate } 500 \text{ gal/jam-ft}^2$$

Sehingga :

$$A = 928,9503 \text{ gal/jam} / 500 \text{ gal/jam-ft}^2 = 1,8579 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kedalaman bak (d)} = 7-16 \text{ ft} \quad (\text{http://water.me.vccs.edu/})$$

$$\text{Diambil d} = 7 \text{ ft} = 2,1336 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (L)} = 4 W$$

$$\text{Dimana W} = (V/4d)^{1/2}$$

$$= \left(\frac{136,6645 \text{ ft}^3/\text{jam}}{4 \times 7 \text{ ft}} \right)^{1/2}$$

$$= 2,2093 \text{ ft}$$

$$= 0,6733 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (L)} = 4(2,2093 \text{ ft})$$

$$= 8,8371 \text{ ft}$$

$$= 2,6935 \text{ m}$$

- **Menentukan Air Sungai Keluar Bak Sedimentasi**

Flow through velocity : $< 0,5 \text{ ft/min}$ (<http://water.me.vccs.edu/>)

$$v = (0,0000928 \text{ ft}^3\text{-jam/gal-min} \times Q_c) / A_x$$

A_x = *cross-sectional area*

$$A_x = Wd$$

$$= (2,2093 \text{ ft}) (7 \text{ ft}) = 15,4651 \text{ ft}^2$$

$$v = (0,0000928 \text{ ft}^3\text{min/gal-jam} \times 928,9503 \text{ gal/jam}) / (15,4651 \text{ ft}^2)$$

$$= 0,0056 \text{ ft/min}$$

$0,0056 \text{ ft/min} < 0,5 \text{ ft/min}$, menandakan lumpur tidak terbawa oleh aliran air keluar bak sedimentasi.

$$\text{Air sungai keluar} = \text{Air sungai masuk} - \text{Drain}$$

$$\text{Asumsi turbidity} = 850 \text{ pp} \quad (\text{Powell, 1954})$$

$$x (\text{suspended solid}) = 42 \% \quad (\text{Powell, 1954, gambar 4})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Drain} &= 42 \% \times 850 \text{ ppm} \\
 &= 3,57 \times 10^{-4} \text{ lb/gal air} \\
 &= 4,2771 \times 10^{-5} \text{ kg/kg air} \times 3.491,3400 \text{ kg} \\
 &= 0,1493 \text{ kg} \\
 \text{Air sungai sisa} &= 3.491,3400 \text{ kg/jam} - 0,1493 \text{ kg/jam} \\
 &= 3.491,1907 \text{ kg/jam} \\
 &= 3,5087 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-101) ditunjukkan pada Tabel D.4.

Tabel D.4. Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-501)

Alat	Bak Sedimentasi		
Kode	BS-501		
Fungsi	Mengendapkan Lumpur dan kotoran air sungai sebanyak 3,5165 m ³ /jam dengan waktu tinggal 1 jam.		
Bentuk	Bak rectangular		
Dimensi	Panjang	2,6935	m
	Lebar	0,6733	m
	Kedalaman	2,1336	m
Jumlah	1 Buah		

2) Bak Penggumpal (BP-501)

Fungsi : Menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak penampung awal dengan menambahkan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, soda kaustik dan kaporit.

Jenis : Silinder tegak yang dilengkapi pengaduk

- **Menentukan Volume Bak**

$$\begin{aligned}\text{Jumlah air sungai} &= 3,5165 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3.491,3400 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Over design 10%.

Waktu tinggal dalam bak = 20 – 60 menit (Powell, 1954)

Diambil waktu tinggal 60 menit.

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= 1,2 \times 3,5165 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 4,2198 \text{ m}^3\end{aligned}$$

- **Menentukan Dimensi Bak**

Dimensi bak silinder tegak dengan $H/D = 1$

$$V = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$\text{Sehingga } H = D = 1,7518 \text{ m}$$

- **Menentukan Kebutuhan Bahan Kimia**

Alum

Konsentrasi alum yang diinjeksikan kedalam bak penggumpal = 0,06 %
dari air umpan

Konsentrasi alum di tangki penyimpanan = 26 %

Kebutuhan alum = $0,06 \% \times 3,5165 \text{ m}^3/\text{jam}$

$$= 0,0021 \text{ m}^3/\text{jam} = 2,085 \text{ kg/jam}$$

Suplai alum ke bak penggumpal = $2,085 \text{ jam} / 0,26$

$$= 8,0192 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ alum} = 1.307 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir alum} = \frac{8,0192 \text{ kg/jam}}{1.307 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,0061 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Soda Kaustik

Koansentrasi soda kaustik yang diinjeksikan kedalam bak penggumpal = 0,05% dari air umpan.

Konsentrasi soda kaustik = 40%

Kebutuhan soda kaustik = $0,05\% \times 3,5165 \text{ m}^3/\text{jam}$

$$= 0,0018 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,7457 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ soda kaustik} = 1.044,4000 \text{ kg/m}^3$$

Suplai soda kaustik ke bak penggumpal = $1,7457/0,4000$

$$= 4,3643 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Laju alir soda kaustik} = 0,0042 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Kaporit

Konsentrasi kaporit yang diinjeksikan ke dalam bak penggumpal = 1,2 %
dari air umpan

$$\text{Kebutuhan kaporit} = 1,2 \% \times 3,5165 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0422 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 41,8966 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suplai kaporit ke bak penggumpal} = \frac{41,8966 \text{ kg /jam}}{1}$$

$$= 41,8966 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ kaporit} = 1.043,25 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir kaporit} = \frac{41,8966 \text{ kg/jam}}{1.043,25 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,0402 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- **Menentukan Daya Motor Pengaduk**

$$\text{Daya motor yang digunakan} = \frac{\text{Daya motor yang dibutuhkan}}{\text{Efisiensi motor}}$$

- **Menghitung diameter pengaduk (D_i)**

$$\text{Diameter impeler } (D_i) = 1/3 \times D_{\text{bak}}$$

$$= 1/3 \times 1,7518 \text{ m}$$

$$= 0,5839 \text{ m}$$

$$= 1,9157 \text{ ft}$$

- **Menghitung putaran pengaduk (N)**

$$N = \frac{600 \times 0,3048}{\pi \times D_I} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times D_I}}$$

$$WELH = \text{Tinggi cairan (Z}_1\text{)} \times \text{s.g}$$

$$\text{Tinggi cairan (Z}_1\text{)} = \frac{4 V_L}{\pi ID^2}$$

$$= 1,4598 \text{ m}$$

$$= 4,7893 \text{ ft}$$

$$WELH = Z_1 \times \text{s.g.}$$

$$= 1,4598 \times 1,0020$$

$$= 1,4613 \text{ m}$$

$$= 4,7941 \text{ ft}$$

$$\text{Putaran pengaduk (N)} = \frac{600 \times 0,3048}{\pi \times 1,7518} \sqrt{\frac{4,7941}{2 \times 1,7518}}$$

$$= 34,0077 \text{ rpm}$$

$$= 0,5668 \text{ rps}$$

- **Menentukan *power number* (N_p)**

N_p ditentukan dari *Figure 3.4-4*, Geankoplis, berdasarkan bilangan

Reynold dan tipe pengaduk.

Viskositas campuran = 0,0413 kg/m.s

Berdasarkan viskositas campuran < 10 kg/m-s maka dipilih jenis impeler yaitu *marine propeller*.

$$N_{Re} = \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu}$$

$$= 260.945,1970$$

Dari Figure 3.4-4, Geankoplis, diperoleh $N_p = 1$

- **Menentukan daya motor yang dibutuhkan**

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{(N_p \cdot \rho_{mix} \cdot N^3 \cdot D_I^5)}{(550 \times 32,17)} \\ &= 0,0170 \text{ hp} \end{aligned}$$

- **Menentukan daya motor yang digunakan**

Efisiensi = 85 %

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{0,0170 \text{ hp}}{0,85} \\ &= 0,0212 \text{ hp} \end{aligned}$$

Digunakan daya motor = 0,5000 hp

Spesifikasi Bak Penggumpal (BP-501) ditunjukkan pada Tabel D.5.

Tabel D.5. Spesifikasi Bak Penggumpal (BP-501)

Alat	Bak Penggumpal
------	----------------

Kode	BP-501	
Fungsi	Menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak penampung awal dengan menambahkan alum $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$, kaporit dan soda kaustik	
Bentuk	Silinder vertical	
Dimensi	Diameter	1,7518 m
	Tinggi	1,7518 m
Pengaduk		
	Diameter pengaduk	1,6629 m
	Power	0,5000 hp
Jumlah	1 Buah	

3) Tangki Alum (TP-501)

Fungsi alat = Tempat menyiapkan dan menampung larutan alum konsentrasi 26% volume selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam bak penggumpal

Tipe tangki = Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*)

Diketahui :

Tekanan = 101,1500 kPa = 1 atm

Temperatur = 35°C

$$\text{Kebutuhan alum} = 2,085 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ alum} = 1.307,0000 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir alum} &= 2,085 / 1.307,0000 \\ &= 0,0016 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 24 \text{ jam}$$

Volume tangki :

$$\text{Overdesign} = 20 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 1,2 \times 0,0016 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} \\ &= 4,4176 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi tangki :

$$H/D = 1,2$$

$$V_{\text{tangki}} = V_{\text{shell}} + (2 \times V_{\text{head}})$$

$$4,4176 \text{ m}^3 = \left(\frac{1}{4} \pi D^2 H\right) + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$4,4176 \text{ m}^3 = \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times 1,2\right) D^3 + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$4,4176 \text{ m}^3 = 0,9421 D^3$$

$$D = \left(\frac{4,4176}{0,9421} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,6738 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$D = 65,8966 \text{ in}$$

$$H = 1,2 \times 1,6738$$

$$= 2,0086 \text{ m}$$

Diambil standar :

$$D_{\text{standar}} = 72 \text{ in}$$

$$= 5,9999 \text{ ft}$$

$$= 1,8288 \text{ m}$$

$$H_{\text{standar}} = 80 \text{ in}$$

$$= 6,6666 \text{ ft}$$

$$= 2,0320 \text{ m}$$

Diameter *impeller*, D_i :

$$D_i = 1/3 D$$

$$= 1/3 \cdot 1,8288 \text{ m}$$

$$= 0,6096 \text{ m}$$

Tekanan desain :

$$P_{\text{absolute}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$H_{\text{liquid}} = (V_{\text{liquid}} / V_{\text{tangki}}) \times H_{\text{tangki}}$$

$$= 1,6807 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = [\rho \times H_l \times (g/gc)] / 144 = 3,1244 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 14,6960 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10% diatas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal 637).

$$P_{\text{desain}} = 0,10 \times 17,8244 \text{ psi}$$

$$= 1,78244 \text{ psi}$$

Menghitung tebal plate :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

Keterangan :

F = 12.650 (Brownell, 1959, Tabel 13.1 untuk T = -20 - 650 °F)

E = 0,8 (Jenis sambungan las : *single-butt weld*)

C = 0,1250 (Coulson, Vol 6, Hal. 217)

Maka,

$$t_s = 0,1948 \text{ in}$$

Diambil tebal *plate* standar = 0,2500 in

Putaran pengadukan ,N :

$$WELH = Z_i \times sg$$

$$= 2,0169 \text{ m} \times 1,3070$$

$$= 2,6360 \text{ m}$$

$$N = \frac{600}{\pi \times D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times D_i}}$$

$$= 16,9333 \text{ rpm}$$

$$= 0,2822 \text{ rps}$$

Bilangan reynold, N_{Re} :

$$\mu_{\text{campuran}} = 0,01962 \text{ kg/m.menit}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 1.037,0000 \text{ kg/m}^3$$

$$N_{Re} = \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu}$$

$$= 571.456,6405$$

Berdasarkan viskositas campuran $< 10 \text{ kg/ m. s}$ maka dipilih jenis *impeller* yaitu *marine propeller*.

Dari gambar 3.4-4 Geankoplis diperoleh $N_p = 1$

Sehingga Power, P_o :

$$P_o = \frac{(N_p \cdot \rho_{\text{mix}} \cdot N^3 \cdot D_I^5)}{(550 \times 32,17)}$$

$$= 0,7927 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi} = 80 \%$$

$$\text{Power motor} = 0,9909 \text{ hp}$$

$$\text{Power yang dipakai} = 1,000 \text{ hp}$$

Tabel D.6. Spesifikasi Tangki Alum (TP-501)

Alat	Tangki Alum		
Kode	TP-501		
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum konsentrasi 26% volum selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam bak penggumpal.		
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i>		
Kapasitas	4,4176 m ³		
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D)	1,8288	m
	Tinggi <i>shell</i> (Hs)	2,0320	m
	Tebal <i>shell</i> (t _s)	0,2500	in
	Tinggi atap	0,1175	m
Tekanan desain	19,6069 psi		
Tebal head	0,2500 in		
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C		
Jumlah	1 Buah		

4) Tangki Kaporit (TP-502)

Fungsi alat = Tempat menyiapkan dan menampung larutan kaporit konsentrasi 30 % volume selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam bak penggumpal

Tipe tangki = Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap (*head*) berbentuk kerucut (*conical*)

Tekanan = 101,1500 kPa = 1 atm

Temperatur = 35 °C

Dengan cara perhitungan yang sama seperti pada Tangki Alum (TP-501), diperoleh spesifikasi Tangki Kaporit (TP-502) sebagai berikut :

Tabel D.7. Spesifikasi Tangki Kaporit (TP-502)

Alat	Tangki Kaporit	
Kode	TP-502	
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit konsentrasi 30% volum selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam bak penggumpal.	
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>conical</i>	
Kapasitas	4,2096 m ³	
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D)	4,5720 m
	Tinggi <i>shell</i> (Hs)	1,8288 m
	Tebal <i>shell</i> (t _s)	0,3125 in
	Tinggi atap	0,1027 m
	Tebal Head	0,1875 In
	Jumlah courses	1 Buah
Tutup atas	Bentuk conical	
Tekanan desain	17,1866 psi	
Power motor	1 hp	
Bahan konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C	
Jumlah	1 Buah	

5) Tangki Soda Kaustik (TP-503)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu konsentrasi 40 % volume selama 5 hari untuk diinjeksikan ke dalam bak penggumpal dan regeneran anion exchanger.

Kondisi Operasi : Temperatur : 35 °C

Tekanan : 1 atm

Tipe : Tangki silinder vertikal

Dengan perhitungan yang sama seperti Tangki Alum (TP– 501) maka diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

Tabel D.8. Spesifikasi Tangki Soda Kaustik (TP– 503)

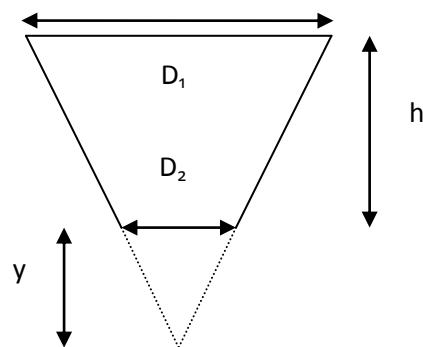
Alat	Tangki Soda Kaustik
Kode	TP – 503
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu konsentrasi 40% volum selama 5 hari untuk diinjeksikan ke dalam bak penggumpal.
Bentuk	Silinder vertical yang dilengkapi pengaduk
Kapasitas	3,4588 m ³
Dimensi	Diameter = 1,6764 m Tinggi = 1,6764 m
Pengaduk	<i>Marine propeller</i> Diamater pengaduk = 0,5588 m

	Power = 0,5 hp
Jumlah	1 Buah

6) Clarifier (CL-501)

Fungsi : Mengendapkan gumpalan kotoran dari bak penggumpal

Jenis : Bak berbentuk kerucut terpancung dengan waktu tinggal 60 menit



Gambar D.1. Clarifier.

- Menentukan Volume Clarifier

Jumlah air sungai = 3,5165 m³/jam

= 3.491,3400 kg/jam

Over design = 20%

Volume bak = 1,2 × 3,5165 m³/jam × 1jam

= 4,2198 m³

- **Menentukan Dimensi Clarifier**

$$\text{Tinggi (h)} = 10 \text{ ft} = 3,0480 \text{ m} \quad (\text{Powell, 1954})$$

$$\text{Diambil } D_2 = 0,61 D_1$$

$$D_2 / D_1 = (y / y + h)$$

$$0,61 = (y / y + 3,0480)$$

$$y = 4,7674 \text{ m}$$

$$\text{Volume clarifier} = \frac{1}{4} \pi D_2^2 (y + h) / 3 - \frac{1}{4} \pi D_1^2 (y + h) / 3$$

$$13,3459 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D_1^2 7,8154 - \frac{1}{4} \pi 0,61 D_1^2 7,8154$$

$$\text{Diperoleh: } D_1 = 3,2239 \text{ m}$$

$$D_2 = 1,9666 \text{ m}$$

Jadi dimensi *clarifier* :

$$\text{Tinggi} = 3,0480 \text{ m}$$

$$\text{Diameter atas} = 3,2239 \text{ m}$$

$$\text{Diameter bawah} = 1,9666 \text{ m}$$

- **Menentukan Massa Air Keluar Clarifier**

$$\text{Massa air keluar clarifier} = \text{Massa air masuk clarifier} - \text{Sludge discharge}$$

$$\text{Sludge discharge} = \text{Turbidity} + \text{Alum} + \text{Soda abu}$$

Asumsi :

$$\text{Turbidity} = 850 \text{ ppm}$$

$$\text{Alum} = 30 \text{ ppm}$$

$$\text{Soda abu} = 30 \text{ ppm}$$

$$\begin{aligned} \text{Total} &= 4,2771 \cdot 10^{-5} + 1,5096 \cdot 10^{-6} + 1,5096 \cdot 10^{-6} \\ &= 4,5790 \cdot 10^{-5} \text{ kg sludge/ kg air} \times 3.491,3400 \text{ kg/jam} \\ &= 0,3491 \text{ kg sludge} \end{aligned}$$

$$\text{Massa air sisa} = (3.491,3400 \text{ kg} - 0,3491) \text{ kg}$$

$$= 3.490,9909 \text{ kg/jam}$$

$$= 3,5085 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Spesifikasi clarifier (CL-501) ditunjukkan pada Tabel D.9

Tabel D.9. Spesifikasi *Clarifier* (CL-501)

Alat	Clarifier		
Kode	CL-501		
Fungsi	Mengendapkan gumpalan-gumpalan kotoran dari bak penggumpal.		
Bentuk	Bak berbentuk kerucut terpancung		
Kapasitas	13,3459	m^3	
Dimensi	Tinggi	3,0480	m
	Diameter Atas	3,2239	m
	Diameter Bawah	1,9666	m
Jumlah	1 Buah		

7) Sand Filter (SF-501)

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air dari tangki *clarifier*

Tipe : Silinder vertikal dengan media penyaring pasir dan kerikil

- **Menentukan Luas Penampang Filter**

$$\text{Jumlah air} = 3.483,4707 \text{ kg/jam} = 3,5085 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0010 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Densitas air} = 992,8566 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Over design} = 10 \%$$

$$\text{Kapasitas tangki} = 1,1 \times \text{Laju air} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 1,1 \times 3,5085 \times 1 \text{ jam}$$

$$= 3,8594 \text{ m}^3$$

$$= 3.441,2341 \text{ ft}^3$$

Untuk mencari luas filter, digunakan persamaan :

$$\frac{V}{A t_c} = \left[\frac{2 \cdot f \cdot (P)}{t_c \cdot \mu \cdot \alpha \cdot c_s} \right]^{0,5} \quad (\text{Pers. 14.2-24, Geankoplis, Hal. 814})$$

Keterangan :

V = volume filtrat (m^3)

A = luas filter (m^2)

f = *fraction submergence* dari permukaan *drum* dalam *slurry*

P = tekanan (Pa)

t_c = waktu siklus (s)

μ = viskositas (Pa.s)

α = tahanan spesifik (m/kg)

c_s = total padatan dalam filtrat (kg padatan/m^3 filtrat)

Diketahui :

V = $0,0246 \text{ m}^3/\text{s}$

c_x = $0,1910 \text{ kg padatan/kg slurry}$

$$m = 2 \text{ kg wet cake/kg dry cake}$$

$$\Delta P = 70.000 \text{ Pa}$$

$$t_c = 250 \text{ s}$$

$$\begin{aligned} \alpha &= (4,37 \cdot 10^9 \times (-\Delta P))^{0,3} \\ &= (4,37 \cdot 10^9 \times 70.000)^{0,3} = 1,2417 \times 10^{11} \text{ m/kg} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.2 (Geankoplis,1993), untuk air pada 30 °C,

$$\mu = 0,0008 \text{ Pa.s}$$

$$\rho = 992,8566 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} c_s &= \frac{\rho c_x}{1 - mc_x} \\ &= \frac{992,8566 \times 0,191}{1 - (2 \times 0,191)} \\ &= 306,8537 \text{ kg padatan/m}^3 \text{ filtrat} \end{aligned}$$

Maka,

$$\frac{0,0246}{A} = \left[\frac{2 \cdot 0,33 \cdot (70.000)}{250 \times 0,0008 \times 1,2417 \times 10^{11} \times 306,8537} \right]^{0,5} \times 250$$

$$A = 1,2642 \text{ m}^2$$

- **Menentukan Dimensi Filter**

$$A = (1/4) \times \pi \times D^2$$

$$\text{Diperoleh } D = 1,2690 \text{ m} = 49,9612 \text{ in}$$

Mencari ketinggian *shell* :

$$H_{\text{shell}} = \frac{V \cdot t_c}{A} = \frac{0,0246 \cdot 250}{1,2643} = 4,8665 \text{ m} = 15,9661 \text{ ft}$$

Digunakan H standar = 16 ft (4,8768 m)

Media filter :

$$\text{Antrachite} = 0,35 H_{\text{shell}} = 0,35 \times 16 = 5,6 \text{ ft} = 1,7069 \text{ m}$$

$$\text{Fine Sand} = 0,35 H_{\text{shell}} = 0,35 \times 16 = 5,6 \text{ ft} = 1,7069 \text{ m}$$

$$\text{Coarse Sand} = 0,15 H_{\text{shell}} = 0,15 \times 16 = 2,4 \text{ ft} = 0,7315 \text{ m}$$

$$\text{Karbon aktif} = 0,15 H_{\text{shell}} = 0,15 \times 16 = 2,4 \text{ ft} = 0,7315 \text{ m}$$

Tinggi total media filter = 16 ft = 4,8768 m

- **Menentukan Tekanan Desain**

Menghitung tekanan vertikal bahan padat pada dasar tangki digunakan persamaan Jansen :

$$P_B = \frac{R \rho_B \left(\frac{g}{g_c} \right)}{2 \mu K} \left[1 - e^{(-2 \mu K Z_T / R)} \right] \quad (\text{Mc. Cabe and Smith, 1985})$$

Dimana:

P_B = tekanan vertikal pada dasar tangki (psi)

ρ_B = densitas material, lb/ft³

$$= 59.3066 \text{ lb/ft}^3$$

μ = koefisien friksi : 0,35 - 0,55 dipilih, $\mu = 0,35$

K = rasio tekanan, 0.3 - 0,6 dipilih, $K = 0,5$

Z_T = tinggi total bahan dalam tangki

$$= 16 \text{ ft}$$

R = jari-jari tangki

$$= 2,25 D = 5 \text{ ft}$$

$$\text{Diperoleh } P_B = 349,6121 \text{ lb/ft}^2 = 2,4279 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan lateral yg dialami dinding tangki (P_L) = $K \times P_B$

$$= 0,5 \times 2,4279$$

$$= 1,2139 \text{ lb/in}^2$$

$$\text{Tekanan total } (P_T) = (2,4279 + 1,2139) \text{ lb/in}^2$$

$$= 3,6418 \text{ lb/in}^2$$

$$= 3,6418 \text{ psi}$$

- **Menghitung Tebal Dinding *Shell***

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot \varepsilon - 0,6 \cdot P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Hal. 254})$$

Material yang direkomendasikan adalah *Carbon Steel SA-283 Grade C*

(Perry, 1984), dengan komposisi dan data sebagai berikut :

$$f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Peters \& Timmerhause, 1991})$$

$$E = 80 \% \quad (\text{Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2})$$

$$c = 0,1250 \text{ in}$$

$$r_i = 27 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times (14,7 + 3,6418) = 18,3418 \text{ psi}$$

$$\text{Tebal shell} = 0,1789 \text{ in (Tebal standar} = 3/16 = 0,1875 \text{ in)}$$

- **Menghitung Tebal Head**

$$\frac{icr}{r_c} > 6\%, \text{ dimana } r_c = D_i \quad (\text{Perry, 1997, Tabel 10.65})$$

$$\text{Diketahui : } r_c = 54 \text{ in, maka } icr = 3,2500 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right)$$

$$= 1,7690 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f \varepsilon - 0,2 P} + c$$

$$t_h = 0,2202 \text{ in (Tebal standar} = 0,2500 \text{ in)}$$

- **Menghitung Tinggi Head**

Untuk tebal dinding $head = 0,2500 \text{ in}$, dari Tabel 5.8 Brownell and

Young Hal. 93, maka $sf = 3 \text{ in} = 0,25 \text{ ft}$.

- **Depth of dish (b)**

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr \right)^2} \quad (\text{Brownell and Young, 1959, Hal. 87})$$

$$b = 9,1503 \text{ in}$$

- **Tinggi head (OA)**

$$OA = th + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959, Hal. 87})$$

$$= (0,2500 + 9,1503 + 3) \text{ in}$$

$$= 12,4003 \text{ in} = 0,3150 \text{ m}$$

- **Menghitung Volume Filter**

- **Volume tanpa bagian sf**

$$V = 0,0000439 \times ID^3$$

$$= 0,0000439 \times 10^3$$

$$= 0,0040 \text{ ft}^3$$

- **Volume pada sf**

$$V_{sf} = 0,25 \times \pi \times r^2 \times sf$$

$$= 0,9935 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{total}} = V_{\text{cairan}} + (2 \times V_{\text{tanpa sf}}) + (2 \times V_{\text{pada sf}})$$

$$= 3,443,2291 \text{ ft}^3 = 97,5014 \text{ m}^3$$

- **Menghitung Laju Air Keluar Filter**

Air keluar filter = Air masuk filter - Air yang tertinggal di filter

Kisaran *internal backwashing* : 8-24 jam (Powell, 1954)

Diambil = 10 jam

Kisaran kecepatan *backwash* : 15-30 gpm/ft² (Powell, 1954)

Diambil = 15 gpm/ft²

$$\begin{aligned}\text{Luas penampang} &= 1,2642 \text{ m}^2 \\ &= 13,6074 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Flowrate backwash} &= \text{Kecepatan backwash} \times \text{Luas penampang} \\ &= 15 \text{ gpm/ft}^2 \times 13,6074 \text{ ft}^2 = 204,1109 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Kisaran air untuk *backwash* sebesar : 0,5-5 % air disaring.

$$\text{Diambil} = 5 \%$$

$$\begin{aligned}\text{Air untuk backwash} &= 0,05 \times 88,5895 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ jam} \\ &= 44,2948 \text{ m}^3 \\ &= 1.1701,4353 \text{ gal}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Waktu backwash} &= \frac{1.1701,4353 \text{ gal}}{204,1109 \text{ gpm}} \\ &= 57,3288 \text{ menit}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Air yang tertinggal} &= 0,002\% \times \text{air masuk} \\ &= 0,00015 \times 3,5085 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0005 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,5221 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Sehingga air keluaran filter} &= \text{air yang masuk} - \text{air yang tertinggal} \\ &= (3,5085 - 0,0005) \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$= 3,5080 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 3.482,9481 \text{ kg/jam}$$

Spesifikasi sand filter (SF-501) ditunjukkan pada Tabel D.10.

Tabel D.10. Spesifikasi Sand Filter (SF-501)

Alat	<i>Sand Filter</i>	
Kode	SF-501	
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang terbawa air	
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan <i>head</i> berbentuk <i>torispherical</i> dan media penyaring pasir dan kerikil.	
Kapasitas	3,5085	m ³ /jam
Dimensi	Diameter	1,3716 m
	Tinggi	4,8768 m
	Tebal Shell (ts)	0,1875 in
	Tebal head (th)	0,1875 in
Tekanan Desain	20,1760 psi	
Waktu Backwash	57,3288 menit	
Jumlah	4 Buah	

8) Hot Basin (HB-601)

Fungsi : Menampung air proses yang akan didinginkan di *cooling tower*

Jenis : Bak beton berbentuk *rectangular*

- **Menentukan Volume Bak**

Massa air = Kebutuhan air pendingin + *Make up* air pendingin

$$= 12.002,3314 \text{ Kg/jam}$$

$$= 12,0887 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal = 1 jam

Over design = 20 %

Volume = $1,2 \times 12,0887 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam}$

$$= 15,1109 \text{ m}^3 = 512,2708 \text{ ft}^3$$

- **Menentukan Dimensi Hot Basin**

Luas permukaan bak (A) = $Q_c / O.R$ (<http://water.me.vccs.edu/>)

Dimana :

A = luas permukaan bak, m^2

Q_c = laju alir, m^3/jam

O.R = *overflow rate*, 500 gal/jam-ft^2 - $1.000 \text{ gal/jam-ft}^2$

Diambil *overflow rate* 500 gal/jam-ft^2

Sehingga :

A = $3.991,8669 \text{ gal/jam} / 500 \text{ gal/jam-ft}^2$

$$= 7,9837 \text{ ft}^2$$

Kedalaman bak (d) = 7-16 ft (<http://water.me.vccs.edu/>)

Diambil d = 7 ft = 2,1336 m

Panjang (L) = 4 W

Dimana W = $(V/4d)^{1/2}$

= 4,2762 ft = 1,3034 m

L = 17,1047 ft = 5,2135 m

Spesifikasi hot basin (HB-601) ditunjukkan pada Tabel D.11.

Tabel D.11. Spesifikasi Hot Basin (HB-501)

Alat	<i>Hot Basin</i>		
Kode	HB-601		
Fungsi	Menampung air yang akan didinginkan di <i>cooling tower</i> .		
Bentuk	Bak rectangular		
Dimensi	Panjang	5,2135	m
	Lebar	1,3034	m
	Kedalaman	2,1336	m
Jumlah	1 Buah		

9) Cold Basin (CB-601)

Fungsi : Menampung air keluaran dari *cooling tower* dan *make up water* dari *filtered water tank*

Jenis : Bak beton berbentuk *rectangular*

Dengan perhitungan yang sama dengan hot basin diperoleh spesifikasi sebagai berikut :

Tabel D.12. Spesifikasi Cold Basin (CB-601)

Alat	<i>Cold Basin</i>		
Kode	CB-601		
Fungsi	Menampung air keluaran dari <i>cooling tower</i> dan <i>make up water</i> dari <i>filtered water tank</i> .		
Bentuk	Bak rectangular		
Dimensi	Panjang	5,2135	m
	Lebar	1,3034	m
	Kedalaman	2,1336	m
Jumlah	1 Buah		

10) *Cooling Tower* (CT-601)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara dan mengolah dari temperatur 45°C menjadi 35 °C

Tipe : *Inducted Draft Cooling Tower*

Sistem : Kontak langsung dengan udara di dalam *cooling tower (fan)*

Ukuran *cooling tower* merupakan fungsi dari :

- Batasan pendingin (temperatur air panas minus temperatur air dingin)
- Pendekatan temperatur *wet bulb* (temperatur air dingin minus temperatur basah)

- Kuantitas air yang didinginkan
- Temperatur *wet bulb*
- Tinggi menara

1. Menentukan Dimensi *Cooling Tower*

- Jumlah air yang harus didinginkan = Kebutuhan air pendingin

$$= 12.002,3314 \text{ kg/jam}$$

$$= 12,0887 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 53,2249 \text{ gpm}$$
- Digunakan udara sebagai pendingin dengan *relative humidity* 80 %

Suhu air masuk, T_1 $= 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$

Suhu air keluar, T_2 $= 35^\circ\text{C} = 95^\circ\text{F}$

Suhu *dry bulb* udara T_{db} $= 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

Suhu *wet bulb* udara, T_{wb} $= 22^\circ\text{C} = 71,6^\circ\text{F}$

Temperature approach $= T_2 - T_{wb}$

$$= 13^\circ\text{C} = 55,40^\circ\text{F}$$

Cooling range $= T_1 - T_2 = 10^\circ\text{C} = 50^\circ\text{F}$

Konsentrasi air, C_w $= 2,5 \text{ gal/min ft}^2$

(Fig. 12.14, Perry's Handbook, 1997)

- Dimensi menara

Luas menara $= Q/C_w$

$$= \frac{53,2249 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gal / min ft}^2}$$

$$= 21,29 \text{ ft}^2$$

$$= 1,9779 \text{ m}^2$$

Dimensi, P/L = 2

Sehingga diperoleh:

$$\text{Lebar menara, L} = (1,9779 / 2)^{0,5}$$

$$= 0,9945 \text{ m} = 3,2627 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang menara, P} = 0,9945 \times 2$$

$$= 1,9889 \text{ m}$$

Berdasarkan Perry's Handbook, 1997, jika temperatur *approach* 8–13°C, maka tinggi menara 4,6 – 6,1 m. Diambil tinggi menara 4,6 m = 15,0919 ft.

- **Dimensi basin**

$$\text{Holding time} = \frac{1}{2} \text{ jam}$$

$$\text{Volume} = 12,0887 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{1}{2} \text{ jam} = 6,0443 \text{ m}^3$$

$$\text{Lebar, L} = 0,9945 \text{ m}$$

$$\text{Panjang, P} = 1,9889 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = \frac{V}{P \times L} = \frac{6,0443 \text{ m}^3}{1,9889 \text{ m} \times 0,9945 \text{ m}} = 3,0559 \text{ m}$$

2. Menghitung Daya Motor Penggerak *Fan Cooling Tower*

- **Menghitung daya fan**

$$\text{Daya fan} = \frac{\text{Tenaga fan}}{\text{Efisiensi fan}}$$

$$\text{Fan hp} = 0,0210 \text{ hp/ft}^2 \quad (\text{Fig. 12.15, Perry's Handbook, 1997})$$

$$\text{Tenaga yang dibutuhkan} = \text{Luas cooling tower} \times 0,0210 \text{ hP/ft}^2$$

$$= 21.290 \text{ ft}^2 \times 0,0210 \text{ hP/ft}^2$$

$$= 0,6600 \text{ hP}$$

$$\text{Efisiensi fan} = 75 \%$$

$$\text{Daya fan} = \frac{0,6600}{0,75} = 0,8800 \text{ hp}$$

- **Menghitung daya motor penggerak fan cooling tower**

Efisiensi motor dipilih 85 %.

$$\text{Tenaga motor} = \frac{0,8800}{0,85} = 1,0353 \text{ hp}$$

$$\text{Daya standar} = 1,5 \text{ hp}$$

3. Menghitung Kebutuhan Zat Aditif

- **Dispersant**

Konsentrasi dispersant yang diinjeksikan ke dalam *cooling tower* =

0,05 % dari air umpan.

Konsentrasi dispersant di tangki penyimpanan = 5 %

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan dispersant} &= 0,05 \% \times 12.002,3314 \text{ kg/jam} \\ &= 6,0012 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Suplai dispersant ke } \textit{cooling tower} &= \frac{6,0012}{0,05} \\ &= 120,0233 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\rho \text{ dispersant} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir dispersant} &= \frac{120,0233 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,1205 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

- **Inhibitor**

Konsentrasi inhibitor yang diinjeksikan ke dalam *cooling tower* = 0,01 % dari air umpan.

Konsentrasi inhibitor di tangki penyimpanan = 5 %

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan inhibitor} &= 0,01 \% \times 12.002,3314 \text{ kg/jam} \\ &= 1,2002 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Suplai inhibitor ke bak penggumpal} &= \frac{1,2002 \text{ kg/jam}}{0,05} \\ &= 24,0047 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\rho \text{ inhibitor} = 2.526,0416 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir inhibitor} = \frac{24,0047 \text{ kg/jam}}{2.526,0416 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,0095 \text{ m}^3/\text{jam}$$

4. Menghitung *Make-Up Water*

W_c = aliran air sirkulasi masuk *cooling tower*

Water evaporation (W_e)

$$W_e = 0,00085 W_c \times (T_1 - T_2) \quad (\text{Eq. 12.10, Perry's, 1997})$$

$$= 0,00085 \times 12,0887 \text{ m}^3/\text{jam} \times (318,15 - 308,15) ^\circ\text{K}$$

$$= 0,2774 \text{ m}^3 \cdot \text{K} / \text{jam}$$

$$\text{Water drift loss } (W_d) = 0,002 \times W_c$$

$$= 0,002 \times 12,0887 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0242 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Water blowdown } (W_b) = W_e / (S - 1)$$

S = rasio klorida dalam air sirkulasi terhadap air *make up* 3 – 5, diambil S

$$= 5$$

$$W_b = \frac{0,2774 \text{ m}^3/\text{jam}}{(5 - 1)} = 0,0694 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$= 0,2774 + 0,0242 + 0,0694 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,3710 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Spesifikasi *Cooling tower* (CT-601) ditunjukkan pada Tabel D.13.

Tabel D.13. Spesifikasi *Cooling Tower* (CT-601)

Alat	<i>Cooling Tower</i>		
Kode	CT-601		
Fungsi	Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara dan mengolah dari temperature 45°C menjadi 35° C		
Tipe	<i>Inducted Draft Cooling Tower</i>		
Kapasitas		12,0887	m ³ /jam
Dimensi	Panjang	1,9889	m
	Lebar	0,9945	m
	Tinggi	3,0559	m
Tenaga motor	Daya fan / efisiensi motor	1,5	hp
Bahan Konstruksi	Beton		
Jumlah	1 Buah		

11) Tangki Dispersant (TP-601)

Fungsi alat = Tempat penyimpanan dispersant untuk diinjeksikan ke
cooling tower

Tipe tangki = Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan
atap berbentuk *torispherical*

Tekanan = 101,1500 kPa = 1 atm

Temperatur = 35 °C

- **Menghitung Volume Tangki**

Konsentrasi dispersant di *cooling tower* = 0,05 %

Konsentrasi dispersant di *storage* = 10 %

Kebutuhan dispersant di *cooling tower* = Konsentrasi dispersant di
cooling tower x Jumlah air di *cooling tower*

= 120,0233 kg/jam

Suplai dispersant 10 % ke *cooling tower* = Kebutuhan dispersant /
Konsentrasi dispersant di *storage*

= 120,0233 kg/jam / 10 %

= 1.200,233 kg/jam

Densitas dispersant = 995,6800 kg/m³

Jumlah dispersant = Suplai dispersant 10 % / Densitas dispersant

= 1.200,233 kg/jam / 995,6800 kg/m³

= 1,2334 m³/jam

$$\text{Waktu tinggal} = 24 \text{ jam}$$

$$V \text{ dispersant} = \text{Jumlah dispersant} \times \text{Waktu tinggal}$$

$$= 1,2334 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 29,6016 \text{ m}^3$$

$$\text{Safety factor} = 20 \% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991, Hal:37})$$

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times V \text{ dispersant}$$

$$= 1,2 \times 29,6016 \text{ m}^3$$

$$= 35,5219 \text{ m}^3$$

- **Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki**

Tutup atas tangki = *torrispherical*

Tutup bawah tangki = *torrispherical*

$$V_{\text{tangki}} = V_{\text{shell}} + (2 \times V_{\text{head}})$$

$$= \frac{1}{4} \pi \text{ID}^2 H + (2 \times 0,000049 \text{ID}^3)$$

$$\text{Ditentukan H/ID} = 0,6$$

$$H = 0,6 \text{ ID}$$

$$V_{\text{tangki}} = 2,4639 \text{ID}^3$$

Maka,

$$\text{ID} = 1,5550 \text{ m} = 5,1016 \text{ ft} = 61,2193 \text{ in}$$

$$H = 1,0885 \text{ m} = 3,5711 \text{ ft} = 42,8535 \text{ in}$$

Diambil nilai standar

$$D = 5,4999 \text{ ft} = 66,0000 \text{ in} = 1,6764 \text{ m}$$

$$H = 4,0000 \text{ ft} = 48,0000 \text{ in} = 1,0885 \text{ m}$$

$$\text{Volume tangki} = 95,0303 \text{ ft}^3 = 2,6910 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan (H_L) :

$$H_L = \frac{4V_L}{\pi ID^2}$$

$$= 1,4177 \text{ m}$$

$$= 55,8146 \text{ in}$$

- **Menghitung Tekanan Desain**

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

Dimana, $P_{\text{hidrostatik}}$:

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times H_L \times \frac{g}{g_c}}{144} \quad (\text{Pers. 3.17, Brownell, 1959})$$

$$= 0,0333 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 14,6960 \text{ psi}$$

$$\text{Maka, } P_{\text{abs}} = 14,7333 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % diatas tekanan absolut (Coulson, 1988, Hal:637).

Tekanan desain yang dipilih 10 % diatasnya. Tekanan desain pada *ring*

ke-1 (paling bawah) :

$$P_{\text{desain}} = 16,2066 \text{ psi}$$

- **Menentukan Tebal *Shell***

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{Pers. 14.31, Brownell, 1959:275})$$

Keterangan :

t_s = tebal dinding *shell*, in

P = tekanan desain, psi

r_i = jari-jari tangki, in

f = nilai tegangan material, psi

Digunakan material Mild Steel SA-7, SA-283 Grade C

= 12.650 (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.1 untuk $T = -20 - 650$ °F)

E = efisiensi sambungan

= 0,80 (Jenis sambungan las : *single-butt weld*)

C = korosi yang diizinkan

= 0,1250 (Coulson, Vol 6, Hal. 217)

Maka,

$$t_s = 0,1294 \text{ in}$$

Diambil tebal *shell* standar = 0,1875 in.

Maka,

$$OD = ID + (2 \times t_s)$$

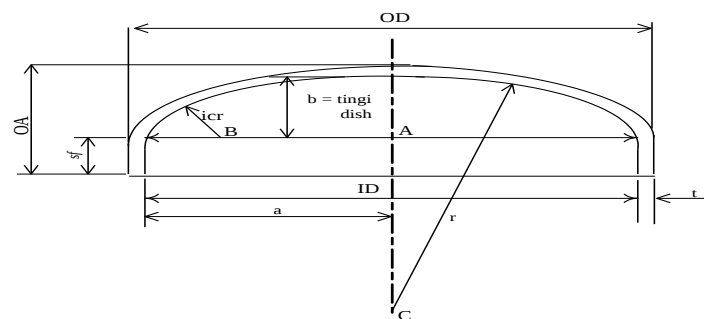
$$= 61,5943 \text{ in}$$

$$= 66 \text{ in (standar)}$$

$$= 5,5000 \text{ ft}$$

$$= 1,6764 \text{ m}$$

- **Desain Atap**



Gambar D.2. *Torrispherical Dishead Head*

Tabel 5.7, Brownel & Young, Hal : 91, untuk nilai

$$OD = 66,0000 \text{ in} :$$

$$icr = 4,0000 \text{ in}$$

$$r = 66,0000 \text{ in}$$

- Menentukan tebal *head*

$$t_h = \frac{PrW}{2fE - 0,2P} + C \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Hal. 138})$$

Keterangan :

t_h = tebal *head*, in

r = *radius crown*, in

W = faktor intensifikasi *stress*

$$W = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right)$$

$$= 1,7655$$

Maka,

$$t_h = 0,2183 \text{ in}$$

Digunakan dalam keadaan standar :

$$\text{Tebal } head = 0,2500 \text{ in}$$

$$\text{Tebal } bottom = 0,2500 \text{ in}$$

- Menentukan tinggi *head*

Dari Tabel 5.6, Brownel & Young, Hal. 88, untuk nilai $t_h = 0,2500$ in, $sf = 2$ in

- ✓ Menentukan BC

$$BC = r + icr = 70,0000 \text{ in}$$

- ✓ Menentukan AB

$$AB = (ID/2) - icr = 29,0000 \text{ in}$$

- ✓ Menentukan b

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

- ✓ Menentukan OA

$$OA = th + b + sf$$

$$= 4,5397 \text{ in}$$

$$= 0,1153 \text{ m}$$

- Daya motor

$$\text{Daya motor yang digunakan} = \frac{\text{Daya input}}{\text{Efisiensi motor}}$$

- ✓ Kebutuhan daya teoritis

$$P = N_p \cdot \rho_{mix} \cdot N^3 \cdot D_I^5 \quad (\text{Pers. 3.4-2, Geankoplis, 1978})$$

Keterangan :

$$P = \text{power (W)}$$

$$N_p = \text{Power Number}$$

$$N = \text{kecepatan impeller (rpm)}$$

$$\rho_{mix} = \text{densitas larutan}$$

$$= 995,6800 \text{ kg/m}^3 = 62,1583 \text{ lb/ft}^3$$

$$D_I = \text{diameter impeller, m}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho_{mix} \cdot N \cdot D_I^2}{\mu_{mix}} \quad (\text{Pers. 3.4-1, Geankoplis, 1978})$$

Viskositas campuran:

$$\mu_{mix} = 12,1117 \text{ cP} = 0,0121117 \text{ kg/m.s}$$

Jumlah pengaduk yang dibutuhkan

$$n = \frac{WELH}{ID} \quad (\text{Rase, Pers. 8.9, Hal. 345, 1977}) :$$

WELH = *water equivalent liquid height*

$$= \text{Tinggi cairan (H)} \times \text{sp. Gr}$$

$$\text{Tinggi cairan (H)} = 4,0000 \text{ ft} = 1,2192 \text{ m}$$

$$\text{Densitas air pada } 4^\circ\text{C} = 1.000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas larutan} = 995,6800 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Specific gravity (sg)} &= \frac{\rho_{\text{larutan}}}{\rho_{\text{air}}} \\ &= 0,9957 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 1,2192 \text{ m} \times 0,9957 \\ &= 1,2139 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk, } n &= \frac{\text{WELH}}{ID} \\ &= 0,7241 \text{ (dipakai 1 buah pengaduk)} \end{aligned}$$

Kecepatan putaran pengaduk dicari dengan persamaan berikut :

$$N = \frac{600}{\pi \cdot D_I} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 \cdot D_I}}$$

$$N = 68,5510 \text{ rpm} = 1,1425 \text{ rps}$$

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{D_I^2 \cdot N \cdot \rho_{\text{mix}}}{\mu_{\text{mix}}} && (\text{Pers. 3.4-1, Geankoplis, 1978}) \\ &= 263.957,6365 \end{aligned}$$

Dari Figure 3.4-4 Geankoplis, untuk *six blade turbine*,

$$N_p = 1,5.$$

Kebutuhan daya teoritis :

$$P = \frac{(N_p \cdot \rho_{mix} \cdot N^3 \cdot D_I^5)}{(550 \times 32,17)} \quad (\text{Pers. 3.4-2, Geankoplis, 1978})$$

$$= 1,6668 \text{ hP}$$

✓ Daya yang hilang (*gland loss*)

$$P_{\text{hilang}} = 10 \% P_{\text{teoritis}}$$

$$= 0,1 \times 1,6668 \text{ hP}$$

$$= 0,1667 \text{ hP}$$

✓ Daya input

$$P_{\text{input}} = P_{\text{teoritis}} + P_{\text{hilang}}$$

$$= 1,6668 \text{ hP} + 0,16671 \text{ hP}$$

$$= 1,8335 \text{ hP}$$

✓ Efisiensi motor (η)

$$\text{Efisiensi motor } (\eta) = 80 \%$$

✓ Daya motor yang digunakan

$$P = \frac{100}{80} \times 1,8335 \text{ hP}$$

$$= 2,2918 \text{ hP}$$

$$\text{Dipakai daya (P)} = 3,0000 \text{ hP}$$

Tabel D.14. Spesifikasi Tangki Dispersant (TP-602)

Alat	Tangki dispersant
Kode	TP-602

Fungsi	Tempat penyimpanan dispersant untuk diinjeksikan ke <i>cooling tower</i>	
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torispherical</i>	
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D)	66 in
	Tinggi <i>shell</i> (Hs)	48 in
	Tebal <i>shell</i> (t _s)	0,1875 in
	Tinggi <i>head</i>	4,5397 in
	Tipe <i>head</i>	<i>Torispherical Dished Head</i>
	Tebal <i>head</i>	0,2500 in
	Tipe pengaduk	<i>Six Blade Flat Turbine</i>
	Jumlah pengaduk	1 buah
Power Motor	3 hp	

12) Tangki Inhibitor (TP-601)

Fungsi alat = Tempat penyimpanan inhibitor untuk diinjeksikan ke *cooling tower*

Tipe tangki = Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan *head* berbentuk *torrispherical*

Tekanan = 101,1500 kPa = 1 atm

Temperatur = 35 °C

Dengan cara perhitungan yang sama seperti pada Tangki Dispersant (TP-602), diperoleh spesifikasi Tangki Inhibitor (TP-601) sebagai berikut :

Tabel D.15. Spesifikasi Tangki Inhibitor (TP-601)

Alat	Tangki Inhibitor
------	------------------

Kode	TP-601	
Fungsi	Tempat penyimpanan inhibitor untuk diinjeksikan ke <i>cooling tower</i>	
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>torrispherical</i>	
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D)	84 in
	Tinggi <i>shell</i> (Hs)	126 in
	Tebal <i>shell</i> (t _s)	0,2500 in
	Tinggi <i>head</i>	13,0004 in
	Tipe <i>head</i>	<i>Torrispherical Dished Head</i>
	Tebal <i>head</i>	0,2500 in
	Tipe pengaduk	<i>Six Blade Flat Turbine</i>
Power Motor	3 hP	

13) Filter Water Tank (TP-504)

Fungsi alat = Untuk menampung air keluaran *sand filter*

Tipe tangki = Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap (*head*) berbentuk kerucut (*conical*)

Tekanan = 101,1500 kPa = 1 atm

Temperatur = 35 °C

2. Menghitung Volume Tangki

Kebutuhan air proses = Air *output* sand filter

$$= 3,5080 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal = 1 jam

$V_{\text{H}_2\text{O}}$ = Jumlah air x Waktu tinggal

$$= 3,5080 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 3,5080 \text{ m}^3$$

Safety factor = 20 % (Peter and Timmerhaus, 1991, Hal:37)

Volume tangki = 1,2 x $V_{\text{H}_2\text{O}}$

$$= 1,2 \times 88,5895 \text{ m}^3$$

$$= 4,2096 \text{ m}^3$$

3. Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki

Rasio H/D yang di ambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil.

Berdasarkan Tabel 4-27, Ulrich, 1984, dimana $H_s / D < 2$. Berdasarkan Brownell and Young, untuk *large tank* berlaku :

$$D = 8H / 3$$

$$H = 0,3750 D$$

$$V = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H$$

$$D = ((4V) / (\pi \times H))^{0,5}$$

$$= ((32V) / (3\mu))^{0,5}$$

Tabel D.16. Hasil *Trial* H/D Filtered Water Tank

H/D	D	H	Alas	Selimut	Luas (A)	Volume (V)
0,4500	2,2837	1,0277	4,0962	7,3732	11,4694	4,2096
0,4600	2,2671	1,0429	4,0366	7,4274	11,4640	4,2096
0,4700	2,2509	1,0579	3,9792	7,4808	11,4600	4,2096
0,4800	2,2351	1,0729	3,9237	7,5335	11,4572	4,2096
0,4900	2,2198	1,0877	3,8701	7,5855	11,4556	4,2096
0,5000	2,2049	1,1025	3,8184	7,6367	11,4551	4,2096
0,5100	2,1904	1,1171	3,7683	7,6873	11,4556	4,2096
0,5200	2,1763	1,1317	3,7198	7,7372	11,4571	4,2096
0,5300	2,1625	1,1461	3,6729	7,7865	11,4594	4,2096

Dari hasil *trial* diperoleh $H/D = 0,5$.

Sehingga,

$$D = 2,2049 \text{ m} = 7,2340 \text{ ft}$$

$$H = 1,1025 \text{ m} = 3,6170 \text{ ft}$$

$$\text{Diambil, } D = 180 \text{ in} = 4,5720 \text{ m} = 15 \text{ ft}$$

$$H = 72 \text{ in} = 1,8288 \text{ m} = 6 \text{ ft}$$

Maka,

$$\text{Volume tangki} = 1.060,2875 \text{ ft}^3 = 30,0240 \text{ m}^3$$

Diperoleh data (Brownell and Young, App. E, Item 2, Hal. 347) :

$$\text{Lebar plate standar} = 6 \text{ ft}$$

Number of courses = 1

4. Menghitung Tekanan Desain

$$P_{abs} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$H_{liquid} = (V_{liquid} / V_{tangki}) \times H_{tangki}$$

$$= (3,5080 \text{ m}^3 / 30,0240 \text{ m}^3) \times 1,8288 \text{ m}$$

$$= 0,2137 \text{ m} = 0,7010 \text{ ft} = 8,4125 \text{ in}$$

$$\text{Dimana } \rho = 992,8566 \text{ kg/m}^3 = 61,9820 \text{ lb/ft}^3$$

Dimana, $P_{hidrostatik}$:

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \times H_L \times g}{144 g_c} \quad (\text{Pers. 3.17, Brownell, 1959})$$

$$= 0,3017 \text{ psi}$$

$$P_{operasi} = 14,6960 \text{ psi}$$

$$\text{Maka, } P_{abs} = 14,9977 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % diatas tekanan absolut (Coulson, 1988, Hal:637).

Tekanan desain yang dipilih 5 % diatasnya. :

$$P_{desain} = 1,05 \times 14,9977 \text{ psi} = 15,7476 \text{ psi}$$

5. Menentukan Tebal Plate

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$$

Keterangan :

$F = 12.650$ (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.1 untuk $T = -20 - 650$
°F)

$E = 0,8$ (Jenis sambungan las : *single-butt weld*)

$C = 0,1250$ (Coulson, Vol 6, Hal. 217)

Maka,

$t_s = 0,2652$ in

Diambil tebal *plate* standar = 0,3125 in

6. Menentukan Panjang *Plate*

Untuk menghitung panjang *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

$$L = \frac{\pi.D_o - (weld\ length)}{12.n}$$

Keterangan :

L = panjang *plate*, in

D_o = diameter luar *shell*, in

n = jumlah *plate*

$Weld\ length = \text{Banyak } plate \text{ pada sekeliling } plate \times \text{Banyak sambungan}$
 pengelasan vertikal

$$= n \times \text{Butt welding}$$

Panjang *shell* untuk *course* 1 :

$$D_o = D_i + (2 \times t_s)$$

$$= 180 + (2 \times (0,3125))$$

$$= 180,62 \text{ in}$$

$$n = 1 \text{ buah}$$

$$\text{Butt welded} = 0,1563 \text{ (Brownell and Young, Hal. 254)}$$

Maka,

$$L = 47,1109 \text{ ft}$$

Dari Brownell and Young Hal. 84 diketahui untuk panjang *plate* adalah 8 – 50 ft. Maka panjang *plate* (L) perancangan adalah memenuhi.

7. Desain Atap

- Perhitungan sudut elemen *conis*
 Bentuk atap yang digunakan adalah *conical* (konis). Untuk *roof with large diameter* yang menggunakan pengelasan *lap joint*, minimal desain *lap* yang diizinkan adalah 1 in dengan tebal *plate* minimal 3/16 in. Besar sudut elemen konis dihitung dengan persamaan :

$$\min \sin \theta = \frac{D}{430t} \quad (\text{Pers. 4.6, Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

θ = sudut elemen konis dengan horizontal

D = diameter tangki, ft

t = tebal *cone (head)*, in

Digunakan tebal konis (t) = 0,3125 in

Maka, $\sin \theta = 0,1116$

$$\theta = 6,4092^\circ$$

- Pemeriksaan *compressive stress* yang diizinkan

$$f_{allowable} = 1,5 \times 10^6 \frac{t}{r} \leq \frac{1}{3} \text{ yield point}$$

Keterangan :

$f_{allowable}$ = *compressive stress* yang diizinkan, psi

t = tebal konis, in

r = jari-jari lekukan (*curvature*), in

Dimana,

$$r = \frac{6D}{\sin \theta}$$

$$= 716,2896 \text{ ft}$$

$$= 8.595,4752 \text{ in}$$

Yield point = 30.000 (Tabel 3.1, Brownell and Young, 1959, Hal. 37)

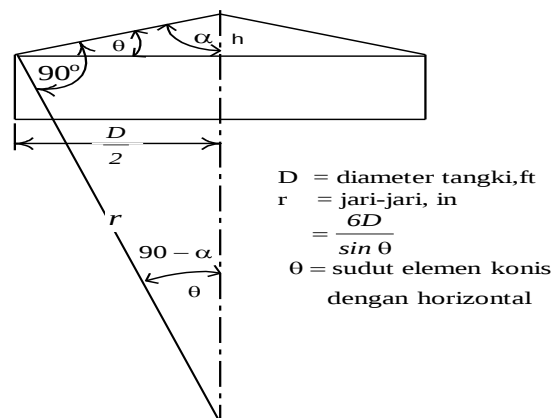
Maka,

$$f_{allowable} = 654,4141$$

$$\text{Dimana } f_{allowable} < (Yield\ point/3) = 654,4141 < 10.000$$

Maka, tebal *plate* = 0,3125 in dapat digunakan.

- Perhitungan tinggi atap



Gambar D.3. Jari-jari lekukan untuk atap konis

Tinggi atap dapat dihitung dengan korelasi sudut pada gambar :

$$\tan \theta = \frac{H}{\frac{1}{2}D}$$

$$\text{Dimana: } \tan \theta = 0,1123$$

Maka,

$$H = 0,3370 \text{ ft} = 0,1270 \text{ m}$$

- Menghitung tinggi total tangki penyimpanan air

$$H_{\text{tangki}} = H_{\text{shell}} + H_{\text{roff}}$$

$$= 6 \text{ ft} + 0,3370 \text{ ft}$$

$$= 6,3370 \text{ ft}$$

$$= 1,9315 \text{ m}$$

8. Desain Lantai

Untuk memudahkan pengelasan dan mengizinkan terjadinya korosi, pada lantai dipakai *plat* dengan tebal minimal $\frac{1}{4}$ in. Tegangan yang bekerja pada *plat* yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah *plat* yang digunakan memenuhi persyaratan atau tidak (Brownell and Young, 1959).

Menghitung tekanan yang bekerja pada *bottom*

- Menghitung *compressive stress* yang dihasilkan oleh berat cairan

$$S_1 = \frac{w}{2,24 \times 10^4 D_b^2}$$

$$S_1 = 0,0001 \text{ psi}$$

- Menghitung *compressive stress* yang dihasilkan oleh berat *shell*

$$S_2 = \frac{X \rho_s}{144}$$

Keterangan :

X = tinggi tangki, ft = 6,3370 ft

ρ_s = densitas *shell* = 489 lb/ft³ (Tabel 6, Peter and Timmerhaus)

Maka,

$$S_2 = 21,5194 \text{ psi}$$

Tegangan total yang bekerja pada rantai :

$$S_t = S_1 + S_2$$

$$= (0,0001 + 21,5194) \text{ psi}$$

$$= 21,5195 \text{ psi}$$

Batas tegangan rantai yang diizinkan :

$$S_t < \text{Tegangan bahan plat (f) x Efisiensi pengelasan (E)}$$

$$21,5195 < 14.000 \text{ (memenuhi).}$$

Tabel D.17. Spesifikasi Filtered Water Tank (TP-504)

Alat	<i>Filtered Water Tank</i>		
Kode	TP-504		
Fungsi	Menampung air keluaran <i>sand filter</i> sebanyak 3,5080 m ³ /jam		
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>conical</i>		
Kapasitas	4,2096 m ³		
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D)	4,5720	m
	Tinggi <i>shell</i> (Hs)	1,8288	m
	Tebal <i>shell</i> (t _s)	0,3125	in
	Tinggi atap	0,1027	m
	Tebal rantai	0,1875	in

	Jumlah courses	1,0000	Buah
Tutup atas	Bentuk conical		
Tekanan desain	15,7476 psi		
Tebal head	0,3125 in		
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>		
Jumlah	1 Buah		

14) Tangki Air Domestik

Fungsi alat = Tempat penyimpanan bahan baku air untuk keperluan umum dan sanitasi

Tipe tangki = Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap (*head*) berbentuk kerucut (*conical*)

Tekanan = 101,1500 kPa = 1 atm

Temperatur = 35 °C

Dengan cara perhitungan yang sama seperti pada Filtered Water Tank (TP-104), diperoleh spesifikasi Tangki Air Domestik sebagai berikut :

Tabel D.18. Spesifikasi Tangki Air Domestik

Alat	Tangki Air Domestik
Kode	TP-505
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku air untuk keperluan umum dan sanitasi.

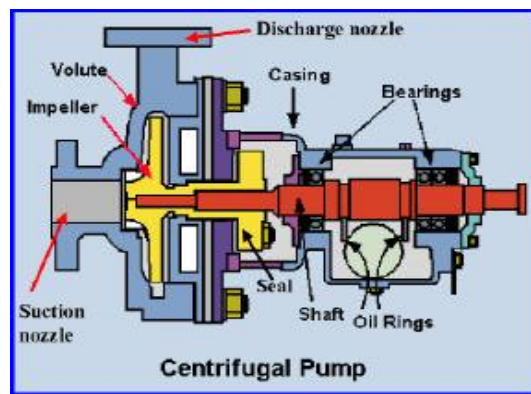
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>conical</i>	
Kapasitas	6,7410 m ³	
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D)	2,5908 m
	Tinggi <i>shell</i> (Hs)	1,3716 m
	Tebal <i>shell</i> (t _s)	0,2500 m
	Tinggi atap	0,0544 m
	Tebal lantai	0,1875 in
	Jumlah courses	1,0000 buah
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>	
Tekanan desain	17,0151 psi	
Tebal head	0,2500 in	
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Jumlah	1 Buah	

15) Pompa Utilitas

1. Pompa Utilitas 1 (PU-01)

Fungsi : memompa air sungai sebanyak 3.491,3400 kg/jam ke Bak Sedimentasi (BS-501).

Jenis : *Centrifugal pump*



Gambar D.4. *Centrifugal pump*

Alasan Pemilihan :

- Dapat digunakan *range* kapasitas yang besar dan tekanan tinggi
- Konstruksi sederhana sehingga harganya relatif lebih murah
- Kecepatan putarannya stabil
- Tidak memerlukan area yang luas

Friction loss yang perlu diperhitungkan antara lain :

- Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa
- Friksi pada pipa lurus
- Friksi pada *elbow*

- Friksi pada *valve*

Asumsi :

- Sifat-sifat fisis cairan dianggap tetap
- Fluida *incompressible*

2. Menghitung Debit Cairan

Diketahui :

Laju alir massa, $G = 3.491,3400 \text{ kg/jam}$ ($0,9698 \text{ kg/s}$)

Densitas, $\rho = 998,1825 \text{ kg/m}^3$

Viskositas, $\mu = 0,0008 \text{ Pa.s}$

$= 0,8285 \text{ cp}$

Over desain $= 10 \%$

$G = 1,1 \times 3.491,3400 \text{ kg/jam}$

$= 3.840,4740 \text{ kg/jam}$

$= 1,0668 \text{ kg/s}$

Debit, Q :

$$Q = \frac{G}{\rho}$$

$= 3,8475 \text{ m}^3/\text{jam}$

$= 16,9404 \text{ gpm}$

Dari Fig. 7.14 a & b Walas dan Tabel 10.17 coulson untuk kapasitas 16,9404 gpm digunakan pompa *centrifugal* tipe *single- suction*.

Table 10.17. Normal operating range of pumps

Type	Capacity range (m ³ /h)	Typical head (m of water)
Centrifugal	0.25–10 ³	10–50 300 (multistage)
Reciprocating	0.5–500	50–200
Diaphragm	0.05–50	5–60
Rotary gear and similar	0.05–500	60–200
Rotary sliding vane or similar	0.25–500	7–70

Gambar D.5. Jenis pompa berdasarkan kapasitas

3. Menghitung Diameter Pipa

$$\begin{aligned}
 D_{op} &= 226 \times G^{0.52} \times \rho^{-0.37} && (\text{Pers. 5.14 Coulson, 1983}) \\
 &= 22,654 \text{ mm} \\
 &= 0,8919 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

D_{opt} = Diameter pipa optimum (mm)

G = Laju alir massa (kg/s)

ρ = Densitas larutan (kg/m³)

Dari Tabel.A.5.1. Geankoplis, 1993 diperoleh :

$$\text{NPS} = 1,0000 \text{ in} \quad \text{Sch 40}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 1,315 \text{ in} = 0,0334 \text{ m}$$

4. Menentukan Bilangan Reynold (N_{Re})

Bilangan reynold (N_{Re}) dapat dihitung dengan persamaan :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1993, pers.4.5-5})$$

Keterangan :

$$N_{Re} = \text{Bilangan Reynold}$$

$$\rho = \text{Densitas larutan (kg/m}^3\text{)}$$

$$\text{ID} = \text{Diameter dalam pipa (m)}$$

$$v = \text{Kecepatan aliran (m/s)}$$

$$\mu = \text{Viskositas larutan (kg/m.s)}$$

Kecepatan aliran, v :

$$v = \frac{4 \times Q}{\pi D^2}$$

$$= 1,9177 \text{ m/s}$$

Bilangan reynold, N_{Re} :

$$N_{Re} = 61.561,6218 \text{ (turbulent, } N_{Re} > 2100\text{)}$$

5. Menghitung Panjang *Equivalent*

Tabel. D.19. Panjang *equivalent* dari Tabel. 2.10-1 Brown, 1993

Komponen	Jumlah	Le, ft	Le, m	Total, m
Pipa lurus	1	15012,4	1312,32	400
<i>Standard elbow 90°</i>	4	35	3,05881	0,93256
<i>Globe valve</i>	1	475	41,5124	12,6562
<i>Gate valve fully open</i>	1	9	0,78655	0,2398
Total				416,6260

6. Menghitung *Friction loss*

Friction loss dihitung dengan persamaan 2.10-18 Geankoplis, 1993 :

$$\Sigma F = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2} + K_{ex} \frac{v_1^2}{2} + K_c \frac{v_2^2}{2} + K_f \frac{v_1^2}{2}$$

Jika kecepatan v , v_1 , v_2 sama, maka (Geankoplis, 1993. pers.2.10-19) :

$$\Sigma F = \left(4f \frac{\Delta L}{ID} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{v^2}{2}$$

- Friksi karena kontraksi dari sungai ke pipa.

$$h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \frac{V^2}{2\alpha} \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.2.10-16})$$

$$= K_c \frac{V^2}{2\alpha}$$

Keterangan :

h_c = *friction loss*

V = kecepatan pada bagian *downstream*

α = faktor koreksi, aliran turbulen =1

A_2 = luas penampang yang lebih kecil

A_1 = luas penampang yang lebih besar

$$A_2/A_1 = 0$$

$$K_c = 0,5500$$

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \frac{V^2}{2\alpha} \\ &= 0,5745 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

- Friksi pada pipa lurus

Diketahui :

$$N_{Re} = 118.319,151$$

$$\varepsilon = 0,00005 \text{ m untuk pipa } \textit{comercial steel}$$

(Gambar 2.10-3 Geankoplis, 1993)

$$ID = 0,0026 \text{ m}$$

$$\varepsilon/ID = 0,00073$$

$$f = 0,0060 \quad (\text{Gambar.2.10-3, Geankoplis,1993})$$

$$\Delta L = 400,0000 \text{ m}$$

Sehingga friksi pada pipa lurus :

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.2.10-6})$$

$$= 662,5159 \text{ J/kg}$$

- Friksi pada sambungan (*elbow*)

Diketahui :

$$\text{Jml } elbow = 4$$

$$K_f = 0,75 \quad (\text{tabel 2.10-1, Geankoplis})$$

$$h_f = \sum K_f \left[\frac{V^2}{2} \right] \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.2.10-17})$$

$$= 5,5164 \text{ J/kg}$$

- Friksi pada *valve*

$$\text{Globe valve wide} = 1 = K_f = 9,500 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, 1983})$$

$$\text{Gate valve wide} = 1 = K_f = 0,170 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, 1983})$$

$$h_f = \sum K_f \left[\frac{V^2}{2} \right] \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.2.10-17})$$

$$= 17,7812 \text{ j/kg}$$

Total friksi :

$$\begin{aligned}\Sigma F &= h_C + F_f + h_{f, \text{ elbow}} + h_{f, \text{ valve}} \\ &= 685,8135 \text{ J/kg}\end{aligned}$$

7. Menghitung tenaga pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernaulli

(pers. 2.7-28 Geankoplis, 1983) :

$$-W_s = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2\alpha} + g(Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

Diketahui :

$$Z_1 = -2 \text{ m (asal pemompaan dari sungai)}$$

$$Z_2 = 5 \text{ m (tujuan pemompaan)}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm (101.325,00 N/m}^2\text{)}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm (101,325,00 N/m}^2\text{)}$$

$$v_1 = v_2 = 1,4454 \text{ m/s}$$

$$\rho = 992,857 \text{ kg/m}^3$$

$$\alpha = 1$$

$$g = 9,806 \text{ m/s}^2$$

$$\Sigma F = 685,8135 \text{ J/kg}$$

Sehingga :

$$-W_s = 754,4135 \text{ J/kg}$$

Dari Gambar 10.62, Coulson,1983, hal 380 untuk $Q = 3,8475 \text{ m}^3/\text{jam}$, maka efisiensi pompa (η) = 48 %.

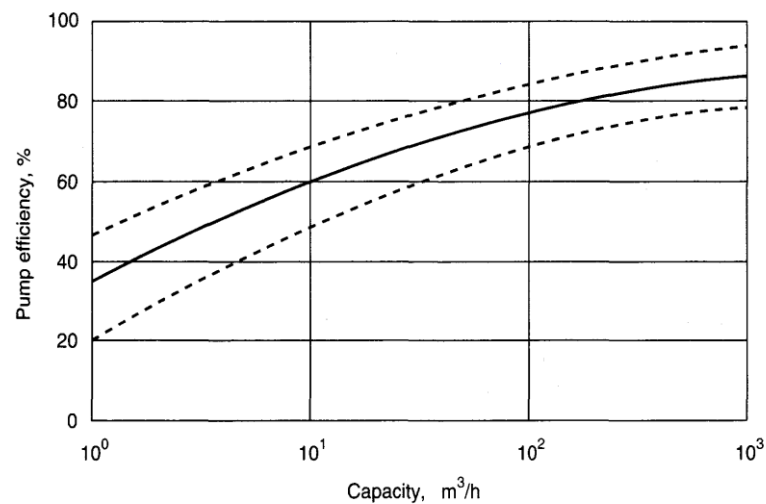


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Gambar D.6. Efisiensi pompa

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.3.3-1})$$

$$= 1.571,6949 \text{ J/kg}$$

Power :

$$P = G \times W_p \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.3.3-2})$$

$$= 1.676,6815 \text{ J/s}$$

$$= 1,6767 \text{ kW}$$

$$= 2,2485 \text{ hp}$$

$$\text{Daya standar} = 3 \text{ hp} = 2,2371 \text{ kW}$$

Motor penggerak :

Berdasarkan fig. 4-10, vilbrandt,F.C., 1959, diperoleh efisiensi motor

$$\eta_{motor} = 80 \%$$

$$P = \frac{P}{\eta_{motor}} \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.3.3-5})$$

$$= 3,7474 \text{ hp}$$

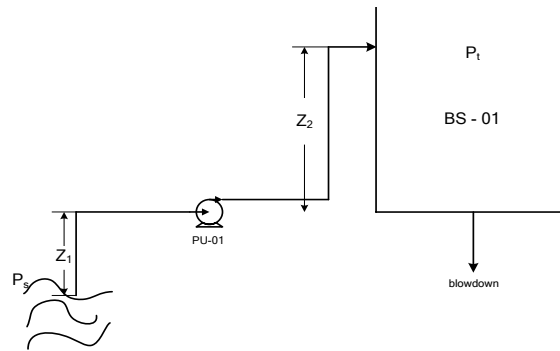
$$= 5 \text{ hp standar} \quad (\text{Alfa Laval Pump Handbook, 2001})$$

Tabel.D.20. Daya motor Standar

Frequency	Output Power in hp								
60 Hz	0.5	0.75	1	1.5	2	3	5	7.5	10
	15	20	25	30	40	50	60	75	100

Table 9.1b (Nema motors)

8. Menentukan head total



Gambar.D.7. Skema system pompa

- Suction head

Diketahui :

$$Z_1 = -2 \text{ m}$$

$$P_s = 101.325,0000 \text{ N/m}^2$$

$$v_1 = 1,4454 \text{ m/s}$$

- Discharge head :

Diketahui :

$$Z_2 = 5 \text{ m}$$

$$P_t = 101.325$$

$$v_2 = 1,4454 \text{ m/s}$$

Cek kavitasi

Menghitung NPSHa (*Net Positive Suction Head available*) :

Diketahui :

$$P_a = 101.3250 \text{ N/m}^2$$

$$P^o = 4.264,5530 \text{ N/m}^2$$

$$Z_1 = -2 \text{ m}$$

$$h_{fs} = 1,6890 \text{ m}$$

$$\rho = 992,8570 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 9,8060 \text{ m/s}^2$$

$$NPSH_a = \frac{P_a - P^o}{\rho \cdot g} + Z_1 - h_{fs} \quad (\text{Alfa Laval Pump Handbook, 2001})$$

$$= 11,9310 \text{ m}$$

Menghitung $NPSH_R$ (*Net Positive Suction Head required*) :

$$NPSH_R = \left(\frac{n Q^{0,5}}{S} \right)^{4/3}$$

$$= 5,8357 \text{ m}$$

$NPSH_a > NPSH_R$, pompa aman dari kavitasi

Keterangan :

n = kecepatan putaran 3.500 rpm (Walas, 1988)

Q = debit, gpm (426,8139 gpm)

S = kecepatan spesifik 7.900 rpm (Walas, 1988)

Tabel. D.21. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 01)

Alat	Pompa
Kode	PU – 01
Fungsi	Memompa air sungai ke Bak Sedimentasi (BS – 501)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	3,8474 m ³ /jam
Efisiensi Pompa	48 %
Dimensi	NPS 1,0000 in
	Sch 40
	Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit
	Standar <i>elbow</i> 90° : 4 unit
	Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit
	Beda ketinggian : 7 m
Power motor	5 hp
NPSH	11,9310 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

Dengan cara perhitungan yang sama seperti di atas maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas yang lainnya.

a. Pompa Utilitas 2 (PU-02)

Tabel. D.22. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 02)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PP-02
Fungsi	Memompa air keluaran dari bak sedimentasi menuju ke bak penggumpal (BP-501)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	3,8474 m ³ /jam
Dimensi	NPS 1 in <i>Sch</i> 40 Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit Beda ketinggian : 4 m
Power	3,0000 hp
NPSH	9,9120 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

b. Pompa Utilitas 3 (PU-03)

Tabel. D.23. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 03)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-03
Fungsi	Memompa alum dari TP-501 menuju bak penggumpal (BP-501).
Jenis	<i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	0,1708 m ³ /jam
Dimensi	NPS = 0,2500 in Sch = 40,0000 in Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit Beda ketinggian: 2 m
Power	0,5000 hp
NPSH	7,5700 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

c. **Pompa Utilitas 4 (PU-04)**

Tabel. D.24. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 04)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PP-04

Fungsi	Memompa kaporit (TP-502) menuju BP-501
Jenis	<i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	1,1129 m ³ /jam
Dimensi	NPS = 0,5000 in Sch = 40,0000 in Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit Beda ketinggian: 1,5 m
Power	0,5000 hp
NPSH	9,4839 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

d. Pompa Utilitas 5 (PU-05)

Tabel. D.25. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 05)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-05
Fungsi	Memompa NaOH (TP-503) menuju BP-501
Jenis	<i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	0,1158 m ³ /jam
Dimensi	NPS = 0,2500 in

	<i>Sch</i> = 40,000 in
	Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit
	Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit
	Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit
	Beda ketinggian: 1 m
<i>Power</i>	0,5000 hp
NPSH	9,4731 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

e. Pompa Utilitas 6 (PU-06)

Tabel. D.26. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 06)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-06
Fungsi	Memompa air dari BP-501 menuju <i>Clarifier</i> (CL-501)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	3,8474 m ³ /jam
Dimensi	NPS 1 in
	<i>Sch</i> 40
	Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit
	Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit

	Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit
	Beda ketinggian: 2 m
<i>Power</i>	3,0000 hp
NPSH	8,4576 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

f. Pompa Utilitas 7 (PU-07)

Tabel. D.27. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 07)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-07
Fungsi	Memompa air dari <i>Clari fier</i> (CL501) menuju <i>Sand Filter</i> (SF-501)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	3,8474 m ³ /jam
Dimensi	NPS 1 in
	<i>Sch</i> 40
	Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit
	Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit
	Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit
	Beda ketinggian: 2 m
<i>Power</i>	3,0000 hp
NPSH	8,4576 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

g. Pompa Utilitas 08 (PU-08)

Tabel. D.28. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 08)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-08
Fungsi	Memompa air dari SF-501 menuju Tangki Air Filter (TP-504)
Jenis	<i>Centrifugal pump, double-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	3,8474 m ³ /jam
Dimensi	NPS 1 in
	Sch 40
	Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit
	Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit
	Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit
	Beda ketinggian: 5 m
Power	3,0000 hp
NPSH	8,4576 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

h. Pompa Utilitas 09 (PU-09)

Tabel. D.29. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 09)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-09
Fungsi	Memompa air <i>make-up</i> pendingin menuju <i>Cooling Tower</i> (CT-601)
Jenis	<i>Centrifugal pump, double-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	1,8474 m ³ /jam
Dimensi	NPS 0,5 in Sch 40 Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit Beda ketinggian: 2 m
Power	2,0000 hp
NPSH	8,9624 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

i. Pompa Utilitas 10 (PU-10)

Tabel. D.30. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 10)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-10
Fungsi	Memompa air dari TP-505 menuju area domestik
Jenis	<i>Centrifugal pump, single-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	0,5153 m ³ /jam
Dimensi	NPS = 0,3750 in Sch = 40,000 in Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit Beda ketinggian: 4 m
Power	0,5000 hp
NPSH	9,9718 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

j. Pompa Utilitas 11 (PU-11)

Tabel. D.31. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 11)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-11
Fungsi	Memompa air pendingin yang telah digunakan menuju HB-601
Jenis	<i>Centrifugal pump, double-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	13,2266 m ³ /jam

Dimensi	NPS = 2,0000 in
	Sch = 40,0000 in
	Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit
	Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit
	Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit
	Beda ketinggian: 5 m
Power	3,0000 hp
NPSH	8,8325 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

k. Pompa Utilitas 12 (PU-12)

Tabel. D.32. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 12)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-12
Fungsi	Memompa air dari HB-601 menuju CT-601
Jenis	<i>Centrifugal pump, double-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	13,2266 m ³ /jam
Dimensi	NPS = 2,0000 in

	<i>Sch</i> = 40,0000 in
	Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit
	Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit
	Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit
	Beda ketinggian: 3 m
<i>Power</i>	2,0000 hp
NPSH	8,8325 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

1. Pompa Utilitas 13 (PU-13)

Tabel. D.33. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 13)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-13
Fungsi	Memompa <i>Sodium Phosphate</i> dari TP-601 menuju CT-601
Jenis	<i>Centrifugal pump, double-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	0,1014 m ³ /jam
Dimensi	NPS = 0,2500 in
	<i>Sch</i> = 40,0000 in
	Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit
	Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit
	Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit
	Beda ketinggian: 4 m
<i>Power</i>	0,5000 hp

NPSH	9,4731 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

m. Pompa Utilitas 14 (PU-14)

Tabel. D.34. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU – 14)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-14
Fungsi	Memompa Dispersan (TP-602) menuju CT-601
Jenis	<i>Centrifugal pump, double-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	0,5317 m ³ /jam
Dimensi	NPS = 0,3750 in <i>Sch</i> = 40,0000 in Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit Beda ketinggian: 3 m
Power	0,5000 hp
NPSH	9,9368 m

Jumlah	2 buah (1 cadangan)
--------	---------------------

n. Pompa Utilitas 15 (PU-15)

Tabel. D.35. Spesifikasi pompa utilitas (PU – 15)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-15
Fungsi	Memompa air dingin dari CT-601 menuju CB-601
Jenis	<i>Centrifugal pump, double-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	13,2266 m ³ /jam
Dimensi	NPS = 2,0000 in Sch = 40,0000 in Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit Beda ketinggian: 2 m
Power	2,0000 hp
NPSH	9,8325 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

o. Pompa Utilitas 16 (PU-16)

Tabel. D.36. Spesifikasi pompa utilitas (PP – 16)

Alat	Pompa Utilitas
Kode	PU-16
Fungsi	Memompa air dingin dari CB-601 ke unit yang membutuhkan air pendingin.
Jenis	<i>Centrifugal pump, double-suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	13,2266 m ³ /jam
Dimensi	NPS = 2,0000 in Sch = 40,0000 in Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 1 unit Beda ketinggian: 4 m
Power	3,0000 hp
NPSH	9,9718 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

C. Unit Penyediaan Udara *Instrument*

Dalam pabrik ini udara tekan dibutuhkan untuk menggerakkan instrumen – instrumen kontrol. Udara tekan yang diperlukan didistribusi pada tekanan 15 – 20 psig serta dalam kondisi bersih. (Kern, D., hal. 768). Dalam pabrik *terephthalic acid* ini terdapat sekitar 40 alat kontrol yang memerlukan udara tekan untuk menggerakkannya.

Mekanisme atau proses untuk membuat udara tekan dapat diuraikan berikut :
 udara lingkungan ditekan dengan menggunakan kompresor (CP-501) yang dilengkapi dengan *filter* (penyaring) udara hingga mencapai tekanan 20 psig,. selanjutnya udara tersebut dialirkan pada alat kontrol dan alat proses yang membutuhkannya.

1. *Compressor* (CP-701)

Fungsi : Mengalirkan udara dari lingkungan untuk kebutuhan instrumentasi dan proses

Jenis : *Centrifugal Compressor*

a) Menentukan kebutuhan udara tekan

Temperatur masuk (T_1) = 30 °C

Tekanan masuk (P_1) = 1,013 bar = 101,325 kPa

Tekanan Keluar (P_2) = 2,361 bar = 236,1 kPa

Kebutuhan:

- Udara pneumatik = 28 L/min (Considin, 1993)

Jumlah alat kontrol = 40 buah

Kebutuhan udara = 28 L/min × 60

= 1.120 L/min (67,2 m³/jam)

$$\begin{aligned}
 - \text{ Udara proses untuk RD-301} &= 3.287,4535 \text{ kg/jam} \\
 \rho \text{ udara} &= 1,1676 \text{ kg /jam} \\
 \text{Kebutuhan udara} &= 1.960,669 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Total kebutuhan udara} &= (67,2 + 1.960,669) \text{ m}^3/\text{jam} = 2.027,87 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

b) Menentukan jumlah air dalam udara

Pada $T_1 = 30^\circ\text{C}$ dan $P_1 = 1 \text{ atm}$, dari psychrometric chart diperoleh data:

$$\text{Humidity (H)} = 0,027 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$$

$$\text{Realative Humidity (RH)} = 100 \%$$

Sehingga:

$$\text{Total kebutuhan udara kering} = 2.027,87 \text{ m}^3/\text{jam} \text{ (} 2.367,74 \text{ kg/jam)}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah air dalam udara} &= H \times \text{Total kebutuhan udara} \\
 &= 63,929 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total udara masuk} &= \text{total udara kering} + \text{jumlah air} \\
 &= 2.431,669 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total udara masuk} &= 1,2 \times 2.431,669 \text{ kg/jam} \\
 &= 2.918,003 \text{ kg/jam (} 2.499,146 \text{ m}^3/\text{jam)}
 \end{aligned}$$

c) Menghitung *power* yang dibutuhkan

Untuk kompresi isothermal udara:

$$-W_s = \frac{2,3026 RT_1}{BM} \log \frac{P_2}{P_1} \quad (\text{Geankoplis, hal 139, pers. 3.3-12})$$

dengan :

$-W_s$ = Kerja shaft (J/kg)

R = Konstanta gas (8.314 J/kgmol.K)

T_1 = Temperatur udara masuk (303 K)

BM = Berat molekul (29 kg/kgmol)

P_1 = Tekanan udara masuk (14,7 Psi)

P_2 = Tekanan udara keluar (34,7 Psi)

$$\text{Maka: } -W_s = \frac{2,3026(8.314)(303)}{29} \log \frac{34,7}{14,7} = 74.680,88 \text{ J/kg}$$

Dari fig.3.6 Coulson and Richardson's vol. 6, dengan nilai Q masuk sebesar

2.499,146 m³/jam (0,694 m³/s) didapatkan efisiensi compressor sebesar, $\eta = 67 \%$

$$\text{Brake kW} = \frac{-W_s \times m}{n \times 1.000}$$

Dengan nilai : $m = 0,81 \text{ kg/s}$ dan $\eta = 60 \%$, maka:

$$\text{Brake kW} = 73,858 \text{ kW}$$

$$= 99,253 \text{ hp}$$

Berikut ini adalah tabel spesifikasi *compressor* :

Tabel D.37. Spesifikasi *Compressor* (CP-701)

Alat	<i>Compressor</i>
Kode	CP-701
Fungsi	Mengalirkan udara dari lingkungan untuk kebutuhan udara instrumen dan proses
Jenis	<i>Turbo Compressor</i>
Kapasitas	0,694 m ³ /s
Efisiensi	67 %
Power	99,253 hp
Bahan Konstruksi	<i>Cast Iron</i>
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

D. Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik

1. Perhitungan Kebutuhan Listrik

Perhitungan kebutuhan listrik adalah sebagai berikut:

a. Kebutuhan penerangan

Dari Chemical Engineer's Handbook, 3rd ed, direkomendasikan untuk perhitungan penerangan digunakan satuan lumen. Dengan menetapkan jenis lampu yang digunakan, maka dapat dihitung jumlah listrik yang harus disediakan untuk penerangan. Untuk menentukan besarnya tenaga listrik digunakan persamaan :

$$L = \frac{a \times F}{U \times D}$$

Keterangan : L : Lumen per outlet.

a : Luas area, ft²

F : *food candle* yang diperlukan (tabel 13, perry 3th)

U : Koefisien utilitas (tabel 16, perry 3th)

D : Effisiensi lampu (tabel 16, perry 3th)

✓ Kebutuhan penerangan area dalam bangunan

Tabel D.38. Kebutuhan penerangan untuk area dalam bangunan

Area Bangunan	Luas		F	U	Lumen
	(m ²)	(ft ²)			
Pos Keamanan	100	1.076,391	20	0,5000	53.819,550
Mushola	100	1.076,391	20	0,5000	53.819,550
Kantin	200	3.229,1730	10	0,5100	263.821,3235
Kantor	2.000	21.527,8200	20	0,5800	927.923,2759
Klinik	100	3.229,1730	20	0,5500	146.780,5909
Ruang Kontrol	500	5.381,9550	35	0,6000	392.434,2188
Laboratorium	500	5.381,9550	35	0,6000	392.434,2188
Bengkel	500	10.763,9100	5	0,5300	126.932,9009
GSG	500	10.763,9100	10	0,5500	263.831,3235
Gudang	500	10.763,910	35	0,5200	905.617,4279
Perumahan	5.000	53.819,5500	20	0,5500	2.446.343,1818
Total	12.900	138.854,439			3.595.901,9890

Untuk semua area dalam bangunan direncanakan menggunakan lampu *fluorescent* 40 Watt, dimana 1 buah *instant starting daylight* 40 Watt mempunyai 1.960 lumen.

Jumlah listrik area dalam bangunan = 3.595,901,9890 Lumen

Sehingga jumlah lampu yang dibutuhkan :

$$\frac{3.595.901,9890}{1.960} = 1.835 \text{ buah}$$

$$\begin{aligned} \text{Daya} &= 40 \text{ Watt} \times 1.835 \\ &= 73.400 \text{ Watt (73,4000 kW)} \end{aligned}$$

- ✓ Kebutuhan penerangan area luar bangunan

Tabel D.39. Kebutuhan penerangan untuk area luar bangunan

Area Non Bangunan	Luas		F	U	Lumen
	(m ²)	(ft ²)			
Proses	15.000	107.639,1000	10	0,59	2.280.489,407
Utilitas	2.000	53.819,5500	10	0,59	1.140.244,703
Area Pengembangan	4.000	53.819,5500	0	0,00	0,000
Jalan dan taman	1.500	16.145,8650	5	0,53	190.399,3514
Areal parkir	500	5.381,9550	10	0,49	137.294,7704
Total	28.500	236.806,0200			3.748.428,2320

Untuk semua area di luar bangunan direncanakan menggunakan lampu *mercury* 250 watt, dimana 1 buah *instant starting daylight* 250 Watt mempunyai 10.000 lumen. Jumlah listrik area di luar bangunan sebesar 3.748.428,2320 Lumen

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{3.748.428,2320}{10.000}$$

$$= 374,8428 \text{ buah} = 375 \text{ buah}$$

$$\text{Daya} = 250 \text{ Watt} \times 375$$

$$= 93.750 \text{ Watt (93,7500 kW)}$$

✓ Kebutuhan listrik lainnya

Kebutuhan listrik lainnya (barang elektronik kantor : AC, komputer dll)

diperkirakan sebesar 20,000 Watt

Total kebutuhan penerangan

= Kebutuhan area bangunan + Kebutuhan area luar bangunan + Kebutuhan listrik lain

$$= 207,1500 \text{ kW}$$

b. Kebutuhan listrik untuk proses

Tabel D.40. Kebutuhan listrik untuk alat proses

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Daya	
				Hp	watt
1	Mixer kobalt	MT-101	2	1,00	745,70
2	Mixer mangan	MT-102	2	1,00	745,70
3	Mixer	MT-103	1	0,50	372,85
4	Reaktor	RE-201	1	40,00	29.828,00
5	Kompresor	CP-101	1	30,00	22.371,00
6	Rotary Dryer	RD-301	1	184,00	137.208,80
7	Pompa 1	PP-101	1	10,00	7.457,00

8	Pompa 2	PP-102	1	0,50	372,85
9	Pompa 3	PP-103	1	0,50	372,85
10	Pompa 4	PP-104	1	0,50	372,85
11	Pompa 5	PP-301	1	3,00	2.237,10
12	Pompa 6	PP-401	1	2,00	1.491,40
Total				16,50	203.576,05

c. Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas

Tabel D.41. Kebutuhan listrik untuk alat utilitas

No	Nama Alat	Jumlah	Daya	
			Hp	Watt
1	Bak Penggumpal	1	0,5000	372,8500
2	Fan CT-101	1	1,5000	1.118,5500
3	Motor tangki dispersant	1	3,0000	2.237,1000
4	Motor tangki inhibitor	1	3,0000	2.237,1000
5	Motor tangki soda kaustik	1	0,5000	372,8500
6	Motor tangki alum	1	1,0000	745,7000
7	Motor tangki kaporit	1	1,0000	745,7000
8	Pompa utilitas 1	1	5,0000	3.728,5000
9	Pompa utilitas 2	1	3,0000	2.237,1000
10	Pompa utilitas 3	1	0,5000	372,8500
11	Pompa utilitas 4	1	0,5000	372,8500
12	Pompa utilitas 5	1	0,5000	372,8500
13	Pompa utilitas 6	1	3,0000	2.237,1000
14	Pompa utilitas 7	1	3,0000	2.237,1000
15	Pompa utilitas 8	1	3,0000	2.237,1000
16	Pompa utilitas 9	1	2,0000	1.491,4000
17	Pompa utilitas 10	1	0,5000	372,8500
18	Pompa utilitas 11	1	3,0000	2.237,1000
19	Pompa utilitas 12	1	2,0000	1.491,4000
20	Pompa utilitas 13	1	0,5000	372,8500
21	Pompa utilitas 14	1	0,5000	372,8500

22	Pompa utilitas 15	1	2,0000	1.491,4000
23	Pompa utilitas 16	1	3,0000	2.237,1000
24	Kompresor udara	1	99,2530	74.012,9621
Total		24	141,7530	105.705,2121

Total Kebutuhan Listrik Pabrik

= Kebutuhan penerangan + Kebutuhan proses + Kebutuhan utilitas

$$= 207,1500 \text{ kW} + 203,5761 \text{ kW} + 105,7052 \text{ kW} = 516,4313 \text{ kW}$$

Over Design : 20%

$$\text{Total listrik} = 1,2 \times 516,4313 \text{ kW}$$

$$= 619,7176 \text{ kW} = 0,6197 \text{ MW}$$

Jadi total kebutuhan listrik pabrik $\pm 0,6197 \text{ MW}$.

2. Spesifikasi Peralatan Unit Penyedia Listrik

a. Generator

Fungsi : Membangkitkan listrik untuk keperluan pabrik

$$\text{Kebutuhan listrik total} = 0,6197 \text{ MW} = 619,7 \text{ KW}$$

Dipilih generator standard dengan kapasitas = 704 KW

$$= 2534311,634 \text{ KJ/jam}$$

Kebutuhan bahan bakar :

Jenis bahan bakar = LPG

Heating value = 46964,676 KJ/Kg

LPG yang dibutuhkan = 53,9621 Kg/jam

Tabel D.42. Spesifikasi Generator (GS-801)

Nama Alat	Generator
Kode	GS-801

Fungsi	Pembangkit tenaga listrik
Kapasitas	704 KW
Bahan Bakar	LPG
Kebutuhan Bahan Bakar	53,9621 Kg/jam
Jumlah	1 Buah

b. Tangki Penyimpanan LPG (TP-801)

Fungsi : Menyimpan LPG sebagai bahan bakar generator selama 7 hari dengan kapasitas 9.542,7679 kg atau 19,6647 m³

Suhu Desain : 60 °C

Suhu Fluida : 30 °C

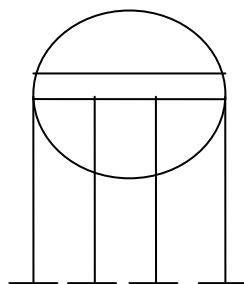
Tekanan : 23,0893 atm

Tipe Tangki : *Spherical shell*

Bahan : *Carbon steel* SA 516 Grade 70

Pertimbangan : Mempunyai *allowable stress* cukup besar (material)

Digunakan untuk penyimpanan pada tekanan tinggi
(jenis tangki dan material)



Gambar D.8. Tangki penyimpanan LPG (C₃H₈)

i. Menentukan Temperatur dan Tekanan Penyimpanan.

Siang hari, diperkirakan temperatur dinding tangki mencapai 60 °C.

Perancangan akan dilakukan pada temperatur tersebut dengan tujuan untuk menjaga temperatur fluida di dalam tangki. Yaitu untuk menghindari adanya transfer panas dari dinding tangki ke fluida. Oleh karena temperatur dinding tangki pada siang hari diperkirakan mencapai 60 °C, dan apabila dinding tangki tidak dirancang sesuai kondisi tersebut, maka akan terjadi transfer panas dari dinding tangki ke fluida yang menyebabkan tekanan uap fluida semakin besar. Semakin tinggi tekanan uap, maka perancangan dinding tangki akan semakin tebal. Dimana semakin tebal dinding tangki, maka transfer panas dari dinding ke fluida akan semakin kecil, sehingga dapat diabaikan.

Berikut adalah perhitungan tekanan fluida pada temperatur 60 °C.

Tabel D.43 Konstanta tekanan uap

Komponen	A	B	C	D	E
C ₃ H ₈	54,276	-3368	-5,261	0,0000086	2
C ₄ H ₁₀	61,396	-3470,4	-6,48	1,27E-05	2

Sumber: ChemCAD

Tekanan uap masing-masing komponen dihitung dengan persamaan berikut:

$$P_i = \exp \left[A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T^E \right]$$

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 60 °C, maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel D.44. Hasil perhitungan fluida dalam tangki

Komponen	Kg/jam	kmol/jam	zf	Pi, (Pa)	Ki = Pi/P	yf = Ki . zf
C ₃ H ₈	53,9621	1,2264	0,9616	2.109.449,4544	0,992	0,954
C ₄ H ₁₀	2,8401	0,0490	0,0384	2.531.971,6132	1,1911	0,046
Total	56,8022	1,2754	1,0000	4.641.421,0676	2,1835	1,000

Sehingga tekanan tangki pada 60°C adalah 20,9788 atm.

ii. Menghitung Densitas LPG

Tabel D.45. Konstanta densitas

Komponen	A	B	C	n
C ₃ H ₈	0,2174	0,26948	369,82	0,287
C ₄ H ₁₀	0,2325	0,27418	364,76	0,30246

Sumber : (Yaws Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds, 2008)

Densitas masing-masing komponen dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Densitas} = A B^{-\left(1 - \frac{T}{C}\right)^n} \dots\dots\dots (\text{Yaws, 2008})$$

Keterangan :

A, B, C dan n : Konstanta

T : Suhu (Kelvin)

Densitas : gram/mL

Kemudian dihitung densitas campuran dengan persamaan

$$\rho = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho}}$$

ρ liquid campuran adalah 494,934 kg/m³ atau 30,8977 lb/ft³.

iii. Menentukan Kapasitas Tangki

Waktu penyimpanan = 7 hari

Jumlah LPG = 56,8022 kg/jam x 24 jam x 7 hari

= 9.542,7679 kg

= 21.038,1771 lb

Volume liquid = $\frac{m_{\text{liquid}}}{\rho_{\text{liquid}}}$

= $\frac{9.542,7679 \text{ kg}}{494,934 \text{ Kg/m}^3}$

= 19,6647 m³ atau 694,4505 ft³

Over Design = 20 % (Peter and Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki over design} &= \frac{120}{100} \times 1.363,5028 \text{ m}^3 \\ &= 23,5976 \text{ m}^3 \text{ atau } 833,3406 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

iv. Menentukan Diameter dan Volume Tangki

Diameter tangki dihitung dengan menggunakan persamaan

$$D_{\text{tangki}} : \left(\frac{6 \times V_T}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Keterangan :

V_T : Volume tangki (m^3 atau ft^3)

$$D_{\text{tangki}} = 3,5593 \text{ m atau } 11,6775 \text{ ft}$$

v. Menentukan Volume Kosong

Volume kosong = Volume *over design* – Volume sebelum *over design*

$$\text{Volume kosong} = 23,5976 \text{ m}^3 - 19,6647 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume kosong} = 3,9329 \text{ m}^3$$

vi. Menentukan Tinggi Liquid di Dalam Tangki

$$\text{Volume ruang kosong} = \frac{\pi \times h_c \times (3r - h_c)}{3}$$

Keterangan :

h_c : Tinggi ruang kosong (m,ft)

r : Jari-jari bola (m)

Tinggi ruang kosong adalah 0,9224 meter.

Sehingga tinggi liquid = 3,5593 m - 0,9224 m

= 2,6369 meter.

vii. Menentukan Tekanan Desain

$$P_{abs} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$= 308,3037 \text{ psi} + \frac{30,8977 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \left(\frac{9,81}{9,81}\right) \times 2,6369 \text{ ft}}{144}$$

$$= 308,3037 + 0,1691$$

$$= 308,4728 \text{ psi atau } 20,9903 \text{ atm}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya

$$P_{desain} = 1.1 \times 308,4728 \text{ psi}$$

$$= 339,3201 \text{ psi atau } 23,0893 \text{ atm}$$

viii. Menentukan Ketebalan Dinding

$$t_r = \frac{PR_c}{2SE - 0,2 P} \dots\dots\dots(\text{Moss, halaman 357})$$

Keterangan :

t_r : Ketebalan dinding (in)

P : Tekanan desain (psi)

R_c : Jari-jari tangki (inch)

S : Nilai tegangan SA-516 grade 70 mempunyai 17.500 psi

E : Efisiensi sambungan dengan radiograp 0,8 (Tabe13.1, Brownell and Young, 1959)

C : Korosi yang diizinkan 0,15/10 tahun.

$$\begin{aligned} \text{Sehingga } t_r &= \frac{339,3201 \text{ psi} \times 70.0646 \text{ in}}{(2 \times 17.500 \times 0,8) - (0,2 \times 339,3201 \text{ psi})} + 0,15 \\ &= 1,0012 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal dinding standar yang digunakan adalah 1 1/8 inch.

ix. Menentukan Jenis Tangki

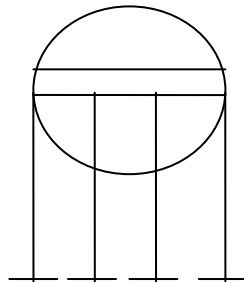
Volume tangki 833,3406 ft³ atau 148,418 barel sehingga digunakan tangki spherical jenis *soccer ball type*. *Soccer ball type* mempunyai diameter kurang dari 20 ft dan volume kurang dari 750 barel (Moss, hal 360)

Tabel. D.46. Spesifikasi Tangki LPG (TP – 801)

Alat	Tangki Penyimpanan LPG
Kode	TP – 801
Fungsi	Menyimpan LPG keperluan generator selama 7 hari dengan kapasitas 1.363,5028 m ³
Bentuk	<i>Spherical shell</i>
Tipe	<i>Partial soccer ball</i>
Kapasitas	833,3406 ft ³ atau 148,418 barel
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 11,6775 ft Tebal <i>shell</i> (t _s) = 1 1/8 in
Tekanan Desain	339,3201 psi (23,0893 atm)
Bahan	<i>Carbon steel</i> SA 516 Grade 70
Jumlah	1 (Satu)

1. TANGKI PENYIMPANAN LPG (TP-101)

Fungsi	: Menyimpan LPG sebagai bahan bakar generator selama 7 hari dengan kapasitas 9.542,7679 kg atau 19,6647 m ³
Suhu Desain	: 60 °C
Suhu Fluida	: 30 °C
Tekanan	: 23,0893 atm
Tipe Tangki	: <i>Spherical shell</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA 516 Grade 70</i>
Pertimbangan	: Mempunyai <i>allowable stress</i> cukup besar (material) Digunakan untuk penyimpanan pada tekanan tinggi (jenis tangki dan material)



Gambar C-1. Tangki penyimpanan LPG (C₃H₈)

i. Menentukan Temperatur dan Tekanan Penyimpanan.

Siang hari, diperkirakan temperatur dinding tangki mencapai 60 °C.

Perancangan akan dilakukan pada temperatur tersebut dengan tujuan untuk menjaga temperatur fluida di dalam tangki. Yaitu untuk menghindari adanya transfer panas dari dinding tangki ke fluida. Oleh

karena temperatur dinding tangki pada siang hari diperkirakan mencapai 60 °C, dan apabila dinding tangki tidak dirancang sesuai kondisi tersebut, maka akan terjadi transfer panas dari dinding tangki ke fluida yang menyebabkan tekanan uap fluida semakin besar. Semakin tinggi tekanan uap, maka perancangan dinding tangki akan semakin tebal. Dimana semakin tebal dinding tangki, maka transfer panas dari dinding ke fluida akan semakin kecil, sehingga dapat diabaikan.

Berikut adalah perhitungan tekanan fluida pada temperatur 60 °C.

Tabel C.1 Konstanta tekanan uap

Komponen	A	B	C	D	E
C ₃ H ₈	54,276	-3368	-5,261	0,0000086	2
C ₄ H ₁₀	61,396	-3470,4	-6,48	1,27E-05	2

Sumber: ChemCAD

Tekanan uap masing-masing komponen dihitung dengan persamaan berikut:

$$P_i = \exp \left[A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T^E \right]$$

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 60 °C, maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.2. Hasil perhitungan fluida dalam tangki

Komponen	Kg/jam	kmol/jam	zf	Pi, (Pa)	Ki = Pi/P	yf = Ki . zf
C ₃ H ₈	53,9621	1,2264	0,9616	2.109.449,4544	0,992	0,954
C ₄ H ₁₀	2,8401	0,0490	0,0384	2.531.971,6132	1,1911	0,046
Total	56,8022	1,2754	1,0000	4.641.421,0676	2,1835	1,000

Sehingga tekanan tangki pada 60°C adalah 20,9788 atm.

ii. Menghitung Densitas LPG

Tabel C.3. Konstanta densitas

Komponen	A	B	C	n
C ₃ H ₈	0,2174	0,26948	369,82	0,287
C ₄ H ₁₀	0,2325	0,27418	364,76	0,30246

Sumber : (Yaws Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds, 2008)

Densitas masing-masing komponen dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Densitas} = A B^{-(1-\frac{T}{C})^n} \dots\dots\dots (\text{Yaws, 2008})$$

Keterangan :

A, B, C dan n : Konstanta

T : Suhu (Kelvin)

Densitas : gram/mL

Kemudian dihitung densitas campuran dengan persamaan

$$\rho = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho}}$$

ρ liquid campuran adalah 494,934 kg/m³ atau 30,8977 lb/ft³.

iii. Menentukan Kapasitas Tangki

Waktu penyimpanan = 7 hari

Jumlah LPG = 56,8022 kg/jam x 24 jam x 7 hari

$$= 9.542,7679 \text{ kg}$$

$$= 21.038,1771 \text{ lb}$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{m_{\text{liquid}}}{\rho_{\text{liquid}}}$$

$$= \frac{9.542,7679 \text{ kg}}{494,934 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 19,6647 \text{ m}^3 \text{ atau } 694,4505 \text{ ft}^3$$

Over Design = 20 % (Peter and Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki } \textit{over design} &= \frac{120}{100} \times 1.363,5028 \text{ m}^3 \\ &= 23,5976 \text{ m}^3 \text{ atau } 833,3406 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

iv. Menentukan Diameter dan Volume Tangki

Diameter tanki dihitung dengan menggunakan persamaan

$$D_{\text{tangki}} : \left(\frac{6 \times V_T}{\pi} \right)^{1/3}$$

Keterangan :

V_T : Volume tangki (m^3 atau ft^3)

$D_{\text{tangki}} = 3,5593 \text{ m}$ atau $11,6775 \text{ ft}$

v. Menentukan Volume Kosong

Volume kosong = Volume *over design* – Volume sebelum *over design*

$$\text{Volume kosong} = 23,5976 \text{ m}^3 - 19,6647 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume kosong} = 3,9329 \text{ m}^3$$

vi. Menentukan Tinggi Liquid di Dalam Tangki

$$\text{Volume ruang kosong} = \frac{\pi \times h_c \times (3r - h_c)}{3}$$

Keterangan :

h_c : Tinggi ruang kosong (m,ft)

r : Jari-jari bola (m)

Tinggi ruang kosong adalah 0,9224 meter.

Sehingga tinggi liquid = $3,5593 \text{ m} - 0,9224 \text{ m}$

$$= 2,6369 \text{ meter.}$$

vii. Menentukan Tekanan Desain

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 308,3037 \text{ psi} + \frac{30,8977 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \left(\frac{9.81}{9.81} \right) \times 2,6369 \text{ ft}}{144}$$

$$= 308,3037 + 0,1691$$

$$= 308,4728 \text{ psi atau } 20,9903 \text{ atm}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya

$$P \text{ desain} = 1.1 \times 308,4728 \text{ psi}$$

$$= 339,3201 \text{ psi atau } 23,0893 \text{ atm}$$

viii. Menentukan Ketebalan Dinding

$$t_r = \frac{PR_c}{2SE - 0,2P} \dots\dots\dots(\text{Moss, halaman 357})$$

Keterangan :

t_r : Ketebalan dinding (in)

P : Tekanan desain (psi)

R_c : Jari-jari tangki (inch)

S : Nilai tegangan SA-516 grade 70 mempunyai 17.500 psi

E : Efisiensi sambungan dengan radiograp 0,8 (Tabe13.1, Brownell and Young, 1959)

C : Korosi yang diizinkan 0,15/10 tahun.

$$\text{Sehingga } t_r = \frac{339,3201 \text{ psi} \times 70.0646 \text{ in}}{(2 \times 17.500 \times 0,8) - (0,2 \times 339,3201 \text{ psi})} + 0,15$$

$$= 1,0012 \text{ in}$$

Tebal dinding standar yang digunakan adalah 1 1/8 inch.

ix. Menentukan Jenis Tangki

Volume tangki 833,3406 ft³ atau 148,418 barel sehingga digunakan tangki spherical jenis *soccer ball type*. *Soccer ball type* mempunyai diameter kurang dari 20 ft dan volume kurang dari 750 barel (Moss, hal 360)

Tabel. C.4. Spesifikasi Tangki LPG (TP – 801)

Alat	Tangki Penyimpanan LPG
Kode	TP – 801
Fungsi	Menyimpan LPG keperluan generator selama 7 hari dengan kapasitas 1.363,5028 m ³
Bentuk	<i>Spherical shell</i>
Tipe	<i>Partial soccer ball</i>
Kapasitas	833,3406 ft ³ atau 148,418 barel
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 11,6775 ft Tebal <i>shell</i> (t _s) = 1 1/8 in
Tekanan Desain	339,3201 psi (23,0893 atm)
Bahan	<i>Carbon steel</i> SA 516 Grade 70
Jumlah	1 (Satu)

LAMPIRAN E

INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal keseluruhan (*Total Capital Investment*)

- Modal tetap (*Fixed Capital*)
- Modal kerja (*Working Capital*)

2. Biaya produksi (*Manufacturing Cost*)
 - Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost*)
 - Biaya produksi tetap (*Fixed Charges*)
 - Biaya produksi tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran umum (*General Expense*)
4. Analisa Kelayakan
 - *Percent Return On Investment* (ROI)
 - *Pay Out Time* (POT)
 - *Break Even Point* (BEP)
 - *Shut Down Point* (SDP)
 - *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF)

Basis atau asumsi yang diambil adalah :

1. Kapasitas produksi 60.000 ton/tahun
2. Pabrik beroperasi selama 330 hari/tahun
3. Masa konstruksi pabrik selama 2 tahun. Konstruksi dilakukan mulai awal tahun 2016 sampai akhir tahun 2017. Pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2018.
4. Nilai rongsokan (*salvage value*) sama dengan nol.
5. Nilai kurs \$1 = Rp 10.778,00 (www.bi.go.id), di akses pada 11 Oktober 2013
6. Kapasitas produksi tahun pertama sebesar 70 % dari kapasitas rancangan, tahun kedua 90 %, tahun ketiga dan seterusnya 100 %.
7. Suku bunga pinjaman bank sebesar 15 % dan konstan selama pabrik beroperasi.

8. *Chemical Engineering Index* (CE Indeks) tahun 2016 adalah 641,4
9. Harga-harga peralatan pabrik menggunakan referensi grafik yang dibuat pada beberapa buku dengan indeks harga tertentu.
10. Metode yang digunakan dalam melakukan analisa ekonomi adalah metoda linier dan *Discounted Cash Flow* (DCF).

A. Perkiraan Harga Alat

Harga Peralatan dihitung dengan indeks harga:

$$C_x = C_y \times \frac{I_x}{I_y} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

Keterangan:

C_x = harga alat pada tahun x

C_y = harga alat pada tahun y

I_x = indeks harga pada tahun x

I_y = indeks harga pada tahun y

Harga alat untuk jenis yang sama dengan kapasitas berbeda dapat

dihitung dengan menggunakan *sixteenth factor rule*:

$$C_b = C_a \left(\frac{b}{a} \right)^{0,6} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

Keterangan:

C_a = harga alat pada kapasitas a

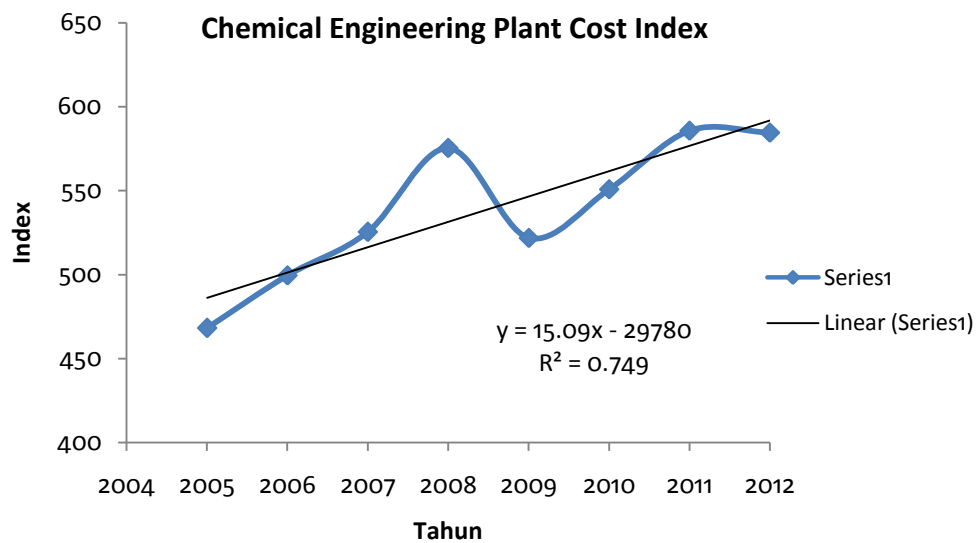
C_b = harga alat pada kapasitas b

Harga alat untuk tahun A dapat diperoleh dari buku Peters, M.S and Timmerhaus, K.D. (1991) (*Cost Index* = 356), Ulrich (1984) (*Cost Index* = 315), dan website www.matche.com (2007) (*Cost Index* = 427. Sementara itu,

Indeks harga peralatan tertera pada Tabel E.1.yang bersumber dari www.che.com/pci (*Chemical Engineering Magazine* Vol.116)

Tabel E.1. Indeks harga peralatan

Tahun	Annual index
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6



Gambar E.1. Kurva *Chemical engineering plant cost index*

Dengan asumsi bahwa perubahan harga indeks peralatan tiap tahun terjadi secara linier maka dengan pendekatan linier diperoleh indeks harga peralatan pada tahun 2016 adalah sebesar 641,4.

Contoh Perhitungan :

Pompa Proses (101)

Tipe = *Centrifugal Pump*

Shaft Power = 10 hp

Harga Alat, $C_{p_{1982}}$ = \$ 7500 (Grafik 5-49, Ulrich, 1984)

$$C_{p_{2014}} = C_{p_{1982}} \left(\frac{I_{2014}}{I_{1982}} \right)$$

$$= 7500 \left(\frac{641,4}{315} \right)$$

$$= \$ 15.272$$

$$\text{Faktor material, } F_M = 1,0 \text{ (untuk material cast iron)}$$

$$\text{Faktor tekanan, } F_p = 1 \text{ (untuk tekanan } < 10 \text{ bar)}$$

$$\text{Faktor bare modul, } F_{BM} = 1,0 \quad (\text{Grafik 5-51 Ulrich, 1984})$$

$$C_{BM} = C_{p2014} \times F_{BM}$$

$$= \$ 15.272 \times 1,0$$

$$= \$ 15.272$$

$$= \text{Rp. } 164.601.616$$

Perincian harga alat-alat proses dan utilitas dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel E.2 Harga Peralatan Proses

Alat Proses	Jumlah	Harga total, Rp
Storage Tank		
ST-101(Px)	1	1.448.530.353
ST-102(Hac)	1	987.634.331
ST-102(Hbr)	1	987.634.331
SS-401(TPA)	1	1.316.845.775
Mixer		
MT-101	2	854.470.152

MT-102	2	854.470.152
MT-103	1	359.265.859
Pompa Proses		
PP-101	2	329.211.444
PP-102	2	166.800.465
PP-103	2	166.800.465
PP-104	2	166.800.465
PP-301	2	417.001.162
PP-401	2	333.600.930
Reaktor		
RE-201	1	5.049.141.807
Distilasi		
Sieve tray distilasi	16	316.042.986
Tower DC	1	1.747.779.856
Heat Exchanger		
CD-201	1	582.593.285
CD-401	1	582.593.285
RB-301	1	524.333.957
Compressor		
CP-201	1	658.422.888
Separator		
CF-301	2	2.633.691.550
RD-301	1	2.912.966.427
Conveyor		
BC-301	1	113.335.087
SC-301	1	194.288.721

SC-302	1	174.859.849
BE-301	1	400.234.765
Total		24.279.350.348

Tabel E.3 Harga Peralatan Utilitas

Alat Utilitas	Jumlah	Harga total, Rp
Bak Sedimentasi (BS-501)	1	924.976
Bak Penggumpal (BP-501)	1	688.925
Clarifier (CL-501)	1	526.738.310
Sand Filter (SF-501)	4	632.085.972
Tangki Alum (TP-501)	1	59.258.060
Tangki Kaporit (TP-502)	1	59.258.060
Tangki Inhibitor (TP-602)	1	118.516.120
Tangki Air Filter (TP-504)	1	71.109.672
Tangki Air Dosmetik (TP-505)	1	71.109.672
Tangki Dispersant (TP-601)	1	118.516.120
Cooling Tower (CT-601)	1	219.474.296
Cold Basin (CB-601)	1	1.978.174
Hot Basin (HB-601)	1	1.978.174
Pompa Utilitas (PU-01)	2	241.421.725
Pompa Utilitas (PU-02)	2	219.474.296
Pompa Utilitas (PU-03)	2	87.789.718
Pompa Utilitas (PU-04)	2	87.789.718

Pompa Utilitas (PU-05)	2	87.789.718
Pompa Utilitas (PU-06)	2	219.474.296
Pompa Utilitas (PU-07)	2	219.474.296
Pompa Utilitas (PU-08)	2	219.474.296
Pompa Utilitas (PU-09)	2	175.579.437
Pompa Utilitas (PU-10)	2	87.789.718
Pompa Utilitas (PU-11)	2	219.474.296
Pompa Utilitas (PU-12)	2	175.579.437
Pompa Utilitas (PU-13)	2	87.789.718
Pompa Utilitas (PU-14)	2	87.789.718
Pompa Utilitas (PU-15)	2	175.579.437
Pompa Utilitas (PU-16)	2	219.474.296
Compressor	1	263.369.155
Generator	1	1.316.845.775
Total		6.073.595.582

Total harga peralatan proses dan utilitas (EC):

$$EC = \text{Rp } 24.279.350.348 + \text{Rp } 6.073.595.582 = \text{Rp } 30.352.945.930$$

B. Total Cavital Investment

1. Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik secara fisik (belum beroperasi). *Fixed Capital Investment* terdiri biaya langsung (*direct cost*) dan biaya tidak langsung (*indirect cost*).

a. Direct Cost (DC)

Direct cost atau biaya langsung adalah biaya yang diperlukan untuk pembangunan pabrik. Biaya ini meliputi :

- Biaya pengadaan peralatan (*Purchased Equipment Cost*)

Adalah biaya pembelian peralatan pabrik dari tempat pembelian sampai ke lokasi pabrik. Biaya ini terdiri dari:

Biaya transportasi sampai di pelabuhan:

$$\begin{aligned}\text{Transportasi ke pelabuhan} &= 10\% \text{ EC} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 30.352.945.930 \\ &= \text{Rp } 3.035.294.593\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Asuransi pengangkutan} &= 0,50\% \times \text{EC} \\ &= 0,50\% \times \text{Rp } 30.352.945.930 \\ &= \text{Rp } 151.764.730\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Transportasi ke lokasi} &= 5\% \times \text{EC} \\ &= 5\% \times \text{Rp } 30.352.945.930 \\ &= \text{Rp } 1.517.647.297\end{aligned}$$

$$\text{Total Pembelian alat (PEC)} = \text{Rp } 35.057.652.549$$

- Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja, pondasi, penyangga, podium, biaya konstruksi dan faktor lain yang berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan

isolasi peralatan. Besarnya biaya pemasangan sekitar 25-55% dari biaya peralatan, diambil sebesar 30%. (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Pemasangan} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 35.057.652.549 \\ &= \text{Rp } 10.517.295.765\end{aligned}$$

- Biaya Instrumentasi dan Kontrol

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan dan sekitar 8 – 50% dari harga total peralatan, diambil sebesar 30%.(Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Instrumentasi} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 35.057.652.549 \\ &= \text{Rp } 10.517.295.765\end{aligned}$$

- Biaya Perpipaian (*Piping Cost*)

Meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, *valve*, *fitting*, pipa, penyangga, dan lainnya yang termasuk dalam pemancangan lengkap semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses. Besarnya biaya perpipaian sekitar 10-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 30%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Perpipaan} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 35.057.652.549 \\ &= \text{Rp } 10.517.295.765\end{aligned}$$

- Biaya instalasi listrik (*electrical installation*)

Biaya untuk instalasi listrik meliputi pekerja instalasi utama dan material untuk daya dan lampu, dengan penerangan gedung termasuk biaya servis. Besarnya sekitar 10 – 40% dari total biaya peralatan, diambil sebesar 40%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Listrik} &= 40\% \times \text{PEC} \\ &= 40\% \times \text{Rp } 35.057.652.549 \\ &= \text{Rp } 14.023.061.020\end{aligned}$$

- Biaya Bangunan (*Building Including Services*)

Biaya untuk bangunan termasuk servis terdiri biaya pekerja, material, dan persediaan yang terlibat dalam pemancangan semua gedung yang berhubungan dengan pabrik. Besarnya sekitar 10-70% dari biaya total alat, diambil sebesar 30%.

$$\begin{aligned}\text{Bangunan} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 35.057.652.549 \\ &= \text{Rp } 10.517.295.76\end{aligned}$$

- Pengembangan Lahan (*Yard Improvment*)

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, sekolah dasar, fasilitas olahraga jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya. Dalam industri

kimia nilainya sekitar 20 – 100% dari total biaya peralatan diambil sebesar 45 %, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Yard improvement} &= 45\% \times \text{PEC} \\
 &= 45\% \times \text{Rp } 35.057.652.549 \\
 &= \text{Rp } 15.775.943.647
 \end{aligned}$$

- Tanah (*land*)

Biaya untuk tanah dan survey tergantung pada lokasi properti dan dapat bervariasi oleh faktor biaya per hektar. Untuk industri jumlahnya sekitar 4-8% dari total biaya alat, diambil sebesar 5%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Tanah} &= 5\% \times \text{PEC} \\
 &= 5\% \times \text{Rp } 35.057.652.549 \\
 &= \text{Rp } 1.752.882.627
 \end{aligned}$$

- *Service Facilities*

Biaya ini meliputi perawatan fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik. Dalam industri kimia nilainya sekitar 20 – 100% dari total pembelian alat diambil sebesar 75%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Service facilities} &= 50\% \times \text{PEC} \\
 &= 50\% \times \text{Rp } 35.057.652.549 \\
 &= \text{Rp } 17.528.826.275
 \end{aligned}$$

$$\text{Total Direct Cost (DC)} = \text{Rp } 126.207.549.178$$

b. Indirect Cost (IC)

Indirect cost atau biaya tidak langsung meliputi:

- Biaya teknik dan supervisi (*engineering and supervision cost*)

Biaya untuk desain konstruksi dan teknik, gambar, akuntansi, konstruksi dan biaya teknik, travel, reproduksi, komunikasi, dan biaya kantor pusat. Besarnya sekitar 5-30% dari biaya langsung, diambil sebesar 10%. (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Teknik dan supervisi} &= 10\% \times \text{DC} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 126.207.549.178 \\ &= \text{Rp } 12.620.754.918\end{aligned}$$

- Biaya Konstruksi (*Construction cost*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda, namun dapat diperkirakan sekitar 10-20% dari biaya langsung, diambil sebesar 10%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Konstruksi} &= 10\% \times \text{DC} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 126.207.549.178 \\ &= \text{Rp } 12.620.754.918\end{aligned}$$

- Biaya Jasa Kontraktor (*Contractor's Fee*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda, namun dapat diperkirakan sekitar 2-8% dari total *Direct cost*, diambil sebesar 5% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Biaya jasa kontraktor} &= 5\% \times \text{Rp } 126.207.549.178 \\ &= \text{Rp } 6.310.377.459\end{aligned}$$

- Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasi investasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga, seperti badai, banjir, perubahan harga, perubahan desain yang kecil, kesalahan dalam estimasi, dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5-15% dari total FCI, diambil sebesar 10%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Biaya tak terduga} = 10\% \times \text{FCI}$$

- *Plant start up*

Sebelum pabrik beroperasi, kemungkinan akan ada perubahan-perubahan yang bertujuan untuk mengoptimalkan kondisi desain. Perubahan itu meliputi material, peralatan dan kerugian bila pabrik hanya beroperasi dengan kapasitas menurun. Biaya ini berkisar 0 – 12% dari modal tetap (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Biaya start up} = 5\% \times \text{FCI}$$

$$\text{Total Indirect Cost} = \text{Rp } 38.125.197.148 + 15\% \text{ FCI}$$

Fixed Capital Investment (FCI)

$$FCI = \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost}$$

$$FCI = \text{Rp } 126.207.549.178 + \text{Rp } 31.551.887.295 + 15\% FCI$$

$$FCI = \text{Rp } 185.599.337.027$$

Sehingga dapat dihitung:

$$\text{Biaya tak terduga} = 10\% \times FCI = \text{Rp } 18.559.933.703$$

$$\text{Biaya Start up} = 5\% \times FCI = \text{Rp } 9.279.966.851$$

2. *Working Capital Investment (WCI)*

Working capital untuk industri pabrik terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk (1) stok bahan baku dan persediaan, (2) stok produk akhir dalam proses yang sedang dibuat, (3) uang diterima (*account receivable*), (4) uang terbayar (*account payable*), dan (5) pajak terbayar (*taxes payable*).

Perbandingan *working capital* terhadap *total capital investment* bervariasi untuk perusahaan yang berbeda, namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital* awal sebesar 10 – 20 % dari *total capital investment* (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$WCI = 15\% \text{ Total Capital Investment}$$

Total Capital Investment (TCI)

$$TCI = FCI + WCI$$

$$TCI = FCI + 0,15 TCI$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 185.599.337.027 + 0,15 \text{ TCI}$$

$$\text{TCI} = \text{Rp } 218.352.161.208$$

$$\text{Sehingga, WCI} = 15 \% \times \text{TCI}$$

$$= \text{Rp } 32.752.824.181$$

Perincian TCI dapat dilihat pada Tabel E.4. berikut :

Tabel E.4. Perincian TCI Pabrik *Terephthalic Acid*

<i>Direct Cost</i>		
- <i>Purchased equipment-delivered</i>	Rp	35.057.652.549
- <i>Purchased equipment installation</i>	Rp	10.517.295.765
- <i>Instrumentation dan controls (installed)</i>	Rp	10.517.295.765
- <i>Piping (Biaya perpipaan)</i>	Rp	10.517.295.765
- <i>Electrical (installed)</i>	Rp	14.023.061.020
- <i>Buildings</i>	Rp	10.517.295.765
- <i>Yard improvement</i>	Rp	15.775.943.647
- <i>Service facilities</i>	Rp	17.528.826.275
- <i>Tanah</i>	Rp	1.752.882.627

<i>Total Direct Cost</i>		Rp	126.207.549.178
<i>Indirect Cost</i>			
-	<i>Engineering and supervision</i>	Rp	12.620.754.918
-	<i>Construction expenses</i>	Rp	12.620.754.918
-	<i>Contractor Fee</i>	Rp	6.310.377.459
-	<i>Biaya tak terduga</i>	Rp	18.559.933.703
-	<i>Plant start Up</i>	Rp	9.279.966.851
<i>Total indirect Cost</i>		Rp	59.391.787.849
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp	185.599.337.027
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>		Rp	32.752.824.181
<i>Total Cost Investment</i>		Rp	218.352.161.208

C. *Total Production Cost*

1. *Manufacturing Cost (MC)*

Merupakan biaya yang dikeluarkan untuk proses pembuatan produk. *Manufacturing cost* terdiri *direct manufacturing cost*, *fixed charges* dan *plant overhead*.

a. *Direct Manufacturing Cost*

Merupakan biaya yang berhubungan langsung dengan operasi manufaktur atau pembuatan suatu produk, yang terdiri:

- *Bahan Baku (Raw Material)*

Dalam industri kimia, salah satu biaya utama dalam operasi produksi adalah untuk bahan baku yang terlibat dalam proses. Jumlah bahan baku yang harus disuplai persatuan waktu atau per satuan produk dapat ditentukan dari proses neraca massa.

Tabel E.5. Kebutuhan Bahan Baku Proses Dan Harga

Komponen	kg/jam	Harga 2012 (Rp/kg)	Rp/tahun
C_8H_{10}	4795,521 2	9700	368.418.718.77 2
CH_3COOH	1,9739	6467	101.096.711
HBr	0,0937	21556	15.990.482
$(CH_3COOH)_2Co$	0,0044	16167	565.191
$(CH_3COOH)_2Mn$	0,0034	22634	616.319
Total			368.536.987.47 5

▪ Utilitas (*Utilities*)

Biaya untuk utilitas terdiri dari : biaya pengolahan air, biaya pembangkit listrik dan bahan bakar.

Tabel E.6. Kebutuhan Dan Harga Bahan Pembantu Untuk Utilitas

Komponen	kg/tahun	Liter/tahun	Rp/kg	Rp/liter	Rp/tahun
Alum	21.840,2515		350		7.644.088
Kaporit	270.010,3539		9.500		2.565.098.36

2

Soda kaustik	14.537,8874	7.500	109.034.155
Asam sulfat	190.116,9294	1.200	228.140.315
LPG	427.379,6788	7.355	3.143.377.537
Dowtherm	6.887,080	3	43.112
Inhibitor	190.116,9294	750	142.587.697
Dispersan	190.116,9294	450	85.552.618
Total	1.304.118,9598	6.887,0803	6.578.350.578

- *Pekerja Operasi (operating labor)*

Dalam industri kimia, salah satu biaya utama dalam operasi produksi adalah biaya pekerja operasi yang nilainya sebesar 10% - 20%, diambil 10%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

Pekerja Operasi (OL) = 10% TPC

- *Direct Supervisory*

Sejumlah supervisor langsung dan pekerja pencatat selalu diperlukan untuk operasi manufaktur. Jumlah kebutuhan pegawai ini berhubungan erat dengan jumlah pekerja operasi, kompleksitas operasi, dan standar

kualitas produk. Besarnya biaya *direct supervisory* 10 % - 20% sebesar 10%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Direct supervisory} &= 15\% \text{ OL} \\ &= 1,5\% \text{ TPC} \end{aligned}$$

- Perawatan dan Perbaikan (*Maintenance and Repair*)

Biaya perawatan dan perbaikan meliputi biaya untuk pekerja, material, dan supervisor. Biaya tahunan perawatan dan perbaikan untuk industri kimia berkisar 2 - 10% dari *fixed capital investment*, diambil sebesar 5%, (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Perawatan} &= 5\% \text{ FCI} \\ &= 5\% \times \text{Rp } 185.599.337.027 \\ &= \text{Rp } 9.279.966.851 \end{aligned}$$

- *Operating Supplies*

Dalam beberapa operasi manufaktur, persediaan macam-macam dibutuhkan untuk menjaga fungsi proses secara efisien. Misalnya grafik, pelumas tes bahan kimia, penjagaan persediaan dan lainnya. Biaya tahunan untuk tipe tersebut sekitar 10 - 20% dari perawatan dan perbaikan, diambil sebesar 10%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Operating supplies} = 10\% \text{ MR}$$

$$= 10\% \times \text{Rp } 9.279.966.851$$

$$= \text{Rp } 927.996.685$$

- *Laboratory Charges*

Biaya tes laboratorium untuk kontrol operasi dan untuk kontrol kualitas produk dimasukkan dalam biaya ini. Biaya ini umumnya dihitung dengan memperkirakan jam pekerja yang terlibat dan mengalikannya dengan tingkat yang sesuai. Nilainya berkisar 10 - 20% dari *operating labor* atau 20% dari TPC (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\text{Laboratory Charges} = 20\% \text{ OL}$$

$$= 0,02\% \text{ TPC}$$

- Biaya Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan pada pabrik ini adalah distilat keluaran *distillation coloumns* (DC-401) yang mengandung *Acetic acid*. Biaya pengolahan limbah diambil 10% dari TPC, yaitu sebesar Rp 64.935.243.988

Total Direct Manufacturing Cost

$$\text{DMC} = \text{Rp } 525.063.946.652$$

b. *Fixed Charges/ Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan dengan *initial fixed capital investment* dan harganya tetap dari tahun ke tahun serta tidak tergantung pada jumlah produksi. Terdiri dari :

- Depresiasi (*Depreciation*)

Merupakan penurunan nilai atau harga dari peralatan atau bangunan seiring berjalannya waktu pemakaian atau penggunaan. Depresiasi ini terdiri dari : depresiasi mesin dan peralatan dan depresiasi bangunan.

Depresiasi mesin dan peralatan= 10 % FCI

$$= 10\% \times \text{Rp } 185.599.337.027$$

$$= \text{Rp } 18.559.933.703$$

Depresiasi bangunan = 4% x Biaya bangunan (BV)

$$= 4\% \times 10.517.295.765$$

$$= \text{Rp } 420.691.831$$

Total Depresiasi = Rp 18.980.625.533

- Pajak lokal (*Local Taxes*)

Nilai pajak lokal properti tergantung pada lokasi utama pabrik dan peraturan atau hukum daerah tersebut. Nilai *local taxes* sebesar 1-4 % dari *fixed capital investment* (Peters and Timmerhaus, 1991).

Local taxes = 4% FCI

$$= 4\% \times \text{Rp } 185.599.337.027$$

$$= \text{Rp } 7.423.973.481$$

- Asuransi (*Insurance*)

Tingkat asuransi tergantung pada tipe proses yang terjadi atau berlangsung pada operasi manufaktur dan tingkat ketersediaan fasilitas keamanan atau perlindungan. Nilainya sekitar 0,4-1% dari *fixed capital investment* (Peters and Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Asuransi} &= 1 \% \text{ FCI} \\ &= \text{Rp } 1.855.993.370.\end{aligned}$$

$$\text{Total Fixed Charges (FC)} = \text{Rp } 28.260.592.385$$

c. ***Plant overhead Cost (POC)***

Merupakan biaya untuk keperluan seperti rumah sakit dan pelayanan kesehatan, perawatan umum pabrik, pelayanan keselamatan, fasilitas rekreasi, pensiun, kontrol laboratorium, pengepakan, perlindungan pabrik, fasilitas pengiriman dan penerimaan barang dan sebagainya. *plant overhead* sekitar 5 – 15% *total production cost*. (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\text{Plant overhead} = 5 \% \text{ TPC}$$

Manufacturing cost

$$\begin{aligned}\text{Manufacturing cost} &= \text{direct manufacturing cost} + \text{fixed charges} + \text{Plant} \\ &\quad \text{overhead}\end{aligned}$$

$$= \text{RP } 585.792.161.031$$

2. *General Expenses*

Merupakan biaya umum yang termasuk dalam operasi perusahaan. Terdiri dari biaya administrasi, biaya distribusi dan pemasaran, biaya riset dan pengembangan, serta biaya bunga. Terdiri dari :

- Biaya Administrasi (*Administrative Cost*)

Biaya administratif adalah gaji karyawan keseluruhan termasuk diantaranya Direktur Utama, Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi, Sekretaris, Karyawan Shift dan Karyawan non Shift.

Tabel E.7. Daftar gaji karyawan

Jabatan	Gaji/ bulan (Rp)	Jumlah	Gaji Total/tahun (Rp)
Direktur Utama	50.000.000	1	600.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	20.000.000	1	240.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	20.000.000	1	240.000.000
Staf Ahli	30.000.000	2	720.000.000
Manager	10.000.000	5	600.000.000
Sekretaris Direktur	5.000.000	3	180.000.000
Sekretaris Manager	4.000.000	5	240.000.000
Karyawan <i>shift</i> , terdiri dari :			
Proses & Utilitas	6.000.000	40	2.880.000.000
<i>Laboratorium</i>	3.000.000	8	288.000.000
Keamanan	2.000.000	8	192.000.000
Karyawan nonshift, terdiri dari:			
karyawan litibang	3.000.000	4	144.000.000
karyawan personalia	3.000.000	4	144.000.000
Humas	3.000.000	2	72.000.000
Pembelian	3.000.000	4	144.000.000
Pemasaran	3.000.000	4	144.000.000
Administrasi	3.000.000	4	144.000.000
Kas	3.000.000	4	144.000.000
Pemeliharaan	3.000.000	4	144.000.000
Dokter	4.000.000	2	96.000.000
<i>Cleaning service</i>	2.000.000	6	144.000.000
Paramedis	3.000.000	4	144.000.000

Pesuruh	2.000.000	4		96.000.000
Supir	2.000.000	4		96.000.000
Satpam	2.000.000	8		192.000.000
<i>Total Administrative cost</i>		119	Rp	7.188.000.000

- Biaya Pemasaran dan Distribusi (*Distribution and Marketing Cost*)

Biaya pemasaran dan distribusi tergantung pada barang utama yang dihasilkan, produk lain yang dijual perusahaan, lokasi pabrik, dan kebijakan perusahaan. Dalam industri kimia besarnya biaya ini sekitar 2 - 20% dari biaya total produksi (*total production cost*) (Peters and Timmerhaus, 1999).

$$\text{Pemasaran dan distribusi} = 5\% \times \text{TPC}$$

- Biaya Riset dan Pengembangan (*Research and Development Cost*)

Biaya ini termasuk gaji dan upah semua pekerja yang berhubungan langsung dengan tipe pekerjaan tersebut, biaya tetap dan operasi semua mesin dan peralatan yang terlibat, biaya untuk barang dan persediaan, dan biaya lain-lain. Dalam industri kimia, biaya ini sekitar 2 - 5 % dari biaya total produksi (Peters and Timmerhaus, 1999).

$$\text{Biaya R and D} = 2\% \times \text{TPC}$$

- *Finance (Interest)*

Bunga di pertimbangkan sebagai kompensasi yang di bayarkan untuk penggunaan modal yang dipinjam. Tingkat bunga tahunan sebesar 0-10% dari modal investasi total (*total capital investment*) (Peters and Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Finance} &= 5\% \text{ TCI} \\
 &= 5\% \times \text{Rp } 218.352.161.208 \\
 &= \text{Rp } 10.917.608.060
 \end{aligned}$$

General Expenses :

$$\begin{aligned}
 \text{General Expenses} &= \text{Rp } 18.105.608.060 + 7\% \text{ TPC} \\
 &= \text{Rp } 63.560.278.852
 \end{aligned}$$

Total Production Cost (TPC) :

$$\begin{aligned}
 \text{TPC} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\
 &= \text{Rp } 431.689.502.034 + 34\% \text{ TPC}
 \end{aligned}$$

$$\text{TPC} = \text{Rp } 649.352.439.883$$

D. Analisis Kelayakan (Profitability Analysis)

Analisis kelayakan diperuntukan untuk mengetahui apakah suatu pabrik layak untuk didirikan dilihat dari segi ekonominya. Untuk itu perlu diketahui harga penjualan dari produk yang dihasilkan. Analisis kelayakan ekonomi dapat diketahui dengan dua metode, yaitu : metode analisis kelayakan linier dan metode analisis kelayakan *discounted cash flow*. Berikut ini adalah tabel harga penjualan produk TCP.

Tabel E.8. Hasil Penjualan Produk *Terephthalic acid*

Produk	Produksi (kg/jam)	Rp/kg	Rp/tahun
<i>Terephthalic acid</i>	7575,7576	12934	776.016.000.000

Profit:

$$\text{Sales} = \text{Rp } 776.016.000.000$$

$$\text{Total cost} = \text{TPC} = \text{Rp } 649.452.439.883$$

$$\text{Profit before tax (Pb)} = \text{Rp } 126.563.560.117$$

$$\text{Taxes} = 20\% \text{ Pb}$$

$$= 20\% \times \text{Rp } 126.563.560.117$$

$$= \text{Rp } 25.312.712.023$$

$$\text{Profit after tax (Pa)} = \text{Rp } 126.563.560.117 - \text{Rp } 25.312.712.023$$

$$= \text{Rp } 101.250.848.094$$

1. Analisis Ekonomi Metode Linier

a. Percent Return on Investment (ROI)

Nilai ROI merupakan perbandingan antara persen *net income* terhadap investasi total atau kecepatan tahunan dari keuntungan untuk mengembalikan modal. *ROI*:

$$\text{ROI} = \frac{P_a}{\text{TCI}} \times 100 \%$$

$$= 46,37 \%$$

b. Pay Out Time (POT)

Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang diinvestasikan atas dasar keuntungan setiap tahun.

POT:

$$\begin{aligned} \text{POT}_a &= \frac{\text{FCI}}{P_a + 0,1 \text{ FCI}} \\ &= 1,5491 \text{ tahun} \approx 2 \text{ tahun} \end{aligned}$$

c. *Break Even Point (BEP)*

BEP adalah titik di mana kapasitas produksi yang dihasilkan dapat menutupi seluruh biaya produksi tanpa adanya keuntungan maupun kerugian.

$$\text{BEP} = \frac{F_a + 0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100 \%$$

Keterangan:

F_a = biaya tetap per tahun (*annual fixed expenses*)

R_a = biaya regulasi per tahun (*annual regulated expenses*)

V_a = biaya variabel per tahun (*annual variable expenses*)

S_a = penjualan per tahun (*annual sales expenses*)

Tabel E.9. Jumlah biaya yang dibutuhkan untuk perhitungan BEP

Jenis Biaya	Rp
Annual fixed expenses (Fa)	28.260.592.385
Annual regulated expenses (Ra)	
<i>Labour</i>	64.935.243.988
<i>Plant overhead</i>	32.467.621.994
<i>Direct Supervisory</i>	9.740.286.598
Laboratorium	129.870.488
<i>General Expense</i>	63.560.278.852
<i>Maintenance</i>	9.279.966.851
<i>Plant Supllies</i>	927.996.685
Total	181.041.265.457
Annual sales expenses (Sa)	776.016.000.000
Annual variable expenses (Va)	
Bahan Baku	368.536.987.475
Utilitas	71.513.594.566
Total	440.050.582.041

$$\text{BEP} = \frac{F_a + 0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100 \%$$

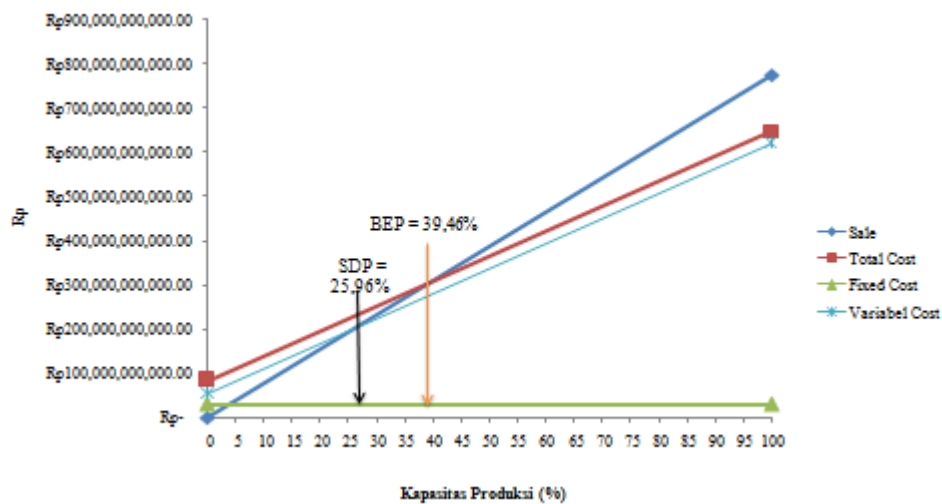
$$\text{BEP} = 39,46 \%$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point adalah suatu titik dimana pada kondisi itu jika proses dijalankan maka perusahaan tidak akan memperoleh laba meskipun pabrik masih bisa beroperasi.

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100 \% \\ &= 25,96 \% \end{aligned}$$

Grafik BEP dan SDP pabrik TCP ditunjukkan oleh Gambar E.2. berikut.



Gambar E.2 Grafik Analisis Ekonomi

2. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

a. Usia ekonomi pabrik dihitung dengan persamaan:

$$n = \frac{\text{FCI} - \text{Salvage value}}{\text{depresiasi}}$$

$$= 9,7784 \text{ tahun} = 10 \text{ tahun}$$

b. Nilai bunga (*interest*, *i*) dihitung dengan persamaan :

$$(FCI + WCI) (1 + i)^n = \{(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1\} \cdot (CF) \cdot (WCI + SV)$$

Keterangan:

$$FCI = 185.599.337.027$$

$$WCI = 32.752.824.181$$

$$CF = \text{keuntungan setelah pajak} + \text{depresiasi}$$

$$CF = 120.231.473.627$$

$$SV = \text{Salvage value (Rp. 0)}$$

Berdasarkan *trial and error* diperoleh nilai *interest*,

$$i = 47,1409 \%$$

3. Analisis Ekonomi *Discounted Cash Flow* (DCF)

Diketahui data :

$$\text{- TCI} = \text{Rp } 218.352.161.208$$

$$\text{- Modal sendiri} = 70 \% \text{ TCI}$$

$$= 70 \% \times \text{Rp } 218.352.161.208$$

$$= \text{Rp } 152.846.512.845$$

$$\text{- Modal pinjaman} = \text{TCI} - \text{Modal sendiri}$$

$$= \text{Rp } 65.505.648.362$$

- TPC = Rp 649.452.439.883
- Depresiasi = Rp 18.980.625.533
- Harga produk = Rp 776.016.000.000
- Bunga Bank = 10% (rata-rata dan dianggap tetap)
- Pajak = 20%
- Usia pabrik = 10 tahun
- Kapasitas produksi = - Tahun pertama sebesar 70%
 - Tahun kedua sebesar 90%
 - Tahun ketiga dan seterusnya sebesar 100%
- Masa konstruksi = 2 tahun

a. Pada tahun -1 (konstruksi tahun pertama)

Dikeluarkan biaya sebesar 70% TCI sebesar Rp 152.846.512.845

Pengeluaran pada tahun -1 seluruhnya digunakan modal sendiri.

Modal sendiri = Rp 152.846.512.845

b. Pada tahun 0

Dikeluarkan biaya sebesar 30 % TCI sebesar Rp 65.505.648.362

semua adalah pinjaman dari bank, jadi total hutang pada awal tahun 0 adalah

:

Hutang tahun 0 = Rp 65.505.648.362

$$\begin{aligned}\text{Bunga Bank} &= 10 \% \times \text{Rp } 65.505.648.362 \\ &= \text{Rp } 6.550.564.836\end{aligned}$$

Bunga bank ini akan dikenakan mulai pada tahun berikutnya.

Perhitungan DCF (*Discounted Cash Flow*) selanjutnya ditunjukkan pada Tabel E.10.

Tahun : tahun konstruksi dan tahun produksi

Kapasitas : persentase kapasitas produksi dari total produksi

Hasil penjualan : kapasitas produksi x total penjualan

Biaya produksi : kapasitas produksi x *total production cost* (TPC)

Laba kotor : hasil penjualan – biaya produksi

Pajak : 20%

Laba bersih : laba kotor – pajak

Depresiasi : dari perhitungan investasi

Net cash flow : depresiasi + laba bersih

Discounted net : *net cash flow* / *discount factor*

Discounted factor : $1/(1+i)^n$

Investasi : total pengeluaran tahun -1, dan 0.

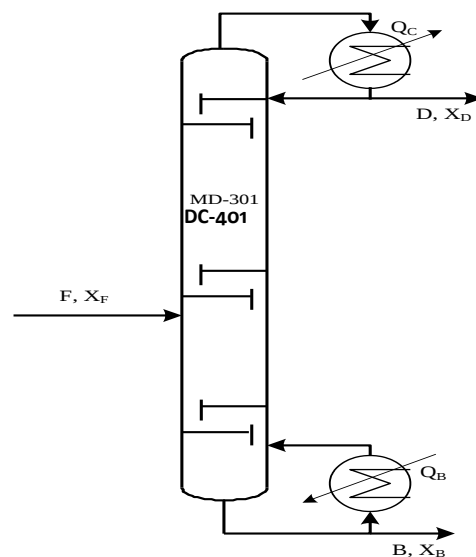
Modal sendiri : 70 % x TCI

Cumulatif Cashflow : $(\text{cash flow})_n + (\text{cumulative cash flow})_{n-1}$

LAMPIRAN F**PERANCANGAN MENARA DISTILASI 401 (DC-401)****(TUGAS KHUSUS)**

Fungsi : Memisahkan asam aseat, air, katalis, paraxylen berdasarkan perbedaan titik didih.

Jenis : *Plate tower* (menara distilasi dengan *Sieve Tray*)



Gambar F.1. Skema aliran DC-401

Keterangan :

F = umpan masuk

B = produk bawah

D = produk atas

Perhitungan dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Menara Distilasi (DC-401), meliputi :

- A. Kondisi operasi
- B. Beban Kondensor (CD-401) dan Reboiler (RB-401)
- C. Spesifikasi *shell*
- D. Spesifikasi *plate*
- E. Spesifikasi alat penunjang menara distilasi

A. Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 0,6 m (Branan, 2002). Sedangkan jenis *tray* yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan (Kister, 1992):

- 1) *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi.
- 2) Lebih murah dibandingkan valve tray dan bubble cap.
- 3) Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

B. Penentuan Bahan Konstuksi

Penentuan bahan konstruksi :

Dipilih bahan konstruksi jenis *Stainless Steel Grade SA-240 tipe 304* dengan pertimbangan :

- 1) Mempunyai *allowable stress* yang besar
- 2) Struktur kuat
- 3) Tahan terhadap korosi

C. Kondisi Operasi

Langkah-langkah perhitungannya adalah sebagai berikut :

- 1) Menghitung kondisi operasi atas dan bawah menara distilasi.
- 2) Menentukan volatilitas rata-rata
- 3) Menghitung jumlah *plate* minimum dengan persamaan Fenske.

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{avg,LK}} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.58}) \quad (F.1)$$

- 4) Menghitung *refluks* minimum dengan persamaan Colburn & Underwood.

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.60}) \quad (F.2)$$

Nilai θ dapat dicari dari persamaan :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.61}) \quad (F.3)$$

- 5) Menentukan lokasi *feed plate* dengan persamaan Kirkbride.

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0,206 \cdot \log\left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}}\right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}}\right)^2\right]$$

(Coulson, 1983, pers. 11.62) (F.4)

A. Kondisi Operasi DC-401

1. Menentukan kondisi operasi Menara Distilasi (DC-401)

Tabel F.1. Neraca massa DC-401

KOMPONEN	BM	F Kg/jam	D Kg/jam	B Kg/jam
C8H10	106	2963.79548	0.00000	2963.79548
CH3COOH	60	693.52884	0.06935	693.45949
HBr	81	45.21021	0.00000	45.21021
(CH3COO)2Co	176	14.49197	0.00000	14.49197
(CH3COO)2Mn	173	12.68088	0.00000	12.68088
C8H6O4	166	0.01529	0.00000	0.01529
H2O	18	1863.39941	1863.21307	0.18634
Subtotal			1863.28242	3729.83966
Total		5593.12208	5593.12208	7459.67932

Umpan dalam kondisi cair jenuh. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu ditrial temperatur *bubble point feed* pada tekanan operasi 1 atm. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine:

Persamaan Antoine : $\ln P_i^\circ = A - \left[\frac{B}{T + C} \right]$, dimana $P^\circ = \text{mmHg}$, $T = \text{K}$

Tabel Data konstanta Antoine untuk masing-masing komponen :

Tabel F.2 Data konstanta Antoine

Komponen	a	b	c
C8H10	7.15471	1553.95	225.23
CH3COOH	7.8152	1800.03	246.894
HBr	7.8152	1800.03	246.894
(CH3COO)2Co	7.8152	1800.03	246.894
(CH3COO)2Mn	7.8152	1800.03	246.894
C8H6O4	8.13159	3394.38	87.6035
H2O	8.07131	1730.63	233.426

Sumber: Coulson, 2005

b. Menentukan Temperatur *Bubble Point Feed*

Pada keadaan *bubble point*, $\sum y_i = 1$. Dengan cara *trial* T pada tekanan 1 atm hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point feed*. Dari perhitungan didapat kondisi operasi umpan masuk MD-401 :

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 210 \text{ }^\circ\text{C} = 483 \text{ K}$$

Tabel F.3 Hasil trial untuk penentuan *bubble point feed*

Komponen	x_i	P_o (mmhg)	K_i	a	$x_i \cdot a$	y_i
C8H10	0.194499611	284.653662	0.374544292	0.561055662	0.109125108	0.072829739
CH3COOH	0.08040622	507.353693	0.667570649	1	0.08040622	0.053662848
HBr	0.003882647	507.353693	0.667570649	1	0.003882647	0.002591266
(CH3COO)2Co	0.000572784	507.353693	0.667570649	1	0.000572784	0.000382274
(CH3COO)2Mn	0.000509894	507.353693	0.667570649	1	0.000509894	0.000340301
C8H6O4	6.40829E-07	3.4811E-10	4.58036E-13	6.86124E-13	4.39688E-19	2.93446E-19
H2O	0.720128203	918.613467	1.20870193	1.810597773	1.303862521	0.870193571
total	1				1.498359174	1

c. Menentukan Temperatur *DEW Point* Distilat

Pada keadaan *dew point*, $K \text{ (Heavy key)} = 1 / \sum (y_i/a)$. Dengan cara *trial* T pada tekanan operasi 1 atm hingga $K \text{ (Heavy key)} = 1 / \sum (y_i/a)$, maka akan diperoleh temperatur *dew point* distilat. Dari perhitungan didapat kondisi produk distilat MD-401 :

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 100.020902 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (373.170902 K)}$$

Tabel F.4 Hasil *trial* untuk penentuan *dew point* distilat

komponen	y_i	P_o (mmhg)	K_i	a (K_i/K_{hk})	y_i/a	x_i
C ₈ H ₁₀	0	238.2395143	0.313473045	0.56297953	0	0
CH ₃ COOH	1.11665E-05	423.1761587	0.556810735	1	1.11665E-05	2.00716E-05
HBr	0	423.1761587	0.556810735	1	0	0
(CH ₃ COO) ₂ Co	0	423.1761587	0.556810735	1	0	0
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0	423.1761587	0.556810735	1	0	0
C ₈ H ₆ O ₄	0	1.09707E-10	1.44351E-13	2.5925E-13	0	0
H ₂ O	0.999988833	760.6560171	1.00086318	1.79749261	0.556324309	0.999979928
total	1				0.556335476	1

d. Menentukan Temperatur *Bubble Point Bottom*

Pada keadaan *bubble point*, $K \text{ (Heavy key)} = 1 / \sum (x_i \times a)$. Dengan cara *trial* T pada tekanan operasi 1 atm hingga $K \text{ (Heavy key)} = 1 / \sum (x_i \times a)$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point bottom*. Dari perhitungan didapat kondisi produk distilat MD-401 :

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$T = 130.36330101 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (403.5131010 K)}$$

Tabel F.5 Hasil *trial* untuk penentuan *bubble point bottom*

komponen	x_i	P_o ; mmHg	K_i	a	$x_i \cdot a$	y_i
C ₈ H ₁₀	0.694800853	609.096308	0.801442511	0.55061571	0.382568264	0.556068907
CH ₃ COOH	0.287202238	1106.209463	1.455538768	1	0.287202238	0.417452909

HBr	0.013869777	1106.209463	1.455538768	1	0.013869777	0.020159937
(CH ₃ COO) ₂ Co	0.002046127	1106.209463	1.455538768	1	0.002046127	0.002974078
(CH ₃ COO) ₂ Mn	0.001821467	1106.209463	1.455538768	1	0.001821467	0.002647531
C ₈ H ₆ O ₄	2.2892E-06	3.61949E-08	4.76248E-11	3.272E-11	7.4902E-17	1.08871E-16
H ₂ O	0.000257248	2060.983342	2.711820186	1.86310406	0.000479279	0.00069664
total	1		9.335417768	6.41371977	0.687987154	1

2. Relatif Volatilitas Rata-Rata (α_{AV})

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} \dots\dots\dots(\text{Coulson,1983}) \text{ (F.5)}$$

Keterangan:

α_{avg} = Volatilitas relatif rata – rata

α_{top} = Volatilitas relatif pada distilat

α_{bottom} = Volatilitas relatif pada *bottom*

Dengan menggunakan persamaan tersebut diperoleh nilai α_{avg} sebagai berikut :

Tabel F.6 Nilai volatilitas tiap komponen

komponen	a-dist	a-bott	a-ave
C ₈ H ₁₀	0.56298	0.550616	0.556763
CH ₃ COOH (HK)	1	1	1
HBr	1	1	1
(CH ₃ COO) ₂ Co	1	1	1
(CH ₃ COO) ₂ Mn	1	1	1
C ₈ H ₆ O ₄	2.59E-13	3.27E-11	2.91E-12
H ₂ O (LK)	1.797493	1.863104	1.830004

3. Menghitung Jumlah Plat Minimum (N_m)

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{ave,LK}} \dots\dots\dots(\text{Coulson, 1983, pers.11.58}) \text{ (F.6)}$$

$$N_m = 4,3928 \text{ plate} \approx 5 \text{ plate}$$

Keterangan:

N_m = Jumlah *plate* minimum

X_{LK} = Fraksi mol *Light Key*

X_{HK} = Fraksi mol *Heavey Key*

$\alpha_{\text{average,LK}}$ = relatif volatilitas *Light Key* rata-rata.

4. Menentukan Refluk Minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah dengan persamaan Underwood:

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \quad \dots\dots\dots(\text{Coulson, 1989}) \text{ (F.7)}$$

Karena *feed* yang masuk adalah *liquid* pada *boiling point*, maka $q = 1$. Subsitusi persamaan (F.9) menjadi :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0 \quad \dots\dots\dots(\text{F.8})$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood:

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1 \quad \dots\dots\dots(\text{F.9})$$

Untuk menghitung nilai refluks minimum dicari dengan cara *trial* nilai θ sampai diperoleh nilai persamaan diatas sama dengan nol.

Keterangan :

α_i = Relatif volatilitas rata-rata komponen i

$x_{i,F}$ = Fraksi mol komponen i dalam *feed*

$x_{i,D}$ = Fraksi mol komponen i dalam distilat

R_m = Refluks minimum

R = Refluks

Nilai θ ditrial hingga $\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$. Nilai θ harus berada di antara nilai

volatilitas relatif komponen LK dan HK. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil sebagai berikut :

Tabel F.7. Hasil *trial* nilai θ

komponen	a-dist	XD	a-dis*XD	(a-dis- θ)	(a-dis*XD)/(a-dis- θ)
C8H10	0.56298	0	0	-0.1242005	0
CH3COOH	1	1.11665E-05	1.12E-05	0.31282	3.56964E-05
HBr	1	0	0	0.31282	0
(CH3COO)2Co	1	0	0	0.31282	0
(CH3COO)2Mn	1	0	0	0.31282	0
C8H6O4	2.59E-13	0	0	-6.87E-01	0
H2O	1.797493	0.999988833	1.797473	1.11E+00	1.618888702
total					1.618924398

Nilai $\theta = 0.68718$

Maka :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1$$

$$1.618924398 = R_m + 1$$

$$R_m = 0.6818924398$$

Menentukan R operasi

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R_m (Geankoplis, 1993)

diambil R operasi = 1,5 x R_m

$$R_{\text{operasi}} = 1,5 \times 0.6818924398$$

$$R_{\text{operasi}} = 0.928386597$$

5. Penentuan Jumlah *Stage Ideal*

Untuk menentukan jumlah *plate* teoritis digunakan persamaan Erbar-Maddox:

$$\frac{R}{R+1} = 0.48143$$

$$\frac{Rm}{Rm + 1} = 0.38231$$

Dari fig. 11.11 Coulson, 1983 diperoleh:

$$\frac{N_m}{N} = 0,6$$

$$N_m = 7.25557 \text{ Plate}$$

$$N = 12.0926 \text{ Plate}$$

$$= 12 \text{ Plate (termasuk reboiler)}$$

$$= 11 \text{ Plate (tidak termasuk reboiler)}$$

6. Penentuan efisiensi *plate*

Efisiensi kolom (Eo) = 50-85% (geankoplis hal 667)

Diambil Eo = 70%

$$E_o = \frac{N_i}{N}$$

$$\text{Sehingga } N = \frac{11}{70\%}$$

$$= 15.7143 \approx 16 \text{ plate}$$

7. Menentukan letak *plate* umpan

Menentukan letak *plate* umpan dengan persamaan Kirkbride :

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0,206 \log\left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK.F}}{x_{LK.F}}\right) \left(\frac{x_{LK.B}}{x_{HK.D}}\right)^2\right]$$

(Coulson, 1983, Eq. 11.62)..(F.10)

Keterangan:

N_r = Jumlah *stage* di atas *feed plate* (meliputi kondensor)

N_s = Jumlah *stage* di bawah *feed plate* (meliputi reboiler)

B = Jumlah mol pada produk *bottom* (kmol)

D = Jumlah mol pada produk *top* (kmol)

$x_{HK,F}$ = Fraksi mol *heavy key* pada *feed*

$x_{LK,F}$ = Fraksi mol *light key* pada *feed*

$x_{LK,B}$ = Fraksi mol *light key* pada produk bawah

$x_{HK,D}$ = Fraksi mol *heavy key* pada produk atas

$$\frac{N_r}{N_s} = 2.46008$$

$$N_r = 2.46008 N_s$$

$$N_r + N_s = N$$

$$N_r + N_s = 11$$

$$2.46008 N_s + N_s = 11$$

$$N_s = 3.179117$$

$$= 3 \text{ (tidak termasuk reboiler)}$$

$$N_r = 4$$

Jadi jumlah *stage* di bawah *feed plate* tidak termasuk reboiler adalah 3 buah.

Lokasi pemasukan umpan terletak pada *stage* ke-3 dari atas (N_s) atau *stage* ke-4 dari bawah (N_r).

a. Menghitung panas umpan

Kondisi umpan masuk :

$$T_{in} = T_{bubble\ point\ feed} = 210\ ^\circ\text{C} \ (483\ \text{K})$$

$$T_{ref} = 25\ ^\circ\text{C} \ (298,15\ \text{K})$$

$$Q = n \times \int C_p dT$$

Perhitungan Q umpan dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel F.8 Perhitungan Q umpan MD-401

komponen	kmol/jam	$\int C_p dT$ (KJ/Kg.K)	$Q=n\int C_p dT$ (KJ/jam)
Paraxylene	27.96	11563.32165	323314.3439
Asam Asetat	11.56	5559.989154	64266.88044
Asam Bromida	0.56	5559.99	3103.31214
Cobalt Asetat	0.08	5559.99	457.8135279
Mangan Asetat	0.07	5559.99	407.5466044
TPA	0.00	0.00	0
Air	103.52	2717.318039	281302.7128
total	143.76		672852.6094

b. Menghitung panas distilat

$$T_{(T\ dew\ distilat)} = 100.020902\ ^\circ\text{C} \ (373.170902\ \text{K})$$

$$T_{ref} = 25\ ^\circ\text{C} \ (298,15\ \text{K})$$

Tabel F 9 Perhitungan Q distilat MD-401

komponen	kmol/jam	$\int C_p dT$ (KJ/Kg.K)	$Q=n\int C_p dT$ (KJ/jam)
Paraxylene	0	10738.24285	0
Asam Asetat	0.001155881	5172.690846	5.979017134
Asam Bromida	0	5172.690846	0
Cobalt Asetat	0	5172.690846	0
Mangan Asetat	0	5172.690846	0
TPA	0	0	0
Air	103.5118372	2539.923553	262912.1534
total			262918.1324

c. Menghitung panas liquid refluks

$$T_{(T \text{ dew distilat})} = 100.020902 \text{ }^{\circ}\text{C} (373.170902 \text{ K})$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} (298,15 \text{ K})$$

Tabel F. 10 Perhitungan Q liquid refluks MD-401

komponen	kmol/jam	$\int C_p \cdot dT \text{ (KJ/Kg.K)}$	$Q=n\int C_p dT \text{ (KJ/jam)}$
Paraxylena	0	10738.24285	0
Asam Asetat	2.98928E-08	5172.690846	0.000154626
Asam Bromida	0	5172.690846	0
Cobalt Asetat	0	5172.690846	0
Mangan Asetat	0	5172.690846	0
TPA	0	0	0
Air	0.002676966	2539.923553	6.799288039
total			6.799442665

d. Menghitung panas vapor

Diasumsikan temperatur *vapor* sama dengan temperatur distilat sehingga temperatur *vapor* adalah temperatur *dew point* distilat.

$$T_{\text{out}} = T_{\text{vapor}} = 100.020902 \text{ }^{\circ}\text{C} (373.170902 \text{ K})$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} (298,15 \text{ K})$$

Tabel F.11 Perhitungan Q *vapor* MD-401:

komponen	V (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT \text{ (KJ/Kg.K)}$	$Q=n\int C_p dT \text{ (KJ/jam)}$
Paraxylena	0	10738.24285	0
Asam Asetat	0.001155911	5172.690846	5.97917176

Asam Bromida	0	5172.690846	0
Cobalt Asetat	0	5172.690846	0
Mangan Asetat	0	5172.690846	0
TPA	0	0	0
Air	103.5145142	2539.923553	262918.9527
total			262924.9319

Vapor juga memiliki panas laten evaporasi (perubahan fase liquid menjadi *vapor*).

Tabel F.12 Perhitungan Q laten *vapor*

komponen	Hvap (kJ/mol)	Hvap (kJ/kmol)	V (kmol/jam)	Q (kJ/jam)
Paraxylene	38.06468967	38064.68967	0	0
Asam Asetat	24.09535274	24095.35274	0.001155911	27.85209033
Asam Bromida	24.09535274	24095.35274	0	0
Cobalt Asetat	24.09535274	24095.35274	0	0
Mangan Asetat	24.09535274	24095.35274	0	0
TPA	133.8476579	0	0	0
Air	40.31528978	40315.28978	103.5145142	4173217.637
total	308.6090484			4173245.489

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{vapor total}} &= Q_{\text{sensible vapor}} + Q_{\text{laten Vapor}} \\
 &= (262924.9319 + 4173245.489) \text{ kJ/jam} \\
 &= 4436170.421 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

e. Menghitung beban Condensor (CD-401)

$$Q_{\text{vapor total}} = Q_{\text{condensor}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{refluks}}$$

$$Q_{\text{condensor}} = Q_{\text{vapor total}} - (Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{refluks}})$$

$$= 4436170.421 - (262918.1324 + 6.799442665)$$

$$= 4173245.489 \text{ kJ/jam}$$

f. Menghitung panas *bottom*

$$T_{(T \text{ bubble point bottom})} = 130.3630101 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (403.5130101 K)}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (298,15 K)}$$

Perhitungan F.13 Q *bottom* MD-401:

komponen	kmol/jam	$\int C_p \cdot dT \text{ (KJ/Kg.K)}$	$Q = n \int C_p \cdot dT \text{ (KJ/jam)}$
Paraxylena	27.96033473	22349.84585	624909.1712
Asam Asetat	11.55765811	14536.09588	168003.2264
Asam Bromida	0.558150754	14536.09588	8113.332877
Cobalt Asetat	0.082340723	14536.09588	1196.912647
Mangan Asetat	0.073299892	14536.09588	1065.494257
TPA	9.21225E-05	19162.8066	1.765324836
Air	0.010352219	7952.38673	82.32484857
total	40.24222856		803372.2276

g. Menghitung beban Reboiler (RB-401)

$$Q_{\text{in}} = Q_{\text{out}}$$

$$Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{condensor}}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = (Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{condensor}}) - Q_{\text{umpan}}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = (803372.2276 + 262918.1324 + 4173245.489) -$$

$$672852.6094 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4566683.240 \text{ kJ/jam}$$

Tabel F.14 Neraca energi MD-401

	panas masuk (kj/jam)		panas keluar (kj/jam)
Q (umpan)	672852.6094	Q (bottom)	803372.2276
Qreboiler	4,566,683.240	Q (distilat)	262918.1324
		Qcondensor	4,173,245.489
total	5239535.849	total	5239535.849

B. Menentukan Spesifikasi Menara Distilasi

C. Menentukan puncak menara

11. Menghitung densitas cairan

Tabel F. 15 Hasil Perhitungan Densitas Liquid

komponen	xi	densiti (kg/m ³)	Xi*p
C8H10	0	786.1957126	0
CH3COOH	0.001155881	960.3184082	1.11001419
HBr	0	960.3184082	0
(CH3COO)2Co	0	960.3184082	0
(CH3COO)2Mn	0	960.3184082	0
C8H6O4	0	1284.52456	0
H2O	0.999988833	998	997.988856
total			999.09887

Densitas cairan $\rho_L = 999.09887 \text{ Kg/m}^3$

12. Menghitung densitas uap

Tabel F.16 Perhitungan Densitas uap

komponen	xi	BM	Xi*BM
C8H10	0	106.00	0
CH3COOH	0.001155881	60.00	0.07
HBr	0	81.00	0
(CH3COO)2Co	0	176.00	0
(CH3COO)2Mn	0	173.00	0

C8H6O4	0	166.00	0
H2O	0.999988833	18.00	17.999799
total			18.0691519

BM campuran = 18.0691519 kg/kgmol

Dimana dari perhitungan didapat : $T = 100.02\text{ }^{\circ}\text{C} = 373.17\text{ K}$

$P = 1\text{ atm} = 760\text{ mmHg}$

$$\begin{aligned}\rho_v &= \frac{BM_{\text{mix}} \times P}{R \times T} \\ &= \frac{18.0691519 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 1\text{ atm}}{82.06 \frac{\text{kmol.atm}}{\text{lt.k}} \times 373.17\text{ K}} \\ &= 0.000590063\text{ kg/L} \\ &= 0.590063137\text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

13. Kecepatan uap (v)

$$\begin{aligned}v &= (R+1) \times D \\ &= (0.928386597+1) \times 103.5130\text{ kmol/jam} \\ &= 199.6130685\text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

14. Kecepatan cairan (L)

$$\begin{aligned}L &= R \times D \\ &= 0.928386597 \times 103.5130\text{ kmol/jam} \\ &= 96.10007541\text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

15. Liquid vapor faktor

$$FLV = (L/V) \times (\rho_v/\rho_L)^{0.5}$$

$$= \left(\frac{96.10007541}{199.6130685} \right) \times \left(\frac{0.59}{999.09887} \right)^{0.5}$$

$$= 0.011699836 \text{ m/s}$$

Trial

Dari tabel 6.1 Treybal dengan nilai tray spacing 0,6 m=24 in (diameter tower=1-3m). Dari *figure* 11.27 Coulson dengan nilai 0.6 m didapat nilai $k=0.071$

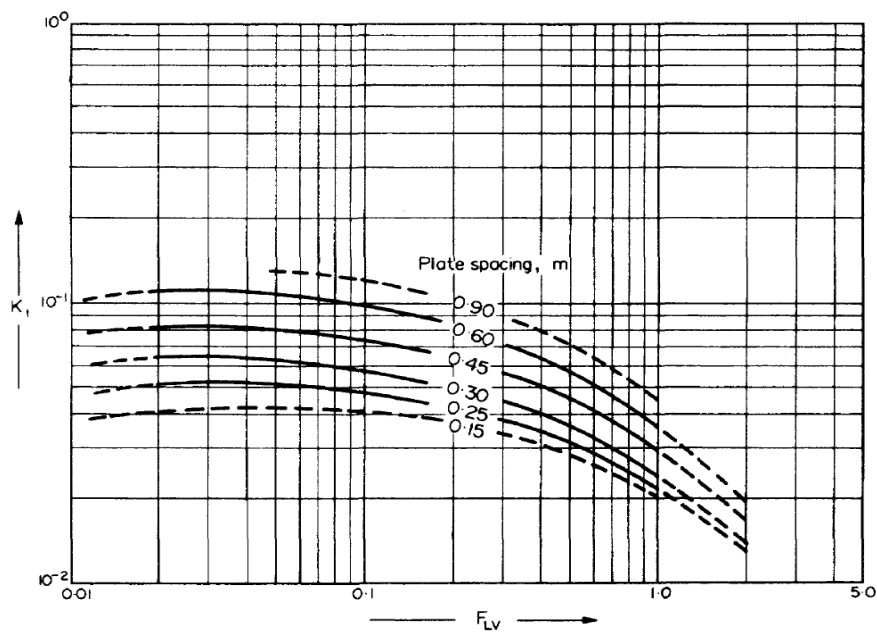


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

16. Maksimum superfisial velocity

$$V_{\text{flood}} = k \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} \quad (\text{coulson pers.11.81})$$

$$= 0.071 \times \left(\frac{999.09887 - 0,59}{0,59} \right)^{0,5}$$

$$= 2.920687263 \text{ m/s}$$

Diambil superficial velocity = 70% supaya tidak terjadi flooding ^(hal 459 coulson)

$$x = 70\% \times V_{\text{flood}}$$

$$= 70\% \times 2.920687263 \text{ m/s}$$

$$= 2.044481084 \text{ m/s}$$

17. Kecepatan volume fase uap

$$Q_v = \frac{BM \times v}{\rho_v \times 3600}$$

$$= \frac{18.0691519 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \times 199.6130685 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{0,59 \text{ kg/m}^3 \times 3600}$$

$$= 1.698 \text{ m}^3/\text{s}$$

18. Luas area

$$\text{Net area (An)} = Q_v/x$$

$$= \frac{1.698 \text{ m}^3/\text{s}}{2.044481084 \text{ m/s}}$$

$$= 0.830505778 \text{ m}^2$$

19. Menentukan Luas Area Netto (At)

Luas down spot untuk w = 0,6T adalah 5,2577% ^(tabel 6.1 Treybal)

$$\text{Total area (At)} = \frac{A_n}{1 - 0,052577}$$

$$= \frac{0.830505778}{1 - 0,052577}$$

$$= 0.876594486 \text{ m}^2$$

20. Diameter Puncak

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter puncak} &= \left(\frac{4 \times A_t}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0.876594486}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 1.056731221 \text{ (hasil memenuhi range nilai trial).}
 \end{aligned}$$

D. Diameter Dasar menara

11. Menghitung densitas cairan

Tabel F. 17 Hasil Perhitungan Densitas Liquid

komponen	Xi	densitas (p)	Xi*p
C8H10	0.694800853	756.4464838	525.579662
CH3COOH	0.287202238	923.2439364	265.157725
HBr	0.013869777	923.2439364	12.8051879
(CH3COO)2Co	0.002046127	923.2439364	1.88907464
(CH3COO)2Mn	0.001821467	923.2439364	1.68165838
C8H6O4	2.2892E-06	1266.511821	0.0028993
H2O	0.000257248	998	0.25673316
total	1		807.372941

Densitas cairan $\rho_L = 807.372941 \text{ Kg/m}^3$

12. Menghitung densitas uap

Tabel F. 18 Perhitungan Densitas Uap

komponen	Xi	BM	Xi*BM
C8H10	0.694800853	106.00	73.6488904
CH3COOH	0.287202238	60.00	17.2321343
HBr	0.013869777	81.00	1.12345197
(CH3COO)2Co	0.002046127	176.00	0.36011841
(CH3COO)2Mn	0.001821467	173.00	0.31511379
C8H6O4	2.2892E-06	166.00	0.00038001
H2O	0.000257248	18.00	0.00463046
total	1		92.6847194

$$\text{BM campuran} = 92.6847194 \text{ kg/kgmol}$$

$$\text{Dimana dari perhitungan didapat : } T = 130.3630101 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 403.513 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{\text{BM}_{\text{mix}} \times P}{R \times T} \\ &= \frac{92.6847194 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 1 \text{ atm}}{82.06 \frac{\text{kmol.atm}}{\text{lt.k}} \times 403.513 \text{ K}} \\ &= 0.002799104 \text{ kg/L} \\ &= 2.799104322 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

13. Kecepatan cair (L)

$$\begin{aligned} L &= (F_{xq}) + (R+D) \\ &= (143.7552217 \times 1) + (0.928386597 + 103.5130) \\ &= 239.8552971 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

14. Kecepatan uap (v)

$$\begin{aligned} v &= L - B \\ &= 239.8552971 - 40.24223 \\ &= 199.6130685 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

15. Liquid vapor faktor

$$\begin{aligned} \text{FLV} &= (L/V) \times (\rho_v/\rho_L)^{0.5} \\ &= \left(\frac{239.8552971}{199.6130685} \right) \times \left(\frac{2.799}{807.373} \right)^{0.5} \\ &= 0.070751034 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Trial

Dari tabel 6.1 Treybal dengan nilai tray spacing 0,6 m = 24 in (diameter tower = 1-3 m). Dari *figure* 11.27 Coulson dengan nilai 0.6 m didapat nilai $k=0.102$

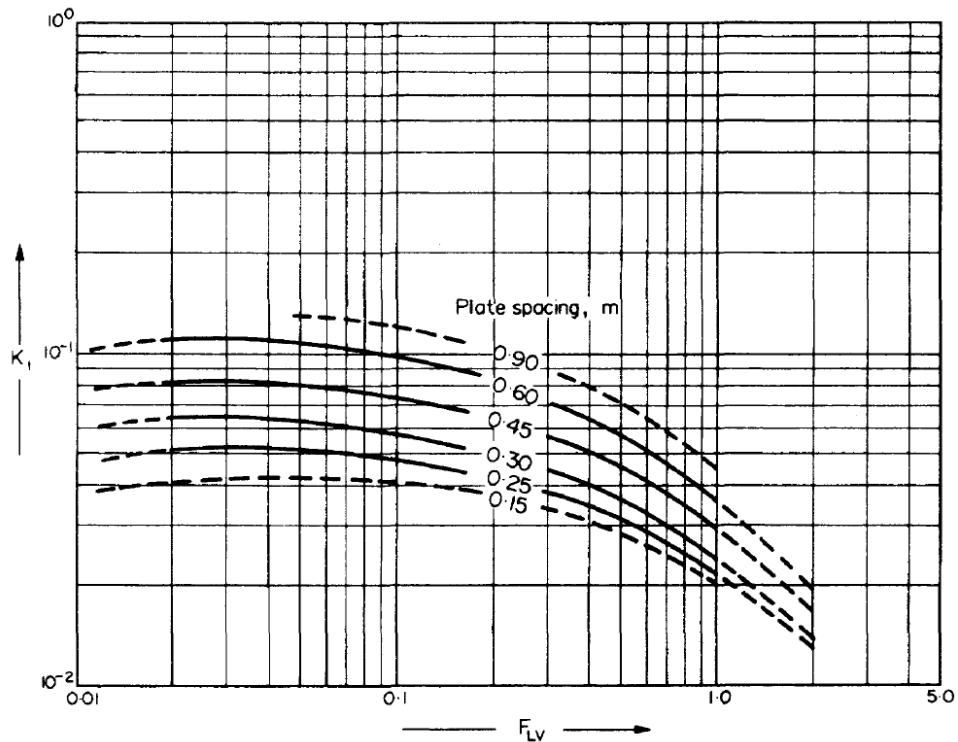


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

16. Maksimum superfisial velocity

$$V_{\text{flood}} = k \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5} \quad (\text{Pers. 11.81, Coulson})$$

$$= 0.102 \times \left(\frac{807.373 - 2.799}{2.799} \right)^{0.5}$$

$$= 1.729312904 \text{ m/s}$$

Diambil superfisial velocity = 70% supaya tidak terjadi flooding (hal 459 coulson)

$$x = 70\% \times V_{\text{flood}}$$

$$= 70\% \times 1.729312904 \text{ m/s}$$

$$= 1.210519033 \text{ m/s}$$

17. Kecepatan volume fase uap

$$\begin{aligned}
 Q_v &= \frac{BM \times v}{\rho v \times 3600} \\
 &= \frac{92.6847194 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \times 199.6130685 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{2.799 \text{ kg/m}^3 \times 3600} \\
 &= 1.836 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

18. Luas area

$$\begin{aligned}
 \text{Net area (An)} &= Q_v/x \\
 &= \frac{1.836 \text{ m}^3/\text{s}}{1.210519033 \text{ m/s}} \\
 &= 1.5167 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

19. Menentukan Luas Area Netto (At)

Luas down spot untuk $w = 0,6T$ adalah 5,2577% (tabel 6.1 Treybal)

$$\begin{aligned}
 \text{Total area (At)} &= \frac{A_n}{1 - 0,052577} \\
 &= \frac{1.5167}{1 - 0,052577} \\
 &= 1.60088442 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

20. Diameter bawah

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter bawah} &= \left(\frac{4 \times A_t}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 1.60088442}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 1.428055746 \text{ m (hasil memenuhi range nilai trial).}
 \end{aligned}$$

Dengan pertimbangan diameter atas dan bawah, maka ambil diameter paling besar yaitu diameter bottom = 1.428055746 m.

e. Menentukan Jenis Aliran (*Flow Pattern*)

Kecepatan volumetris maksimum cairan:

$$Q_{L,B} = \frac{L_{w,B}}{\rho_{L,B}}$$

$$\begin{aligned} Q_{L,B} &= \frac{6.17525581 \text{ kg / s}}{807.373 \text{ kg / m}^3} \\ &= 0.007648579 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Keterangan:

$Q_{L,bot}$ = laju alir volumetrik bagian *bottom* (m^3/s)

L_w = laju alir massa cairan bagian *bottom* (kg/s)

ρ_L = densitas cairan bagian *bottom* (kg/m^3)

dari figure 11.28 (Coulson, 1983) untuk $Q_{L,B} = 0.007648579 \text{ m}^3/\text{s}$ dan $D=1.428055746 \text{ m}$, maka jenis alirannya adalah ***crossflow (single pass)***.

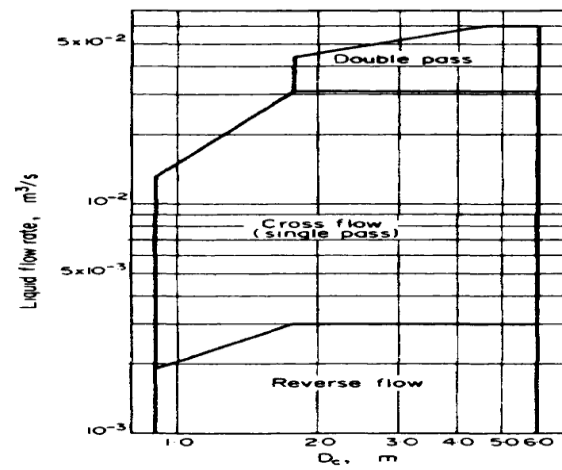
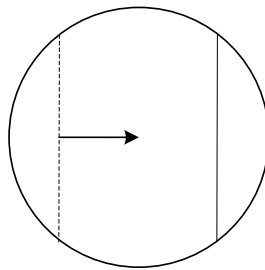
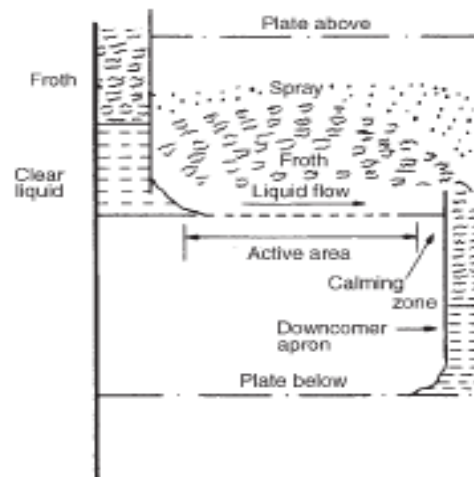


Figure 11.28. Selection of liquid-flow arrangement



Gambar F.2. *Liquid flow pattern on single pass*



Gambar F.3. *Typical crossflow plate (sieve)*

Perancangan *Plate*

$$\text{Diameter menara, } D_c = 1.428055746 \text{ m}$$

$$\text{Luas menara, } A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 0.938085098 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas downcomer, } A_d = 0,12 A_c = 0.046904255 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas aktif, } A_a = A_c - 2, A_d = 0.84427589 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole, } A_h = 0,1, A_a = 0.0258289 \text{ m}^2$$

Dari figure 11.31 (Coulson, 1983), untuk $A_d/A_c = 0,05$ maka :

$$l_w/D_c = 0.6$$

$$\text{Panjang weir, } l_w = 0.6 \times D_c$$

$$= 0.6 \times 1.428055746 \text{ m} = 0.856833447 \text{ m}$$

Tinggi *Weir* (h_o)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi *weir* yang digunakan antara 40-90 mm. Tinggi *weir* yang direkomendasikan adalah antara 40 – 50 mm (Coulson, 1983).

$$\text{Tinggi weir yang digunakan } (h_o) = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$$

Diameter *Hole* (d_h)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm, dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (Coulson, 1983).

$$\text{Diameter hole yang digunakan} = 5 \text{ mm}$$

Tebal *Tray*

Material = *stenlis steel*

Tebal *tray* yang digunakan = 3 mm

Menentukan Jumlah *Hole*

$$\begin{aligned}
 \text{Luas 1 lubang} &= \frac{\pi}{4} \times d_h^2 \\
 &= \frac{3,14}{4} \times (5 \text{ mm})^2 \\
 &= 19,625 \text{ mm}^2 \quad (1,9625 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2) \\
 \text{Jumlah lubang} &= \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}} \\
 &= \frac{0.02528298 \text{ m}^2}{1,9625 \times 10^{-5} \text{ m}^2} \\
 &= 1290.613893 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi *Tray* :

Diameter *tray* = 1.428055746 m

Diameter lubang (d_h) = 0,005 m

Jumlah *hole* = 1290.613893 buah

Material *tray* = *Stenlis steel*

Material *downcomer* = *Stenlis steel*

<i>Tray spacing</i>	= 0,6 m
<i>Tray thickness</i>	= 0,003 m
<i>Panjang weir</i>	= 0.856833447 m
<i>Tinggi weir</i>	= 0,04 m

j. Pemeriksaan Weeping Rate

Kecepatan aliran cairan maksimum :

$$L_{w,max} = 6.1275255805 \text{ kg/s}$$

$$\text{turn-down ratio} = 0,80$$

Kecepatan aliran cairan minimum :

$$\begin{aligned} L_{w,min} &= 0,8 \times 6.1275255805 \text{ kg/s} \\ &= 4.940204644 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Tinggi weir liquid crest (h_{ow}) :

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times I_w} \right)^{2/3} \quad (\text{Coulson, 1983 : pers. 11.85})$$

keterangan :

L_w = liquid flow rate, kg/s

I_w = weir length, m

ρ_L = densitas liquid, kg/m³

h_{ow} = weir crest, mm liquid

$$\begin{aligned} h_{ow \text{ max}} &= 750 \times \left(\frac{6.175255805 \text{ kg / s}}{807.373 \text{ kg / m}^3 \times 0.856833447 \text{ m}} \right) \\ &= 32.27385408 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{ow} \text{ min} &= 750 \times \left(\frac{4.940204644 \text{ kg/s}}{807.373 \text{ kg/m}^3 \times 0.856833447 \text{ m}} \right) \\
 &= 27.81276432 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

Pada *minimum rate*, $(h_o + h_{ow}) = 67.81276432 \text{ mm liquid}$

Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

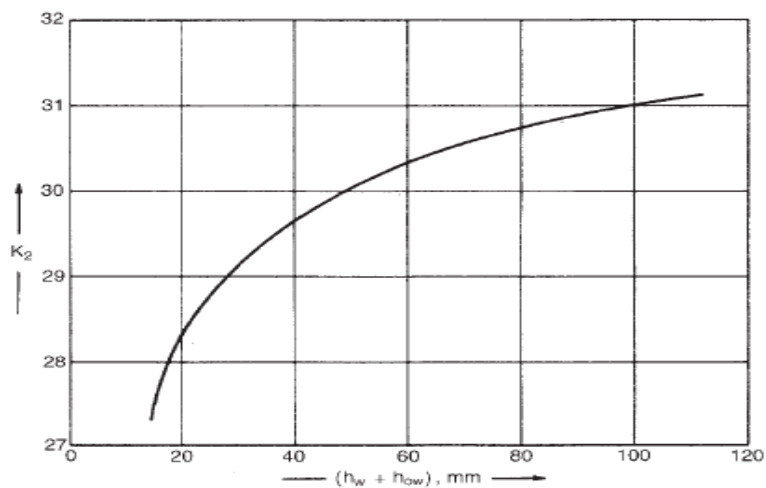


Figure 11.30. Weep-point correlation (Eduljee, 1959)

$$K_2 = 30.6$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0.90(25.4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad (\text{Coulson, 1983 : pers. 11.84})$$

Keterangan:

u_h = kecepatan uap minimum desain, m/s

K_2 = konstanta

d_h = diameter *hole*, mm

ρ_v = densitas uap, kg/m^3

$$u_h = \frac{[30.6 - 0.90(25.4 - 5 \text{ mm})]}{(2.799 \text{ kg/m}^3)^{1/2}}$$

$$= 7.315969317 \text{ m/s}$$

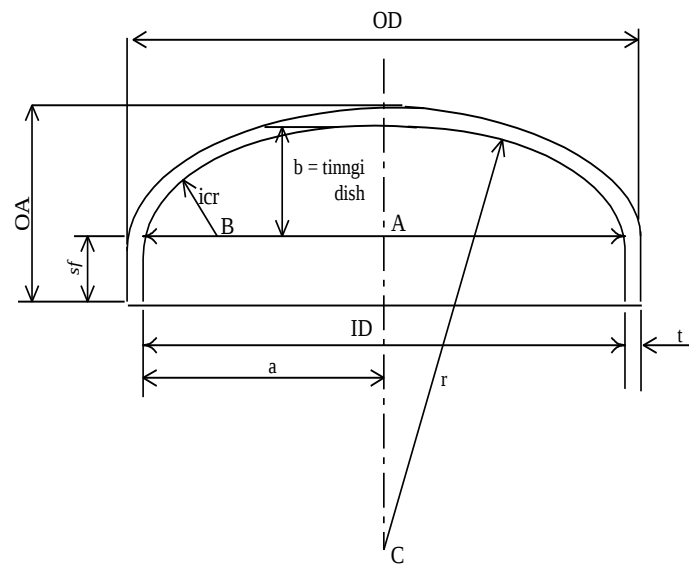
Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,b} \times 0.8}{A_h}$$

$$= \frac{1.836 \text{ m}^3 / \text{s} \times 0.8}{0.02528298 \text{ m}^2} = 57.99085476 \text{ m/s}$$

$u_{am} > u_h$ min sehingga tidak terjadi *weeping*

Jadi laju operasi minimum akan baik jika di atas *weep point*.



Gambar F.4. *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan :

t_h = Tebal head (in)

icr = Inside corner radius (in)

r = Radius of dish(in)

sf = Straight flange (in)

OD = Diameter luar (in)

ID = Diameter dalam (in)

b = Depth of dish (in)

OA = Tinggi head (in)

- **Menentukan Tebal *Shell***

Data perhitungan :

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{operasi}}$$

$$= 1,2 \text{ atm} = 17,635 \text{ psi}$$

Material = *Stainless steel SA 212 grade B*

$f = 17500 \text{ psi}$ (Peters and Timmerhaus, 1991, Tabel 4, Hal. 538)

$c = 0,125 \text{ in}$ (Brownell and Young, 1959)

$E = 0,85$ (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)

Jari-jari menara = 28.1112774 in

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, pers. 13.11})$$

$$= \frac{(17,635 \text{ psi})(28.1112774 \text{ in})}{(17500 \text{ psi})(0,85) - (0,6 \times 17,635)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0.160447007 \text{ in}$$

Digunakan tebal *plate* standar untuk *shell* : $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ (brownel,tabel

5.7)

Keterangan :

t_s = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan operasi (psi)

f = *Allowable stress* (psi)

r_i = Jari-jari *shell* (in)

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi (in)

- **Menentukan Tebal *Head***

$$OD = ID + (2 \times t_s)$$

$$= (56.2225547) + (2 \times 3/16)$$

$$= 56.22554719 \text{ in} \sim 60 \text{ in}$$

$$t_{shell} = 0,1875 \text{ in}$$

dari Tabel 5.7 Brownell and Young :

$$icr = 3 \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$rc = 60 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) = 1,767 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2 f \varepsilon - 0,2P} + c = 0,1918 \text{ in}$$

$$t_{head} \text{ standar} = 3/16 = 0,1875 \text{ in}$$

maka tebal yang digunakan :

$$t_{head} = 0,1875 \text{ in (7,9375 mm)}$$

Untuk tebal *head* 3/16 in, dari tabel 5,8 Brownell and Young maka

$$sf = 1,5 - 2 \text{ in.}$$

Diambil $sf = 1.5 \text{ in}$ (karena diameter $< 60 \text{ in}$)

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$b = 9.22 \text{ in}$$

$$OA = t_{head} + b + sf$$

$$= 10.9079 \text{ in}$$

• Tinggi Menara

Data perhitungan :

$$\text{Diameter kolom (D}_c\text{)} = 56.222554719 \text{ in} = 1.428055746 \text{ m}$$

$$\text{Luas kolom (A}_c\text{)} = 0.938085098 \text{ m}^2$$

$$\text{Volume head} = 0,000049 D_i^3$$

$$= 0,000049 (1.428055746)^3$$

$$= 0.000142702 \text{ m}^3$$

Untuk bagian *bottom* kolom :

$$L = 22230.9209 \text{ kg/s}$$

$$\rho_L = 807.373 \text{ kg/m}^3$$

$$Q = \frac{L}{\rho_L}$$

$$Q = \frac{22230.9209}{807.373}$$

$$Q = 27.53488478 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.458914746 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan di bawah *plate* terakhir : 5 - 10 menit (Ulrich, 1984).

Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit

$$V_{\text{cairan}} = Q \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 2.294573732 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam *shell* (H_L) :

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} D_c^2 H_L$$

$$H_L = \frac{2.294573732}{\pi / 4 \times 1.428^2}$$

$$= 1.43331697 \text{ m}$$

$$\text{Jarak dari } plate \text{ teratas} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi penyangga menara} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah } plate = 16 \text{ buah}$$

$$\text{Tebal } plate = 0,003 \text{ m}$$

Tinggi *head* dengan tebal *head* = OA – sf

$$= 10.9079 - 1,5$$

$$= 9.407948542 \text{ in} = 0.235198714 \text{ m}$$

Tinggi di bawah *plate* terbawah = $H_L + (OA - sf)$

$$= 1.43331697 + 0.235198714$$

$$= 1.66851501 \text{ m}$$

Tinggi total = Jarak dari *plate* teratas + (Jumlah *plate* x *Tray* spacing) +

Tebal *plate* + Tinggi *head* dengan tebal *head* + Tinggi di

bawah *plate* terbawah

$$\text{Tinggi total} = 1 + (16 \times 0,6) + 0,003 + 0.235198714 + 1.66851501$$

$$= 11.90671372 \text{ m}$$

Tabel.F.19 Spesifikasi dimensi *Distillation Coloum* (DC-401)

Dimensi	D kolom	: 1.428055746 m
	Tinggi	: 11.90671372 m
	Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in
	Tebal <i>head</i>	: 0,1875 in
	Jumlah <i>tray</i>	: 16 buah
	Tebal <i>tray</i>	: 0,003 m
	Diameter <i>tray</i>	: 1.428055746 m
	Diameter <i>hole</i>	: 0,005 m
	Jumlah <i>hole</i>	: 1290.613893 buah

- Berat *head* :
$$W_h = \frac{\pi d^2 t}{4} \frac{\rho}{1728} \quad (\text{Brownell and Young, 1959}) \dots (F.11)$$

$$= 10,5704 \text{ lb} = 4,7947 \text{ kg}$$

Keterangan:

W_h = Berat *head*, lb

d = Blank diameter *head*, in

t = Tebal *head*, in

ρ = Densitas material *head*, lb/ft³

Spesifikasi Alat Penunjang Menara Distilasi (MD-401)

- **Pipa pemasukan *feed***

Densitas campuran umpan = 771,4705 kg/m³

Viskositas campuran umpan = 0,3478 cp

Laju alir massa, G = 5593,1221 kg/jam = 1,5536 kg/s

Diameter optimum ($D_{i,optimum}$)

$$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson Vol. 6. pers. 5.13})$$

$$= 43,8795 \text{ mm} = 1,7275 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa : (Kern, Tabel 11, 1965)

Nominal Pipe Standar (NPS) = 2 in

Schedule number = 40

ID = 2,0670 in = 0,0525 m

OD = 2,3800 in = 0,0605

$A = 3,3500 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$

Cek Aliran : $N_{Re} = \frac{D \times G}{A \times \mu} = 8.297,5920$ (turbulen)

- **Pipa gas keluar dari puncak menara**

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa diperoleh komposisi gas keluar puncak menara :

Densitas uap = 3,0535 kg/m³

Viskositas uap = 0,3759 cp

Laju alir massa, G = 1863,2824 kg/jam

Diameter optimum ($D_{i,optimum}$)

$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot P^{-0,37}$ (Coulson Vol. 6. Pers.

5.13)

= 123,4828 mm = 4,8615 in

Dipilih spesifikasi pipa : (Kern, Tabel 11, 1965)

Nominal Pipe Standar (NPS) = 6 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 6,0650 in = 0,1541 m

OD = 6,6250 in = 0,1683 m

$$A = 28,9000 \text{ in}^2 = 0,0186 \text{ m}^2$$

$$\text{Cek Aliran : } N_{\text{Re}} = \frac{D \times G}{A \times \mu} = 3.201,1399 \text{ (turbulen)}$$

- **Pipa vapor keluaran reboiler**

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa diperoleh komposisi *vapor keluaran reboiler* :

$$\text{Densitas uap} = 2,7991 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas uap} = 0,2606 \text{ cp}$$

$$\text{Laju alir massa, } G = 3729,84 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Diameter optimum (} D_{i,\text{optimum}} \text{)}$$

$$D_{i,\text{optimum}} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot P^{-0,37} \quad (\text{Coulson Vol. 6. Pers. 5.13})$$

$$= 159,5781 \text{ mm} = 6,2826 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih spesifikasi pipa :} \quad (\text{Kern, Tabel 11, 1965})$$

$$\text{Nominal Pipe Standar (NPS)} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40 \text{ (standar)}$$

$$\text{ID} = 7,9810 \text{ in} = 0,2027 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 8,6250 \text{ in} = 0,2191 \text{ m}$$

$$A = 50 \text{ in}^2 = 0,0323 \text{ m}^2$$

$$\text{Cek Aliran : } N_{\text{Re}} = \frac{D \times G}{A \times \mu} = 3.374,5723 \text{ (turbulen)}$$

- **Pipa cairan keluar dari bottom menara**

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa diperoleh komposisi cairan keluar dari *bottom* menara :

$$\text{Densitas cair} = 785,5996 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas cair} = 0,2594 \text{ Cp}$$

$$\text{Laju alir massa, G} = 3729,84 \text{ kg/jam}$$

Diameter optimum ($D_{i, \text{optimum}}$)

$$D_{i, \text{optimum}} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot P^{-0,37} \quad (\text{Coulson Vol. 6. Pers. 5.13})$$

$$= 40,3404 \text{ mm} = 1,5882 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa : (Kern, Tabel 11, 1965)

Nominal Pipe Standar (NPS) = 2 in

Schedule number = 40 (standar)

$$\text{ID} = 2,0670 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2,3800 \text{ in} = 0,0605 \text{ m}$$

$$A = 3,3500 \text{ in}^2 = 0,0022 \text{ m}^2$$

$$\text{Cek Aliran : } N_{\text{Re}} = \frac{D \times G}{A \times \mu} = 2.896,5202 \text{ (turbulen)}$$

- **Menghitung tebal isolasi *distillation column***

Data perhitungan:

Bahan Isolator :

Isolator yang digunakan adalah asbestos and bonding karena temperatur operasi di dalam distilasi cukup besar, memiliki konduktivitas termal yang kecil sehingga efektif sebagai isolator. Sifat-sifat fisis (Walas, Tabel.8.20, 1988):

TABLE 8.20. Thermal Conductivities of Insulating Materials for High Temperatures [k Btu/(hr)(sqft) $^{\circ}$ F/ft)]

Material	Bulk Density, lb/cuft	Max Temp ($^{\circ}$ F)	100 $^{\circ}$ F	300 $^{\circ}$ F	500 $^{\circ}$ F	1000 $^{\circ}$ F	1500 $^{\circ}$ F	2000 $^{\circ}$ 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	—	—	0.108	0.129	0.163	0.217

(Marks, *Mechanical Engineers Handbook*, 1978, p. 4.65).

Konduktivitas termal (k) = 0,0530 Btu/hr.ft $^{\circ}$ F

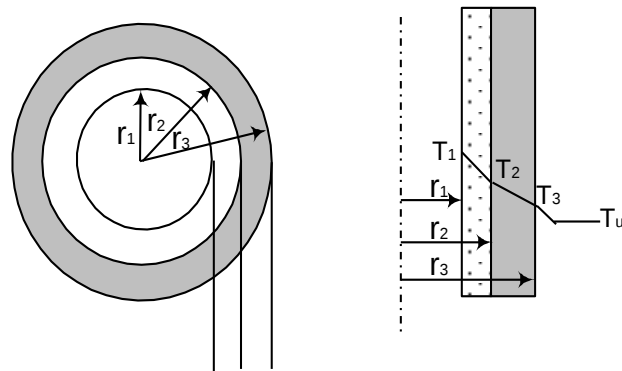
Densitas (ρ) = 18 lb/ft³

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.

- **Bahan Konstruksi Distilasi**

Bahan konstruksi adalah *Stainless Steel Grade SA-240 tipe 304* (Perry, 1984).

Perpindahan panas konduksi dalam silinder berlapis yang disusun seri seperti gambar berikut adalah :

Gambar F.5. Sistem Isolasi *Distillation Column*

Perpindahan panas melalui tiap lapis tahanan dihitung dengan 459able Fourier dan $A = 2\pi rL$, diperoleh:

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2}} \quad (\text{Holman, pers.2-9, 1997})$$

Jika perpindahan panas disertai konveksi dan radiasi, maka persamaan di atas dapat dituliskan:

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}} \quad (\text{Holman, pers.2-12, 1997})$$

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 plat tangki bagian dalam ($^{\circ}\text{F}$)

T_2 = Temperatur permukaan plat tangki bagian luar ($^{\circ}\text{F}$)

T_i = Temperatur luar isolasi ($^{\circ}\text{F}$)

T_u = Temperatur udara ($^{\circ}\text{F}$)

k_p = Konduktivitas termal plat (Btu/hr.ft² $^{\circ}\text{F}$)

k_{is} = Konduktivitas termal isolasi (Btu/hr.ft² $^{\circ}\text{F}$)

h_c = Koefisien konveksi (Btu/hr.ft² $^{\circ}\text{F}$)

h_r = Koefisien radiasi (Btu/hr.ft² $^{\circ}\text{F}$)

Untuk menghitung perpindahan panas dari luar ke dalam tangki harus dihitung terlebih dahulu temperatur kesetimbangan radiasi pada permukaan dinding luar yang terkena sinar matahari pada temperatur udara lingkungan sekitar tangki.

Pada keadaan kesetimbangan radiasi, jumlah energi yang terabsorpsi dari matahari oleh suatu material sama dengan panjang gelombang radiasi yang bertukar

dengan udara sekelilingnya (J P Holman, 9th ed. 2002). Temperatur permukaan dinding luar dihitung dengan persamaan berikut:

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{sun} = \alpha_{sun} = \alpha_{lowtemp} \cdot \sigma (T_i^4 - T_{surr}^4) \quad (\text{J P Holman, 6th ed, 1979})$$

Keterangan;

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{sun} = \text{Fluk radiasi matahari (W/m}^2\text{)}$$

$$\alpha_{sun} = \text{Absorptivitas material untuk radiasi matahari}$$

$$\alpha_{low. temp} = \text{Absorptivitas material untuk radiasi pada 25 } ^\circ\text{C}$$

$$\sigma = \text{Konstanta Boltzman} = 5,669 \times 10^{-9} \left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ K}^4} \right)$$

$$T_{surr} = \text{Temperatur lingkungan (udara)}$$

$$T_i = \text{Temperatur permukaan luar isolasi (35 } ^\circ\text{C)}$$

Data perhitungan :

$$r_1 = 28,1113 \text{ in (2,3426ft)}$$

$$r_2 = 28,298 \text{ in (2,3582 ft)}$$

$$T_1 = 460,6626 \text{ K (395,1119 } ^\circ\text{F)}$$

$$T_u = 35^\circ\text{C (308,15 K = 95,0000 } ^\circ\text{F)}$$

$$k_p = 4,800 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k_{is} = 0,0530 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Temperatur isolasi permukaan luar

Berdasarkan Tabel 8.3, Holman, 1979, diperoleh data:

$$\left(\frac{q}{A} \right)_{\text{sun}} = 500 \text{ W/m}^2$$

$$\sigma_{\text{surya}} = 0,18$$

$$\sigma_{\text{suhu rendah}} = 0,8$$

$$\sigma = 5,67 \cdot 10^{-8} \left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ K}^4} \right)$$

$$\left(500 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \right) (0,18) = 0,8 \left(5,67 \times 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ K}^4} \right) (T_i^4 - 308,15^4 \text{ K}^4)$$

$$T_i = 323,8594 \text{ K} = 123,2770 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ (temperatur permukaan luar isolasi)}$$

- **Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara**

1. Koefisien perpindahan panas radiasi

$$h_r = \frac{\sigma (T_i^4 - T_u^4)}{T_i - T_u} \quad (\text{Geankoplis, pers.4.10-10, 1979})$$

$$= (0,55) (5,6760) \frac{(323,8594/100)^4 - (308,15/100)^4}{323,8594 - 308,15}$$

$$= 3,9429 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 0,6944 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Keterangan :

h_r = Koefisien perpindahan panas secara radiasi ($\text{W/m}^2 \text{ K}$)

ε = Emisivitas isolator

T_i = Temperatur permukaan luar isolator (K)

T_u = Temperatur udara (K)

2. Koefisien perpindahan panas konveksi

$$\Delta T = T_i - T_u$$

$$= 323,8594 \text{ K} - 308,1500 \text{ K}$$

$$= 15,7094 \text{ K}$$

$$= 28,2770 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_f = \frac{1}{2} (T_i + T_u) = 316,0047 \text{ K}$$

Sifat *properties* udara pada $T = 316,0047 \text{ K}$ (Geankoplies, Tabel. A3-3, 1979)

$$\rho_f = 0,8264 \text{ kg/m}^3 (0,0516 \text{ lb/ft}^3)$$

$$C_{p_f} = 1,0056 \text{ Kj/kg } ^\circ\text{K} (0,2402 \text{ Btu/lb. } ^\circ\text{F})$$

$$\mu_f = 1,911 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m.s} (1,2841 \cdot 10^{-5} \text{ lb/ft.jam})$$

$$k_f = 0,0274 \text{ W/m.K} (0,0158 \text{ Btu/jam.ft. } ^\circ\text{F})$$

$$\beta = 0,0032 \text{ } \frac{1}{\text{K}}$$

$$L = 11,9067 \text{ m} = 39,0635 \text{ ft}$$

$$g = 9,8067 \text{ m/s}^2$$

$$N_{Gr} = \frac{L^3 \rho^2 g \beta \Delta T}{\mu^2} \quad (\text{SI}) \text{ (Geankoplies, Pers.4.7-4, 1993)}$$

$$= \frac{11,9067^3 \times 0,8264^2 \times 9,8067 \times 0,0032 \times 15,7094}{(1,911^{-5})^2}$$

$$= 5,4292 \times 10^{12}$$

$$N_{Pr} = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad (\text{SI}) \text{ (Geankoplies, Pers.4.7-4, 1993)}$$

$$= \frac{1,0056 \times 1,911^{-5}}{0,0274}$$

$$= 0,0007$$

$$N_{Ra} = N_{Gr} \times N_{Pr} \quad (\text{SI}) \text{ (Geankoplies, Pers.4.7-4, 1993)}$$

$$= 5,4292 \times 10^{12} \times 0,0007$$

$$= 3,8078 \times 10^9$$

Berdasarkan Tabel 4.7-2, hal.256, Geankoplies, 1993, untuk silinder vertikal dan $N_{Ra} > 10^9$, maka koefisien perpindahan panas konveksi dirumuskan sebagai berikut :

$$h_c = 1,24 \times \Delta T^{1/3}$$

$$= 1,24 \times 15,7094^{1/3}$$

$$= 3,1056 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = 0,5469 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$(h_c + h_r) = 1,2413 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$q_r = (h_c + h_r) 2 \pi r_3 L (T_i - T_u)$$

$$= 8843,5 r_3$$

Panas yang keluar lewat dinding:

$$q_c = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}}$$

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi dan radiasi, sehingga:

$$q_r = q_c$$

Dengan substitusi pers. (1) ke (2) maka diperoleh nilai diameter isolator (r_3) adalah 2,9493 ft

$$\text{Jadi : } r_3 = 1,7307 \text{ ft}$$

$$= 0,5275 \text{ m}$$

$$q_r = q_c = 25599,2012 \text{ Btu/jam}$$

Tebal isolasi (x_{is})

$$x_{is} = r_3 - r_2$$

$$= 0,5911 \text{ ft} = 18,0155 \text{ cm}$$

$$q_{loss} = (h_r + h_c)_{Ta} \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_i - T_u)$$

$$= 12.083,7526 \text{ Btu/jam}$$

- **Panas Hilang dari *Head* dan *Bottom***

Assumsi : * Tebal isolasi *head* sama dengan tebal isolasi dinding

* $(h_r + h_c)$ *head* sama dengan $(h_r + h_c)$ dinding silinder

* Luas *head* sama dengan luas bagian atas silinder

Persamaan panas hilang dari *head* menara:

$$q = (h_r + h_c) \cdot A \cdot (T_i - T_u)$$

$$A = \text{Surface of head}$$

$$= 0,8420 D^2 \quad (\text{Tab 18.5, Wallas, 1990:627})$$

$$= 18,4830 \text{ ft}^2$$

Jadi panas yang hilang dari *head* menara distilasi adalah :

$$q = (1,2413 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}) \cdot (18,4830 \text{ ft}^2) \cdot (28,2770^\circ\text{F})$$

$$= 460,8648 \text{ Btu/jam}$$

Panas total yang hilang ke lingkungan:

$$q = \text{Panas hilang dari dinding menara} + (2 \times \text{panas hilang dari head})$$

$$= 460,8648 \text{ Btu/jam} + (2 \times 12.083,7526 \text{ Btu/jam})$$

$$= 24.628,3700 \text{ Btu/jam}$$

- **Perhitungan stress menara terhadap angin dan gempa**

Perhitungan awal tebal *shell* dan *head* menara telah dilakukan. Menara cukup tinggi sehingga perlu dicek pengaruh angin dan gempa.

Spesifikasi menara :

OD <i>shell</i>	= 56,2226 in	= 4,6852 ft
Tinggi menara	= 1,6979 m	= 67,9167 in
Tekanan operasi	= 1,0 atm	= 14,6960 psia
Bahan konstruksi	= <i>Stainless Steel Grade SA-240 tipe 304</i>	
Tinggi <i>skirt</i>	= 10 ft	= 120,0012 in
<i>Overhead vapor</i>	= 2,38 in	= 0,1983 ft
Tebal isolasi	= 1,1250 in	= 0,0937 ft
Tebal <i>shell</i>	= 0,1875 in	= 0,0156 ft
OD luar <i>shell</i>	= 5,2919ft	= 63,5028 in

Dari tabel 5.7 dan 5.8 Brownell &Young dengan $t = 0,1875$ in

$$icr = 3,6250$$

$$sf = 2,0000$$

$$\text{Diameter} = OD + OD/24 + 2sf + 2/3 icr$$

$$= 50,1667 \text{ in}$$

$$\text{Berat beban head} = \frac{\pi d^2 t}{4} \frac{\rho}{1728}$$

$$= 105,0398 \text{ lb}$$

- **Stress pada kondisi operasi**

- Perhitungan *stress* aksial dalam *shell*

$$d_i = 1,4281 \text{ m} = 56,2220 \text{ in}$$

$$f_{ap} = \frac{P \times d}{(t_s - c)} \quad (\text{Pers. 3.13, Brownell and Young, 1959:155})$$

$$f_{ap} = 9.529,7583 \text{ psi}$$

Keterangan :

$$f_{ap} = \text{stress aksial shell, psi}$$

$$d = \text{diameter dalam shell, in}$$

$$p = \text{tekanan desain, psi}$$

$$t_s = \text{tebal shell menara, in}$$

- Perhitungan berat mati (*dead weights*)

Shell

Diketahui :

$$D_o = \text{Diameter luar shell}$$

$$= 4,7165 \text{ ft (tanpa isolator)}$$

D_i = Diameter dalam *shell*

$$= 4,6852 \text{ ft}$$

ρ_s = densitas *shell*

$$= 490 \text{ lb/cu ft}$$

X = jarak dari puncak ke titik yang dipertimbangkan, ft

$$W_{shell} = \frac{\pi}{4} (D_o^2 - D_i^2) \rho_s X \quad (\text{Pers. 9.1, Brownell and Young, 1959:156})$$

$$W_{shell} = 408,8544 X \text{ (lb)}$$

$$f_{\text{dead wt shell}} = 3,4 X \quad (\text{Pers. 9.3a, Brownell and Young, 1959:156})$$

X = jarak dari puncak ke bawah, ft

- *Isolator*

Diketahui :

D_{ins} = diameter termasuk isolator

$$= 5,2919 \text{ ft}$$

W_{ins} = berat isolator

ρ_{ins} = densitas isolator

$$= 18 \text{ lb/cu ft}$$

$$t_{ins} = \text{tebal isolator}$$

$$= 0,0937 \text{ ft}$$

$$= 1,1250 \text{ in}$$

$$W_{ins} = \frac{\pi}{12} \cdot D_{ins}^2 \cdot X t_{ins} \cdot \rho_{ins} \quad (\text{Pers. 9.2, Brownell and Young, 1959:156})$$

$$W_{ins} = 69,0285 \text{ X} \quad (\text{lb})$$

$$f_{\text{dead ins.}} = \frac{\rho_{ins} \cdot X t_{ins}}{144(t_s - c)} \quad (\text{Pers. 9.4a, Brownell and Young, 1959:156})$$

$$f_{\text{dead wt ins.}} = 0,1406 \text{ X}$$

- **Attachment**

$$\text{Wt pipa isolasi} = \frac{\pi (d_o^2 - d_i^2) L}{4} = 49,6174 \text{ lb}$$

$$\text{Wt top head} = 105,0398 \text{ lb}$$

$$\text{Wt tangga} = 25 \text{ lb/ft ft} \quad (\text{pp.157, Brownell and Young, 1959})$$

$$\text{Wt overhead vapour line} = 28,56 \text{ lb/ft} \quad (\text{App.K, Brownell and Young, 1959})$$

Dari Pers. 9.6, Brownell and Young, 1959 :

$$f_{\text{dead wt attachment}} = \frac{\sum \text{Weight of attachments}}{12 \cdot \pi \cdot D_m \cdot (t_s - c)}$$

$$= 12,4071 \text{ X} + 12,6310$$

Berat tray plus liquid (dibawah $X = 4$)

$$n = \left(\frac{X - 4}{2} + 1 \right) = \frac{X}{2} - 1$$

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt (liquid + trays)}} &= \frac{\sum(\text{liquid + trays})wt}{12.\pi.D_m.(t_s - c)} = \frac{\left(\frac{X}{2} - 1 \right) \times 25 \times \left(\frac{\pi.D_m}{4} \right)}{12.\pi.D_m.(t_s - c)} \\ &= 8,3333 \left(\frac{X}{2} - 1 \right) \\ &= 4,1667 X - 8,3333 \end{aligned}$$

Wt tray = 25 lb per ft (pp.157, Brownell and Young, 1959)

Dari Pers. 9.7, Brownell and Young, 1959

$$f_{dx} = f_{\text{dead st shell}} + f_{\text{dead wt iso.}} + f_{\text{dead wt trays}} + f_{\text{dead wt attach.}}$$

$$F_{dx} = 20,1144 X + 20,9644$$

- **Perhitungan *stress* karena beban angin**

$$P_{\text{angin}} = 25 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Tabel 9.1 Brownell and Young, 1959})$$

$$f_{wx} = \frac{15,89 d_{\text{eff}}. X^2}{d_o^2 (t_s - c)} \quad (\text{Pers. 9.20, Brownell and Young, 1959})$$

d_{eff} = diameter efektif *shell* untuk beban angin, in

= kolom yang diisolasi + tangga

$$= 45,5621 \text{ in}$$

$$f_{wx} = 5,9124 X^2$$

- **Perhitungan stress gabungan pada kondisi operasi**

- *Up wind side, f tensile*

$$f_{t(max)} = f_{wx} + f_{ap} - f_{dx} \quad (\text{Pers. 9.78, Brownell and Young, 1959})$$

$$= 5,9124 X^2 - 20,6904 X + 9.508,7940$$

$$f = 17.000 \text{ psi}$$

$$E = 0,80 \text{ (double welded butt joint : Brownell \& Young, 1959)}$$

$$f_{allowable} = f \times E = 13.600 \text{ psi}$$

$$f_{allowable} = f_{t(max)}$$

$$13.6000 = 5,9124 X^2 - 20,1114 X + 9.508,7940$$

$$0 = 5,9124 X^2 - 20,1144 X - 4.091,2060$$

Dimana :

$$X^2 = a = 5,9124$$

$$X = b = -20,1144$$

$$c = -4.091,2060$$

$$x_1 = 28,0612 \text{ ft}$$

$$x_2 = -24,6591 \text{ ft}$$

➤ *Down wind side, f compresi, (fc)*

$$f_{c(max)} = f_{wx} - f_{ap} + f_{dx} \quad (\text{Pers. 9.80, Brownell and Young, 1959})$$

$$= 5,9124 X^2 + 20,1144 X - 9.508,7940$$

dari stabilitas elastis, dengan pers :

$$f_{allowable} = 1,5 \times 10^6 (t/r) \leq 1/3 \text{ y.p} \quad (\text{Pers.2,25, Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan:

$$t = \text{ketebalan shell} = 0,1875 \text{ in}$$

$$r = \text{ID shell} / 2 = 28,1113 \text{ in}$$

$$\text{yield point} = 60.0000 \text{ psi} \quad (\text{Tab.3.1, Brownell and Young, 1959})$$

$$1/3 \cdot \text{y.p} = 20.000 \text{ psi}$$

$$f_c = 13.879,0508 \text{ psi} < 20.000 \text{ psi}$$

karena f_c lebih kecil dari $1/3 \text{ y.p}$, maka digunakan

$$f_c = 13.879,0508 \text{ psi}$$

$$f_c = f_{c(max)}$$

$$13.879,0508 = 5,9124 X^2 + 20,1144 X - 9.508,7940$$

$$0 = 5,9124 X^2 + 20,1144 X - 4.370,2568$$

$$X^2 = a = 5,9124$$

$$X = b = 20,1144$$

$$c = -4.370,2568$$

$$x_1 = 25,5397 \text{ ft}$$

$$x_2 = -28,9417 \text{ ft}$$

- **Stress pada kondisi ereksi**

- Perhitungan *stress* karena beban mati (f_{dw})

Upwind side

$$f_{\text{dead wt shell}} = 3,4 X$$

beban mati lain:

$$Wt \text{ top head} = 105,0398 \text{ lb}$$

$$Wt \text{ tangga} = 25 \text{ lb per ft}$$

$$Wt \text{ over head vapour line} = \underline{28,56 \text{ lb/ft}} +$$

$$= 53,56 X + 105,0398$$

$$f_{\text{dead wt attachment}} = \frac{\sum \text{Weight of attachments}}{12 \cdot \pi \cdot D_m \cdot (t_s - c)}$$

(Pers.9.6, Brownell and Young, 1959)

$$= 0,5191 X + 1,0181$$

$$f_{dw} = f_{\text{dead shell}} + f_{\text{dead attach}}$$

$$= 3,9191 X + 1,0181$$

- Perhitungan stress karena angin

$$deff = 45,5621 \text{ in}$$

$$f_{wx} = \frac{15,89 d_{eff} X^2}{d_o^2 (t_s - c)}$$

$$= 5,9124 X^2$$

- **Perhitungan stress gabungan pada kondisi ereksi parsial**

➤ ***Upwind side, f tensile***

$$f_{t(max)} = f_{wx} - f_{dw} \quad (\text{Pers. 9.78, Brownell \& Young, 1959})$$

$$= 5,9124 X^2 - 0,5191 X - 1,0181$$

Diketahui:

$$f = 17.000 \text{ psi}$$

$$E = 0,80 \text{ (double welded butt joint : Brownell \& Young, 1959)}$$

$$f_{allowable} = f \times E$$

$$= 13.600 \text{ psi}$$

$$f_{allowable} = f_{t(max)}, \text{ sehingga:}$$

$$13600 = 5,9124 X^2 - 0,5191 X - 1,0181$$

$$0 = 5,9124 X^2 - 0,5191 X - 13.598,9819$$

$$X^2 = a = 5,9124$$

$$X = b = -0,5191$$

$$c = -13.598,9819$$

$$x_1 = 48,0029 \text{ ft}$$

$$x_2 = -47,9151 \text{ ft}$$

➤ **Downwind side, f compresi, (fc)**

$$\begin{aligned} f_{c(\max)} &= f_{wx} + f_{dw} \\ &= 5,9124 X^2 - 0,3191X - 1,0181 \end{aligned}$$

dari stabilitas elastis, dengan pers :

$$yield \ point = 60.000 \text{ psi}$$

$$1/3.y.p = 20.000 \text{ psi}$$

$$f_c = 13.879,0508 \text{ psi} < 20.000 \text{ psi}$$

$$x_1 = 25,5397 \text{ ft}$$

$$x_2 = -28,9417 \text{ ft}$$

- **Pemeriksaan terhadap stress karena gempa**

Untuk ketinggian total menara (*vessel + skirt*) 72,5197 ft, berat menara plus *attachment*, *liquids*, dan lainnya dapat dihitung dengan mengalikan *compressive stress* total terhadap berat dengan luas permukaan penampang menara

$$f_{dw \text{ shell}} = 49,9664 \text{ psi}$$

$$f_{dw \text{ ins}} = 295,6008 \text{ psi}$$

$$f_{dw \text{ attach}} = 1.619,4727 \text{ psi}$$

$$f_{dw \text{ tray + liquid}} = \underline{65,4000 \text{ psi}} +$$

$$f_{dw \text{ total}} = 2.030,4400 \text{ psi}$$

- **Berat menara pada kondisi operasi**

$$\Sigma W = f_{dw(\text{total})} \pi d t_s \quad (\text{Brownell, 1959, hal,177})(F.75)$$

$$= 363,6611 \text{ lb}$$

$$W_{\text{avg}} = 363,6611 / 69,4650$$

$$= 5,0192 \text{ lb per ft}$$

- **Berat menara pada kondisi ereksi**

Perhitungan fdw pada saat ereksi

$$f_{dw \text{ shell}} = 49,9664 \text{ psi}$$

$$f_{dw \text{ attach}} = \underline{8,1479 \text{ psi}} +$$

$$f_{dw \text{ total}} = 58,1143 \text{ psi}$$

$$\Sigma W = f_{dw(\text{total})} \pi d t_s$$

$$= 9,9792 \text{ lb}$$

- **Vibration**

Vibrasi ditemui pada menara tinggi. Periode dari vibrasi pada menara tinggi harus dibatasi, karena vibrasi yang berlangsung dalam periode yang cukup lama akan menimbulkan suatu kerusakan pada menara.

Periode vibrasi, (T)

$$T = 2,65 \times 10^{-5} \left(\frac{H}{D} \right)^2 \left(\frac{wD}{t} \right)^{0,5} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

dengan:

D = *outside* diameter menara, ft

H = tinggi menara termasuk *skirt*, ft

w = berat menara, lb/ft tinggi

t = ketebalan *skirt*, i

didapat :

T = 0,0365 detik

dari tabel 9.3 B& Y, 1959. Didapat koefisien *seismic* (C) = 0,1

- **Momen karena gempa**

Magnitud akibat tekanan gempa merupakan hasil dari berat menara dan koefisien *seismic* © yang merupakan fungsi dari vibrasi.

$$M_{sx} = \frac{4CWX^2(3H - X)}{H^2} \quad (\text{Pers. 9.71. Brownell, 1959})(F.104)$$

keterangan :

M_{sx} = momen *bending*, lb

C = koefisien seismik = 0,5484 (Tabel 9.3. Brownell, 1959)

H = tinggi menara total = 11,907 m

W = berat menara = 348,6611 lb

X = tinggi total menara – tinggi skirt = 59,4650 ft

$$M_{sx} = \frac{4CWX^2(3H-X)}{H^2}$$

M_{sx} = 83.475,8342 in. Lb

- **Stress akibat gempa**

$$f_{sx} = \frac{M_{sx}}{\pi \cdot r^2 (t - c)} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Keterangan :

f_{sx} = nilai *stress* dari material atau *stress* aktual, psi

M = moment maksimum pada bagian dasar, ft.lb

r = jari-jari *shell*, in

t = tebal *shell*, in

c = faktor korosi

Stress karena angin, $f_{wx} = 5,9124 X^2 = 20.906,9324$ psi

Karena $f_{wx} > f_{sx} = 20.906,9324 > 1.035,8230$ maka yang mengontrol adalah f_{wx} .

Dari perhitungan kombinasi stress karena pengaruh angin dan gempa diperoleh :

$$H_{\text{menara distilasi}} < \text{nilai } X_{\text{terkecil}}$$

Maka menara distilasi akan tetap stabil dalam pengaruh angin dan gempa dengan ketebalan *shell* 0,1875 in.

Peralatan penunjang kolom distilasi

- **Desain Skirt Support**

Skirt adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menyangga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu (*continous 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.

Momen pada *base*

$$M = P_w \cdot D_{is} \cdot H \cdot H_l \quad (\text{Megesy, 1983})$$

keterangan :

$$P_w = \text{wind pressure}$$

$$= 25 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Tabel 9.1 Brownell and Young, 1959})$$

$$D_{is} = \text{diameter vessel dengan isolatornya}$$

$$= 3,6093 \text{ ft}$$

H = tinggi menara total (tanpa penyangga)

$$= 59,4650 \text{ ft}$$

h_l = lever arm

$$= 29,7325 \text{ ft}$$

Momen pada *base* (M) adalah = 159.536,7009 ft.lb

- **Momen pada ketinggian tertentu (batas antara penyambungan *skirt*)**

$$M_T = M - h_T (V - 0,5 \cdot P_w \cdot D_{is} \cdot h_T) \quad (\text{Megesy, 1983})$$

V = total *shear* = $P_w \times H \times D_{is}$ = 5.365,7335 lb

h_T = ketinggian *skirt* = 10 ft

Momen pada batas penyambungan *skirt* = 110.391,0384 ft.lb

- **Menentukan tebal *skirt***

$$t = \frac{12 \times M_T}{R^2 \times \pi \times S \times E} + \frac{W}{D \times \pi \times S \times E} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Do = Diameter luar *skirt* = $OD_{shell} + isolator$, *skirt* berbentuk *cylindrical skirt* = 43,3121 in

E = Efisiensi penyambungan kolom & *skirt*

$$= 0,60 \text{ (butt joint welding)}$$

MT = Momen pada penyambungan *skirt* & *vessel*

$$= 110.391,0384 \text{ ft.lb}$$

$$= 1.324.705,9198 \text{ in lb}$$

R = Radius luar dari *skirt*

$$= 21,6560 \text{ in}$$

S = Nilai *stress* dari *head* atau material *skirt* menggunakan bahan

$$\text{SA-307} = 12.000 \text{ psi}$$

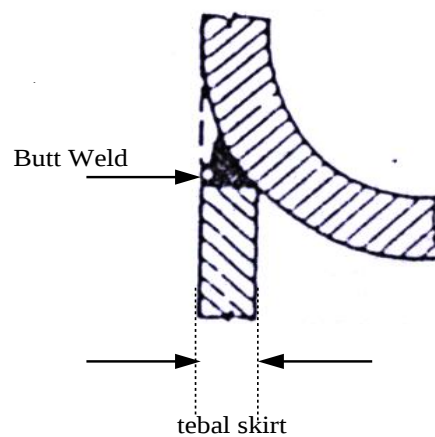
W = Berat kolom (pada kondisi beroperasi)

$$= 348,6611 \text{ lb}$$

t = ketebalan *skirt*

$$= 0,1249 \text{ in}$$

$$= 0,1875 \text{ in (tebal standar)}$$



Gambar F.6. Sketsa *skirt* menara distilasi

- **Desain Anchor Bolt**

Vertikal *vessel* harus merekat erat pada *concrete fondation*, *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 8-12 buah *anchor bolt*. Agar merekat kuat pada *concrete fondation*, *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*

Menentukan *Maximum Tension*

$$T = \frac{12M}{A_B} - \frac{W}{C_B}$$

Keterangan:

M = Momen pada *base ring* berdasar tekanan angin

$$= 151.536,7009 \text{ ft.lb}$$

W = Berat *vessel* (pada ereksi)

$$= 9,9792 \text{ lb}$$

Tabel F.20.. Jumlah Anchor Bolts

TABLE B NUMBER OF ANCHOR BOLTS		
Diameter of Bolt circle in.	Minimum	Maximum
24 to 36	4	4
42 to 54	8	8
60 to 78	12	12
84 to 102	12	16
108 to 126	16	20
132 to 144	20	24

Diameter tempat *bolt* dipasang sebesar 60 in (Megesy, 1983)

A_s = Area di dalam lingkaran *bolt*

$$= \pi(60/2)^2 = 2.826,0000 \text{ in}^2$$

C_B = *Circumference* pada lingkaran *bolt*

$$= 2\pi(42/2) = 188,4000 \text{ in}$$

Tension maksimum pada *bolt* = 677,3835 lb/lin-in

- Menentukan area *bolt* (B_4)

$$S_B = \frac{T.C_B}{B_4.N} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan :

T = *Maximum tension* dari *bolt*

$$= 677,3835 \text{ lb/lin-in}$$

S_B = *Maximum allowable stress value* dari material *bolt* menggunakan

bahan 307 = 15.000 psi (Megesy, 1983)

C_B = *Circumference* pada lingkaran *bolt*

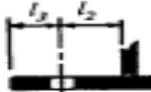
$$= 188,4000 \text{ in}$$

N = jumlah *anchor bolts*

$$= 12 \text{ buah}$$

(Tab.10.5, Brownell and Young, 1959)

diperlukan *bolt area* = $0,7090 \text{ in}^2$

TABLE A 			
Bolt Size	Bolt * Root Area sq. in.	Dimension in.	
		l_2	l_3
$\frac{1}{2}$	0.126	$\frac{7}{8}$	$\frac{5}{8}$
$\frac{3}{8}$	0.202	1	$\frac{3}{4}$
$\frac{3}{4}$	0.302	$1\text{-}\frac{1}{8}$	$\frac{13}{16}$
$\frac{7}{8}$	0.419	$1\text{-}\frac{1}{4}$	$\frac{15}{16}$
1	0.551	$1\text{-}\frac{3}{8}$	$1\text{-}\frac{1}{16}$
$1\frac{1}{8}$	0.693	$1\text{-}\frac{1}{2}$	$1\text{-}\frac{1}{8}$
$1\frac{1}{4}$	0.890	$1\text{-}\frac{3}{4}$	$1\text{-}\frac{1}{4}$
$1\frac{3}{8}$	1.054	$1\text{-}\frac{7}{8}$	$1\text{-}\frac{3}{8}$
$1\frac{1}{2}$	1.294	2	$1\text{-}\frac{1}{2}$
$1\frac{5}{8}$	1.515	$2\text{-}\frac{1}{8}$	$1\text{-}\frac{5}{8}$
$1\frac{3}{4}$	1.744	$2\text{-}\frac{1}{4}$	$1\text{-}\frac{3}{4}$
$1\frac{7}{8}$	2.049	$2\text{-}\frac{3}{8}$	$1\text{-}\frac{7}{8}$
2	2.300	$2\text{-}\frac{1}{2}$	2
$2\frac{1}{4}$	3.020	$2\text{-}\frac{3}{4}$	$2\text{-}\frac{1}{4}$
$2\frac{1}{2}$	3.715	$3\text{-}\frac{1}{16}$	$2\text{-}\frac{3}{8}$
$2\frac{3}{4}$	4.618	$3\text{-}\frac{3}{8}$	$2\text{-}\frac{5}{8}$
3	5.621	$3\text{-}\frac{5}{8}$	$2\text{-}\frac{7}{8}$

Dipakai *bolt area* seluas = $0,8900 \text{ in}^2$

dari tabel A (Megesy, 1983) untuk area *bolt* seluas = $0,8900 \text{ in}^2$

maka : ukuran *bolt* = $1 \frac{1}{4} \text{ in} = 1,2500$

bolt root area = $0,8900 \text{ in}^2$

faktor korosi = $\underline{0,1250 \text{ in}^2} +$
 $0,8340 \text{ in}^2$

Bolt area yang digunakan seluas (B_4) = $0,8900 \text{ in}^2$

sehingga digunakan 12 buah *bolt* berukuran 1,2500 in

- **Stress pada anchor bolt**

$$S_B = \frac{T.C_B}{B_4.N} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Jadi *stress* pada *anchor bolt* = $14.000 \text{ psi} < 15000 \text{ psi}$ (memenuhi)

- **Desain Base Ring / Bearing Plate**

Beban yang ditopang pada *skirt*, dilanjutkan ke pondasi menara melalui *base ring*. *Base ring* harus cukup lebar agar bisa mendistribusikan beban ke pondasi secara merata, sehingga cukup kuat untuk menahan beban menara.

Menentukan maximum kompresi dari base ring

$$P_c = \frac{12M}{A_s} + \frac{W}{C_s} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan:

M = Momen pada *base ring* berdasar gempa

$$= 159.536,7009$$

W = Berat *vessel* (kondisi operasi)

$$= 348,6611 \text{ lb}$$

A_s = Area di dalam *skirt*

$$= 2.826,0000 \text{ in}^2$$

C_B = *Circumference* pada O.D *skirt*

$$= 188,4000 \text{ in}$$

Kompresi maksimum pada *base ring* adalah = 679,2889 lb/lin-in

Menentukan lebar dari *base ring*

$$l = \frac{P_c}{f_b} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Keterangan :

f_b = *Safe bearing load* pada *concrete*

$$= 750 \text{ psi}$$

P_c = kompresi maksimum pada *base ring*

$$= 679,2889 \text{ lb/lin-in}$$

maka lebar *base ring* adalah = 1,3437 in

dari tabel 10.4 (Brownell and Young, 1959) digunakan *bolt* dengan ukuran 1,2500 in. $L_3 = E = 1,2500$ in dan $l_2 = R = 1,7500$ in, maka :

$$l_3 = 1,2500 \text{ in}$$

$$l_2 = \underline{1,7500 \text{ in} +}$$

$$l_1 = 3,0000 \text{ in}$$

- **Menentukan ketebalan *base ring***

$$t_b = 0,32.l_i \quad (\text{Megesy, 1983})$$

Maka ketebalan dari *base ring* = 0,9600 in

- **Desain *flange* tutup (*head* dan *bottom*)**

Data perancangan :

$$\text{Tekanan desain} = 1 \text{ atm} = 14,6960 \text{ psi}$$

$$\text{Material flange} = \text{SA 240 Grade C}$$

$$\text{Tegangan material flange (fa)} = 17.000 \text{ psi}$$

$$\text{Bolting steel} = \text{SA 193 Grade B7}$$

$$\text{Tegangan material bolt (fb)} = 20.000 \text{ psi}$$

$$\text{Material gasket} = \text{Asbestos composition}$$

$$\text{Diameter luar shell} = 42,00 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam shell} = 40,5287 \text{ in}$$

Ketebalan *shell* = 0,1875 in (termasuk tebal isolasi)

- **Perhitungan lebar *gasket***

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - pm}{y - p(m + 1)}} = 1,0020 \quad (\text{Pers. 12.2 Brownel \& Young})$$

Keterangan:

d_o = diameter luar *gasket*, in

d_i = diameter dalam *gasket*, in

p = *internal pressure* = 14,6960 lb/in²

asumsi:

digunakan *gasket* dengan tebal 0,0625 in, dari fig 12.11 B & Y, diperoleh :

y = *yield stress* (Fig. 12.11 B & Y)

$$= 3.700 \text{ lb/in}^2$$

m = faktor *gasket* (fig 12.11 B & Y)

$$= 2,7500$$

asumsi:

diameter dalam *gasket* = diameter luar *shell*, d_i yaitu = 42,000 in, sehingga:

$$d_o = 1,0020 \times 42,0000$$

$$= 42,0846 \text{ in}$$

jadi lebar *gasket* minimum = 0,0423 in = 0,1074 cm

digunakan *gasket* dengan lebar 0,0625 in

Diameter rerata *gasket*, $G = d_i + \text{lebar } gasket$.

$$G = 42,1471 \text{ in}$$

Dari Fig 12.12 B & Y, kolom I, *type* Ia

$$b_o = \frac{N}{2} = 0,0313 \text{ in, } b_o < 0,25 \text{ in}$$

maka $b = b_o = 0,0313 \text{ in}$

$$W_{m2} = H_y = b \times \pi \times G \times y$$

$$= 15.302,0263 \text{ lb}$$

Beban untuk menjaga *joint tight* saat operasi.

$$H_p = 2 b \pi G m p$$

$$= 334,2790 \text{ lb}$$

Beban dari tekanan internal – pers. 12.89 B & Y :

$$H = \frac{\pi \cdot G^2}{4} p = 20.492,9226 \text{ lb}$$

Beban operasi total – pers. 12.91 B & Y

$$W_{m1} = H + H_p = 20.827,2016 \text{ lb}$$

W_{m1} lebih besar dari W_{m2} sehingga W_{m1} sebagai beban pengontrol.

Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*) – pers 12.92 (B&Y, 1963).

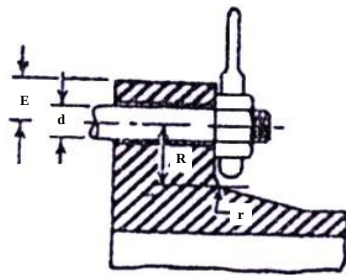
$$A_{ml} = \frac{W_{ml}}{f_b} = 1,0414 \text{ in}^2$$

Keterangan:

f_b = tegangan material *bolt*

$$= 20.000 \text{ psi}$$

Perhitungan ukuran baut optimum (491able 10.4, Brownell & Young)



Gambar F.7 Detail ukuran baut

- **Perhitungan diameter *flange* luar**

$$Flange \text{ OD (A)} = bolt \text{ circle diameter} + 2 E$$

$$= 48,0287 \text{ in}$$

Periksa lebar *gasket* :

$$A_{b \text{ actual}} = \text{root area} \times \text{jumlah baut}$$

$$= 1,2500 \text{ in}^2 \times 12 \text{ buah}$$

$$= 15 \text{ in}^2$$

Lebar *gasket* minimum :

$$N_{\min} = \frac{A_{b \text{ actual}} f_{\text{allow}}}{2 \cdot y \cdot \pi \cdot G} = 0,3063 \text{ in}$$

- **Perhitungan momen**

Untuk *bolting up condition (no internal pressure)* persamaan untuk mencari beban desain :

$$W = \frac{1}{2} (A_b + A_m) f_a \quad (\text{Pers. 12.91 Brownell \& Young})$$

$$= 136.351,5607 \text{ lb}$$

persamaan untuk mencari hubungan *lever arm*

$$h_G = \frac{1}{2} (C - G) \quad (\text{Pers. 12.101 Brownell \& Young})$$

$$= 1,3158 \text{ in}$$

flange moment adalah sebagai berikut:

$$M_a = W h_G \quad (\text{untuk kondisi beroperasi } W = W_{m1})$$

$$= 179.412,9188 \text{ lb in}$$

$$\text{Hitung } h_D \quad (\text{Pers. 12.96 Brownell \& Young})$$

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p$$

B adalah diameter luar *shell*

$$H_D = 20.432,1897 \text{ lb}$$

- *The lever arm* (Pers. 12.100 Brownell & Young)

$$h_D = \frac{1}{2} (C - B)$$

$$= 1,3471 \text{ in}$$

- *The moment* (Pers. 12.96 Brownell & Young)

$$M_D = H_D \times h_D$$

$$= 27.523,4112 \text{ lb in}$$

- Hitung H_G (Pers. 12.98 Brownell & Young)

$$H_G = W - H = W_{m1} - H$$

$$= 334,2790 \text{ lb}$$

- Hubungan *lever arm* (Pers. 12.101 Brownell & Young)

$$H_d = \frac{1}{2} (C - G)$$

$$= 1,3158 \text{ in}$$

- Momen dicari dengan persamaan (Pers. 12.98 Brownell & Young)

$$M_G = H_G \times h_G$$

$$= 439,8480 \text{ lb in}$$

- Hitung HT (Pers. 12.97 Brownell & Young)

$$H_T = H - H_D$$

$$= 60,7329 \text{ lb}$$

- Hubungan *lever arm* (Pers. 12.102 Brownell & Young)

$$H_t = \frac{1}{2} (H_d + H_g) = 1,3158 \text{ in}$$

- *The moment* (Pers. 12.97 Brownell & Young)

$$M_T = H_T \times h_T = 79,9131 \text{ lb in}$$

- Jumlah momen pada kondisi operasi, MO

$$M_O = M_D + M_G + M_T \quad (\text{Pers. 12.99 Brownell \& Young})$$

$$= 28.043,1723 \text{ lb in}$$

- Momen operasi adalah momen pengontrol, sehingga:

$$M_{\max} = 28.043,1723 \text{ lb in}$$

- **Perhitungan tebal *flange***

$$t = \sqrt{\frac{Y \cdot M_{\max}}{f_a \cdot B}}$$

Diketahui

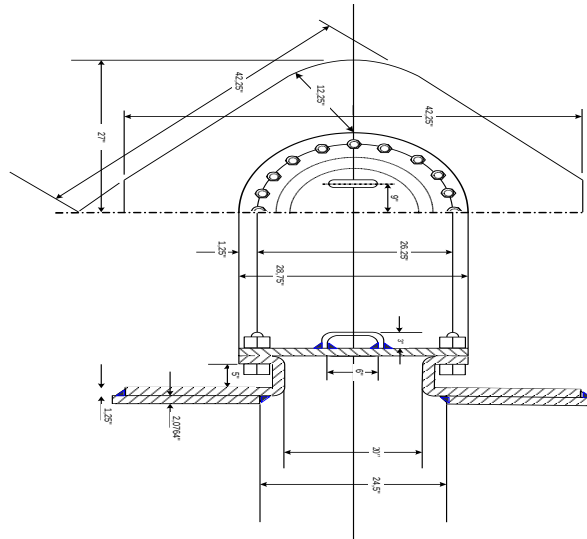
$$K = A/B = 1,1412$$

sehingga di dapat tebal *flange* adalah, $t = 1,6463 \text{ in}$

- **Desain *manhole acces***

Setiap *pressure vessel* yang dalam operasinya melibatkan liquid ataupun *vessel* yang di dalamnya terdapat alat lain seperti *impeler*, *packing*, *plate* dan lainnya sebaiknya dilengkapi dengan *manhole* yang tujuannya untuk pemeriksaan dan perbaikan. Untuk *vessel* dengan diameter antara 132 in sampai 144 in, digunakan

manhole dengan diameter dalam minimal 20 in. (Megyesy, 1983). *Manhole* dipasang dengan tujuan sebagai tempat untuk perbaikan *plate*.



Gambar F. 8. Detail desain *manhole*

Diameter vessel = 168 in

Tinggi menara = 29,4337 (tanpa penyangga)

Maka Konstruksi *manhole* berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C (Brownell and Young, *appendix F* item 3 dan 4) :

Diameter *manhole* = 20 in

Ketebalan *cover plate* = 4/9 in

Bolting-flange thickness after finishing = 1/3 in

Dimensi *manhole* 15 in berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C :

Ketebalan *manhole* = 7/16 in

Ukuran *Fillet Weld A* = 3/16 in

Ukuran *Fillet Weld B* = 7/16 in

Approx radius (R) = 7/16 in

Length of side (L) = 45 in

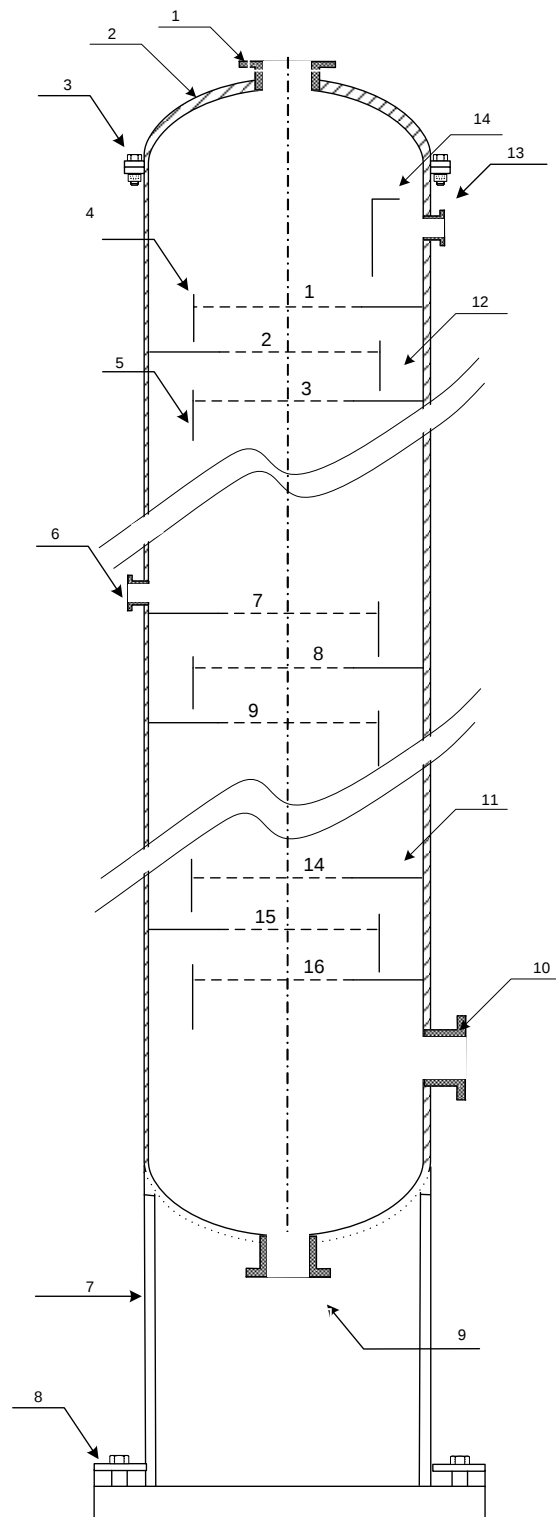
Width of reinforcing plate (W) = 53 1/2 in

Max diameter of hole in shell = 25 3/4 in

Inside diameter of manhole = 22 1/4 in

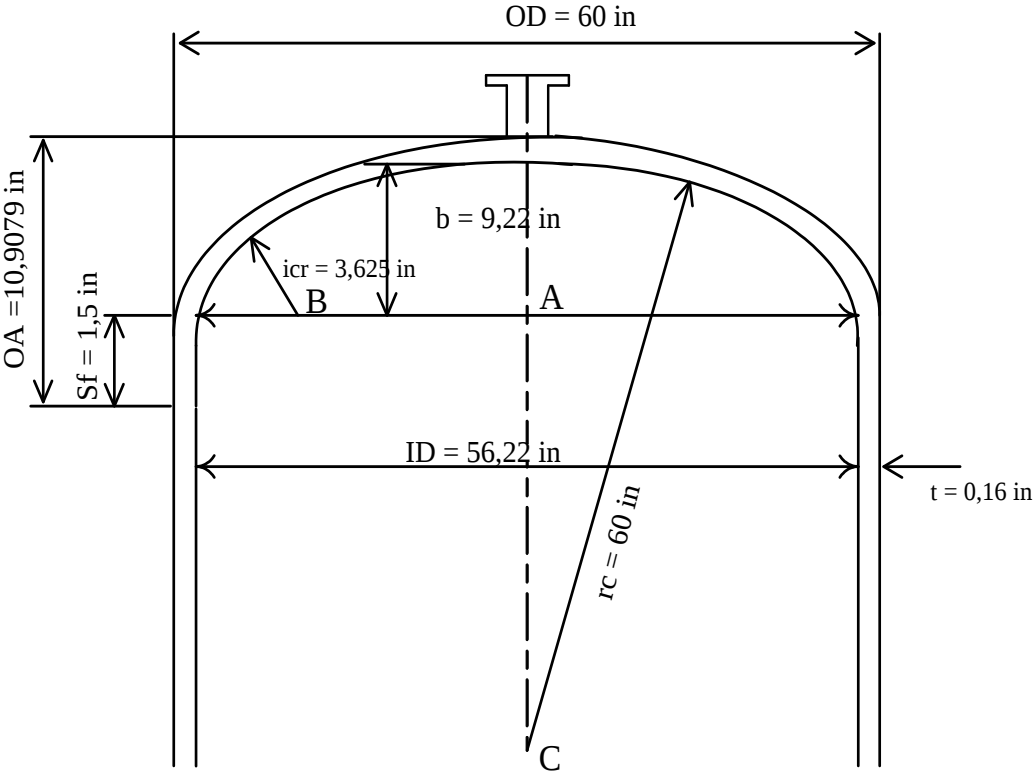
Diameter bolt circle (DB) = 26 1/4 in

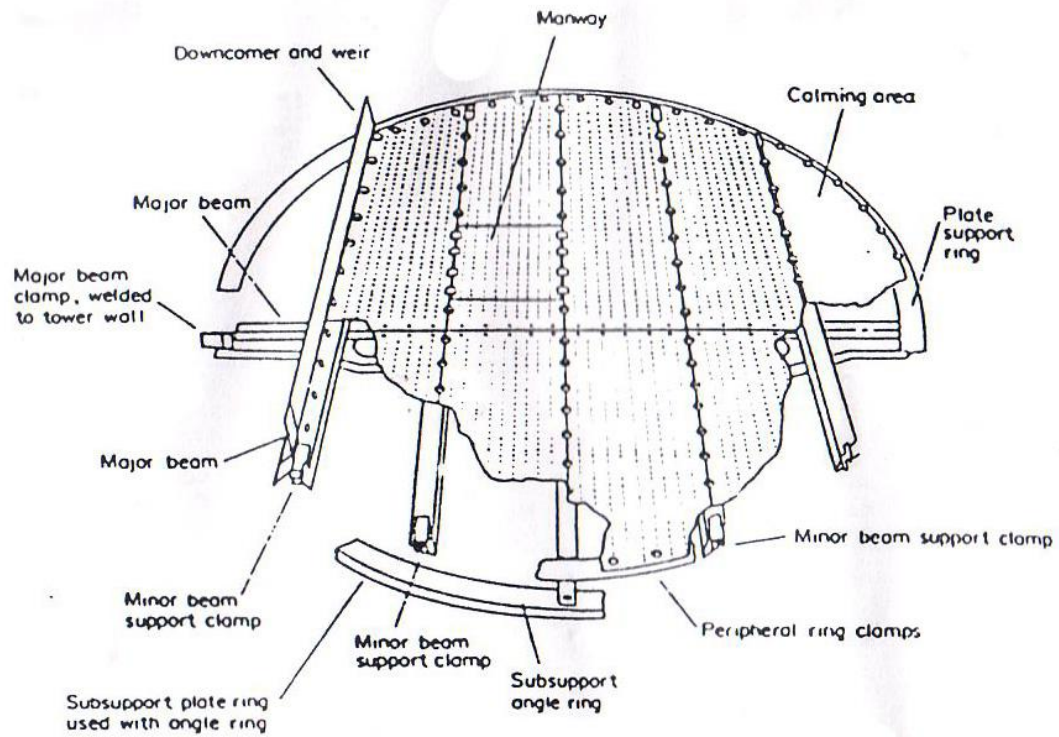
Diameter of cover plate (DC) = 28 3/4 in

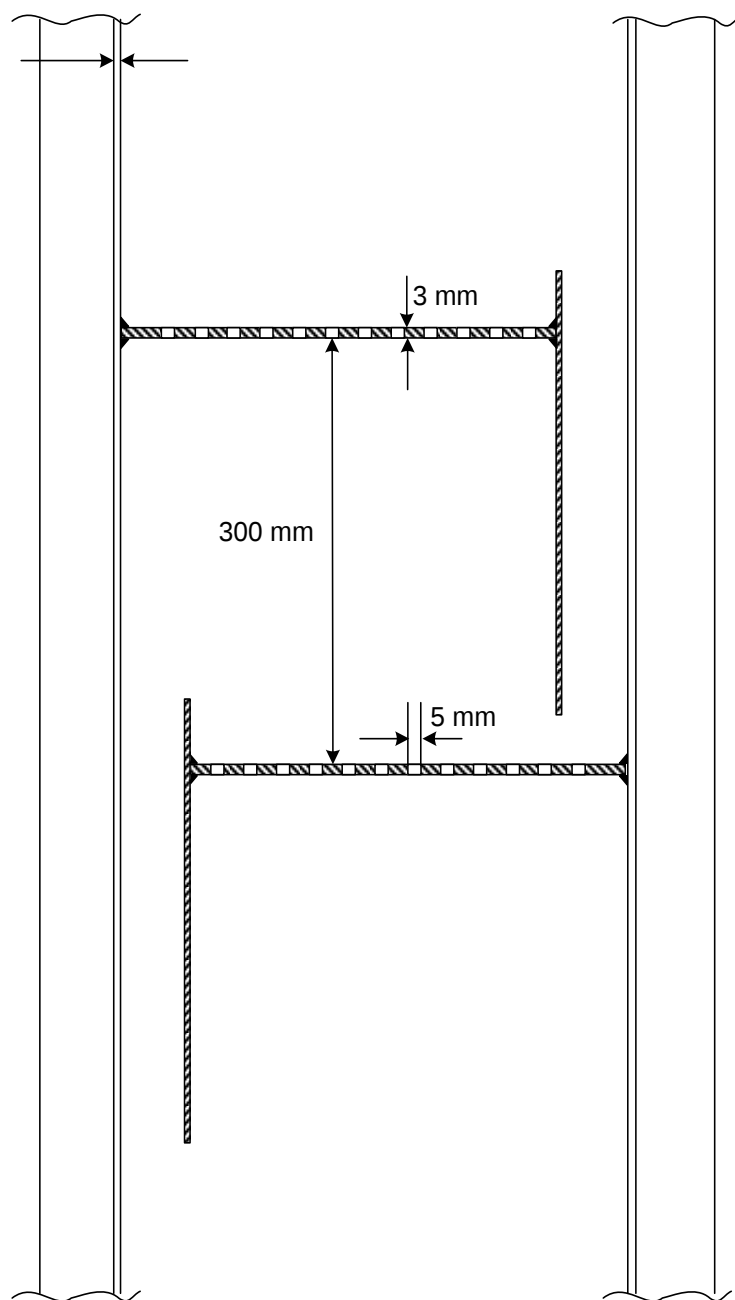


Gambar F.9. Penampang membujur menara distilasi.

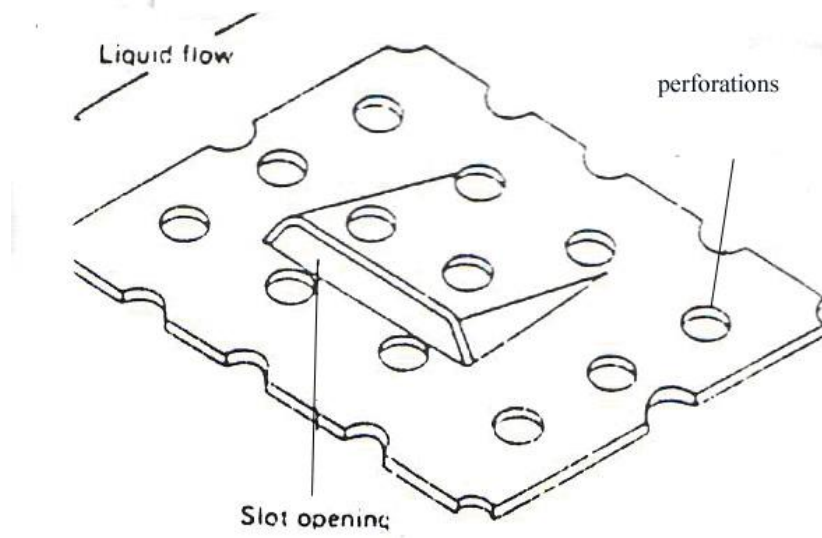
No.	Keterangan
1.	Pipa pengeluaran hasil atas
2.	<i>Torispherical head</i>
3.	<i>Straight flange</i>
4.	<i>Weir</i>
5.	<i>Downcomer apron</i>
6.	Pipa pemasukan umpan
7.	<i>Skirt</i>
8.	<i>Chair anchor bolt</i>
9.	Pipa pengeluaran hasil bawah
10.	
11.	Pipa pemasukan uap dari <i>reboiler</i>
12.	
13.	<i>Tray</i>
14.	<i>Downcomer area</i>
	Pipa pemasukan refluks atas
	<i>Baffle</i>



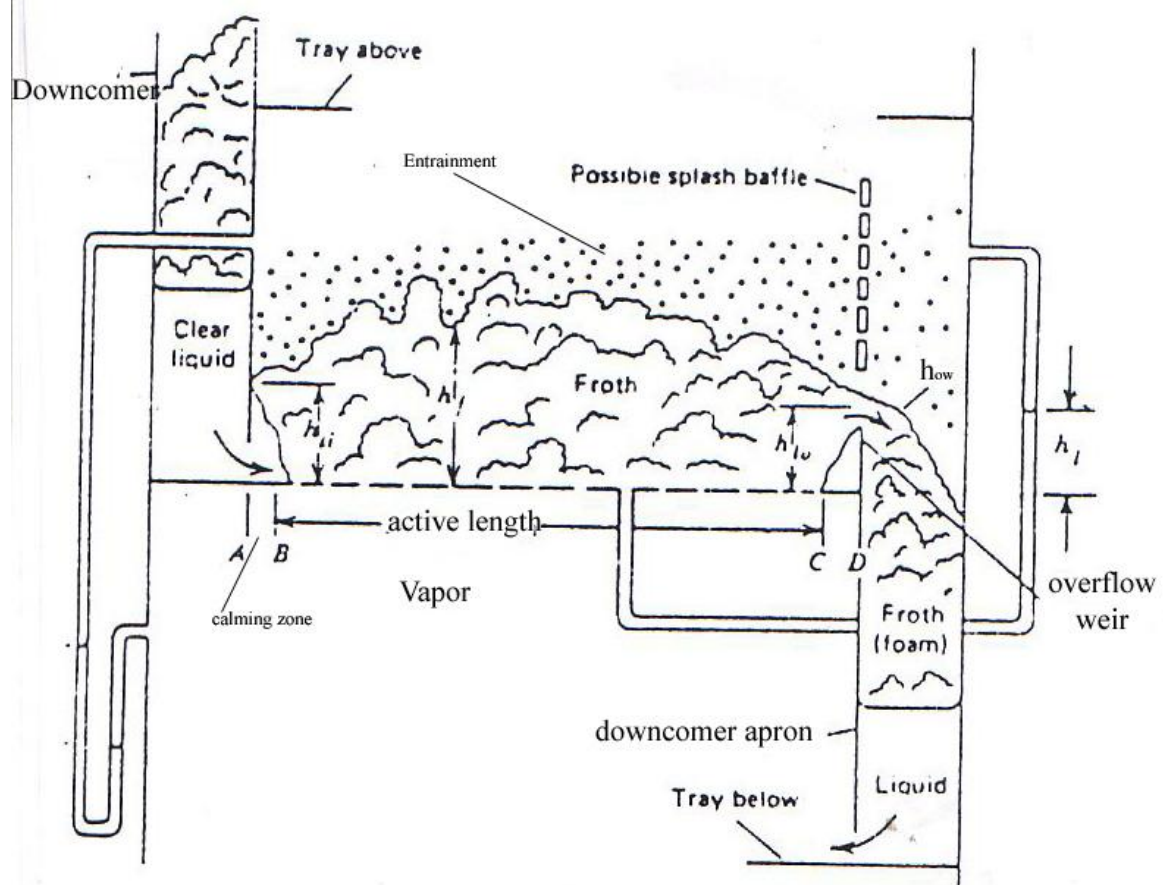
Gambar F.10. *Torispherical Head*.Gambar F. 11. Internal *Sieve tray* menara distiasi.



Gambar F.12. Internal kolom distilasi.



Gambar F.13. *Sieve plate.*



Gambar F. 14. Sieve tray phenomena